



POLITÉCNICA

ESCUELA TÉCNICA SUPERIOR DE INGENIEROS INDUSTRIALES  
UNIVERSIDAD POLITÉCNICA DE MADRID

José Gutiérrez Abascal, 2. 28006 Madrid  
Tel.: 91 336 3060  
info.industriales@upm.es

[www.industriales.upm.es](http://www.industriales.upm.es)



Pablo Cerrada Martínez

05 TRABAJO FIN DE GRADO

INDUSTRIALES

TRABAJO FIN DE GRADO

# DISEÑO Y ANÁLISIS DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE

JULIO 2017

**Pablo Cerrada Martínez**

DIRECTOR DEL TRABAJO FIN DE GRADO:  
**Adolfo Narros Sierra**



POLITÉCNICA



*A mi madre*



## RESUMEN

Los productos derivados del aire son de una importancia capital en la sociedad actual. Los componentes mayoritarios del aire, y cuyas aplicaciones son las más voluminosas a nivel global son:

- El NITRÓGENO, con un 78% de composición en volumen.
- El OXÍGENO, con un 21% de composición en volumen.
- El ARGÓN, con un 1% de composición en volumen.

El nitrógeno y el argón son gases inertes. Tienen aplicaciones tan importantes como proteger los alimentos en sus respectivos envases, para evitar que se degraden antes de tiempo o crear atmósferas protectoras para operar en metalurgia. Sin ellos, los aceros de la construcción, estarían oxidados desde su tratamiento y perderían sus capacidades estructurales. También sería imposible la electrónica, debido a que para la implementación de los circuitos impresos se requiere una atmósfera protectora que proteja los metales semiconductores de posibles contaminaciones con aire.

El oxígeno tiene multitud de usos, desde medicinal, con oxigenoterapias e insuficiencias respiratorias, hasta purificación de aguas residuales en las estaciones de depuración de aguas residuales.

Para poder usar a favor de la sociedad las características que tienen estos gases, se deben separar, ya que mezclados en el aire, las características de cada uno están limitadas por las características de los demás.

Para separar el aire hay varios mecanismos, pero los más usados son la adsorción y la destilación.

- La adsorción consiste en un tamiz molecular que adsorbe específicamente, mediante afinidad física o reacciones químicas, una especie química en particular. Este método es más económico que la destilación, pero los caudales que se obtienen son menores. Además, la pureza que alcanza, aún no puede competir con la destilación.
- La destilación es un proceso complejo y con un gasto económico mucho mayor que la adsorción. Se estima, dependiendo del tipo de plantas, que la destilación necesita una inversión inicial 5 veces mayor que la adsorción. A favor, se tienen los caudales y las purezas obtenidas, mayores a las de la adsorción.

La destilación es un proceso complejo que se lleva a cabo a temperaturas criogénicas, ya que, para poder destilar el aire, se necesita que al menos una fracción sea líquida.

Las temperaturas de licuefacción a 1 atmósfera para oxígeno, nitrógeno y argón son  $-183^{\circ}\text{C}$ ,  $-196^{\circ}\text{C}$  y  $-186^{\circ}\text{C}$  respectivamente. Para alcanzar estas temperaturas y la fracción líquida, se juega con la compresión y expansión del gas y el intercambio de calor, antes de entrar en las columnas de destilación.

Una vez se ha conseguido enfriar lo suficiente, como para tener una fracción líquida, el aire es introducido en una serie de columnas de destilación para separar, gracias a las distintas volatilidades, los compuestos.

Principalmente se tienen tres columnas de destilación. Dos columnas, que trabajan a distintas presiones, 5 y 1 bar, y que comparten un hervidor-condensador, para aprovechar los calores cedidos de cada columna. Estas dos columnas, en la realidad, se construyen de una sola pieza, para ahorrar espacio en la planta y minimizar las pérdidas de calor. Normalmente, la columna de alta presión se sitúa debajo, y la de baja presión, encima de ella. En este equipo se separa mayoritariamente el nitrógeno del oxígeno. Son necesarias dos columnas porque en la columna de 5 bar no se consigue reducir la temperatura de los caudales lo suficiente como para separar correctamente el oxígeno del nitrógeno. Por eso, el caudal de fondo de la columna, enriquecido al 40% en oxígeno, es laminado a 1 bar y alimentado en la columna superior, de baja presión, para que, mediante la expansión, se enfríe lo necesario para conseguir la separación óptima.

En la tercera columna, que trabaja a 1 bar, se separa mayoritariamente el argón y el oxígeno, que tienen una volatilidad parecida. Debido a esta volatilidad cercana, la columna de argón suele ser alta, con muchas etapas de equilibrio.

La pureza obtenida para los gases puede llegar desde el 90% en adelante, obteniendo incluso 99,9999% de pureza.

## INDICE

<b>PORTADA .....</b>	<b>1</b>
<b>RESUMEN .....</b>	<b>5</b>
<b>INDICE .....</b>	<b>7</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS.....</b>	<b>9</b>
<b>ÍNDICE DE ILUSTRACIONES .....</b>	<b>10</b>
<b>ÍNDICE DE GRÁFICAS .....</b>	<b>11</b>
<b>UNIDADES .....</b>	<b>12</b>
<b>1. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>13</b>
<b>1.1. EL AIRE.....</b>	<b>14</b>
<b>1.2. COMPUESTOS DEL AIRE Y SUS USOS .....</b>	<b>16</b>
1.2.1. NITRÓGENO.....	16
1.2.2. OXÍGENO.....	17
1.2.3. ARGÓN.....	18
<b>1.3. MÉTODOS DE OBTENCIÓN .....</b>	<b>18</b>
<b>2. OBJETIVOS .....</b>	<b>- 21 -</b>
<b>3. ESTUDIO DE LA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE .....</b>	<b>- 22 -</b>
<b>3.1. DESTILACIÓN.....</b>	<b>24</b>
3.1.1. DESTILACIÓN EN UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE .....	26
<b>3.2. ADSORCIÓN .....</b>	<b>28</b>
3.2.1. ADSORCIÓN EN UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE.....	29
<b>3.3. COMPRESIÓN Y EXPANSIÓN .....</b>	<b>31</b>
<b>3.4. INTERCAMBIO DE CALOR.....</b>	<b>32</b>
<b>4. DISEÑO DE LA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE.....</b>	<b>34</b>
<b>4.1. VALORACIONES INICIALES .....</b>	<b>34</b>
<b>4.2. DATOS PREVIOS .....</b>	<b>38</b>
<b>4.3. CÁLCULO Y DISEÑO.....</b>	<b>45</b>
4.3.1. FILTRO PRELIMINAR.....	45
4.3.2. COMPRESIÓN Y ENFRIAMIENTO.....	49
4.3.3. DESTILACIÓN .....	57
<b>5. VIABILIDAD ECONÓMICA.....</b>	<b>81</b>
<b>6. CONCLUSIONES .....</b>	<b>88</b>
<b>7. BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>89</b>
<b>8. PLANIFICACIÓN TEMPORAL Y PRESUPUESTO .....</b>	<b>91</b>





## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Datos previos del aire.....	40
Tabla 2: Fracción molar N <sub>2</sub> a 1 bar.....	41
Tabla 3: Fracción molar N <sub>2</sub> a 5 bar.....	42
Tabla 4: Fracción molar O <sub>2</sub> a 1 bar.....	43
Tabla 5: Resumen datos del diagrama T-s .....	51
Tabla 6: Resumen de las corrientes de salida.....	55
Tabla 7: Resumen columna alta presión .....	71
Tabla 8: Resumen columna baja presión.....	76
Tabla 9: Resumen columna de argón .....	80
Tabla 10: Datos para compresores .....	82
Tabla 11: Datos para intercambiadores de calor.....	82
Tabla 12: Datos para columna de destilación.....	83
Tabla 13: Factor de instalación de los equipos.....	83

## ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1: Ejemplo de proceso de producción de la Metiletilcetona .....	13
Ilustración 2: Estructura nitrógeno diatómico.....	16
Ilustración 3: Estructura oxígeno diatómico.....	17
Ilustración 4: Argón.....	18
Ilustración 5: Columna simple de Linde.....	19
Ilustración 6: Diagrama proceso de adsorción.....	20
Ilustración 7: Diagrama simplificado ASU (Linde).....	23
Ilustración 8: Columna de destilación simple.....	24
Ilustración 9: Detalle de plato de destilación.....	25
Ilustración 10: Columna de destilación doble.....	26
Ilustración 11: Proceso de cuatro tiempos VPSA.....	30
Ilustración 12: Complejo compresor-turbina.....	31
Ilustración 13: Flujos en intercambiador de calor.....	32
Ilustración 14: Intercambiador de carcasa y tubos.....	33
Ilustración 15: Diagrama de la planta.....	36
Ilustración 16: Ciclón.....	46
Ilustración 17: Esquema de compresión y enfriamiento.....	49
Ilustración 18: Esquema cabeza de una columna.....	58
Ilustración 19: Esquema fondo de una columna.....	59
Ilustración 20: Áreas de los platos.....	60
Ilustración 21: Gantt.....	94

## ÍNDICE DE GRÁFICAS

Gráfica 1: Representación gráfica de la composición del aire .....	15
Gráfica 2: Diagrama punto crítico de un gas.....	38
Gráfica 3: Diagrama isobaro N <sub>2</sub> /O <sub>2</sub> 1 bar.....	41
Gráfica 4: Diagrama isobaro N <sub>2</sub> /O <sub>2</sub> 5 bar.....	42
Gráfica 5: Diagrama isobaro O <sub>2</sub> /Ar 1 bar.....	43
Gráfica 6: Diagrama T-s aire.....	44
Gráfica 7: Proceso de compresión y enfriamiento.....	50
Gráfica 8: Diagrama x-y a 5 bar.....	57
Gráfica 9: Correlación de Fair.....	61
Gráfica 10: Cálculo de alimentación.....	63
Gráfica 11: Reflujo mínimo.....	64
Gráfica 12: Reflujo real.....	65
Gráfica 13: Cálculo recta de agotamiento.....	66
Gráfica 14: Cálculo de etapas teóricas.....	67
Gráfica 15: Columna de baja presión.....	73
Gráfica 16: Columna de argón bruto.....	77
Gráfica 17: Reparto de horas dedicadas por mes.....	92
Gráfica 18: Reparto de horas dedicadas a cada empeño.....	92

## UNIDADES

### FACTORES DE CONVERSIÓN DE UNIDADES.

$$1 \text{ ft/s}^2 = 0,3048 \text{ m/s}^2;$$

$$1 \text{ in} = 2,540 \text{ cm};$$

$$1 \text{ m}^3 = 1000 \text{ l};$$

$$1 \text{ W} = 1 \text{ J/s};$$

$$1 \text{ Pa} = 1 \text{ N/m}^2;$$

$$1 \text{ bar} = 10^5 \text{ Pa};$$

$$1 \text{ atm} = 1,013 \text{ bar};$$

$$1 \text{ J} = 0,239 \text{ cal};$$

$$1 \text{ kWh} = 3600 * 10^6 \text{ J};$$

$$1 \text{ N} = 10^5 \text{ dinas};$$

### CONSTANTES.

$$R = 8,314 \frac{\text{Pa} \cdot \text{m}^3}{\text{mol} \cdot \text{K}};$$

## 1. INTRODUCCIÓN

La sociedad actual está en constante crecimiento. Cada día aumentan las necesidades y los servicios que las personas demandan para mantener y aumentar su calidad de vida. En este marco de constante expansión, este Trabajo Fin de Grado se sitúa en el ámbito de la ingeniería química, la cual es extremadamente necesaria para la industria, pero también para la sociedad en general, debido a su multitud de campos de aplicación.

La ingeniería química dicho en palabras sencillas, es la ingeniería de los balances de materia y energía, y aunque suene simple, es un mundo realmente complicado. Los ajustes y la optimización para no desperdiciar ni un gramo de materia ni un julio de energía de más, puede generar que las plantas, los procesos y los equipos diseñados en la ingeniería química sean realmente enrevesados. La multitud de intercambiadores de calor, purgas, recirculaciones, productos secundarios, turbinas y compresores... Pueden generar un auténtico laberinto de líneas de proceso que pueden ser complejas de entender incluso para alguien que este versado en la materia.

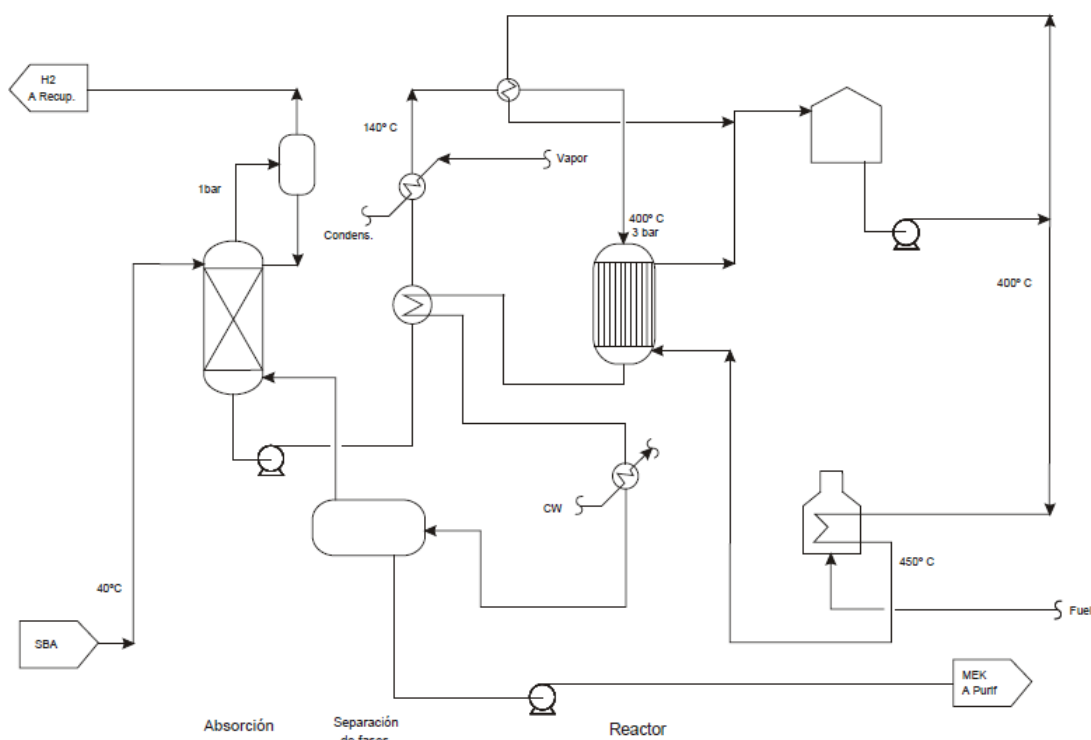


Ilustración 1: Ejemplo de proceso de producción de la Metiletilcetona [1]

Este ejemplo de la producción de la metiletilcetona, puede servir para hacerse una idea de lo complicado que pueden ser los procesos de la ingeniería química, teniendo en cuenta que la *Ilustración 1* solo es una simplificación académica para su estudio, y que, además, simplemente es un diagrama. Las plantas *in situ* son realmente complejas.

## 1.1. EL AIRE

Este contexto se ha presentado para poder entender mejor lo que será el tema principal de este estudio teórico-práctico en ingeniería química: *el aire y las plantas para su separación*.

El **aire** es una mezcla de gases que se extiende desde la superficie terrestre hasta varios cientos de kilómetros de altura en la atmósfera, aunque su composición y concentración varía a lo largo de dichos kilómetros.

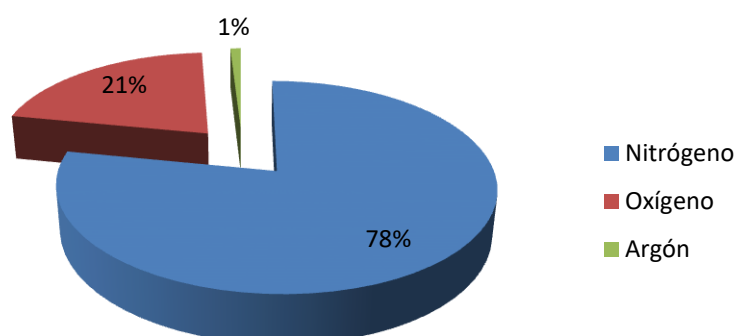
Los compuestos químicos mayoritarios que conforman esa mezcla llamada aire son por todos conocidos: el nitrógeno y el oxígeno. Pero, aunque estos compuestos sean los mayoritarios en el aire no son los únicos. De hecho, el aire está formado por varias decenas de compuestos en mayor o menor medida.

Compuestos del aire y sus concentraciones en volumen en base seca:

- Nitrógeno ( $N_2$ ): 78.084%
- Oxígeno ( $O_2$ ): 20.947%
- Argón (Ar): 0.934%
- Dióxido de carbono ( $CO_2$ ): 0.035%
- Neón (Ne): 0.001818%
- Helio (He): 0.000524%
- Metano ( $CH_4$ ): 0.00017%
- Kriptón (Kr): 0.000114%
- Hidrógeno ( $H_2$ ): 0.000053%
- Protóxido de nitrógeno ( $N_2O$ ): 0.000031%
- Xenón (Xe): 0.0000087%
- Ozono ( $O_3$ ) <0.000001%
- Monóxido de carbono (CO) <0.000001%
- Dióxido de azufre ( $SO_2$ ) <0.000001%
- Dióxido de nitrógeno ( $NO_2$ ) <0.000001%
- Amoníaco ( $NH_4$ ) <0.000001%

Si estos datos se representan gráficamente, como en la *Gráfica 1*, se puede observar que claramente los componentes mayoritarios son el nitrógeno y el oxígeno, y aunque en un 1%, también se considera el argón, por comparación con los demás compuestos

## Composición del aire



Gráfica 1: Representación gráfica de la composición del aire (elaboración propia)

Pero, ¿por qué es importante el aire?

El aire contiene una cantidad de materias primas excepcional. Prácticamente todos los gases que conforman el aire tienen multitud de usos, en mezcla o puros, tanto para la industria como para la sociedad en sí. Aunque debido a su concentración en el propio aire no todos se pueden obtener o no son rentables económicamente.

Los principales gases que se obtienen del aire son el nitrógeno, el oxígeno y el argón. Estos gases tienen muchas aplicaciones y usos.

## 1.2. COMPUESTOS DEL AIRE Y SUS USOS

### 1.2.1. NITRÓGENO

El nitrógeno es un compuesto químico que, en condiciones normales, a presión atmosférica y temperatura ambiente, 1 atm y 20°C, está en estado gas.

Este gas es diatómico, es decir, la molécula de nitrógeno gas que está en el aire, está formada por dos átomos de nitrógeno, los cuales están unidos por un enlace triple muy estable.



Ilustración 2: Estructura nitrógeno diatómico

Este enlace triple, muy estable, es el responsable de la propiedad más importante del nitrógeno, su dificultad a la hora de reaccionar con otros compuestos. En otras palabras, el nitrógeno es inerte en la mayoría de las situaciones.

Las aplicaciones más importantes del nitrógeno [3]:

- **Aeroespacial y aeronáutica:** el nitrógeno se usa como fluido en los túneles de viento, para el estudio de la aerodinámica. Como gas auxiliar en aplicaciones de corte láser y en tratamientos térmicos para materiales ligeros pero resistentes.
- **Transporte y automóvil:** en soldadura, el nitrógeno se usa para crear una atmósfera para soldar piezas de automóviles en condiciones óptimas.
- **Química:** el nitrógeno se utiliza para purgar y limpiar sustancias químicas orgánicas volátiles de la línea de proceso y para proteger materiales del oxígeno, pero una de sus principales aplicaciones es la de la producción de amoníaco.
- **Alimentación y bebidas:** como agente criogénico es importante para la refrigeración y congelación de alimentos. La inmersión en nitrógeno líquido es una forma rápida de congelación de alimentos. También se usa en el mantenimiento de la apariencia de los productos, conservándolos apetecibles para los consumidores.
- **Producto sanitario:** gracias de nuevo a sus propiedades criogénicas, tiene multitud de usos a la hora de preservar muestras biológicas como tejidos y sangre, así como para eliminar tejido enfermo en cirugías.
- **Metalurgia:** debido a sus propiedades inertes, se usa como gas de arrastre y de purga, y para proteger la oxidación de los materiales.
- **Petróleo y gas:** inyectando nitrógeno en depósitos y yacimientos se aumenta y optimiza la producción de petróleo (fracking).



Muchas de estas aplicaciones de inertización podrían ser llevadas a cabo por otros gases inertes, como los gases nobles, pero debido a su abundancia y a la facilidad de obtención, el nitrógeno es el candidato perfecto económica y técnicamente para llevar a cabo consumos de grandes volúmenes de gases inertes.

### 1.2.2. OXÍGENO.

El oxígeno es un compuesto químico que, en condiciones normales, a presión atmosférica y temperatura ambiente, 1 atm y 20°C, está en estado gas.

Este gas es diatómico, es decir, la molécula de oxígeno gas que está en el aire, está formada por dos átomos de oxígeno, los cuales están unidos por un doble enlace.

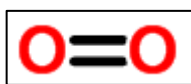


Ilustración 3: Estructura oxígeno diatómico

El oxígeno diatómico es un compuesto bastante reactivo, puesto que tiene facilidad para generar oxidaciones con la gran mayoría de los compuestos químicos. Según el compuesto al que oxide, puede ser que la reacción sea muy rápida y exotérmica y que genere una llama o combustión, de ahí que reciba el calificativo de comburente.

La mayoría de las aplicaciones del oxígeno son gracias a esta propiedad reactiva [4]:

- **Aeroespacial y aeronáutica:** como comburente, sirve para la combustión del carburante de los cohetes.
- **Transporte y automóvil:** calentándose a mucha temperatura, el oxígeno puede ser utilizado como gas de corte plasma.
- **Química:** el oxígeno participa en multitud de procesos productivos en la química, aunque normalmente no requiere de alta pureza, sino que con la concentración del aire sirve. En procesos como la obtención de óxido de etileno y dióxido de titanio se requiere un grado de pureza muy alto.
- **Energía:** el oxígeno puro puede utilizarse para aumentar el rendimiento de combustiones de calderas y calefactores, evitando así una mala estequiometría en la reacción e impidiendo la producción de monóxido de carbono, altamente tóxico, debido a una mala combustión.
- **Producto sanitario:** prácticamente todos los hospitales tienen tanques de gases como el nitrógeno o el oxígeno para el uso medicinal. En este caso, el oxígeno se usa medicinalmente para oxígeno terapias, pacientes con insuficiencia respiratoria...

- **Tratamiento de aguas:** el oxígeno es fundamental en las Estaciones de Depuración de Agua Residuales (EDAR). En los tratamientos secundarios de las estaciones, los tratamientos biológicos, es fundamental burbujear oxígeno, para fomentar el crecimiento de microorganismos que metabolicen los residuos orgánicos. Sin este oxígeno no se podría dar la digestión aeróbica.

### 1.2.3. ARGÓN

El argón es un compuesto químico que, en condiciones normales, a presión atmosférica y temperatura ambiente, 1 atm y 20°C, está en estado gas.

El argón entra dentro del grupo de gases llamado *gases nobles*, porque su configuración de electrones cumple la regla del octeto, es decir, que en su capa de valencia tiene 8 electrones. Esto le hace no necesitar ceder ni atraer electrones para llegar a la estabilidad electrónica. En otras palabras, es estable en sí mismo, y no reacciona con nada.



Ilustración 4: Argón

Esta propiedad electrónica del argón le hace idóneo para aplicaciones de inertización [5].

- **Aeroespacial y aeronáutica:** puede utilizarse para proporcionar un entorno de oxígeno y nitrógeno para procesos de tratamiento térmico.
- **Transporte y automóvil:** el argón puede utilizarse en mezcla con otros gases para soldar componentes usados en automóviles como chasis, silenciadores... También puede ser componente de los gases del airbag.
- **Metalurgia:** en la industria del metal, el argón previene la oxidación en el proceso además de mantener la temperatura y la composición de la atmósfera constantes. También es usado para reducir las pérdidas del cromo durante la descarburación argón-oxígeno en el proceso de refinado del acero inoxidable.

## 1.3. MÉTODOS DE OBTENCIÓN

Una vez se han visto los componentes mayoritarios y más importantes en volumen de producción, se debe hablar de los sistemas de producción de estos gases mayoritarios, ya que en el aire se encuentran mezclados y no se pueden aprovechar las propiedades de los componentes puros.

La separación del aire tiene dos grandes métodos para llevarse a cabo: la destilación y la adsorción [6].

La **destilación** es un proceso físico por el cual, una mezcla de líquidos se puede separar atendiendo a su volatilidad. Cuando la mezcla de líquidos empieza a hervir, se produce un equilibrio de dos fases, líquido y vapor. La fase líquida queda enriquecida con el componente menos volátil mientras que la fase vapor queda enriquecida con el componente más volátil. Así pues, se consigue la separación de una mezcla de líquidos.

La primera vez que se consiguió licuar el aire fue en 1895 por Carl von Linde. Este fenómeno se consiguió gracias a que von Linde se basó en el trabajo de Joule y Thomson, el cual estudiaba el comportamiento de los gases en la compresión y expansión. La conclusión de este trabajo fue que los gases al expandirse perdían calor. Llevando esta conclusión a la práctica, si un gas comprimido se enfría a temperatura ambiente con agua de refrigeración (20°C), y posteriormente se expande mediante una turbina, el gas puede llegar a alcanzar temperaturas realmente bajas.

Más tarde, en 1902, Linde separaría el oxígeno del aire mediante una columna de destilación simple, como la de la *ilustración 5*. Esto fue posible debido a que ninguno de los componentes del aire forma azeótropos, es decir, que los gases se pueden considerar ideales, sin interacción entre ellos.

En la actualidad la técnica que se lleva a cabo en las plantas de separación de aire, (*ASU* por sus siglas en inglés, *air separation unit*) es la doble columna para la separación principal de oxígeno y nitrógeno más una columna adicional para la obtención de una corriente de argón puro.

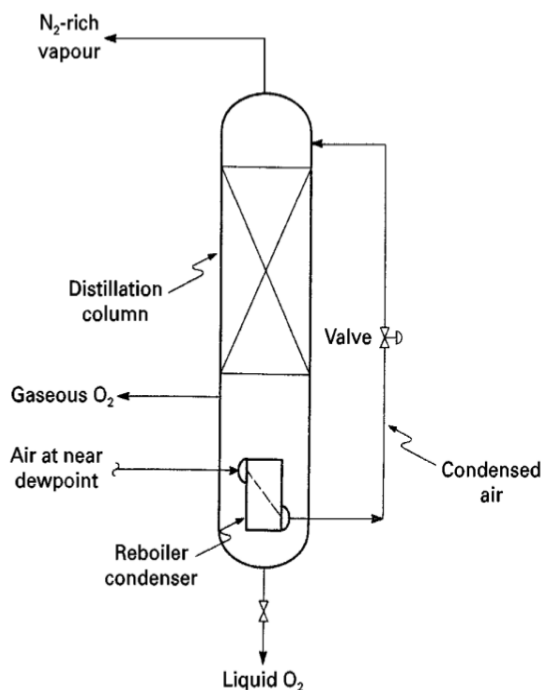


Ilustración 5: Columna simple de Linde [6]

La **adsorción** es un proceso físico en el que los componentes de una mezcla, ya sea líquida o gaseosa, se transfieren selectivamente a la superficie de un sólido quedando adherida a la superficie, pudiéndose separar dicha mezcla. La **absorción** es un proceso que puede ser tanto físico como químico y en la que una sustancia se difunde dentro de otra. No se deben confundir. El método de separación de aire es mediante la *adsorción*.

La adsorción como método para separar aire es un proceso distinto totalmente a la destilación, aunque las dos se basen en procesos físicos. Empezando por el tiempo que se llevan usando, la adsorción es más moderna que la destilación. Además, las purezas conseguidas en los dos procesos son distintas, siendo mayor la de la destilación, proporcional al consumo energético y coste económico.

La adsorción es un proceso que también se utiliza en las plantas de separación de aire, pero como purificador de la corriente, y no como operación de separación de los componentes del aire propiamente dichos.

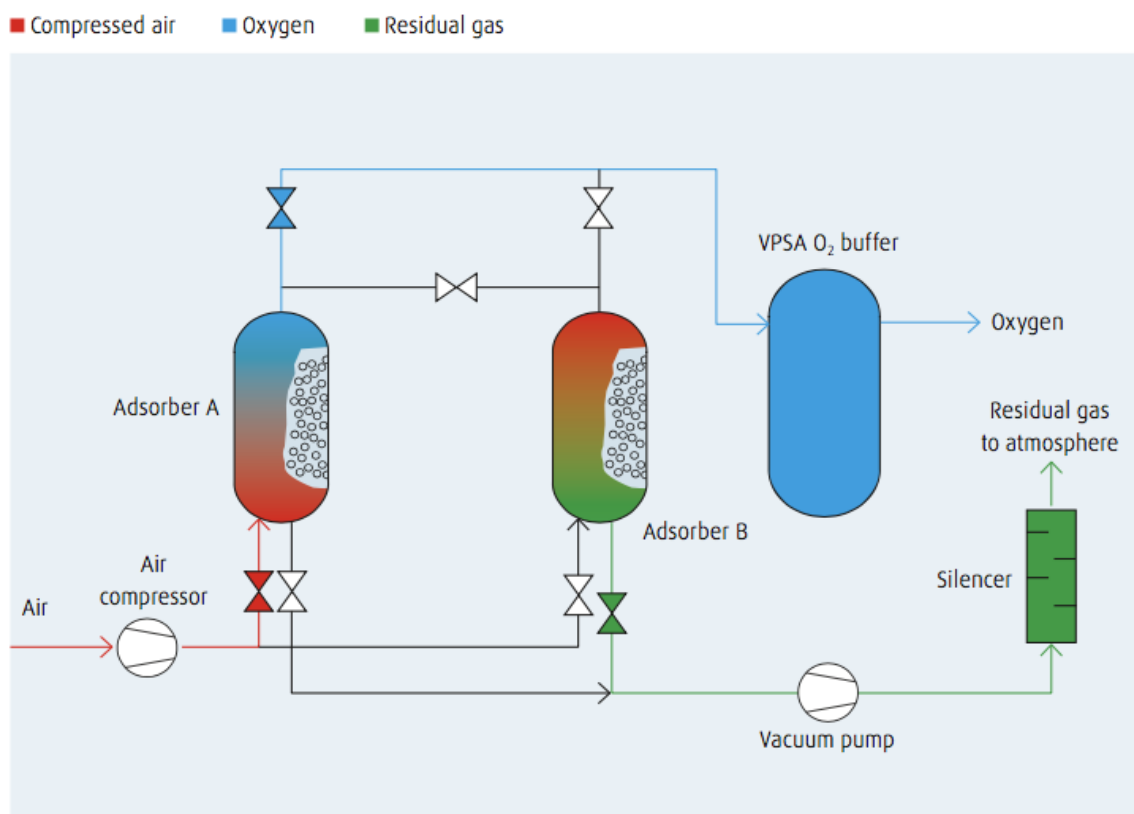


Ilustración 6: Diagrama proceso de adsorción [8]

## 2. OBJETIVOS

El objetivo de este Trabajo Fin de Grado, es el estudio, análisis y diseño preliminar de una planta de separación de aire desde un enfoque académico.

Para ello, se estudiará conceptualmente lo que es una planta de separación de aire y cuáles son sus principales procesos. Más tarde se procederá al análisis y diseño preliminar de una planta, calculando caudales, potencias, energías, y dimensionamiento de los equipos más importantes que intervienen.

La intención es la de que este diseño sirva para que el lector entienda cómo funciona una planta de destilación de aire, aunque sea un proceso complejo. No se espera que los resultados aquí presentados sean una reproducción fidedigna de los resultados reales de una planta de separación de aire. Más bien se pretende que el lector, esté iniciado en la ingeniería o no, comprenda de una manera global los volúmenes de caudales y capital que se deben invertir y se obtienen con este tipo de plantas.

Es por esto que a lo largo de todo el trabajo se realizan simplificaciones y suposiciones, con la esperanza de que los árboles dejen ver el bosque. En otras palabras, que los minuciosos detalles del proceso permitan al lector entender y asimilar el proceso global.

### 3. ESTUDIO DE LA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE

Las plantas de separación de aire, prácticamente a nivel mundial, están divididas en una serie de procesos claramente diferenciados entre sí:

- Filtrado preliminar: el aire atmosférico tiene gran cantidad de contaminantes: polvo, microorganismos y compuestos que impurifican los productos. En el filtrado preliminar se eliminan todas las partículas gruesas que pueden poner en riesgo la integridad de los compresores.
- Compresión y enfriamiento: el aire atmosférico es comprimido hasta una presión aproximada de 5 bar. Después de esa compresión, el aire se calienta, y por tanto se debe enfriar hasta una temperatura de 20°C aproximadamente.
- Purificación: a pesar del filtrado eliminar, en el aire hay multitud de compuestos químicos que pueden ser seriamente peligrosos para la seguridad y el desarrollo de la planta. Estos compuestos se estudian con más extensión en el apartado 3.2. *Adsorción*.
- Intercambiador de calor: la línea principal intercambia calor a contracorriente con las corrientes de salida de la columna principal, que se encuentran a temperaturas criogénicas para poder enfriar la corriente principal hasta prácticamente el punto de licuefacción.
- Destilación principal: donde se separa principalmente el oxígeno y el nitrógeno en una columna doble, con hervidor-condensador, y dos presiones de trabajo, normalmente 5 bar y 1 bar.
- Destilación secundaria: donde se consigue obtener una corriente de argón puro separándolo del oxígeno.

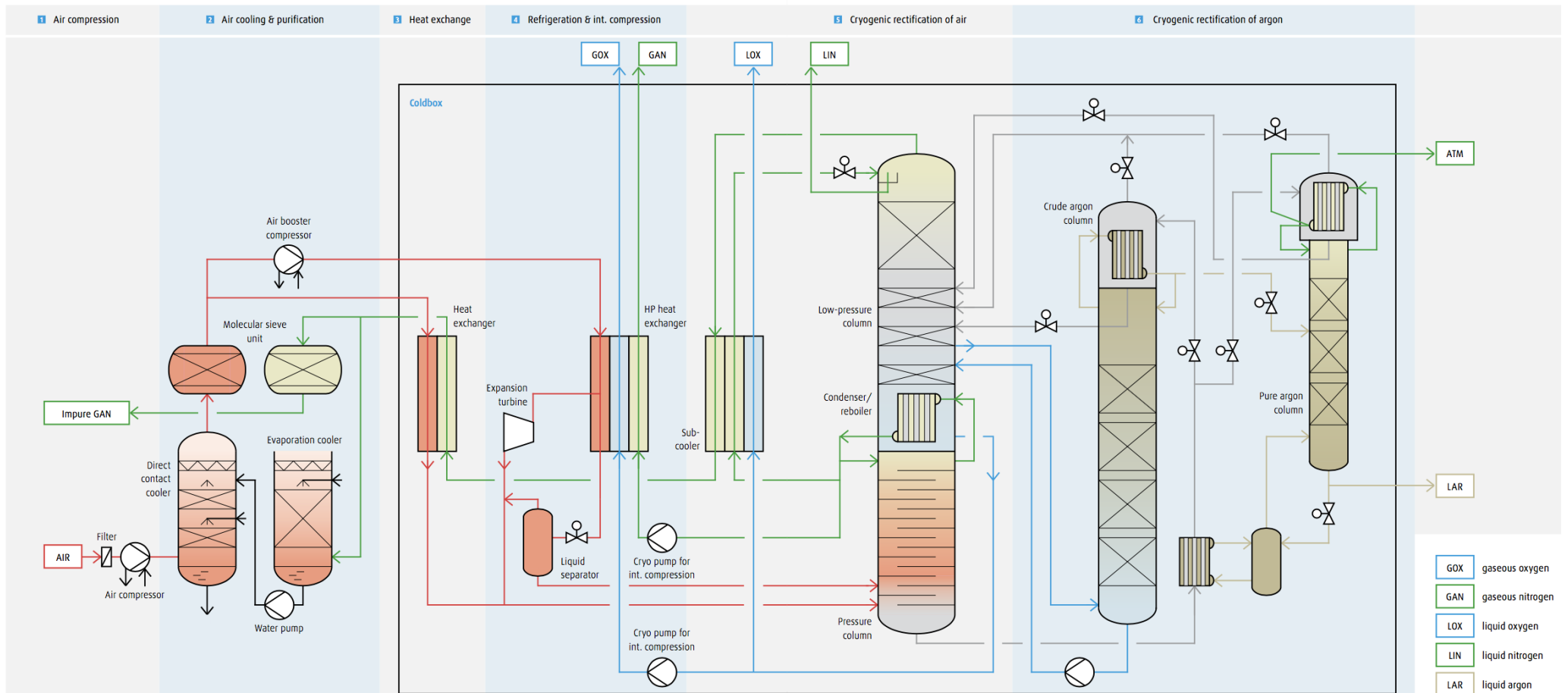


Ilustración 7: Diagrama simplificado ASU [9]

Este diagrama simplificado pero completo, muestra una planta de separación de aire convencional. Como se puede observar, a pesar de la simplificación, hay una gran cantidad de equipos, recirculaciones, purgas...

### 3.1. DESTILACIÓN

El principal equipo, en la que se basa la planta, es la columna de destilación.

La **destilación**, como se comentó en la introducción, es un método de separación que se basa en las volatilidades de los compuestos de una mezcla líquida para separarlos mediante ebullición.

Las columnas de destilación son recipientes, normalmente altos y de gran diámetro, recubierto de un material altamente aislante, para minimizar las pérdidas de energía. En las columnas de destilación normalmente suele haber 3 elementos imprescindibles: un condensador, un hervidor y los elementos internos. Estos elementos internos pueden ser tanto platos perforados como relleno, según el diseño en ingeniería.

El funcionamiento de las columnas es simple, la mezcla de compuestos entra, en fase líquida, gaseosa o mixta, y dicha mezcla circula por la columna.

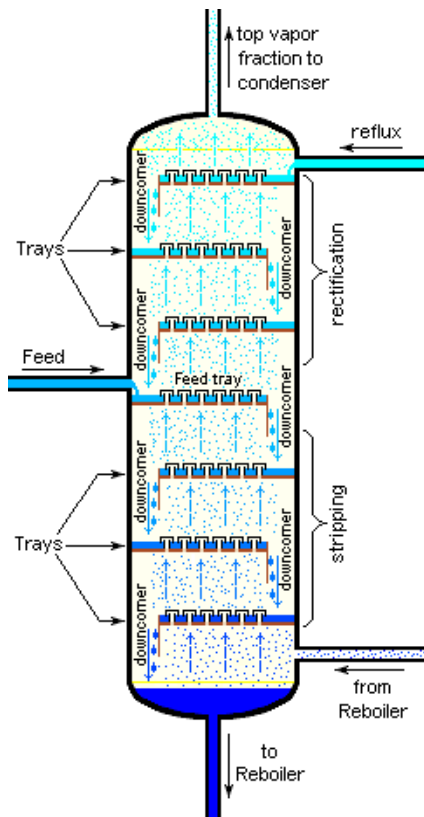
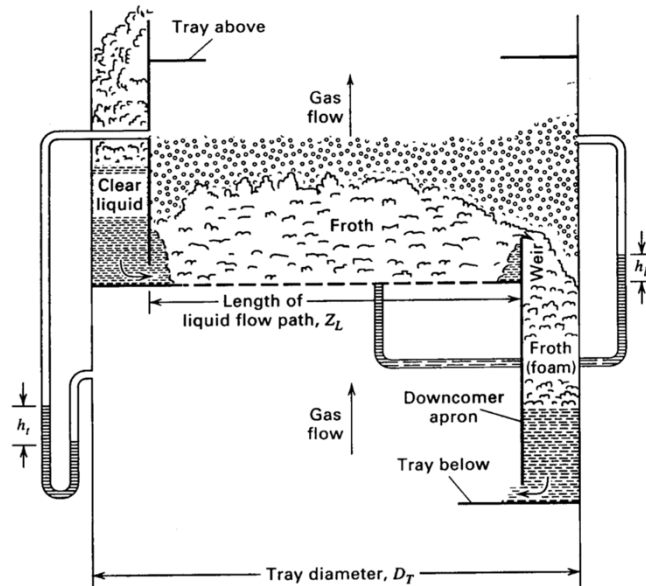


Ilustración 8: Columna de destilación simple [10]

Como se puede ver en la *ilustración 8*, hay una mezcla líquida que suponemos que es de dos componentes A (muy volátil) y B (menos volátil). Ese líquido cae al hervidor y empieza a ebullicir, la mayor parte del vapor será el componente más volátil, A, aunque también va acompañado del otro componente de la mezcla, B, puesto que la separación no es ideal. En el transcurso del ascenso, el vapor va cada vez más enriqueciéndose del compuesto A por el intercambio de materia en los platos hasta que llega a la cabeza de la columna, donde está el condensador. El condensador enfría la corriente, que prácticamente es componente más volátil, pero para mejorar el rendimiento se hace un reflujo que devuelve parte del condensado a la columna.



Los platos, como se puede ver en la *ilustración 9*, son bandejas perpendiculares al eje de la columna, sobre la que circula el líquido que viene del plato superior por el conducto de bajada (vertedero) que lo dirige al plato inferior. Estos platos tienen perforaciones, por donde discurre el vapor hacia la parte superior de la columna.



**Ilustración 9: detalle de plato de destilación [7]**

Los platos son importantísimos, y su diseño fundamental, ya que un mal diseño puede provocar que la columna no esté en condiciones óptimas de trabajo o peor aún, que no separe los compuestos, y esto generar pérdidas millonarias.

Algunos de los límites de operación son:

- Inundación por arrastre: si el vapor asciende con demasiada velocidad, puede arrastrar gotas del líquido, y al llegar al plato superior, junto con el líquido que ya hay ahí, inundarlo, perdiendo eficacia.
- Inundación de la bajante: si el caudal de líquido es demasiado alto, o hay demasiada presión en la columna, la bajante podría ser incapaz de desalojar todo el líquido que llega.
- Goteo: si la velocidad del vapor no es lo suficientemente alta, puede que el líquido sea capaz de, en vez de por la bajante, bajar por los orificios destinados al vapor. Dependiendo del grado, puede ser asumible.
- Vaciado: si el goteo es tal, que todo el líquido cae por los orificios, y no por el vertedero, empieza a circular caudal de vapor por los vertederos, rompiéndose el sello hidráulico. La eficacia se reduce mucho y la operación se hace inestable.

El número de platos de la columna también es fundamental. Haciendo la simplificación, cada plato de la columna, donde entra en contacto el líquido y el vapor, es una etapa de equilibrio. Dependiendo del número de etapas de equilibrio de la columna, no se llegará a la separación adecuada o se excederá en la pureza de los productos. Ambas son soluciones con pérdidas económicas.

El condensador y el hervidor también son equipos a tener en cuenta.

En algunos casos, como el caso del aire, el destilado es difícil de condensar debido a las temperaturas que requiere para ello, o puede interesar un destilado vapor. En este caso se puede necesitar condensador parcial.

### 3.1.1. DESTILACIÓN EN UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE

En la columna de destilación diseñada para el aire, la realidad es que son dos columnas en una, cada una trabajando a diferentes presiones. Habitualmente 5 bar y 1 bar.

En primer lugar, la corriente limpia, purificada y enfriada hasta cerca de su punto de licuefacción, es enfriada aún más debido a que circula por el serpentín en contacto con líquido enriquecido en oxígeno ( $O_2$  40%) hirviendo por el fondo de la columna. El calor para que el oxígeno hierva lo cede la propia corriente de aire entrante. En esta corriente ya hay una parte de aire licuado, proveniente del proceso anterior.

El líquido con un 40% de oxígeno es laminado y realimentado en la columna de baja presión (1 bar). En la columna de baja presión se produce propiamente dicho la destilación, ya que por cabeza se produce el nitrógeno puro y por el fondo se produce el oxígeno puro.

En la columna de alta presión, parte del producto condensado en la cabeza de la columna sirve como reflujo de la propia columna y otra parte se introduce en la cabeza de la columna de baja presión. Parte de este nitrógeno realimentado será el reflujo de la columna de baja presión y parte escapará como producto por la cabeza de la columna.

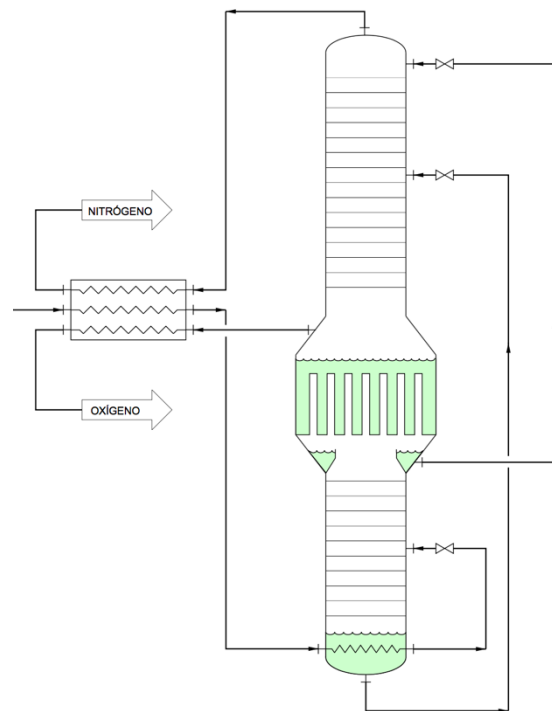


Ilustración 10: Columna destilación doble [11]

Cuando se requiere la producción de argón crudo, la columna de baja presión, es decir, la superior, se sangra en el plato en el que la concentración de argón es máxima, entre un 12% y un 16% y prácticamente no se encuentra nitrógeno.

Este vapor se alimenta en otra columna, que recibe el nombre de “columna argón bruto”. El producto de fondo de esta columna, se realimentan a la columna de baja presión, puesto que es en su mayor parte oxígeno. Esta corriente de oxígeno recirculada formará parte del reflujó de la columna de baja presión. Por cabeza de la columna de argón bruto se recoge un argón con una concentración entre el 95% y 98%.

## 3.2. ADSORCIÓN

La adsorción es imprescindible para conseguir una alta pureza en las corrientes de salida de la planta y mantener la seguridad operativa.

Hay dos tipos de adsorción:

- Adsorción física o de Van der Waals: la atracción entre el sólido y las moléculas de gas, es mayor que la fuerza de las moléculas entre sí, lo que hace que el sólido “arranque” la molécula de gas de la corriente principal.

El gas no se difunde ni se disuelve en el sólido, únicamente queda adherido. La cantidad de gas que se adhiera al sólido puede ser una única capa de moléculas, lo cual es fácil de regenerar o puede ser varias capas de moléculas, lo que puede llegar a producir que no se pueda regenerar del todo el sólido y pierda eficacia dicho adsorbente.

- Adsorción química: la atracción entre el sólido y el gas se produce por medio de una reacción química.

Prácticamente todos los sólidos adsorben, pero para considerarse un adsorbente deben cumplir ciertas características:

- Capacidad: cantidad de sustancia que puede llegar a adsorberse (adsorbato). Determina la cantidad de adsorbente necesario para una separación.
- Selectividad: la propiedad del adsorbente para adsorber una especie química en especial.
- Facilidad de regeneración: como se ha comentado antes, puede darse el caso de que, por un exceso de adsorción, el sólido pierda la capacidad de regeneración, porque sea muy difícil el separar las moléculas del gas del sólido.
- Velocidad de transferencia: la velocidad por la cual las moléculas gaseosas se adhieren al sólido. Esto determina el tiempo que tarda en producirse la separación.
- Precio: el coste económico que pueda suponer dicho adsorbente.

Las especies adsorbentes más utilizadas a la hora de limpiar el aire son:

- Alúmina activa: la alúmina es un óxido de aluminio, que se presenta hidratado, con fórmula química  $Al_2O_3 \cdot nH_2O$ , siendo n igual 1,2 ó 3. La activación consiste en la calcinación de dicha alúmina para eliminar prácticamente el agua de la molécula.

Sus propiedades la hacen una gran especie desecante.

- Gel de sílice: el gel de sílice es un óxido de silicio, con fórmula química  $SiO_2$ , no cristalino. Se presenta en esferas de 1 a 3 mm, gránulos y polvo.

Sus propiedades le hacen un gran extractor de hidrocarburos.

- Zeolitas: las zeolitas son polímeros inorgánicos formados por sílice y alúmina y con cationes de sodio, potasio, magnesio o calcio. Las zeolitas son cristalinas con multitud de poros.

Las propiedades de las zeolitas permiten la separación de oxígeno de una corriente de aire, como se verá cuando se hable de la adsorción para separar el aire, fuera de la destilación. También adsorbe con facilidad parafinas de aromáticos, hidrocarburos ramificados...

### 3.2.1. ADSORCIÓN EN UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE

Los compuestos que deben ser eliminados en las plantas de separación de aire mediante adsorción son:

- Vapor de agua y CO<sub>2</sub>: como se alcanzan temperaturas criogénicas de hasta -190°C, el agua y el dióxido de carbono pueden solidificar y poner en riesgo la seguridad de la planta al impactar en los compresores y bombas.
- Hidrocarburos: en algunas de las corrientes de la planta se obtiene oxígeno de pureza extremadamente alta, el cual es un comburente perfecto. Una mezcla de oxígeno de tal pureza e hidrocarburos podría provocar incluso una deflagración.

La adsorción en una planta de separación de aire es llevada a cabo en dos reactores en paralelo. Mientras uno está operativo, el otro regenera su tamiz, y cuando el operativo se colmata, el regenerado actúa como operativo y el colmatado se regenera.

Para favorecer la adsorción de las impurezas, la presión es variada, con el fin de trabajar en un régimen que sea más productivo para el sólido adsorbente.

Juntando la operatividad y regeneración, y la subida y bajada de presión, el proceso de purificación mediante adsorción queda establecido en cuatro tiempos, partiendo de un adsorbedor, limpio y despresurizado.

1. Primeramente, se presuriza el adsorbedor hasta la presión de trabajo.
2. Posteriormente, se pasa la corriente de aire a purificar a la presión de trabajo del adsorbedor. Este adsorbedor progresivamente se va saturando hasta que el contaminante alcanza el *punto de ruptura* y debe interrumpirse la circulación de aire.
3. Una vez está totalmente saturado el lecho, se despresuriza.
4. El lecho es regenerado mediante una purga. Esta purga normalmente es una fracción del aire purificado, que se hace circular en contracorriente al sentido de adsorción.

A este proceso de adsorción se le llama VPSA, por sus siglas en inglés, *Vacuum Pressure Swing Adsorption*, debido a las variaciones (*swing*) de presión (*pressure*) hasta el vacío (*vacuum*) del fenómeno físico de la adsorción (*adsorption*).

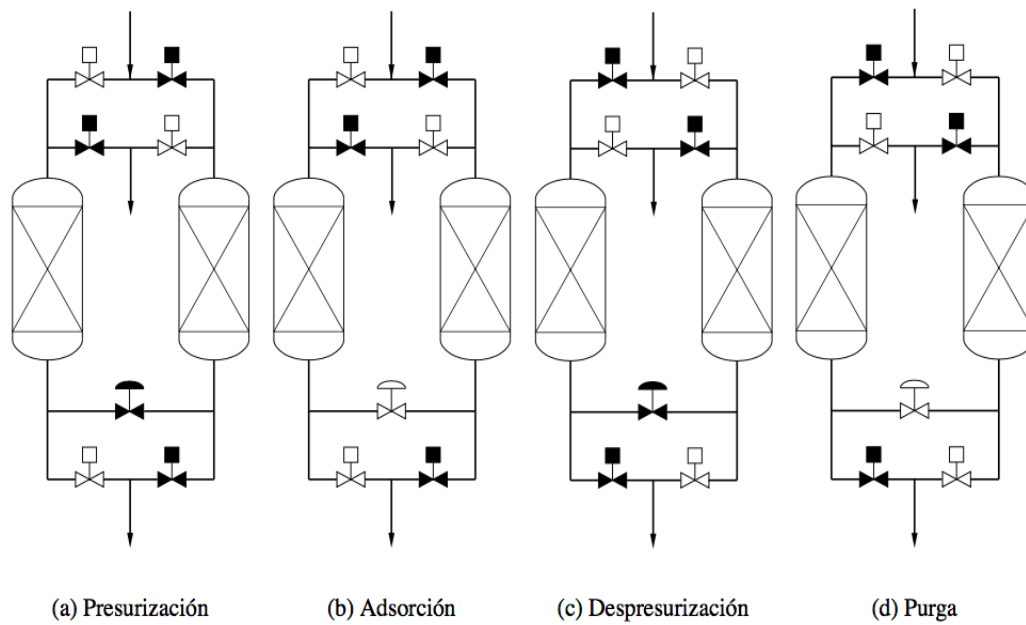


Ilustración 11: Proceso de cuatro tiempos VPSA [11]

### 3.3. COMPRESIÓN Y EXPANSIÓN

La compresión del aire es un proceso energéticamente y mecánicamente exigente. La compresión del aire se realiza habitualmente en un compresor de varias etapas. Entre estas etapas se sitúan cambiadores de calor para evitar que el gas se caliente mucho y pueda generar problemas estructurales en los compresores.

La compresión en las plantas de separación de aire es especialmente necesaria, debido a que, sin aumentar la presión del gas, la temperatura de ebullición no bajaría lo suficiente como para poder licuar una fracción del aire, ni se podría expandir el gas para enfriarlo gracias al coeficiente de Joule-Thomson, ya que no estaría comprimido. Es por eso que la compresión es fundamental.

La expansión del aire comprimido sirve para disminuir la temperatura del aire tanto, que se puede licuar una fracción del caudal entrante. Además, la turbina tiene un componente de ahorro importante, ya que la energía generada por la expansión de un gas comprimido, se puede usar para “ayudar” al compresor, y reducir el coste energético de la operación.

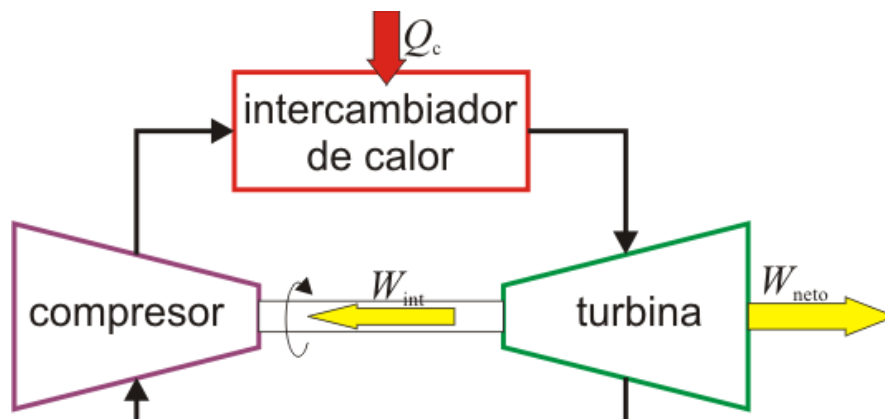


Ilustración 12: Complejo compresor-turbina [12]

### 3.4. INTERCAMBIO DE CALOR

El intercambio de calor en la destilación de aire es un proceso clave. Gracias a este proceso, se cede el calor necesario entre distintas corrientes para poder licuar gases cuyas temperaturas de licuefacción son criogénicas.

Debido a que un mal diseño de los cambiadores de calor supondría un malgasto excesivo de energía, el estudio y el diseño de los intercambiadores de calor debe ser riguroso.

Los cambiadores de calor son equipos que permiten ceder el calor entre dos o más corrientes, pero a su vez, permite que las dos corrientes no se mezclen. La transferencia de calor en los intercambiadores de calor se produce por convección en cada fluido y por conducción a través de la pared que los separa.

La variedad de los diseños de intercambiadores de calor en función de los factores es inmensa: la disposición de los flujos, el número de corrientes, con/sin cambio de fase, la aplicación que tendrá (calentar, enfriar, evaporar, condensar)...

La dirección de las corrientes que intercambian calor en el intercambiador también es importante. Aunque lo más común, y lo que se usa en la separación de aire es un flujo en contracorriente, también los hay en paralelo.

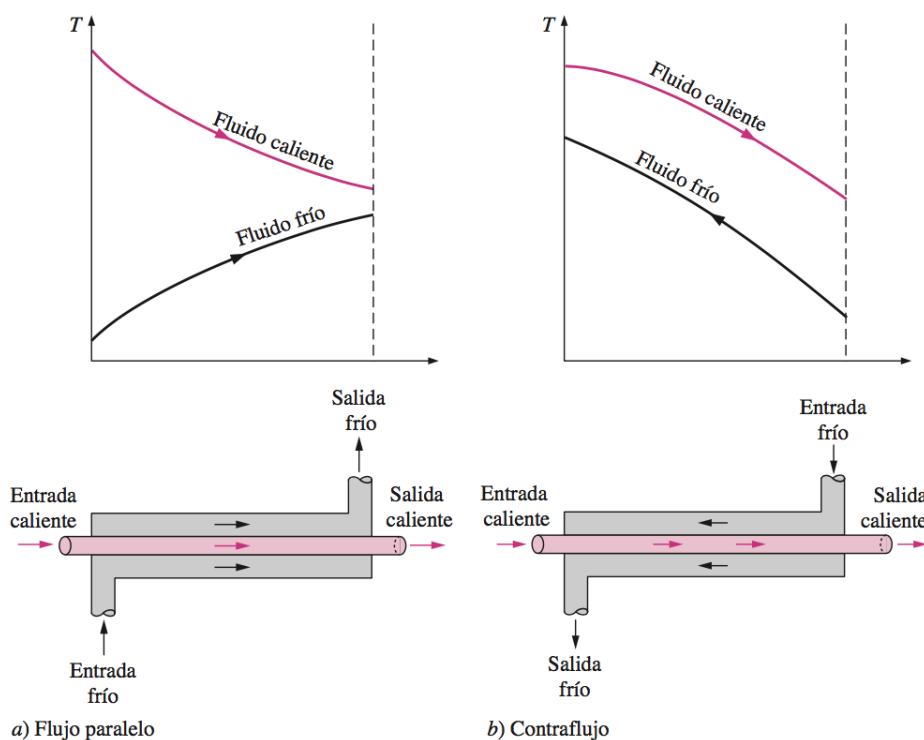


Ilustración 13: Flujos en intercambiador de calor [13]



El intercambiador de calor más común es el de carcasa y tubos. Un número alto de tubos, a veces hasta cientos, por donde fluye un fluido, está contenido en una carcasa, por donde discurre el otro fluido.

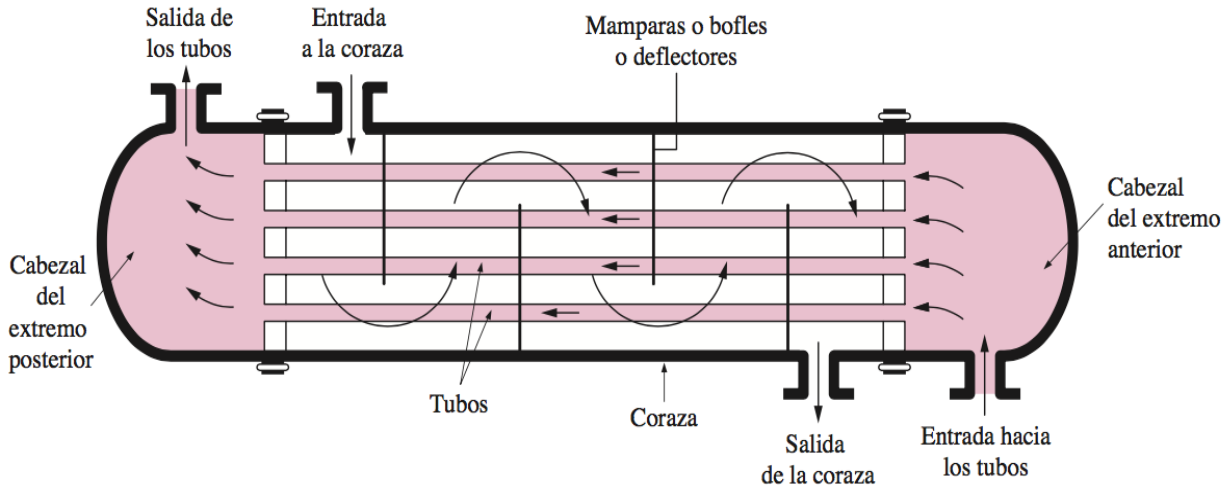


Ilustración 14: Intercambiador de carcasa y tubos [13]

Aún se puede sofisticar más, aumentando el número de pasos que hacen los fluidos por la carcasa y los tubos: un paso por carcasa y dos pasos por tubos, dos pasos por carcasa y cuatro por tubos...

Una vez estudiado los principales procesos que se encuentran en una planta de separación de aire de forma teórica, se procederá a un estudio práctico simplificado para poder entender a nivel numérico las implicaciones que tiene una planta de este tipo.

## 4. DISEÑO DE LA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE

### 4.1. VALORACIONES INICIALES

Una vez se ha hecho un estudio teórico de la planta y de los principales procesos que se llevan a cabo en ella, se debe diseñar y calcular caudales, equipos, temperaturas, calores...

Para un diseño de primera aproximación, que podría englobarse en los estudios preliminares de un proyecto, se pueden hacer ciertas simplificaciones, ya que el fin es el de hacer una idea del proceso global y su funcionamiento, además de intuir los consumos económicos en equipos, energía... Para ello se hacen las siguientes suposiciones:

- La planta solo tiene tres columnas de destilación, alta presión, baja presión y la columna de argón bruto.
- Estas columnas se van a estudiar de manera sencilla, como equipos individuales y aislados para su fácil comprensión.
- De la columna de alta presión solo salen dos corrientes:
  - Una corriente por el fondo, que es una corriente líquida con un 40% de oxígeno. Parte de esa corriente es utilizada para hacer las veces de condensador por un serpentín en la cabeza de la columna de argón, para generar el reflujo y posteriormente se realimentará a la columna de baja presión, para trabajar como parte del reflujo. Mientras que la otra parte de la corriente se realimenta directamente a la columna de baja presión.
  - Una corriente por cabeza que ya tiene una pureza de un 98% y que se usa para intercambiar calor con la corriente de aire de entrada al proceso para que baje su temperatura.
- De la columna de baja presión salen tres corrientes:
  - Una corriente por fondo que es oxígeno líquido puro.
  - Una corriente por cabeza que es nitrógeno puro.
  - Una corriente que sangra en el plato más cercano a la concentración de 18% de argón y prácticamente nada de nitrógeno, que es la alimentación a la columna de argón bruto y que hace las veces de hervidor mediante un serpentín.

- De la columna de argón bruto salen dos corrientes:
  - Una corriente por fondo que es oxígeno líquido prácticamente puro y que retorna como reflujo a la columna de baja presión.
  - Una corriente por cabeza que es argón del 98%.
- Se va a suponer que la corriente de aire que entra al proceso es de  $10000 \text{ m}^3/\text{h}$  y que tiene una composición exclusivamente de 78% nitrógeno, 21% oxígeno y 1% argón. Todos los otros componentes y sustancias que tiene el aire, se consideran contaminantes y se quedan tanto en el filtro preliminar como en el lecho de adsorción. Además, esta corriente de aire es aire a presión atmosférica y a temperatura ambiente, es decir, unos  $20^\circ\text{C}$ .
- Para el cálculo de McCabe-Thiele, se supondrá que tanto en la columna de alta presión como en la de baja, solo hay  $\text{N}_2$  y  $\text{O}_2$ , mientras que en la columna de argón bruto se supondrá que solo hay una mezcla de Ar con  $\text{O}_2$  con una composición molar de argón de un 16%. Además, no se tiene en cuenta ni el sangrado ni la realimentación en la columna de baja presión, que afectan a la columna de argón bruto.
- Las presiones de las columnas son:
  - Alta presión: 5 bar
  - Baja presión: 1 bar
  - Argón crudo: 1 bar

Aplicando todas las suposiciones, el diagrama de una planta de separación quedaría de la siguiente manera:

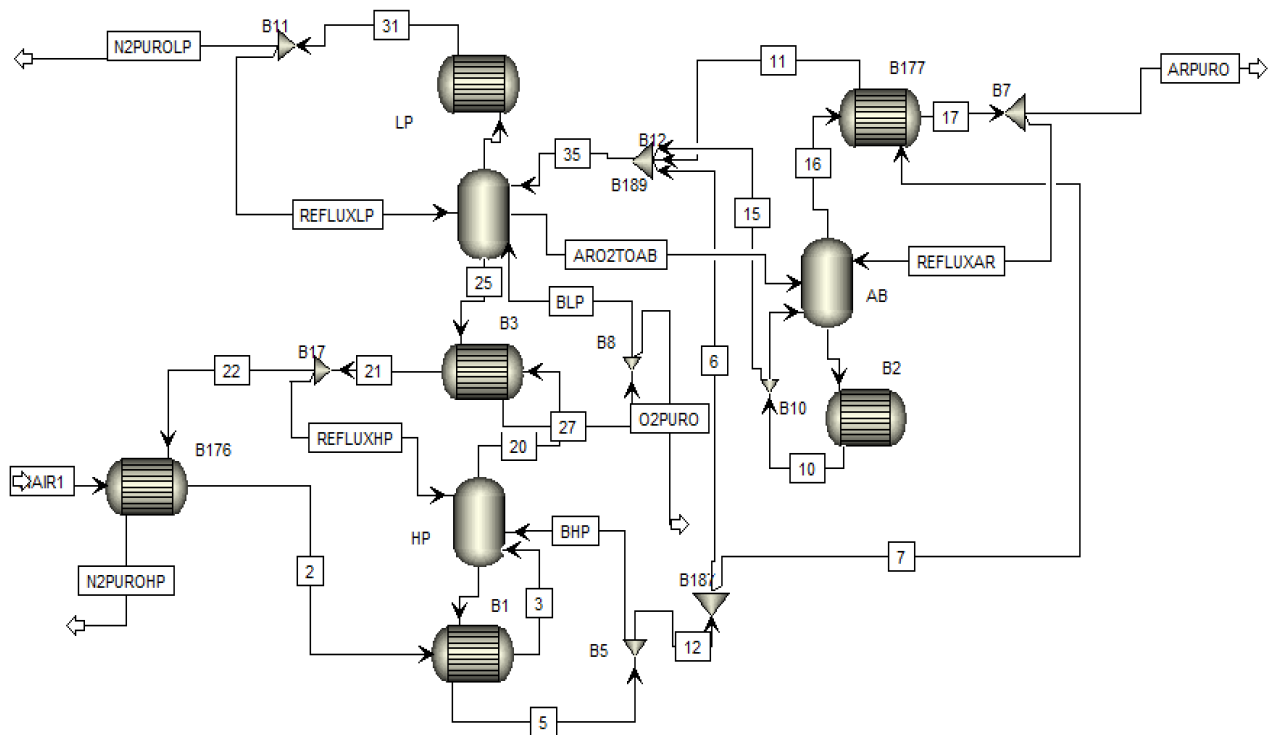


Ilustración 15: Diagrama de la planta de separación de aire, obtenido por elaboración propia mediante ASPEN+

A continuación, se explicarán las corrientes y los equipos más importantes más importantes:

- Equipos:
  - HP: es la columna de alta presión que opera a 5 bar.
  - LP: es la columna de baja presión que opera a 1 bar.
  - AB: es la columna de argón bruto.
  - B1: es el serpentín de intercambio de calor de la corriente entrante de aire con el producto de fondo de la columna de alta presión.
  - B2: es el serpentín de intercambio de calor de la corriente entrante a la columna de argón bruto con el producto de fondo de la columna de argón.
  - B3: es el intercambiador de calor *hervidor-condensador*, que trabaja para las columnas de alta presión y baja presión.
  - B5, B7, B8, B10 y B11: separan la fracción de sus respectivas corrientes para simular el reflujo, de la fracción de corriente que avanza en el proceso.

- Corrientes:
  - INAIR1: entrada de aire al proceso, limpio, a 5 bar.
  - O2PURO: corriente de salida de oxígeno puro.
  - N2PUROHP: corriente de salida de nitrógeno puro de la columna de alta presión.
  - N2PUROLP: corriente de salida de nitrógeno puro de la columna de baja presión.
  - ARPURO: corriente de salida de argón puro.
  - BHP: es la corriente de reflujo vapor del hervidor de la columna de alta presión.
  - BLP: es la corriente de reflujo vapor del hervidor de la columna de baja presión.
  - REFLUXLP: es la unión de todas las corrientes que realimentan a la columna de baja presión para hacer las veces de reflujo.
  - REFLUXHP: es la corriente del hervidor-condensador de la columna de alta presión que se realimenta a la propia columna de alta presión para ejercer de reflujo.
  - ARO2TOAB: es la corriente de la columna de baja presión que contiene un 16%-18% de argón y prácticamente nada de nitrógeno que es alimentada a la columna de argón bruto.
  - REFLUXAR: es la fracción de corriente de salida de la columna de argón bruto que se realimenta a la propia columna para trabajar de reflujo.

## 4.2. DATOS PREVIOS

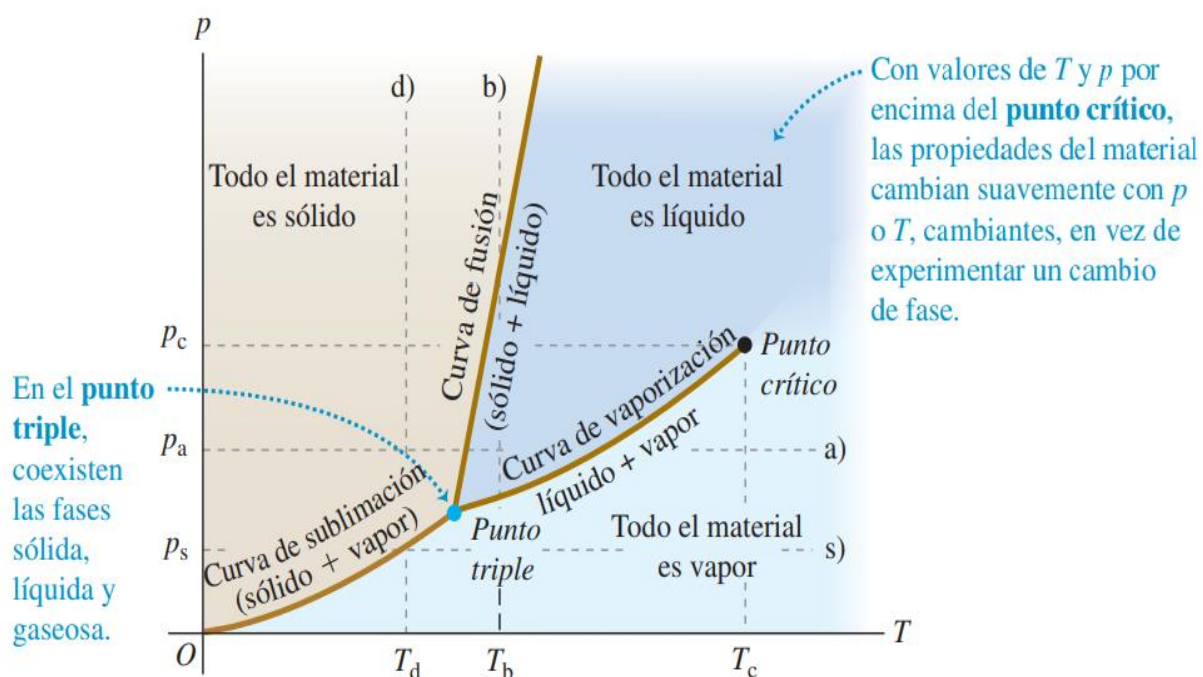
Para realizar el diseño de la planta se requiere el conocimiento de algunos datos importantes previos.

- TEMPERATURA CRÍTICA,  $T_c$ : es la temperatura que marca el límite de licuefacción de un gas. A partir de dicha temperatura, las propiedades físicas del gas y el líquido no son diferenciables.

Esto quiere decir, por ejemplo, que, si la  $T^a$  crítica de un gas es  $20^\circ\text{C}$ , por más que se aumente la presión de dicho gas, si la temperatura está por encima de  $20^\circ\text{C}$ , no podrá licuar.

- PRESIÓN CRÍTICA,  $P_c$ : es la presión de vapor de un gas a la temperatura crítica.

La presión crítica y la temperatura crítica es un punto único en el diagrama de fases de una sustancia. Cuando se está a  $T_c$  Y  $P_c$ , el gas se encuentra en su punto crítico.



Gráfica 2: Diagrama punto crítico de un gas [14]

- **TEMPERATURA DE EBULLICIÓN:** es la temperatura a partir de la cual un líquido comienza a ebulir. Esta temperatura dependerá de la presión a la que se encuentre el gas. Cuanta mayor es la presión, más baja será la temperatura de ebullición.
- **ENTALPÍA DE VAPORIZACIÓN:** es la energía necesaria a aportar a una sustancia líquida para que ebulle.
- **TENSIÓN SUPERFICIAL:** es la energía por unidad de área necesaria para que un líquido aumente su superficie.
- **DATOS DE EQUILIBRIO:** los datos obtenidos por simulación de las mezclas de  $N_2/O_2$  a 1 bar y 5 bar y  $O_2/Ar$  a 1 bar representan las composiciones molares en equilibrio a las diferentes temperaturas en la zona bifásica, líquido y vapor. Con esos datos de equilibrio se pueden realizar diagramas muy importantes y que contienen información relevante, como los diagramas Txy y los diagramas xy a la hora de conocer las composiciones de mezclas en equilibrio a una temperatura dada, o para realizar el método de cálculo de McCabe-Thiele, muy útil a la hora de aproximarse a las columnas de destilación.

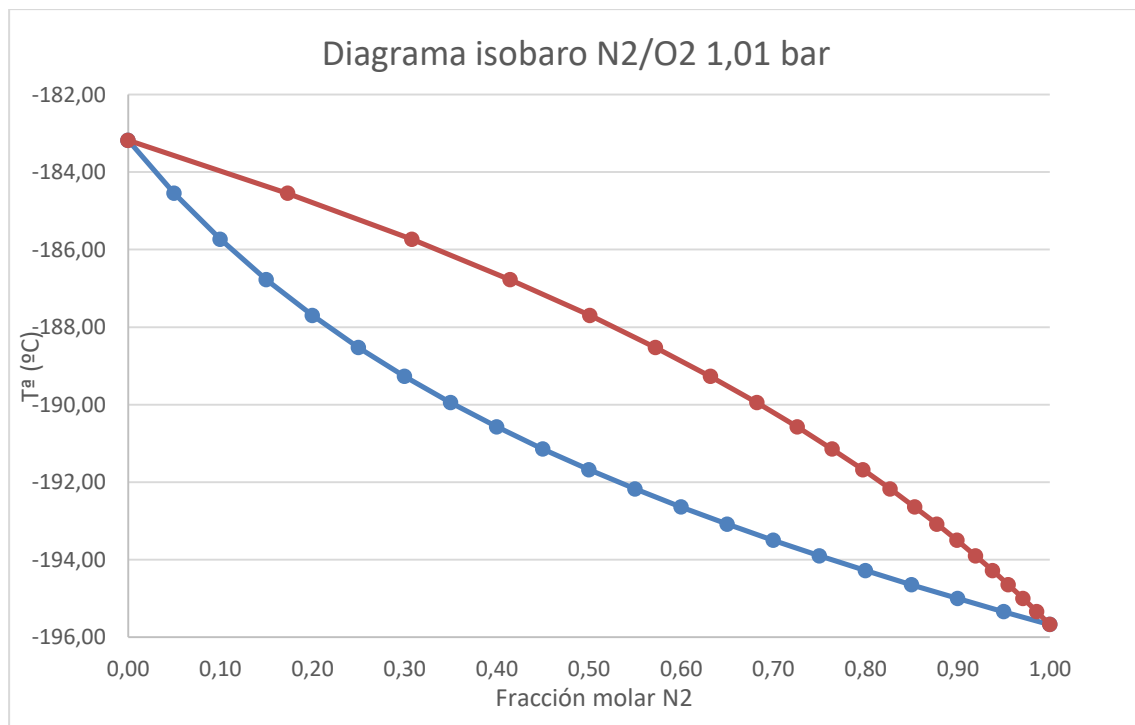
PROPIEDADES	OXÍGENO	NITRÓGENO	ARGÓN
PESO MOLECULAR (g/mol)	<b>32</b>	<b>28</b>	<b>40</b>
% COMPOSICIÓN AIRE	<b>21</b>	<b>78</b>	<b>1</b>
TEMPERATURA CRÍTICA $T_c^a$ (°C)	<b>-118</b>	<b>-147</b>	<b>-122</b>
TEMPERATURA EBULLICIÓN $T_{eb}^a$ (°C)	<b>-183</b>	<b>-196</b>	<b>-186</b>
ENTALPÍA DE VAPORIZACIÓN $\Delta H^{VAP}$ (kJ/mol)	<b>3,41</b>	<b>2,78</b>	<b>6,53</b>
DENSIDAD LÍQUIDO $\rho_L$ (kg/m <sup>3</sup> )	<b>1100</b>	<b>800</b>	<b>1400</b>
TENSIÓN SUPERFICIAL A -185°C $\sigma$ (DINAS/CM)	<b>13,66</b>	<b>6,50</b>	<b>12,30</b>
-	-	-	-
PM AIRE (g/mol)	<b>28,96</b>		
DENSIDAD AIRE GAS $\rho_L$ (kg/m <sup>3</sup> )	<b>1,2</b>		
VISCOSIDAD AIRE $\mu_{20}$ (poises)	<b>1,84*10<sup>-4</sup></b>		
FACTOR POLITRÓPICO AIRE $\gamma$	<b>1,4</b>		

Tabla 1: Datos previos del aire obtenidos mediante simulación por ASPEN+



PRES (BAR)	FRACCIÓN MEZCLA N2	T <sup>a</sup> (°C)	Y N2	Y O2	X N2	X O2
1,01	0,00	-183,18	0,00	1,00	0,00	1,00
1,01	0,05	-184,55	0,17	0,83	0,05	0,95
1,01	0,10	-185,73	0,31	0,69	0,10	0,90
1,01	0,15	-186,78	0,41	0,59	0,15	0,85
1,01	0,20	-187,70	0,50	0,50	0,20	0,80
1,01	0,25	-188,53	0,57	0,43	0,25	0,75
1,01	0,30	-189,27	0,63	0,37	0,30	0,70
1,01	0,35	-189,95	0,68	0,32	0,35	0,65
1,01	0,40	-190,57	0,73	0,27	0,40	0,60
1,01	0,45	-191,15	0,76	0,24	0,45	0,55
1,01	0,50	-191,68	0,80	0,20	0,50	0,50
1,01	0,55	-192,18	0,83	0,17	0,55	0,45
1,01	0,60	-192,64	0,85	0,15	0,60	0,40
1,01	0,65	-193,09	0,88	0,12	0,65	0,35
1,01	0,70	-193,50	0,90	0,10	0,70	0,30
1,01	0,75	-193,90	0,92	0,08	0,75	0,25
1,01	0,80	-194,28	0,94	0,06	0,80	0,20
1,01	0,85	-194,65	0,96	0,04	0,85	0,15
1,01	0,90	-195,00	0,97	0,03	0,90	0,10
1,01	0,95	-195,34	0,99	0,01	0,95	0,05
1,01	1,00	-195,67	1,00	0,00	1,00	0,00

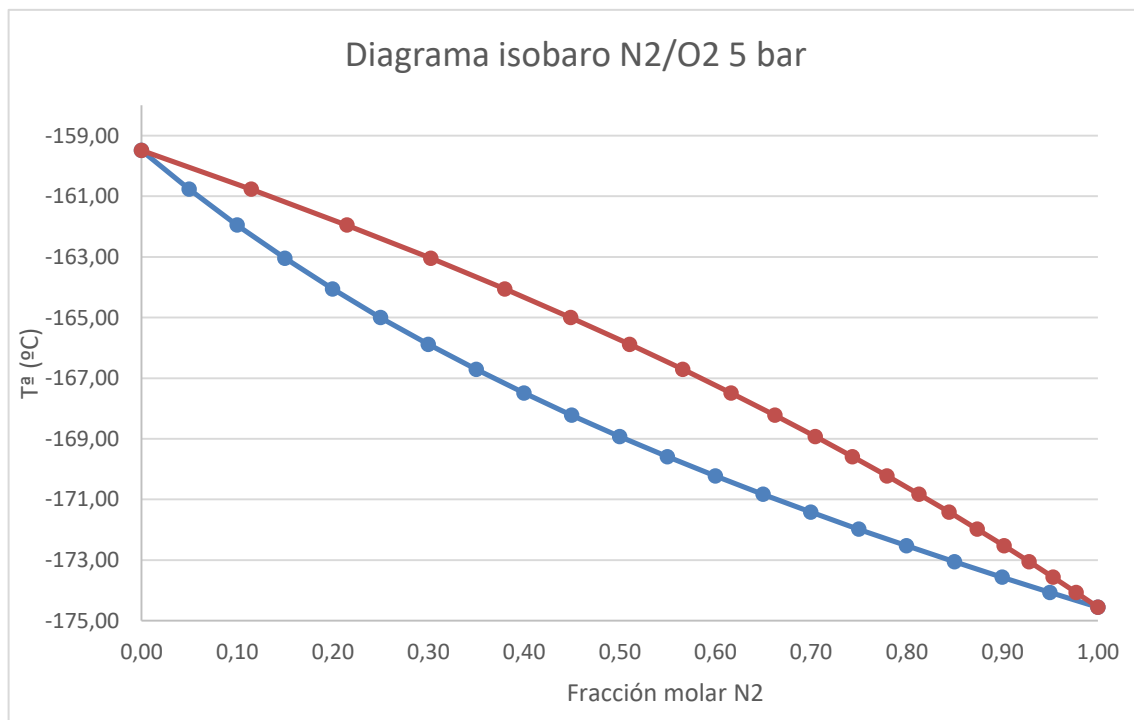
Tabla 2: Datos TXY de la mezcla binaria O2/N2 a 1,01 bar obtenidos por simulación mediante ASPEN+



Gráfica 3: Diagrama isobaro N2/O2 1 bar representando los datos de la Tabla 2

PRES (BAR)	FRACCIÓN MEZCLA N2	T <sup>a</sup> (°C)	Y N2	Y O2	X N2	X O2
5,00	0,00	-159,49	0,00	1,00	0,00	1,00
5,00	0,05	-160,77	0,11	0,89	0,05	0,95
5,00	0,10	-161,95	0,21	0,79	0,10	0,90
5,00	0,15	-163,05	0,30	0,70	0,15	0,85
5,00	0,20	-164,06	0,38	0,62	0,20	0,80
5,00	0,25	-165,00	0,45	0,55	0,25	0,75
5,00	0,30	-165,89	0,51	0,49	0,30	0,70
5,00	0,35	-166,71	0,57	0,43	0,35	0,65
5,00	0,40	-167,49	0,62	0,38	0,40	0,60
5,00	0,45	-168,23	0,66	0,34	0,45	0,55
5,00	0,50	-168,93	0,70	0,30	0,50	0,50
5,00	0,55	-169,59	0,74	0,26	0,55	0,45
5,00	0,60	-170,23	0,78	0,22	0,60	0,40
5,00	0,65	-170,84	0,81	0,19	0,65	0,35
5,00	0,70	-171,42	0,84	0,16	0,70	0,30
5,00	0,75	-171,99	0,87	0,13	0,75	0,25
5,00	0,80	-172,53	0,90	0,10	0,80	0,20
5,00	0,85	-173,06	0,93	0,07	0,85	0,15
5,00	0,90	-173,57	0,95	0,05	0,90	0,10
5,00	0,95	-174,07	0,98	0,02	0,95	0,05
5,00	1,00	-174,56	1,00	0,00	1,00	0,00

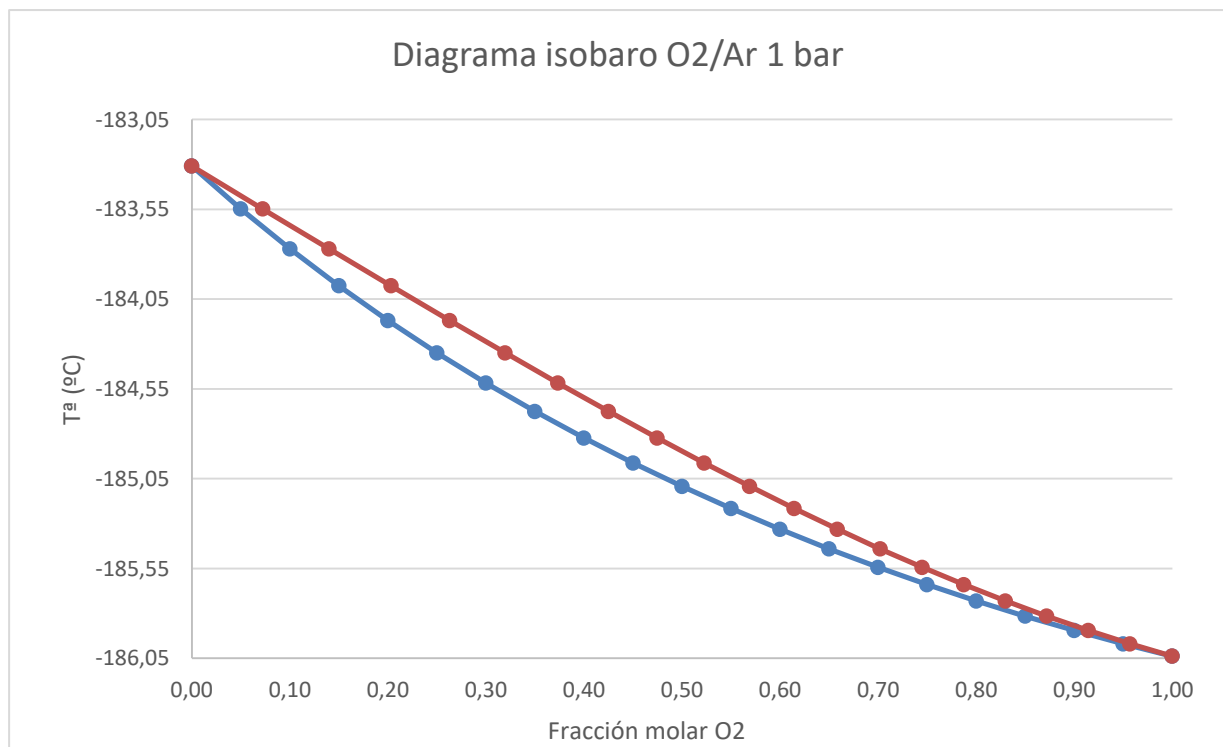
Tabla 3: Datos TXY de la mezcla binaria O2/N2 a 5 bar obtenidos por simulación mediante ASPEN+



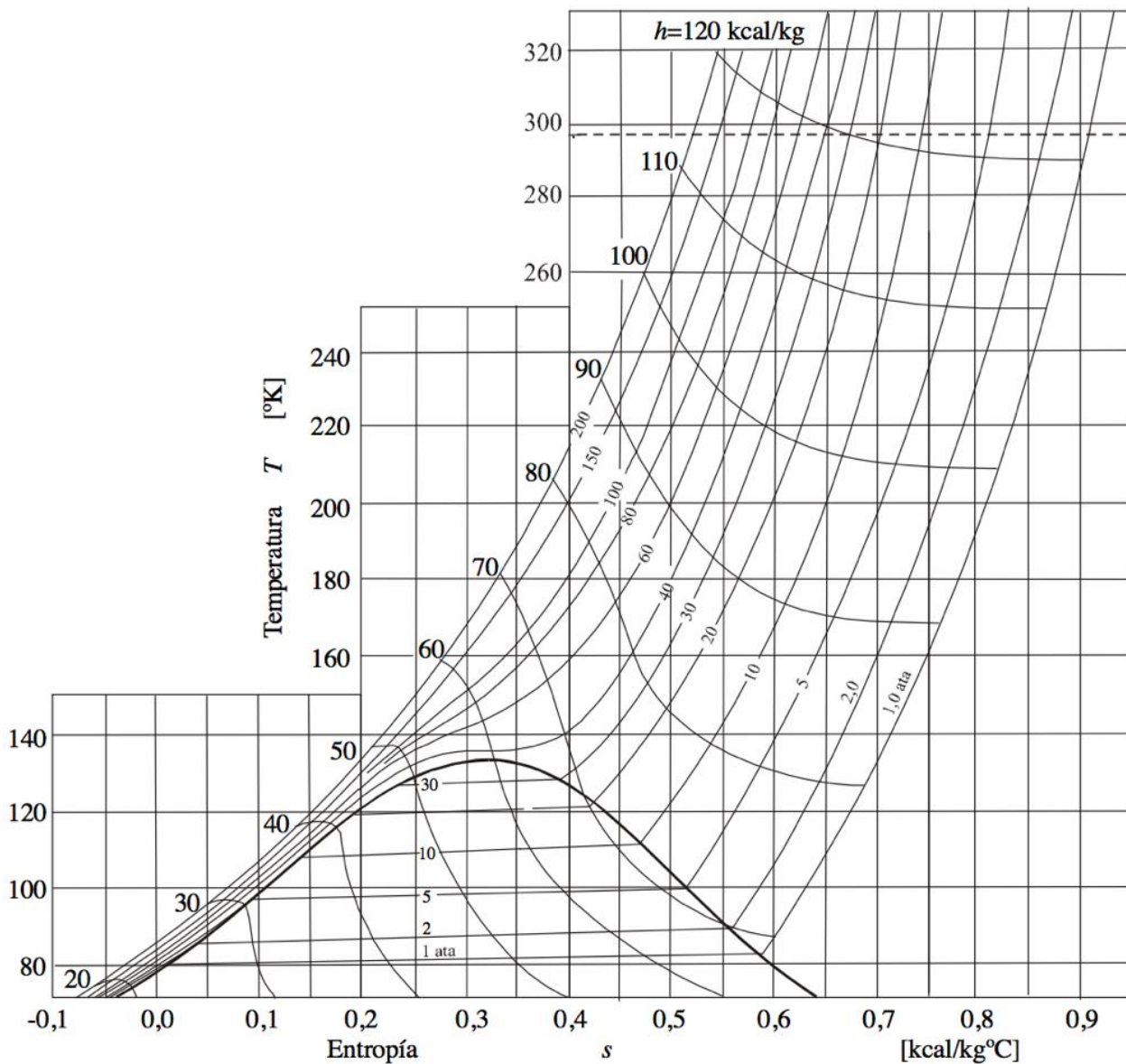
Gráfica 4: Diagrama isobaro N2/O2 5 bar representando los datos de la Tabla 3

PRES (BAR)	FRACCIÓN MOLAR O2	T <sup>a</sup> (°C)	Y AR	Y O2	X AR	X O2
1,00	0,00	-186,04	1,00	0,00	1,00	0,00
1,00	0,05	-185,97	0,96	0,04	0,95	0,05
1,00	0,10	-185,90	0,91	0,09	0,90	0,10
1,00	0,15	-185,82	0,87	0,13	0,85	0,15
1,00	0,20	-185,73	0,83	0,17	0,80	0,20
1,00	0,25	-185,64	0,79	0,21	0,75	0,25
1,00	0,30	-185,54	0,75	0,25	0,70	0,30
1,00	0,35	-185,44	0,70	0,30	0,65	0,35
1,00	0,40	-185,33	0,66	0,34	0,60	0,40
1,00	0,45	-185,22	0,61	0,39	0,55	0,45
1,00	0,50	-185,09	0,57	0,43	0,50	0,50
1,00	0,55	-184,96	0,52	0,48	0,45	0,55
1,00	0,60	-184,82	0,47	0,53	0,40	0,60
1,00	0,65	-184,68	0,43	0,57	0,35	0,65
1,00	0,70	-184,52	0,37	0,63	0,30	0,70
1,00	0,75	-184,35	0,32	0,68	0,25	0,75
1,00	0,80	-184,17	0,26	0,74	0,20	0,80
1,00	0,85	-183,98	0,20	0,80	0,15	0,85
1,00	0,90	-183,77	0,14	0,86	0,10	0,90
1,00	0,95	-183,55	0,07	0,93	0,05	0,95
1,00	1,00	-183,31	0,00	1,00	0,00	1,00

Tabla 4: Datos TXY de la mezcla binaria O2/Ar a 1,00 bar obtenidos por simulación mediante ASPEN+



Gráfica 5: Diagrama isobaro O2/Ar 1 bar representando los datos de la Tabla 4



Gráfica 6: Diagrama T-s aire [11]

En el diagrama T-s se representan: en el eje X la entropía, en el eje Y la temperatura en Kelvin. Las líneas descendentes desde la esquina derecha hacia la esquina izquierda son líneas isobaras, desde 1 hasta 200 ata, las líneas curvas que tienen una dirección perpendicular a las isobaras son las entalpías. La curva en negrita representa la línea bifásica donde se encuentran en equilibrio fase vapor y fase líquida.

### 4.3. CÁLCULO Y DISEÑO

Una vez se han obtenido la mayor parte de los datos que se van a necesitar para estimar los resultados de la planta, se procede al cálculo y estimaciones de corrientes y equipos.

10000m<sup>3</sup>/h de aire en condiciones ambientales.

Según la ley de gases ideales:  $PV = nRT$ ;

- P=101325 Pa;
- V=10000m<sup>3</sup>;
- n= incógnita;
- R= 8,314  $\frac{m^3 \cdot Pa}{K \cdot mol}$ ;
- T=293K;

$$n = \frac{P \cdot V}{R \cdot T} = 415948 \text{ mol/h};$$

Composición del aire:

- Nitrógeno: 78% = 415948 \* 0,78 = 324439,44 mol/h
- Oxígeno: 21% = 415948 \* 0,21 = 87249,08 mol/h
- Argón: 1% = 415948 \* 0,01 = 4159,48 mol/h

Estos son los datos molares en los que se basarán todos los cálculos.

Los cálculos seguirán la estructura:

- Filtro preliminar.
- Compresión y enfriamiento.
- Destilación.

#### 4.3.1. FILTRO PRELIMINAR

En el filtro preliminar se eliminarán las partículas gruesas (polvo, arena, depósitos...) de PM<sub>10</sub>, con un diámetro de 2,5 < Ø < 10 µm. Uno de los dispositivos que puede ser útiles es un separador centrífugo o ciclón. Si la planta estuviese en una zona donde hay una especial concentración de partículas finas de PM<sub>2,5</sub> de diámetro 0,1 < Ø < 2,5µm, se podría recurrir a un ciclón trabajando con un precipitador electrostático, cuyo rendimiento es muy alto para partículas pequeñas, pero ocupa un gran volumen en la planta y tiene un coste más elevado de inversión y de operación que simplemente un separador centrífugo.

Un separador centrífugo nunca trabaja solo purificando, siempre trabaja en paralelo con otros ciclones, lo que se denomina un macro-ciclón, aumentando el rendimiento del proceso.

Mientras que el rendimiento típico para este tipo de partículas para un solo ciclón está en torno a los 35-45%, para los conglomerados de ciclones puede llegar a los 70-80%, según el tamaño de partícula. Cuanto mayor sea el tamaño de partícula más rendimiento.

Se ha escogido este equipo por su sencillez de operación, bajo coste y baja pérdida de carga.

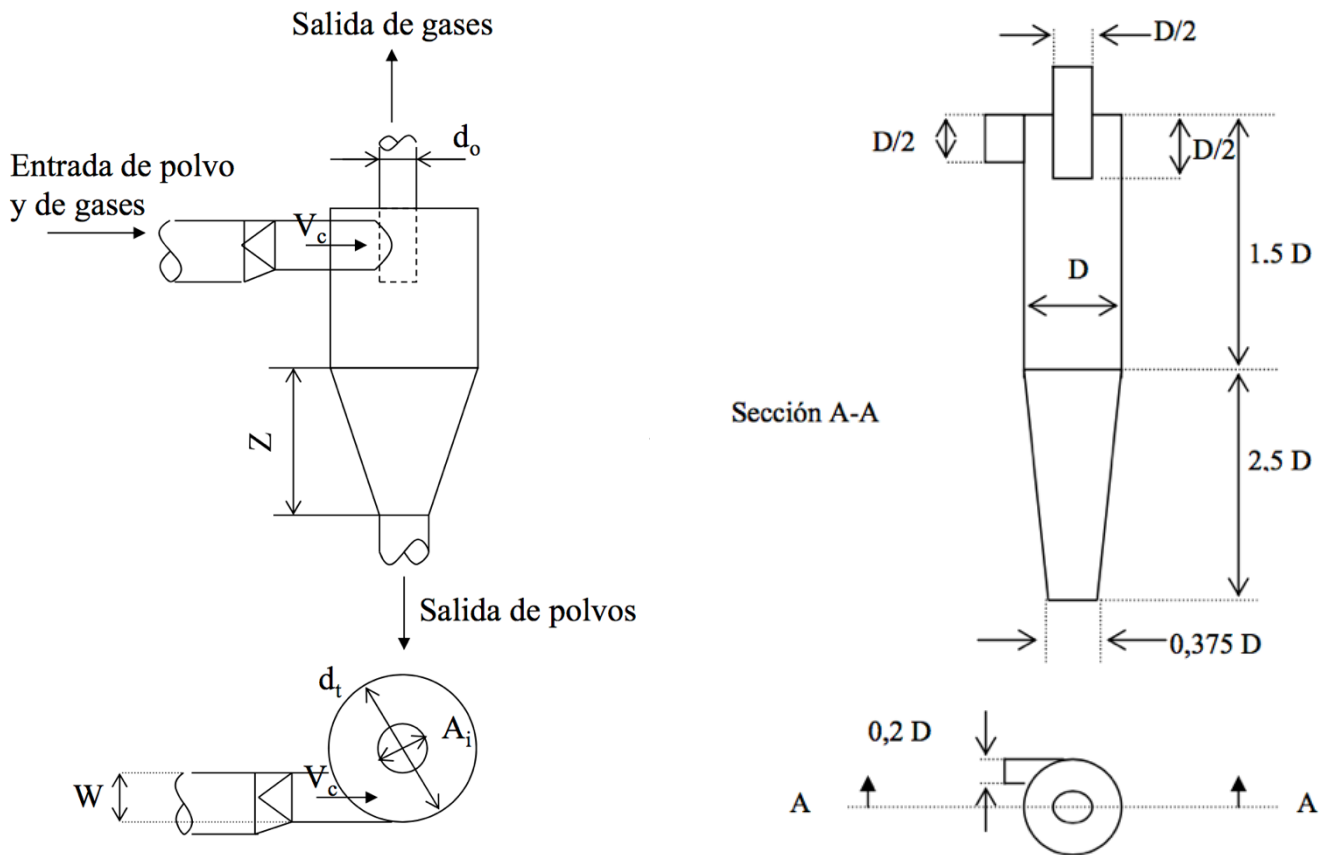


Ilustración 16: Ciclón

A continuación, el diseño del ciclón [15]:

Si se supone que el rendimiento  $\eta$  del ciclón estará sobre el 40%, el diámetro de partícula medio en el aire es de 5  $\mu\text{m}$ . El diámetro de corte se define como el diámetro que debería tener la partícula para que el rendimiento fuese del 50%.

$$\eta = \frac{\left(\frac{Dp}{D_{\text{corte}}}\right)^2}{1 + \left(\frac{Dp}{D_{\text{corte}}}\right)^2};$$

$$D_{corte} = 6,12 \mu m;$$

$$Dc = \left( \frac{9 * W * \mu}{2 * \pi * N * Vc * \rho_{particula}} \right)^{1/2};$$

- Dc es el diámetro de corte que se ha hallado previamente.
- N es el número de vueltas que da el gas dentro del equipo antes de salir de él. Un número aceptable de vueltas estándar es 11.
- Vc es la velocidad de la partícula de corte al entrar en el ciclón:
  - o  $V = Q/A$
  - o El caudal de entrada son 10000 m<sup>3</sup>/h y el área de entrada al ciclón, como se puede ver en la *ilustración 17*,  $D/2 * 0,2D$ , es decir,  $A=0,1D^2$ .
- $\rho_{particula}$  es la densidad media de los polvos y arenas considerados. Tomando una densidad estimada de  $\rho_{particula}=1g/cm^3$ ; que es 1000kg/m<sup>3</sup>.
- W es el ancho de la tobera de entrada: 0,2D.
- $\mu$  es la viscosidad del fluido entrante en el ciclón, en este caso la del aire a temperatura ambiente:  $1,8 * 10^{-5} N*s/m^2$

Aplicando la fórmula:

$$6,12 * 10^{-6} = \left( \frac{9 * 0,02D^3 * 1,8 * 10^{-5}}{2 * \pi * 11 * 2,8 * 1000} \right)^{\frac{1}{2}};$$

$$D = 1,3 \text{ metros}$$

- Es decir, la dimensión D del ciclón es de 1,3 metros.
- La altura del ciclón será  $(1,5 + 2,5) * D = 5,2 \text{ metros}$ .
- El área de la tobera es  $(D/2) * (0,2D) = 0,17m^2$ .
- $Vc=2,8 / (0,1 * 1,3^2) = 16,60m/s$ .

La pérdida de carga producida por el equipo es:

$$\Delta P = 4 * \rho_{gas} * Vc^2;$$

Sustituyendo en la ecuación de la pérdida de carga:

$$\Delta P = 4 * 1,204 * 16,60^2 = 1327,1 Pa;$$

La pérdida de carga no es excesiva, lo que significa que la presión que se le aplicará al aire en un compresor inicial para su introducción a todo el proceso, no será perdida en el filtro preliminar.

Una gran pérdida de carga supondría un desperdicio económico debido a que toda la presión que se le aplica al aire se estaría perdiendo en el filtro preliminar, lo que supondría que habría que volver a presurizar la corriente.

En las plantas, el tratamiento nunca está compuesto por un solo ciclón, que tiene un 40% de rendimiento. La realidad es que hay varios ciclones en paralelo, para que la pérdida de carga no se incremente, y aumente el rendimiento.

Para un equipo de 10 ciclones en paralelo, el caudal se divide en 10, es decir,  $1000\text{m}^3/\text{h}$ , que son  $0,30\text{m}^3/\text{s}$ . Al no variar la pérdida de carga,  $V_c$  no varía.

$$V_c = \frac{Q}{A} = \frac{0,30}{0,1 * D^2} = 16,60;$$

$$D = 0,42;$$

$$D_c = 3,40 * 10^{-6} = 3,4 \mu\text{m};$$

$$\eta = 0,70 = 70\%;$$

Con este rendimiento y estas nuevas condiciones:

- El filtro preliminar de polvo constaría de 10 ciclones.
- La altura de los ciclones sería de 1,70 metros.
- Área de la tobera =  $0,02 \text{m}^2$ .
- El rendimiento sería de un 70%, para un tamaño de partículas medio de  $5\mu\text{m}$ .

Como es evidente, para tamaño de partículas mayores, el rendimiento del equipo ciclónico sería más alto, pudiendo llegar hasta rendimientos cercanos del 100%.



### 4.3.2. COMPRESIÓN Y ENFRIAMIENTO

La compresión del aire entrante se realiza mediante un sistema de compresión de tres etapas. Entre medias de las etapas de compresión hay una fase de enfriamiento para que el aire comprimido no aumente en exceso su temperatura. Este aumento de presión puede provocar que parte de la humedad del aire sature y condense, pudiendo provocar graves daños en los compresores siguientes por lo que después de cada fase de compresión además de enfriar el fluido se retira el vapor condensado.

Posteriormente, para conseguir una fracción de aire licuado se divide la corriente en dos, una de ellas tendrá una expansión isoentálpica mientras que la otra tendrá una expansión en una turbina recuperando parte del trabajo.

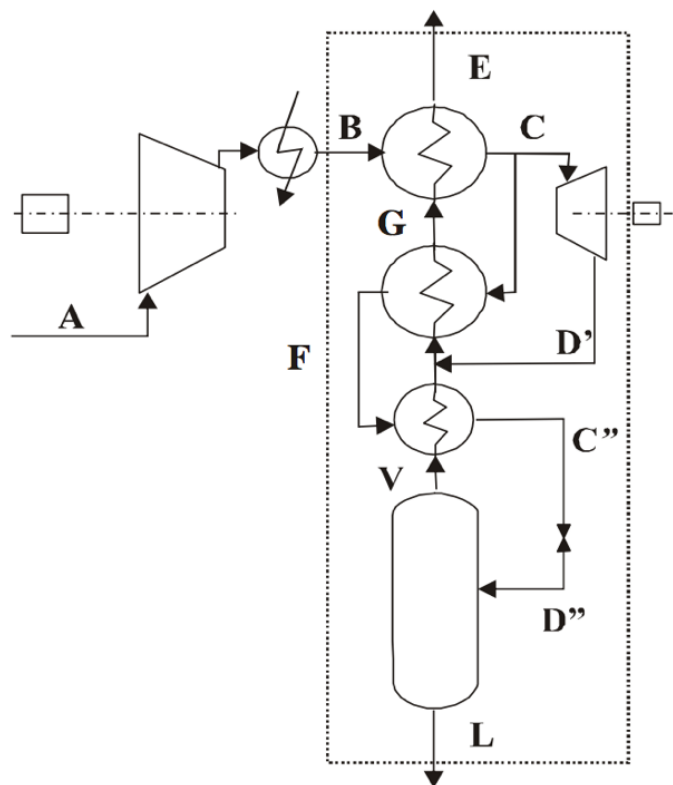
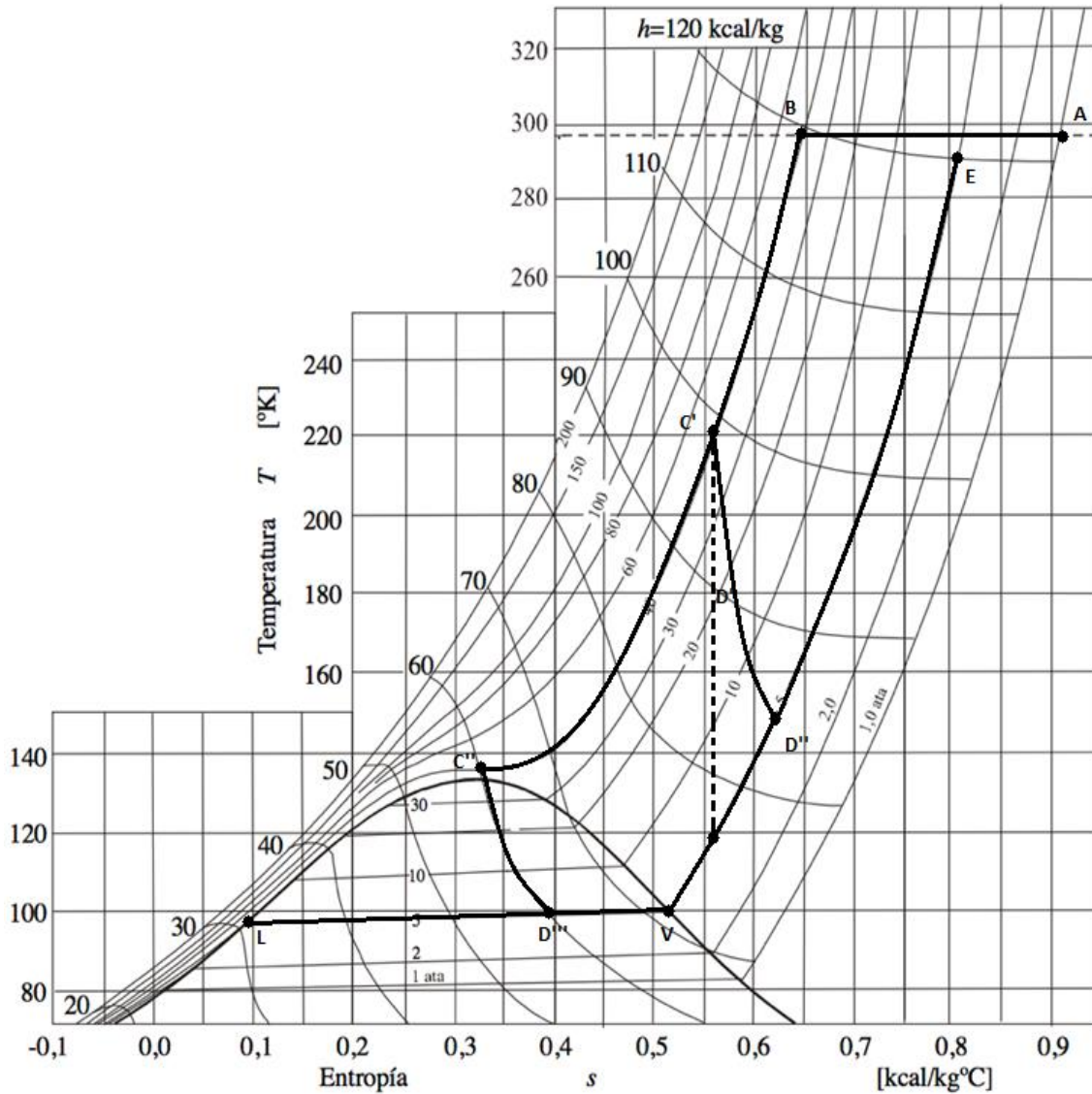


Ilustración 17: Esquema de compresión y enfriamiento [11]

Este proceso se denomina proceso mixto de Claude-Linde, y aúna lo mejor de cada proceso.

Para comprender mejor dicho proceso se requiere visualizarlo en el diagrama T-s.



Gráfica 7: Proceso de compresión y enfriamiento (elaboración propia)

- Se parte del punto A, aire limpio de contaminantes, a 25°C y 1 bar.
- Se comprime isotérmicamente hasta cerca de 40 atm. En la realidad, la compresión no es isoterma, sino que aumenta la temperatura en cada etapa y se enfría con el intercambio de calor con agua de refrigeración, por lo que el tramo entre A-B debería tener forma de sierra dentada, pero como el global de la operación termina siendo una compresión isotérmica, se simplifica. Al compresor se le supone un rendimiento politrópico de 70% y un rendimiento mecánico del 100%.
- Después de la fase de compresión isoterma, el aire entrante se enfría por intercambio de calor con el aire de salida del sistema isobáricamente. Esto se representa como la bajada del punto B al punto C'.
- La corriente de aire se separa en dos corrientes en el punto C', al 50% prácticamente, una corriente se sigue enfriando varias veces por intercambios de calor con el aire de salida, puntos F y C'', hasta llegar a la válvula que lamina la corriente, llevando la

corriente dentro de la curva bifásica, punto D''', donde se consigue líquido L y vapor V. La otra corriente se expande mediante una turbina, que recupera parte del trabajo. Si la máquina fuese perfecta, la expansión sería isentrópica, en el diagrama se representaría con una recta perpendicular, llegando al punto D', pero al no ser así se llegaría al punto D''. Para una turbina estándar con un rendimiento isentrópico de un 65% y un rendimiento mecánico del 100%, se obtiene el punto exacto que es D''.

De esta manera se obtiene una corriente líquida y una corriente de vapor que entrarán en el proceso de destilación.

- Resumiendo, entra una corriente másica de aire gas y salen dos corrientes másicas, una en estado líquido y otra en estado gas. Energéticamente, además de los calores asociados a las corrientes, también se extrae del sistema el trabajo producido por la turbina en la expansión de parte del gas.
- Se considera que tanto la turbina como el compresor son ideales y por tanto adiabáticos e isentrópicos. Para estimar un cálculo real se usan los rendimientos isentrópicos estimados.

Un proceso politrópico es aquel en el que hay una transferencia de energía tanto hacia el interior del sistema como hacia el exterior del sistema, es decir, por ejemplo, un sistema de compresión-expansión mediante compresor y turbina con eje solidario.

Caudal másico de aire entrante es el caudal volumétrico por la densidad en esas condiciones:

$$10000 \frac{m^3}{h} * 1,20 \frac{kg}{m^3} = \boxed{12000 \frac{kg}{h}} ;$$

Los datos que se pueden extraer del diagrama T-s se resumen en la siguiente tabla:

Puntos	B	C'	C''	D'''	D'	D''	L	V	E	A
h (kcal/kg)	120	98	60	60	75	78	31	71	120	123
T (K)	298	220	138	100	120	118	99	100	290	298
s (kcal/kg °C)	0,65	0,56	0,33	0,40	0,51	0,66	0,10	0,53	0,81	0,91
P (ata)	40	40	40	5	5	5	5	5	5	1

Tabla 5: Resumen datos del diagrama T-s

Para poder hacer el proceso abarcable, se divide en dos subprocesos:

- El compresor, que se tomará como un único compresor, aunque se dividirá en tres etapas.
- El resto del proceso, es decir, los intercambiadores de calor y la turbina.

Para calcular la exigencia energética del proceso global, se tendrá en cuenta la energía consumida por el trabajo del compresor y la energía devuelta por el trabajo de la turbina.

Para calcular el trabajo aportado por el compresor al sistema, con 3 etapas de compresión [11]:

$$W_c = \frac{\dot{m} * N * R * T_a}{PM * \frac{n-1}{n}} \left[ \left( \frac{p_b}{p_a} \right)^{\frac{n-1}{n * N}} - 1 \right] * \frac{1}{\eta_m};$$

Dónde:

- $\dot{m}$  es el flujo másico de aire que entra en el compresor  $\rightarrow 12000 \text{ kg/h}$
- N es número de etapas iguales  $\rightarrow 3$  etapas
- R es la constante de los gases ideales  $\rightarrow 8,314 \frac{\text{Pa} * \text{m}^3}{\text{K} * \text{mol}} = 8,314 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} * \text{K}}$
- $T_a$  es la temperatura inicial del aire, con la que entra al compresor  $\rightarrow 298 \text{ K}$
- $P_b$  es la presión de salida del compresor  $\rightarrow 40 \text{ ata}$
- $P_a$  es la presión de entrada al compresor  $\rightarrow 1 \text{ ata}$
- n es el factor politrópico.
- PM es el peso molecular del aire  $\rightarrow 28,96 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$
- $\eta_m$  es el rendimiento mecánico del compresor  $\rightarrow 70\%$

Para un proceso isentrópico y adiabático, el factor politrópico es igual al cociente de los calores específicos a presión y volumen constante, es decir, el factor de expansión adiabático.

$$\gamma = \frac{C_p}{C_v};$$

Es decir que  $n = \gamma$ , para el aire tiene un valor de 1,4, por lo que la expresión quedará:

$$W_c = \frac{\dot{m} * N * R * T_a}{PM * \frac{\gamma-1}{\gamma}} \left[ \left( \frac{p_b}{p_a} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma * N}} - 1 \right] * \frac{1}{\eta_m};$$

Pero al no ser un proceso ideal, sino tener un rendimiento del 70%, la expresión termina quedando de esta forma:

$$W_c = \frac{\dot{m} * N * R * T_a}{PM * \frac{\gamma - 1}{\gamma * \eta_p}} \left[ \left( \frac{p_b}{p_a} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma * N}} - 1 \right] * \frac{1}{\eta_m};$$

El valor del trabajo del compresor es  $\boxed{1577486,60 \text{ kJ}}$

El balance entálpico del proceso de la turbina es:

- $Q_B$  el calor que entra al sistema con la corriente en el punto B = 120kcal/kg
- $Q_L$  el calor que se retira de la corriente líquida = 31kcal/kg.
- $Q_E$  el calor que se retira de la corriente de vapor = 120kcal/kg.
- $W_t$  el trabajo que produce la turbina que expande el gas.

Como se puede observar en el diagrama y en el proceso, al ser un ciclo cerrado, todo el calor aportado por la corriente B tiene que ser extraído por L, E y el trabajo de la turbina

$$Q_B = Q_E + Q_L + W_t;$$

El trabajo realizado por la turbina es la diferencia de entalpías (1er principio de la termodinámica aplicado a turbinas adiabáticas), suponiendo que es una turbina ideal, isentrópica:

$$w_t = \eta_t (h_{C'} - h_{D'}) = (h_{C'} - h_{D''});$$

Aplicando el rendimiento isentrópico del 65% y el rendimiento mecánico del 100%,

$$w_t = 0,65(98 - 75) = \boxed{14,95 \text{ kcal/kg}};$$

Para conocer el balance, es necesario conocer los caudales de cada corriente. Para obtener las corrientes V y L, se puede realizar gráficamente mediante la regla de la palanca o de los segmentos inversos. Tomando la escala de la entropía y suponiendo que no hay pérdidas de masa por ningún lado, sino que todo el caudal másico que entra, sale por las corrientes V y L.

Como se dijo anteriormente, la corriente se divide en dos al 50%, por lo tanto, cada corriente será de 6000 kg/h.

$$L = \frac{0,53 - 0,40}{0,53 - 0,10} * 6000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = \boxed{1814,00 \text{ kg/h}};$$

$$V = \frac{0,40 - 0,10}{0,53 - 0,10} * 6000 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = \boxed{4186,00 \text{ kg/h}};$$

Una vez se han calculado todos los caudales, como se considera un proceso ideal y adiabático, se comprueba mediante el balance de energía que todos los caudales de entrada son igual a todos los caudales de salida.

Esto se hace sabiendo la entalpía de cada corriente.

$$120\left(\frac{kcal}{kg}\right) * 12000\left(\frac{kg}{h}\right) = 31\left(\frac{kcal}{kg}\right) * 1814\left(\frac{kg}{h}\right) + (4186 + 6000)\left(\frac{kg}{h}\right) * 120\left(\frac{kcal}{kg}\right) + 14,95\left(\frac{kcal}{kg}\right) * 6000\left(\frac{kg}{h}\right);$$

$$1440000 \text{ kcal} = 56234 \text{ kcal} + 1222320 \text{ kcal} + 89700 \text{ kcal};$$

$$1440000 \text{ kcal} \neq 1368254 \text{ kcal};$$

El calor que entra no es exactamente el mismo debido a que existe una pérdida de calor por el aislamiento, es decir, el aislamiento no es perfecto y se producen pérdidas.

En este caso las pérdidas son:

$$1440000 \text{ kcal} - 1368254 \text{ kcal} = \boxed{71746 \text{ kcal}};$$

$$\frac{71746 \text{ kcal}}{1440000 \text{ kcal}} * 100 = \boxed{5,0\%}$$
 De pérdidas provocadas por el aislamiento del proceso.

El valor del trabajo de la turbina es 89700 kcal, que es igual a  $\boxed{375466,26 \text{ kJ}}$

El balance energético del proceso de compresión y enfriamiento es:

- Aportado:  $1577486,60 \text{ kJ}$
- Extraído:  $375466,26 \text{ kJ}$

Suponiendo que el trabajo realizado por la turbina se suministra al compresor mediante un eje solidario, el trabajo que habría que aportar al sistema para su correcto funcionamiento sería  $W = W_c - W_t$ ;

$$W = 1577486,60 - 375466,26 = 1202020,34 \text{ KJ} = \boxed{333,90 \text{ kW}}$$

Resumen de las corrientes de salida.

	L	E
<b>Q (kg/h)</b>	1814	10186
<b>P(ata)</b>	5	5
<b>T(K)</b>	99	290
<b>T(°C)</b>	-174	17

Tabla 6: Resumen de las corrientes de salida

Ahora es necesario conocer el número de moles de oxígeno y nitrógeno de cada corriente.

Si se observan las tablas y gráficas del apartado 4.2. *DATOS PREVIOS*, se puede saber la composición molar de un líquido saturado en equilibrio con vapor. Esto es necesario para saber que fracción de la corriente es vapor, para el cálculo de las columnas de destilación.

En la *tabla 3* y la *gráfica 4* se puede observar que para un líquido a  $-174^{\circ}\text{C}$  la composición molar de nitrógeno es  $x=0,95$ .

Si se llama X al número de moles de nitrógeno en el líquido e Y al número de moles de oxígeno en el líquido:

$$\frac{X}{X+Y} = 0,95;$$

$$1814 = X * 28 + Y * 32;$$

Despejando se obtiene que:

- $X=61,11$  kmol/h de  $\text{N}_2$ .
- $Y=3,21$  kmol/h de  $\text{O}_2$ .

Procediendo de la misma manera para la corriente de vapor que sale del equipo de compresión, sabiendo que es un vapor de aire normal, tendrá una composición de 79% nitrógeno y 21% oxígeno:

- $X=287,40$  kmol/h de  $\text{N}_2$ .
- $Y=66,84$  kmol/h de  $\text{O}_2$ .

Por tanto, el caudal total que sale del equipo de compresión es:

- $F = 418,56$  kmol/h de aire.
- La fracción de vapor es de 0,85.
- Como no ha habido pérdidas de caudal, la composición molar de nitrógeno en la corriente final es igual a la composición de nitrógeno en la corriente de entrada, es decir, 0,79.

Posteriormente, la corriente de aire vapor que procede del equipo de compresión es introducida en un cambiador de calor, para intercambiar calor con la corriente de nitrógeno puro procedente de la cabeza de la columna de alta presión, disminuyendo la temperatura de esta corriente hasta una temperatura criogénica.

Es por eso que a la columna de destilación de alta presión entra una corriente líquida de aire a  $-174^{\circ}\text{C}$  y una corriente vapor de aire a una temperatura criogénica cercana a los  $-130^{\circ}\text{C}$

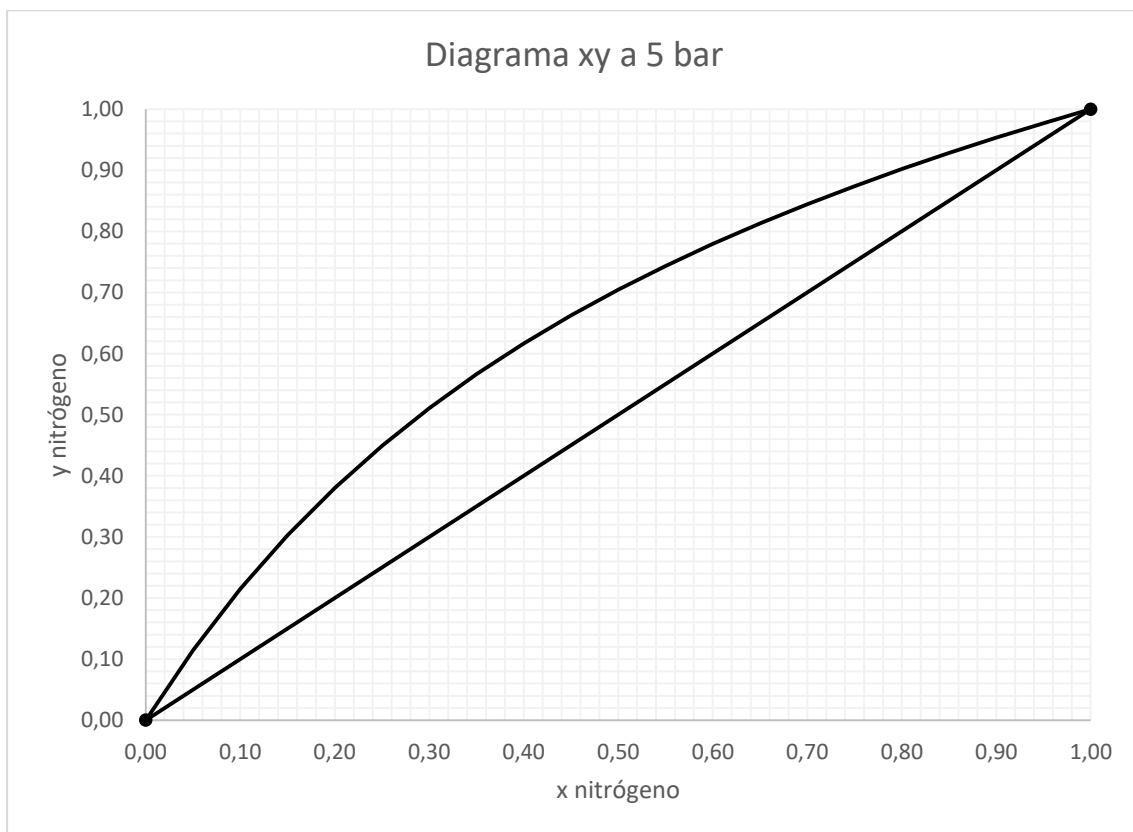


### 4.3.3. DESTILACIÓN

Como se ha dicho en las consideraciones previas, se va a suponer que, en las dos columnas principales, en la de alta y baja presión, solo hay una mezcla oxígeno y nitrógeno. Además, no se van a contabilizar ni los sangrados ni las realimentaciones que tengan que ver con la columna de argón.

McCabe-Thiele es un método de cálculo numérico-gráfico y por tanto no es un cálculo riguroso. Requiere de correcciones matemáticas para una aproximación real, pero para el estudio que aquí concierne es suficiente.

Para poder desarrollar este método de cálculo, y cogiendo los datos de la *tabla 3*, se dibuja el diagrama x-y a 5 bares.



Gráfica 8: Diagrama x-y a 5 bar del nitrógeno y el oxígeno

Todo el método de McCabe-Thiele está estructurado sobre la *gráfica 8*, por lo que es importante tenerlo presente en todo momento.

Algunas consideraciones generales del diagrama x-y deben ser hechas:

- La curva representa el equilibrio de una mezcla de nitrógeno y oxígeno para las distintas concentraciones de nitrógeno.
- El diagrama es una “representación” de la columna de destilación y sus platos teóricos se asemejarán a etapas de equilibrio.

- La recta  $x=y$  es una recta de apoyo que ayudará a realizar el diagrama.
- El diagrama McCabe-Thiele se basa en los balances de materia y energía y tiene varias hipótesis:
  - Reflujo molar constante.
  - Presión constante.
  - La alimentación es una mezcla perfecta

Para la primera columna se hará paso a paso para que no haya dudas del proceso, pero para las demás columnas se hará directamente.

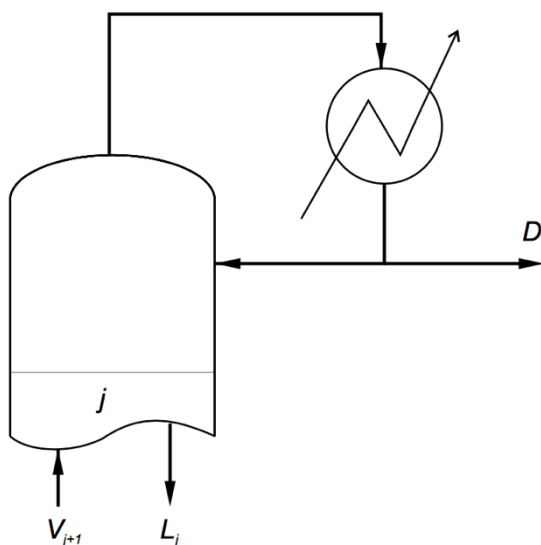
La base de una columna es que, haciendo un balance global de materia, todo lo que entra en la alimentación  $F$ , sale como destilado  $D$  o como producto de fondo  $B$ .

$$F = D + B;$$

Además, si se hace el balance para una de las especies de la mezcla, también se tiene que cumplir. Por ejemplo, todo lo que entra de nitrógeno por la alimentación, debe salir por el destilado o por el fondo, y siendo la concentración de estas corrientes  $x_F$ , para la alimentación,  $x_D$  para el destilado y  $x_B$  para el producto de fondo.

$$F x_F = D x_D + B x_B;$$

Ahora aplicando estos mismos balances a la cabeza de la columna y al fondo de la columna y llamando a las concentraciones de los vapores  $y$ , y las concentraciones de los líquidos  $x$ , para asemejarlos a una recta:



- En la cabeza de la columna se llama  $V$  al vapor que sube de los platos inferiores y entra en el condensador,  $D$  al producto destilado y  $L$  al producto que retorna a la columna como reflujo tenemos que:

$$V = D + L;$$

$$V y = L x + D x_D;$$

A la relación entre lo que sale de la columna y lo que retorna a la columna se le llama relación de reflujo externo y es  $R = L/D$ ;

Ilustración 18: Esquema cabeza de una columna [7]

Despejando y sustituyendo en las dos primeras ecuaciones e incorporando la relación del reflujo se obtiene una recta:

$$y = \frac{R}{1+R}x + \frac{1}{1+R}x_D$$

- Si se pone ahora el foco de atención en el fondo de la columna, y se llama  $\bar{L}$  al líquido que baja de los platos superiores, B al producto que sale del hervidor y  $\bar{V}$  al producto que vuelve a la columna en fase vapor del hervidor, tenemos que:

$$\bar{L} = \bar{V} + B ;$$

$$\bar{L}x = \bar{V}y + Bx_B ;$$

Despejando y sustituyendo en las dos ecuaciones anteriores se obtiene:

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x - \frac{B}{\bar{V}}x_B$$

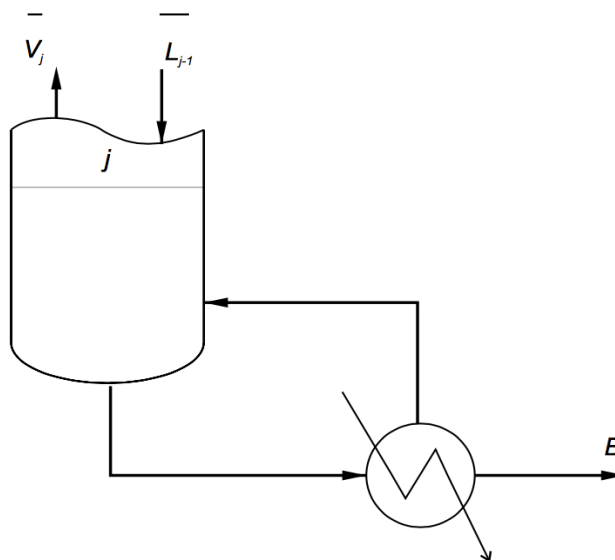


Ilustración 19: Esquema fondo de una columna [7]

- La recta de alimentación se calcula con la sustitución de las ecuaciones de cabeza y fondo en la global:

$$F = D + B ;$$

La relación entre la fracción líquida que entra a la columna y las corrientes de líquido dentro de la columna es:

$$l = \frac{L - \bar{L}}{F} ;$$

Sustituyendo queda como:

$$y = \frac{l}{l-1} * x - \frac{x_F}{l-1};$$

Con las tres rectas de cabeza, fondo y alimentación, se puede realizar el método de cálculo de McCabe-Thiele.

Después de calcular el número de etapas teóricas de la columna, los calores del condensador y del hervidor, conviene calcular el diámetro de los platos y la altura de cada plato.

La separación de los platos más habitual es la de 24'' (unos 61 cm).

El porcentaje de inundación de los platos  $i$  para los líquidos que no forman espumas es de un 80%.

Se debe calcular también la relación entre el área total del plato y el área de la bajante del vertedero.

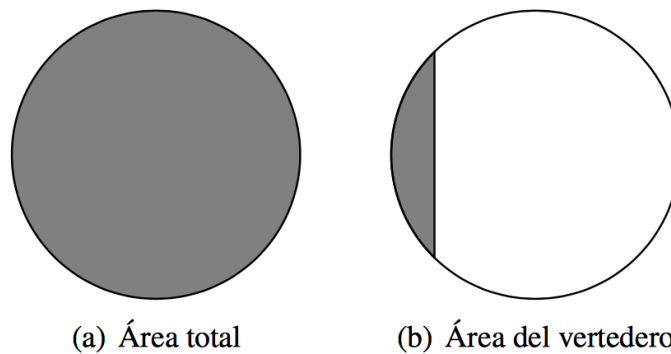


Ilustración 20: Áreas de los platos

Para ello se debe conocer, puesto que es dependiente, el parámetro de flujo, siendo:

$$F_{LV} = \frac{(PM_L * L)}{PM_V * V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}};$$

- $PM_L$ : el peso molecular del líquido en la columna.
- $L$ : el caudal de líquido
- $PM_V$ : el peso molecular del vapor en la columna.
- $V$ : el caudal del vapor.
- $\rho_V$ : la densidad del vapor
- $\rho_L$ : la densidad del líquido

Conociendo este valor, la relación entre el área total y el área de vertedero,  $A_d/A_T$ , puede ser:

- 0,1 si  $F_{LV} < 0,1$
- $0,1 + \frac{F_{LV}^{-0,1}}{9}$  si  $0,1 < F_{LV} < 1$
- 0,2 si  $F_{LV} > 1$

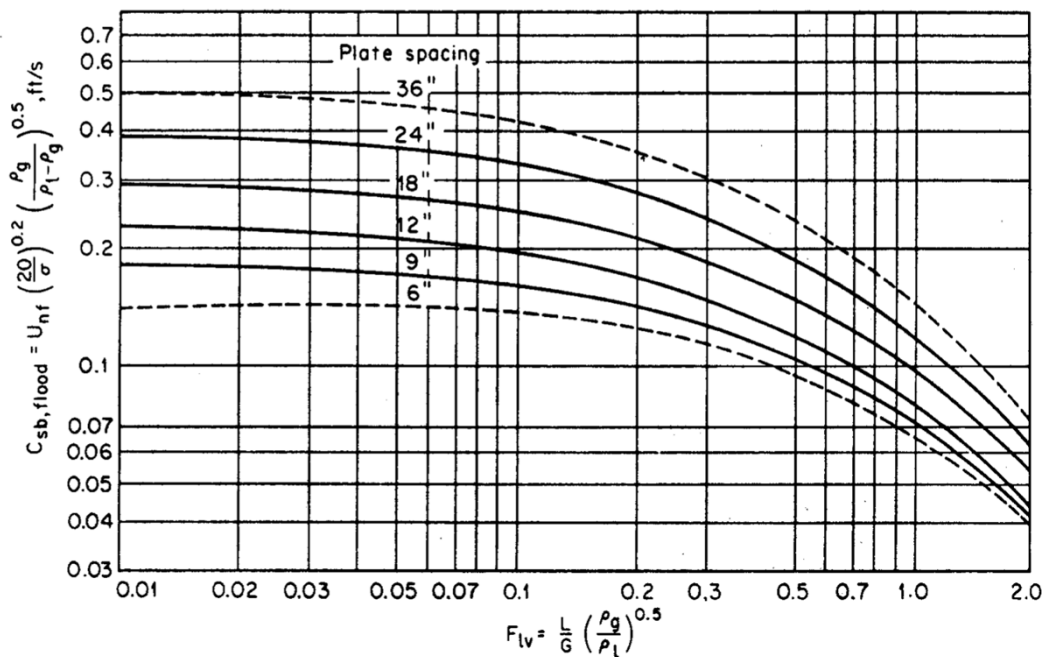
Otro parámetro necesario calcular es la velocidad de inundación, en ft/s:

$$U_f^N = C_{SB} \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} * \left( \frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} * F_F * F_{HA};$$

Siendo:

- $C_{SB}$  el coeficiente de Souders y Brown, también llamado parámetro de capacidad en ft/s.
- $\sigma$  la tensión superficial en los platos en dinas/cm.
- $F_F$  el facto de espuma, que es 1 para mezclas que no forman espumas.
- $F_{HA}$  que es el factor de fracción perforada que se tomará como 1.

Para calcular el coeficiente de Souders y Brown, se utiliza una correlación grafica entre el  $C_{SB}$  y el parámetro de flujo  $F_{LV}$ .



Gráfica 9: Correlación de Fair [7]

Una vez calculado todos los parámetros, se tiene la posibilidad de calcular el diámetro total de los platos de la columna:

$$D_T = \sqrt{\frac{4 \cdot V \cdot P M_V}{i \cdot U_f^N \cdot \pi \cdot \left(1 - \left(\frac{A_d}{A_T}\right)\right) \cdot \rho_V}};$$

Que permite conocer todas las dimensiones de la columna.

Conocido el número de platos, la altura por plato, el diámetro, los calores de los equipos, la presión de trabajo de la columna y todos los caudales y purezas de las corrientes se puede considerar la columna estimada y realizar un análisis económico.

#### 4.3.3.1. COLUMNA DE ALTA PRESIÓN

En la columna de alta presión, como se dijo en secciones anteriores, es una columna que trabaja a 5 bar. En ella se supone una entrada de caudal de solo nitrógeno y oxígeno.

El hervidor es la propia corriente de aire entrante que intercambia calor con el producto de fondo y el condensador es el equipo hervidor-condensador que trabaja tanto para la columna de alta presión como para la columna de baja presión.

A la primera columna de destilación llega una corriente de aire en dos fases, como se ha podido ver en el apartado 4.3.2 *Compresión y enfriamiento* y 4.2. *Datos previos*:

- Una corriente de aire gas de 10186 kg/h = 354,24 kmol/h.
- Una corriente de aire líquido de 1814 kg/h = 64,32 kmol/h.

Esto da una fracción de vapor de  $\gamma = \frac{354,24}{(354,24+64,32)} = 0,85$ ; que tendrá repercusión a la hora de hacer el diagrama de McCabe-Thiele de la primera columna.

A continuación, se realizará el McCabe-Thiele de la primera columna, paso a paso, con el objetivo de que sea lo más ilustrativo posible y no se generen dudas a la hora de realizar los diagramas de las siguientes columnas.

1. Se sitúan los puntos  $x_F$ ,  $x_D$  y  $x_B$ , en 0,79, 0,98 y 0,60 respectivamente.
2. La fracción de líquido de la corriente entrante es  $1-\gamma$ , es decir:

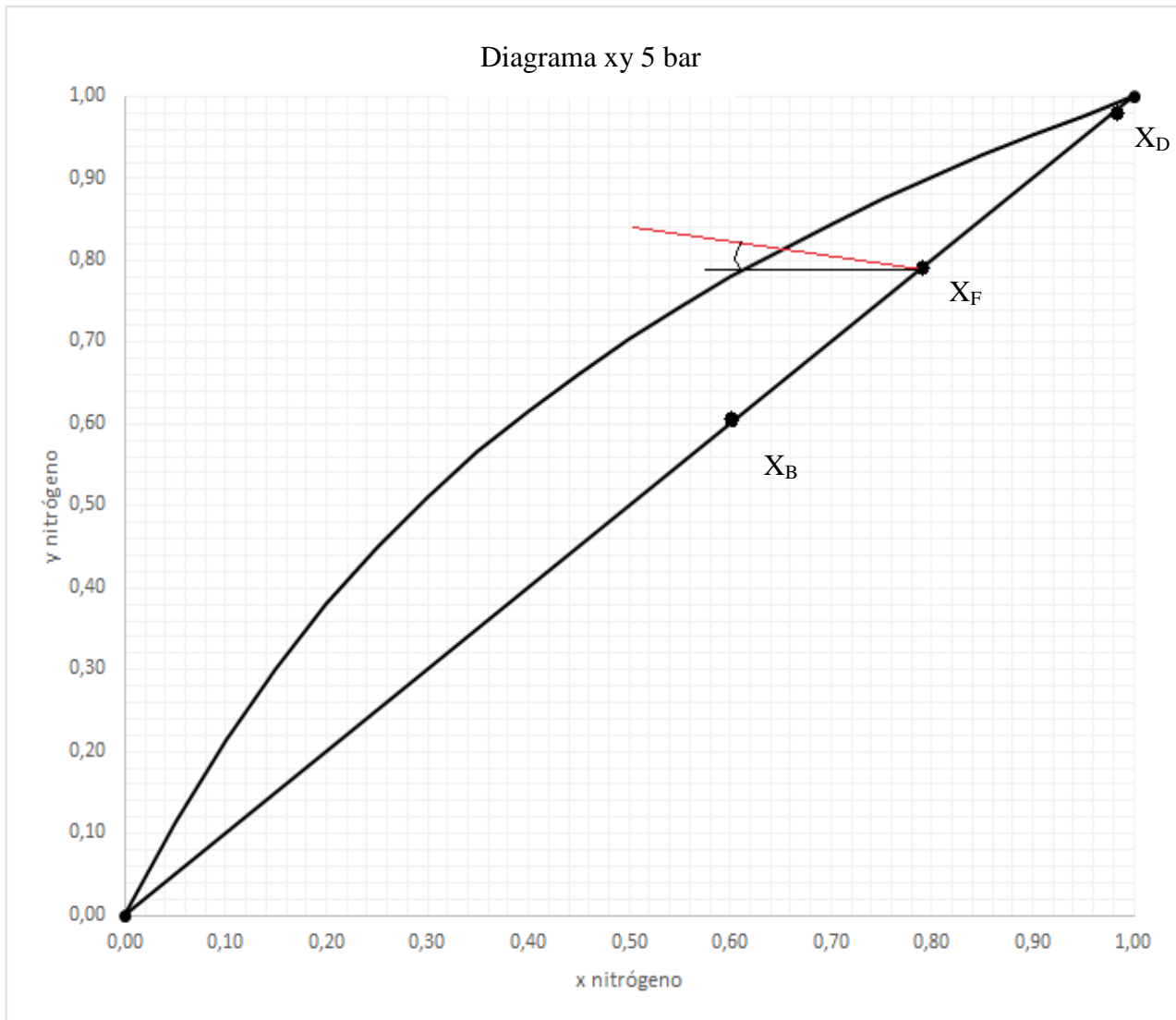
$$l = 1 - 0,85 = 0,15;$$

Por tanto, la pendiente de la recta de alimentación será

$$m = \frac{0,15}{0,15-1} = -0,176;$$

La recta de alimentación quedará como:

$$y = -0,176x + 0,93$$



Gráfica 10: Cálculo alimentación

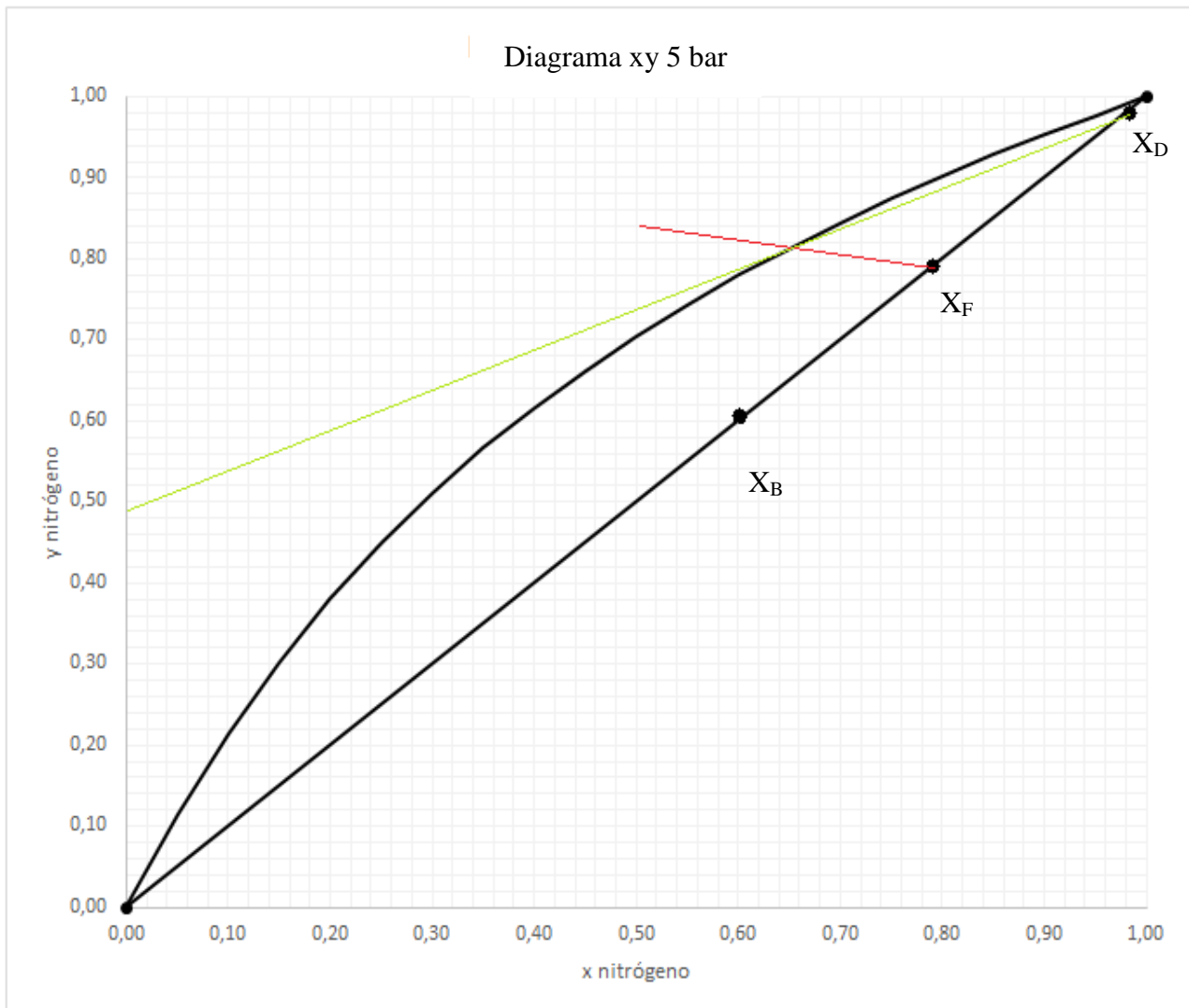
La recta roja es la recta de alimentación.

3. Una vez se ha construido la recta de alimentación se debe calcular la relación de reflujo. Para ello se calcula primero la relación de reflujo mínima, que provoca un pinzamiento en la columna, aumentando el número de etapas de la columna de forma infinita. Esta relación de reflujo mínimo se calcula realizando una recta desde el punto  $x_D$  hasta el corte de la recta de alimentación con la curva de equilibrio y extendiéndola hasta el eje  $y$ .

Como se sabe, si ese fuese la hipotética recta de rectificación, la ecuación de la recta sería  $y = \frac{R_{min}}{1+R_{min}}x + \frac{1}{1+R_{min}}x_D$ , para  $x=0$ ,  $y=0,49$ :

$$0,49 = \frac{0,98}{1+R_{min}};$$

$$R_{min} = \frac{0,98}{0,49} - 1 = 1,00;$$



Gráfica 11: Reflujo mínimo

La recta de verde claro es la recta de rectificación a reflujo mínimo.

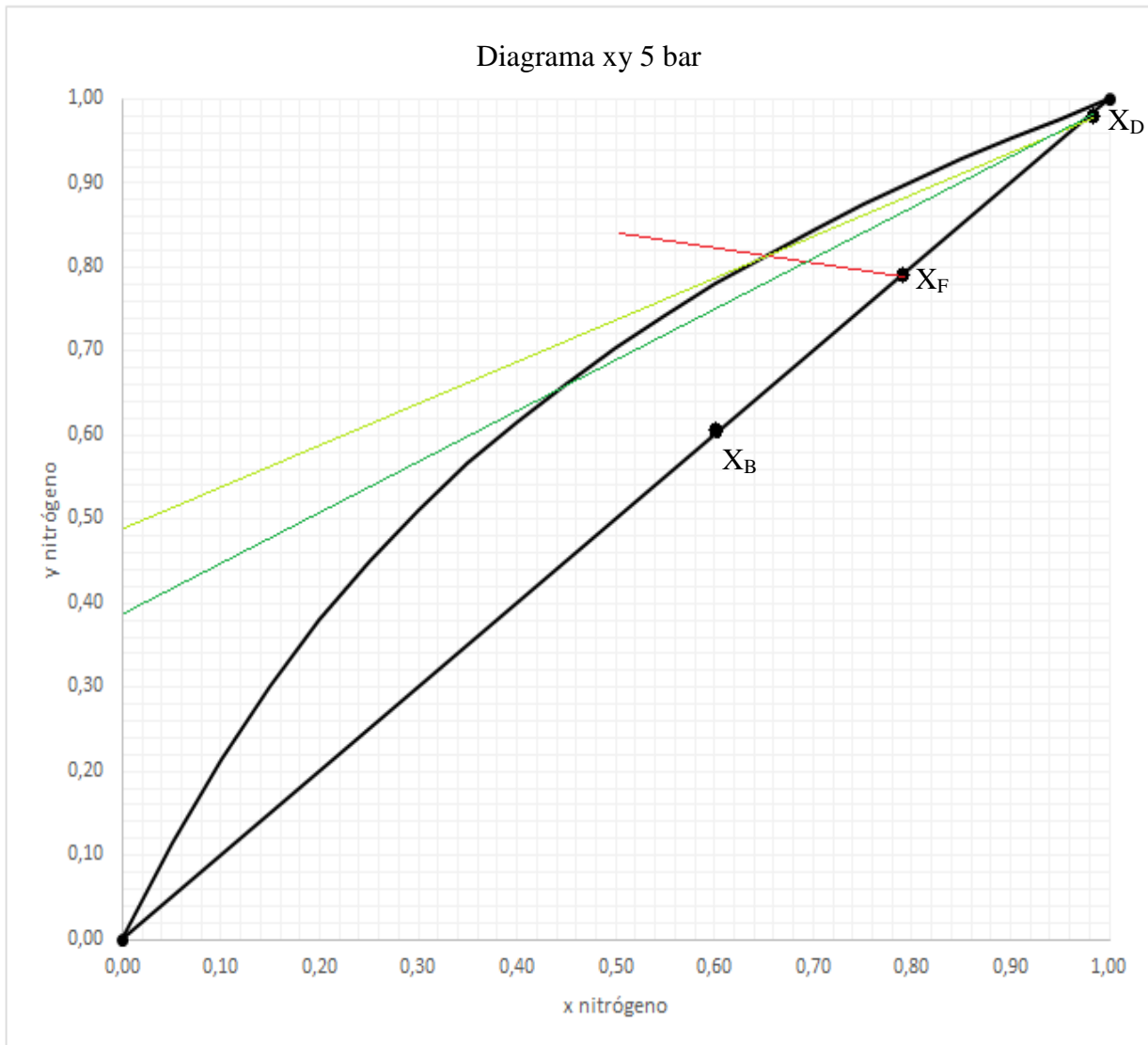


4. Suponiendo que el reflujo real es 1,5 veces el reflujo mínimo, el reflujo real quedaría:

$$R = 1,5 * R_{min} = 1,44;$$

Recalculando la recta de rectificación quedaría:

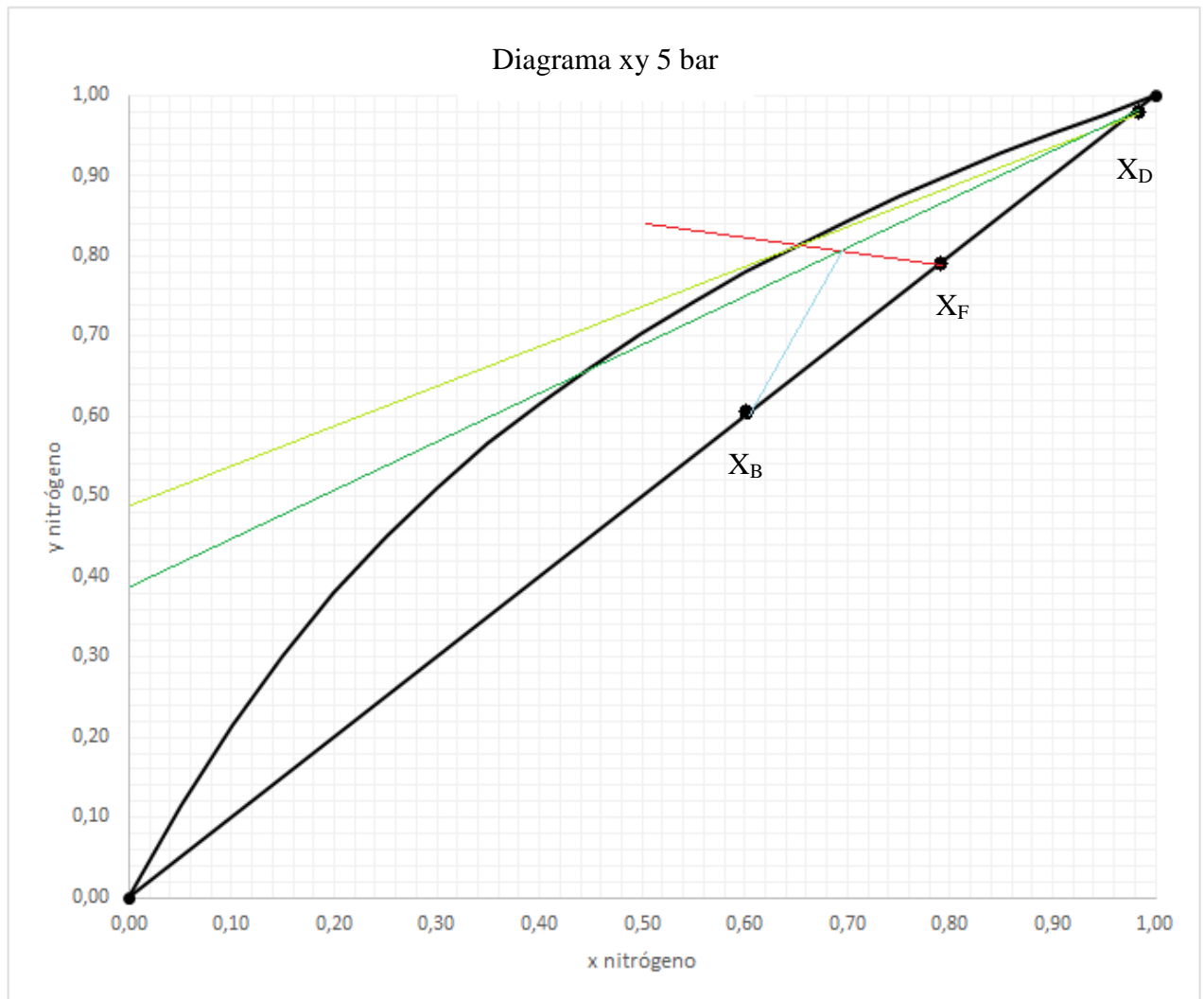
$$y = 0,6x + 0,40$$



Gráfica 12: Reflujo real

La recta verde oscuro es la recta de rectificación.

5. Para calcular la recta de agotamiento, se puede calcular matemáticamente o se puede dibujar gráficamente. Por su definición, la recta de agotamiento es la recta que corta desde el punto de  $x_B$  con la intersección de la recta de alimentación y la recta de rectificación.

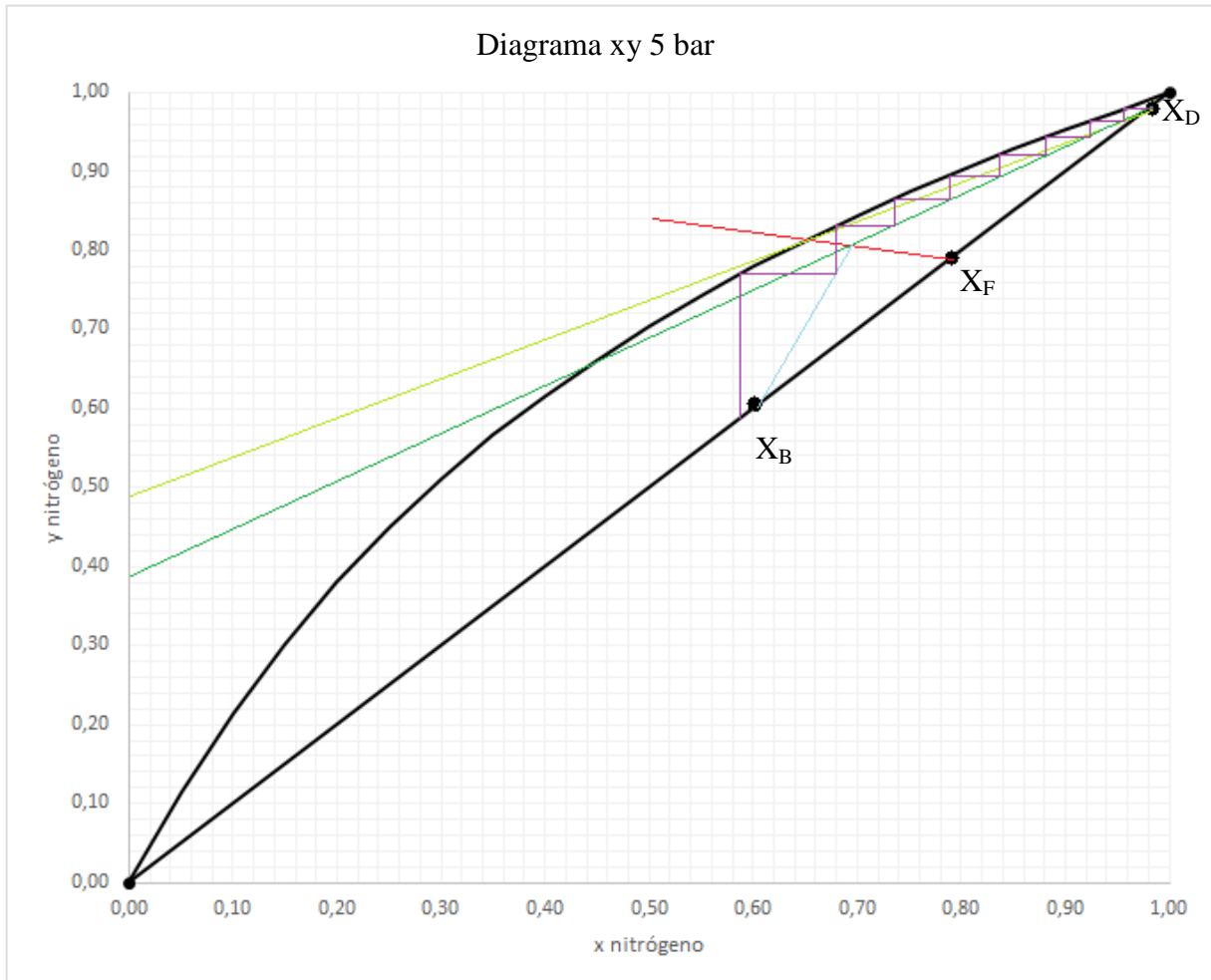


Gráfica 13: Cálculo recta de agotamiento

La recta azul claro es la recta de agotamiento.

6. Una vez se han calculado todas las rectas de trabajo, si dibujan los escalones característicos de un diagrama McCabe-Thiele. El primer escalón empieza en el punto  $x_D$ , y sigue paralelo al eje  $x$  hasta que toca con la curva de equilibrio. Entonces, el escalón desciende, esta vez perpendicular al eje  $x$ , hasta tocar la recta de rectificación.

El proceso continúa, hasta que la recta de rectificación queda por encima de la recta de agotamiento. Entonces los escalones se apoyan en la recta de agotamiento. Los escalones siguen hasta que el último escalón cae exactamente o sobrepasa el punto  $x_B$ .



Gráfica 14: Cálculo de etapas teóricas

Cada punto de corte de los escalones con la curva de equilibrio será una etapa de equilibrio. Y como una de las suposiciones de McCabe-Thiele, es que cada etapa de equilibrio corresponde a un plato teórico, cada corte será un plato teórico de la columna.

En este caso la columna tendrá 8 platos teóricos. El plato teórico de alimentación es aquel dónde se produce el salto de la recta de rectificación a la recta de agotamiento, en este caso el plato 7.

Un valor común para la eficacia de los platos es 0,6. Por tanto, el valor real de la columna de destilación de alta presión será de 14 platos.

Una vez calculados los platos teóricos, se debe calcular:

- Calores de hervidor y condensador.
- Número de etapas reales.
- Altura de la columna.

En este caso se tiene una mezcla de 60% N<sub>2</sub> y 40% O<sub>2</sub>. Para calcular la entalpía de vaporización de esta mezcla, se puede hacer una proporción según las cantidades aportadas a la mezcla.

Las entalpías de vaporización están en el apartado 4.2. *Datos previos*, por tanto, para una mezcla de las condiciones del hervidor:

$$\Delta H^{vap} = \%N_2 * \Delta H_{N_2}^{vap} + \%O_2 * \Delta H_{O_2}^{vap} = \boxed{3,03 \text{ kJ/mol}};$$

Aplicando los balances de materia:

$$F = D + B;$$

$$F x_F = D x_D + B x_B;$$

Se tienen dos ecuaciones y dos incógnitas, D y B, ya que el resto es conocido:

- F = 414,13 kmol/h;
- x<sub>F</sub> = 0,79;
- x<sub>B</sub> = 0,60;
- x<sub>D</sub> = 0,98;

Sustituyendo y resolviendo se tiene que:

$$\boxed{D = 207,065 \text{ kmol/h}};$$

$$\boxed{B = 207,065 \text{ kmol/h}};$$

Para conocer el vapor que vaporiza el hervidor, es necesario conocer cuál es la recta de agotamiento. Se conocen dos puntos:

- El punto en la diagonal (0,6;0,6)
- El punto de corte con la recta de alimentación y de rectificando (0,69;0,81)

Recordando la recta de agotamiento:

$$\boxed{y = \frac{\bar{L}}{\bar{V}} x - \frac{B}{\bar{V}} x_B};$$

Con estos dos puntos se puede conocer la pendiente de la recta:

$$\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = \frac{0,81-0,6}{0,69-0,6} = 2,3;$$

Por otro lado, mediante el balance en el hervidor se sabe que:

$$\bar{L} = \bar{V} + B;$$

$$\bar{V} = 159,30 \text{ kmol/h};$$

$$\bar{L} = 366,40 \text{ kmol/h};$$

$$L = 310,60 \text{ kmol/h};$$

$$V = 517,70 \text{ kmol/h};$$

El calor del hervidor se calcula conociendo la cantidad de vapor que vaporiza y conociendo la entalpia de vaporización del producto.

$$Q_H = \bar{V} * \Delta H^{vap};$$

$$Q_H = 159,30 * 3030 = 482620,73 \text{ kJ/h};$$

Una vez calculado el calor del hervidor, se debe calcular el calor del condensador.

El condensador es parcial, debido a que el nitrógeno puro que sale por la cabeza, que será realimentado a la columna de baja presión es gas, pero el reflujo es líquido.

$$Q_C = D * R * \Delta H^{vap};$$

- D = 207,065 kmol/h;
- R = 1,5;
- $\Delta H^{vap} = 2,79 \text{ kJ/mol};$

$$Q_C = 207,065 * 1,5 * 2793 = 867498,82 \text{ kJ/h};$$

Una vez calculados los calores y caudales de la columna, es necesario calcular el diámetro y altura.

La altura de la columna será la altura de cada etapa multiplicado por el número de etapas reales.

Una altura de etapa estandarizada son 24'', que a su paso a metros es de unos 61 cm por etapa. Aplicando esta altura a las 14 etapas reales de la columna, se obtiene una altura de unos 8,5 metros.

Para calcular el parámetro de flujo:

$$F_{LV} = \frac{(PM_L * L)}{PM_V * V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}};$$

Siendo L el líquido que cae por los platos en la sección de rectificación y V el vapor que asciende por los platos en la sección de rectificación. Para V se toma una composición molar media en nitrógeno de 0,9 mientras que para L se toma una composición molar media de 0,7

$$PM_V = 0,9 * 28 + 0,1 * 32 = 28,4 \text{ g/mol};$$

$$PM_L = 0,7 * 28 + 0,3 * 32 = 29,2 \text{ g/mol};$$

La densidad del vapor será la que marque la ley de los gases ideales a las condiciones en las que se encuentra el vapor, P=5 bar y T=-174°C.

$$\rho_{vap} = \frac{P * PM}{R * T} = 101325 * 5 * \frac{28,4}{8,314 * 99} = 17,48 \text{ kg/m}^3;$$

La densidad del líquido será la densidad proporcional de cada uno de los componentes:

$$\rho_{liq} = 0,7 * 808,5 + 0,3 * 1141 = 908,25 \text{ kg/m}^3;$$

$$F_{LV} = \frac{(29,2 * 366,40)}{28,84 * 517,66} \sqrt{\frac{17,48}{908,25}} = 0,09;$$

Como  $F_{LV}$  está entre 0,1 y 1; la relación  $A_d/A_T$  será igual a:

$$\left(\frac{A_d}{A_T}\right) = 0,1 + \frac{0,09 - 0,1}{9} = 0,098;$$

El siguiente paso es el cálculo del coeficiente de Souders y Brown, ya que conociendo la altura de platos y la relación de flujo se puede obtener la intersección.

El  $C_{SB}$  toma un valor de 0,35ft/s para 24'' de altura de platos y una relación de flujo de 0,08.

El siguiente cálculo que se debe hacer es la velocidad de inundación de los platos:

$$U_f^N = C_{SB} \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} * \left( \frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} * F_F * F_{HA};$$

Asumiendo una tensión superficial de  $\sigma = 8,06$  dinas/cm, la velocidad de inundación queda como:

$$U_f^N = 0,35 * \left( \frac{8,06}{20} \right)^{0,2} * \left( \frac{908,25 - 17,48}{17,48} \right)^{0,5} * 1 * 1 = 2,08 \frac{ft}{s};$$

$$\boxed{U_f^N = 0,63 m/s};$$

Por último, el diámetro de la columna es:

$$D_T = \sqrt{\frac{4 * 517,66 * 28,4}{0,8 * 0,63 * \pi * (1 - 0,098) * 17,48 * 3600}}; \quad \boxed{D_T = 0,80 m};$$

Resumen de la columna de alta presión:

Columna alta presión	5 bar	
Temperaturas	Temperatura del destilado: -174°C	Temperatura del fondo: -170°C
Platos	14	
Altura columna	8,5 metros	
Diámetro total	0,80 m	
Calor hervidor	482620,73kJ/h	
Calor condensador	867498,82 kJ/h	
Destilado	207,065 kmol/h	- 0,98 nitrógeno - 0,02 oxígeno
Producto de fondo	207,065 kmol/h	- 0,6 nitrógeno - 0,4 oxígeno

Tabla 7: Resumen columna alta presión

#### 4.3.3.2. COLUMNA DE BAJA PRESIÓN

La columna de baja presión es una columna que tiene una alimentación, la cual es el producto de fondo de la columna de alta presión, es decir 207,065 kmol/h de una corriente líquida saturada, con un 60% de nitrógeno y 40% de oxígeno.

Las composiciones exigidas de fondo y de cabeza en la columna de baja presión son 0,02 y 0,98 respectivamente.

Partiendo de esta base, se calculan las rectas de alimentación, rectificación y agotamiento y el diagrama de McCabe-Thiele.

$$F = D + B;$$

$$F x_f = D x_D + B x_B;$$

$$F = 207,065 \text{ kmol/h};$$

$$D = 125,10 \text{ kmol/h};$$

$$B = 82 \text{ kmol/h};$$

La recta de alimentación es una perpendicular con pendiente infinita debido a que es un líquido saturado.

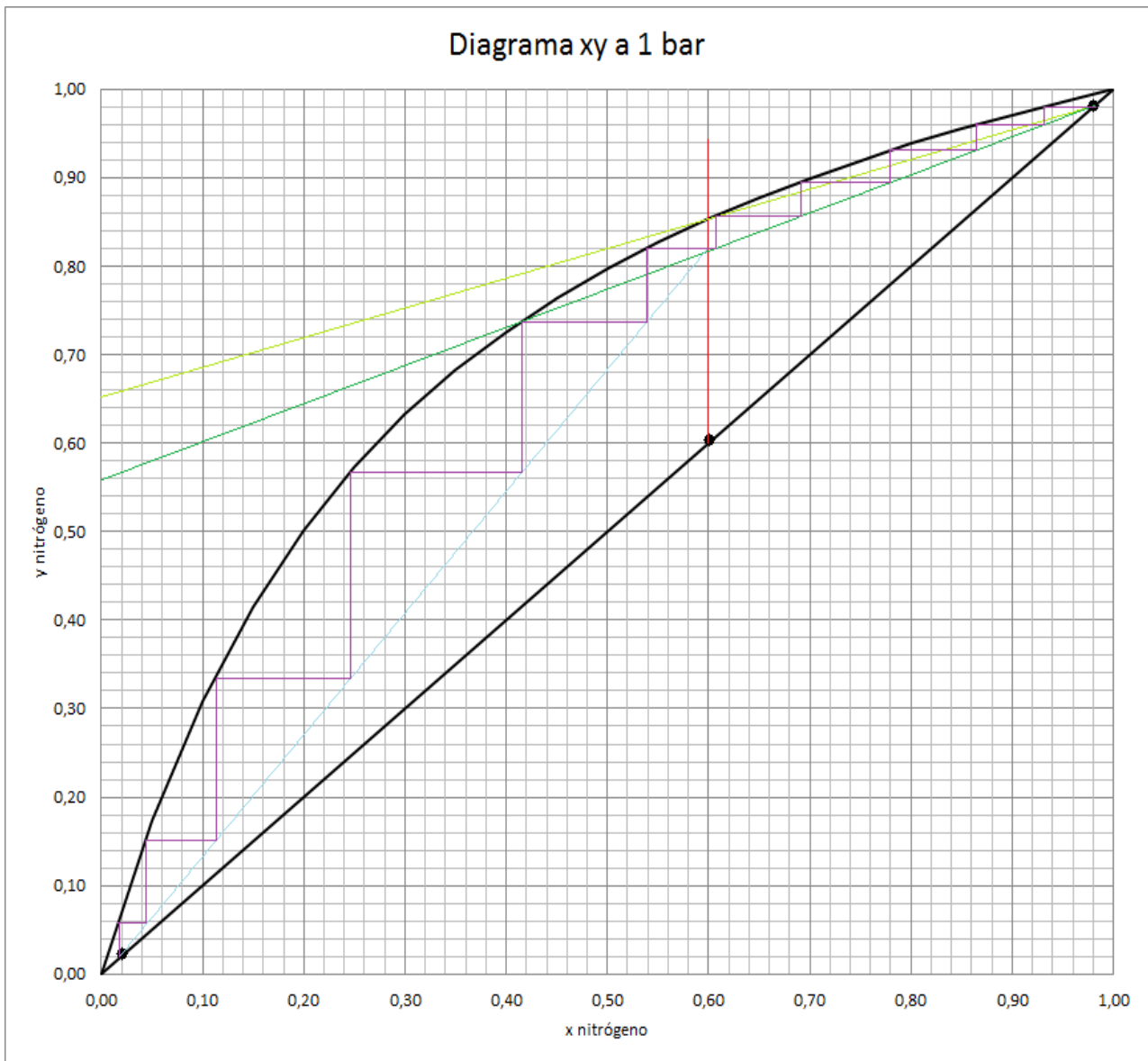
$$m = \frac{1}{1-1} = \infty;$$

- La recta de rectificación tiene una  $y_{\min}=0,65$ . Esto quiere decir que la  $R_{\min}=0,51$ . Aplicando la relación  $R=1,5 \cdot R_{\min}$ ,  $R=0,76$  y por tanto  $y=0,56$ .

$$y = 0,43x + 0,56;$$

- La recta de agotamiento: su pendiente es 1,38. De la recta de agotamiento solo se puede conocer fielmente la pendiente, debido a que la ordenada en el origen sería una extensión al eje y negativo, el cual no está representado.





Gráfica 15: Columna de baja presión

El número de etapas de equilibrio teóricas es de 11. Aplicando un factor de eficiencia de platos de 0,6, el número de platos reales es de 19 platos. Con una separación de 24'' o 61 cm, la columna tiene una altura de 11,60 metros.

La alimentación se lleva a cabo en el plato 6 teórico.

Se necesitan conocer el resto de caudales importantes en la columna.

En la sección de rectificación se tiene:

$$R = L/D;$$

$$R = 0,76;$$

$$D = 125,10 \text{ kmol/h};$$

$$\boxed{L = 95,08 \text{ kmol/h}};$$

$$V = L + D;$$

$$\boxed{V = 220,18 \text{ kmol/h}};$$

En la sección de agotamiento se tiene:

$$\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = 1,38;$$

$$B + \bar{V} = \bar{L};$$

$$\boxed{\bar{V} = 215,80 \text{ kmol/h}};$$

$$\boxed{\bar{L} = 297,80 \text{ kmol/h}};$$

Una vez calculado todos los caudales de la columna se procede al cálculo de los calores de hervidor y condensador:

$$\boxed{Q_H = 215,80 * 3030 = 653874 \text{ kJ/h}};$$

$$\boxed{Q_C = 125,10 * 0,76 * 3400 = 323258,40 \text{ kJ/h}};$$

El cálculo del diámetro se va a realizar para los caudales más desfavorables, es decir, para el mayor vapor que hay en la columna y el mayor líquido que hay en la columna. Esto es:

- $V=220,176$  kmol/h.
- $L=297,80$  kmol/h.

Para la composición de dichos caudales se van a tomar representativo de toda la columna las composiciones a la entrada de la columna. Es decir, la composición del líquido será 0,6 mientras que la del vapor, será la composición en equilibrio con dicho líquido, es decir, 0,86.

$$PM_V = 0,86 * 28 + 0,14 * 32 = 28,56 \text{ g/mol};$$

$$PM_L = 0,6 * 28 + 0,4 * 32 = 29,60 \text{ g/mol};$$

La densidad del líquido será la correspondiente a la proporción de la composición del líquido, mientras que la del vapor será la propia de un gas ideal con ese peso molecular a esas condiciones de presión y temperatura.

$$\rho_{liq} = 0,6 * 808,5 + 0,4 * 1141 = 941,50 \text{ kg/m}^3;$$

$$\rho_{vap} = \frac{P * PM}{R * T} = 101325 * \frac{28,56}{8,314 * 79} = 4,40 \text{ kg/m}^3;$$

$$F_{LV} = \frac{(29,6 * 297,80)}{28,56 * 220,18} \sqrt{\frac{4,40}{941,50}} = 0,1;$$

Como el parámetro de flujo es mayor o igual a 0,1; el valor de la relación

$$A_d/A_T = 0,2;$$

$$C_{SB} = 0,33 \text{ ft/s};$$

$$U_f^N = 0,33 * \left(\frac{9,40}{20}\right)^{0,2} * \left(\frac{941,50 - 4,40}{4,40}\right)^{0,5} * 1 * 1 = 4,14 \frac{\text{ft}}{\text{s}};$$

$$U_f^N = 1,26 \text{ m/s};$$

$$D_T = \sqrt{\frac{4 * 220,18 * 28,56}{0,8 * 1,26 * \pi * (1 - 0,2) * 4,40 * 3600}};$$

$$D_T = 0,8 \text{ m};$$

Resumen de la columna de baja presión:

Columna alta presión	1 bar	
Temperaturas	Temperatura del destilado: -195°C	Temperatura del fondo: -184°C
Platos	19	
Altura columna	11,60 metros	
Diámetro total	0,80 m	
Calor hervidor	653874 kJ/h	
Calor condensador	323258,40 kJ/h	
Destilado	125,10 kmol/h	- 0,98 nitrógeno - 0,02 oxígeno
Producto de fondo	82,00 kmol/h	- 0,02 nitrógeno - 0,98 oxígeno

Tabla 8: Resumen columna baja presión

#### 4.3.3.3. COLUMNA DE ARGÓN BRUTO

Para la columna de argón bruto, se va a suponer que en la columna de baja presión hay un sangrado, a una altura determinada en la que no hay nitrógeno y solo hay oxígeno y argón. Suponiendo que todo el argón que entra al proceso entra a la columna de argón y que este argón es un 16% en composición molar de la corriente:

- El caudal de argón que entra al proceso es de 4,16 kmol/h.
- Si este argón es un 16% de la corriente, la corriente total debe ser 26 kmol/h.
- De esos 26 kmol/h, 21,84 kmol/h deben ser de oxígeno.
- El destilado, argón puro, tendrá un 90% de pureza, mientras que el producto de fondo tendrá una pureza en argón de 0,2%.

Como esta corriente de sangrado no tiene nitrógeno, está muy cerca del producto de fondo. Entonces se puede suponer que la fracción vapor es muy baja, entorno a un 10%.

Con estos datos previos, se calcula la columna de argón bruto.

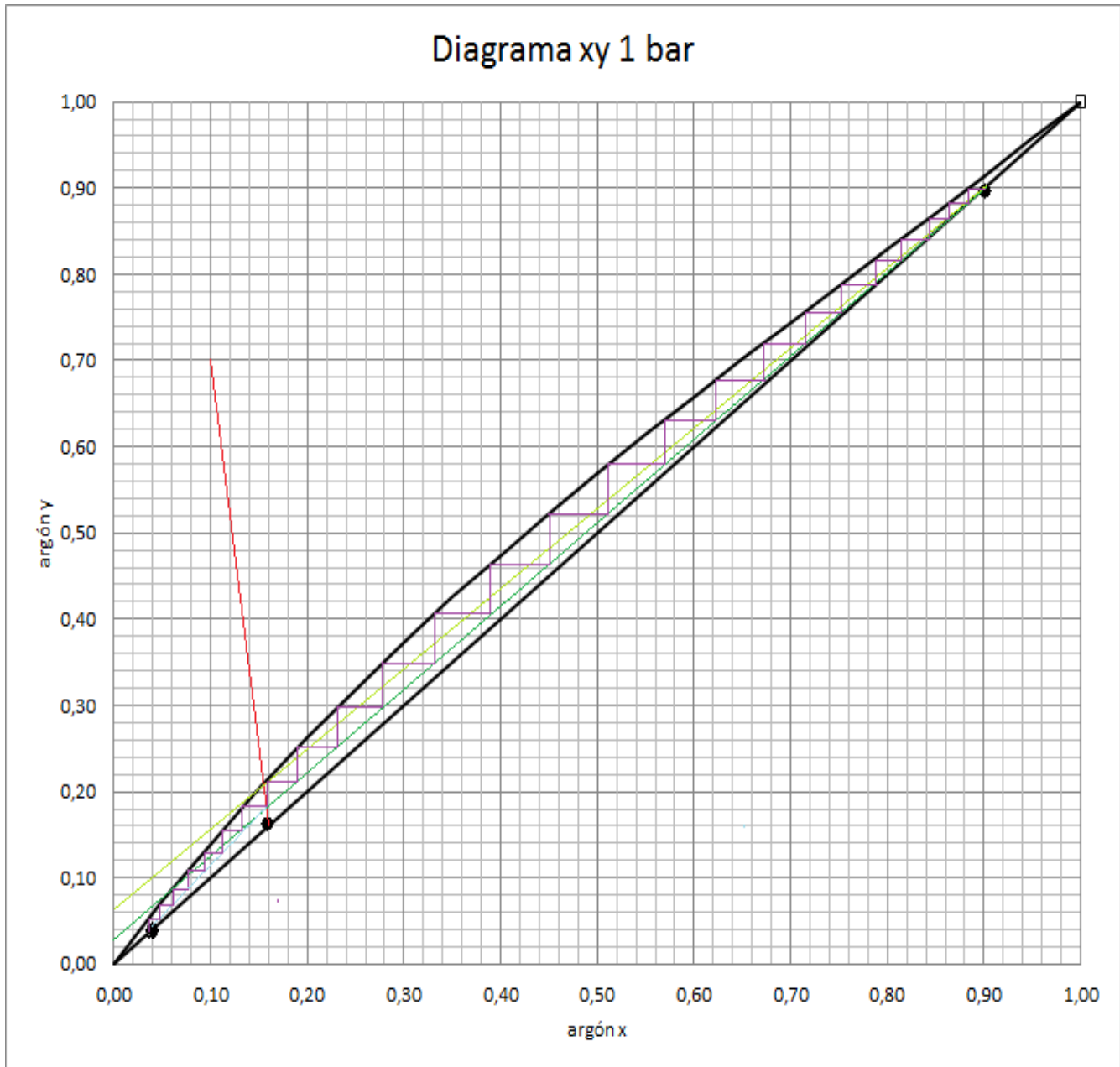
$$F = D + B;$$

$$F x_f = D x_D + B x_B;$$

$$F = 26 \text{ kmol/h};$$

$$D = 3,6 \text{ kmol/h};$$

$$B = 22,4 \text{ kmol/h};$$



Gráfica 16: Columna de argón bruto

La recta de alimentación tiene una pendiente de:

$$m = \frac{0,9}{0,9-1} = -9;$$

- La recta de rectificación tiene una  $y_{\min}=0,8$ . Esto quiere decir que la  $R_{\min}=1,66$ . Aplicando la relación  $R=1,5 \cdot R_{\min}$ ,  $R=2,5$  y por tanto  $y=0,02$ .

$$\boxed{y = 0,98x + 0,02};$$

- La recta de agotamiento: su pendiente es 1,14. De la recta de agotamiento solo se puede conocer fielmente la pendiente, debido a que la ordenada en el origen sería una extensión al eje y negativo, el cual no está representado.

El número de etapas de equilibrio teóricas es de 25. Aplicando un factor de eficiencia de platos de 0,6, el número de platos reales es de 42 platos. Con una separación de 24'' o 61 cm, la columna tiene una altura de 25,6 metros.

La alimentación se lleva a cabo en el plato 19 teórico.

Se necesitan conocer el resto de caudales importantes en la columna.

En la sección de rectificación se tiene:

$$R = L/D;$$

$$R = 2,5;$$

$$D = 3,6 \text{ kmol/h};$$

$$\boxed{L = 9 \text{ kmol/h}};$$

$$V = L + D;$$

$$\boxed{V = 12,6 \text{ kmol/h}};$$

En la sección de agotamiento se tiene:

$$\frac{\bar{L}}{\bar{V}} = 1,14;$$

$$B + \bar{V} = \bar{L};$$

$$\boxed{\bar{V} = 160 \text{ kmol/h}};$$

$$\boxed{\bar{L} = 182,4 \text{ kmol/h}};$$

Una vez calculado todos los caudales de la columna se procede al cálculo de los calores de hervidor y condensador:

$$Q_H = 160 * 3472 = 555520 \text{ kJ/h};$$

$$Q_C = 3,6 * 2,5 * 6218 = 55962 \text{ kJ/h};$$

El cálculo del diámetro se va a realizar para los caudales más desfavorables, es decir, para el mayor vapor que hay en la columna y el mayor líquido que hay en la columna. Esto es:

- $\bar{V}=160 \text{ kmol/h.}$
- $\bar{L}=182,4 \text{ kmol/h.}$

Para la composición de dichos caudales se van a tomar representativo de toda la columna las composiciones a la entrada de la columna. Es decir, la composición del líquido será 0,16 de argón mientras que la del vapor, será la composición en equilibrio con dicho líquido, es decir, 0,22.

$$PM_V = 0,16 * 40 + 0,84 * 32 = 33,28 \text{ g/mol};$$

$$PM_L = 0,22 * 40 + 0,78 * 32 = 33,76 \text{ g/mol};$$

La densidad del líquido será la correspondiente a la proporción de la composición del líquido, mientras que la del vapor será la propia de un gas ideal con ese peso molecular a esas condiciones de presión y temperatura.

$$\rho_{liq} = 0,16 * 1400 + 0,84 * 1141 = 1182,44 \text{ kg/m}^3;$$

$$\rho_{vap} = \frac{P * PM}{R * T} = 101325 * \frac{33,76}{8,314 * 89} = 4,62 \text{ kg/m}^3;$$

$$F_{LV} = \frac{(33,76 * 182,4)}{33,28 * 160} \sqrt{\frac{4,62}{1182,44}} = 0,07;$$

Como el parámetro de flujo es mayor o igual a 0,1; el valor de la relación

$$A_d/A_T = 0,096;$$

$$C_{SB} = 0,35 \text{ ft/s};$$

$$U_f^N = 0,35 * \left(\frac{13,44}{20}\right)^{0,2} * \left(\frac{1182,44 - 4,62}{4,62}\right)^{0,5} * 1 * 1 = 5,16 \frac{ft}{s};$$

$$U_f^N = 1,57 \text{ m/s};$$

$$D_T = \sqrt{\frac{4*160*33,28}{0,8*1,57*\pi*(1-0,096)*4,62*3600}};$$

$$D_T = 0,6 \text{ m};$$

Columna argón puro

1 bar

Temperaturas	Temperatura del destilado: -186°C	Temperatura del fondo: -183°C
Platos	42	
Altura columna	25,60 metros	
Diámetro total	0,60 m	
Calor hervidor	555520 kJ/h	
Calor condensador	55962 kJ/h	
Destilado	3,6 kmol/h	- 0,90 argón - 0,10 oxígeno
Producto de fondo	22,4 kmol/h	• 0,02 argón • 0,98 oxígeno

Tabla 9: Resumen columna de argón



## 5. VIABILIDAD ECONÓMICA

La viabilidad económica de un proyecto de esta magnitud depende de muchos factores. La salida al mercado de los productos obtenidos es primordial, debido a que, si se realiza una inversión de este calibre, pero el nicho de mercado está ya saturado por otras empresas o directamente no hay la demanda necesaria, el proyecto no tiene futuro.

Para estimar los costes de adquisición y de instalación existen una serie de fórmulas y tablas específicas para el tipo de equipo, su tamaño, sus condiciones de operación, etc. [16]

Coste de adquisición de un equipo que trabaja a presión atmosférica:

$$\log(Cp^0) = K1 + K2 \log(A) + K3(\log(A))^2;$$

Donde  $K_i$  es una constante específica del equipo y  $A$  es el parámetro específico del equipo que aparece entre un máximo y un mínimo.

Factor de presión para el cálculo de los equipos que trabajan a presiones distintas a la atmosférica:

$$\log(Fp) = C1 + C2 \log(P) + C3(\log(P))^2;$$

Donde  $P$  es la presión de trabajo y  $C_i$  es una constante específica del equipo.

Coste de los cambiadores de calor:

$$C_{BM} = C_P^0 * F_{BM} = C_P^0 * (B1 + B2 * Fm * Fp);$$

Compresores:

$$C_{BM} = C_P^0 * F_{BM};$$

Columnas de platos:

$$C_{BM} = C_P^0 * F_{BM} * N * Fq;$$

Donde  $N$  es el número de platos de la columna y  $Fq$  es un factor para el cual:

- Si  $N > 20$ ;  $Fq = 1$ .
- Si  $N < 20$ ;  $\log(Fq) = 0,4771 + 0,08516 * \log(N) - 0,3473(\log(N))^2$ .

Todos los coeficientes y parámetros a usar en estas fórmulas están en el siguiente conjunto de tablas.

**Compressor Data (without electric motors)**

Compressor Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>BMCS</sub>	F <sub>BMSS</sub>	F <sub>BMNi</sub>	W <sub>min</sub> (kW)	W <sub>max</sub> (kW)
Centrifugal	2,2891	1,3604	-0,1027	2,7	5,8	11,5	450	3000
Axial	2,2891	1,3604	-0,1027	3,8	8,0	15,9	450	3000
Rotary	5,0355	-1,8002	0,8253	2,4	5,0	9,9	18	950
Reciprocating	2,2891	1,3604	-0,1027	3,4	7,0	13,9	450	3000

Tabla 10: Datos para compresores [16]

**Heat Exchanger Data**

Exchanger Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	A <sub>min</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>max</sub> (m <sup>2</sup> )	P <sub>max</sub> (barg)
Double Pipe	3,3444	0,2745	-0,0472	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	1	10	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Multiple Pipe	2,7652	0,7282	0,0783	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	10	100	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Fixed tube, sheet, or U tube	4,3247	-0,303	0,1634	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Floating Head	4,8306	-0,8509	0,3187	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
tubes only > 5barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Bayonet	4,2768	-0,0495	0,1431	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	1000	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Kettle Reboiler	4,4646	-0,5277	0,3955	0,03881	-0,11272	0,08183	1,63	1,66	10,0	100	140
tubes only > 5 barg				-0,00164	-0,00627	0,0123					
Scraped Wall	3,7803	0,8569	0,0349	13,1467	-12,6574	3,0705	1,74	1,55	2,0	20	300
40 barg < P < 100 barg				0,6072	-0,912	0,3327					
P < 40 barg				0	0	0					
Teflon Tube	3,8062	0,8924	-0,1671	0	0	0	1,63	1,66	1,0	10	15
Air Cooler	4,0336	0,2341	0,0497	-0,125	0,15361	-0,02861	0,96	1,21	10	10000	100
Spiral Tube - shell and tube	3,9912	0,0668	0,243	-0,4045	0,1859	0	1,74	1,55	1	100	400
tube only				-0,2115	0,09717	0					
Spiral Plate	4,6561	-0,2947	0,2207	0	0	0	0,96	1,21	1	100	19
Flat Plate	4,6656	-0,1557	0,1547	0	0	0	0,96	1,21	10	1000	19

**Material Factors, F<sub>M</sub>**

Exchanger Type	Shell - CS	CS	Cu	CS	SS	CS	Ni	CS	Ti
	Tube - CS	Cu	Cu	SS	SS	Ni	Ni	Ti	Ti
Double Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Multiple Pipe	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Fixed tube, sheet, or U tube	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Floating Head	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Bayonet	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Kettle Reboiler	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Scraped Wall	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38
Spiral Tube	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38

**Shell Material**

Type of Exchanger	CS	Cu	SS	Ni	Ti
Teflon Tube Exchanger	1,00	1,20	1,30	1,40	3,30

**Material In Contact with Process Fluid**

Type of Exchanger	CS	Cu	SS	Ni	Ti
Spiral Plate	1,00	1,35	2,45	2,68	4,63
Flat Plate	1,00	1,35	2,45	2,68	4,63

**Tube Material**

Type of Exchanger	CS	Al	SS
Air Cooler	1,00	1,42	2,93

Tabla 11: Datos para intercambiadores de calor [16]

Vessel Data (including data for distillation towers and packed columns)

Vertical Vessels					Horizontal Vessels					
K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	V <sub>min</sub>	V <sub>max</sub>	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	V <sub>min</sub>	V <sub>max</sub>	P <sub>max</sub> (barg)
3,4974	0,4485	0,1074	0,3	520	3,5665	0,3776	0,0905	0,1	628	400

Vessel B-Values

	B1	B2
Horizontal	1,49	1,52
Vertical	2,25	1,82

F<sub>q</sub>

Tray Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	A <sub>min</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>max</sub> (m <sup>2</sup> )
Sieve	2,9949	0,4465	0,3961	0,07	12,3
Valve	3,3322	0,4838	0,3434	0,7	10,5
Demister	3,2353	0,4838	0,3434	0,7	10,5

Tower Packing

Materials of Construction	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	V <sub>min</sub> (m <sup>3</sup> )	V <sub>max</sub> (m <sup>3</sup> )
Ceramic	3,0664	0,9744	0,0055	0,03	628
304 SS	2,2999	0,9744	0,0055	0,03	628
Plastic Saddle	2,4493	0,9744	0,0055	0,03	628

F<sub>BM</sub>

MOC	Sieve	Valve	Demister
CS	1,0	1	
SS	1,8	1,83	1,0
Fluorocarbon			1,8
Ni-alloy	5,6	5,58	5,6

Materials of Construction

F <sub>M</sub> CS	1,0
F <sub>M</sub> SS clad	1,7
F <sub>M</sub> SS	3,1
F <sub>M</sub> Ni clad	3,6
F <sub>M</sub> Ni	7,1
F <sub>M</sub> TI clad	4,7
F <sub>M</sub> TI	9,4

Tabla 12: Datos para columna de destilación [16]

Equipment	Multiplier	Equipment	Multiplier
Agitators, carbon steel	1.3	Chimneys and stacks	1.2
stainless steel	1.2	Columns, distillation, carbon steel	3.0
Air heaters, all types	1.5	distillation, stainless steel	2.1
Beaters	1.4	Compressors, motor driven	1.3
Blenders	1.3	steam on gas driven	1.5
Blowers	1.4	Conveyors and elevators	1.4
Boilers	1.5	Cooling tower, concrete	1.2
Centrifuges, carbon steel	1.3	Crushers, classifiers and mills	1.3
stainless steel	1.2	Crystallizers	1.9
Cyclones	1.4	Pumps, centrifugal, carbon steel	2.8
Dryers, spray and air	1.6	centrifugal, stainless steel	2.0
other	1.4	centrifugal, Hastelloy trim	1.4
Ejectors	1.7	centrifugal, nickel trim	1.7
Evaporators, calandria	1.5	centrifugal, Monel trim	1.7
thin film, carbon steel	2.5	centrifugal, titanium trim	1.4
thin film, stainless steel	1.9	all others, stainless steel	1.4
Extruders, compounding	1.5	all others, carbon steel	1.6
Fans	1.4	Reactor kettles, carbon steel	1.9
Filters, all types	1.4	kettles, glass lined	2.1
Furnaces, direct fired	1.3	kettles, carbon steel	1.9
Gas holders	1.3	Reactors, multitubular, stainless steel	1.6
Granulators for plastic	1.5	multitubular, copper	1.0
Heat exchangers, air cooled, carbon steel	2.5	multitubular, carbon steel	2.2
coil in shell, stainless steel	1.7	Refrigeration plant	1.5
glass	2.2	Steam drums	2.0
graphite	2.0	Sum of equipment costs, stainless steel	1.8
plate, stainless steel	1.5	Sum of equipment costs, carbon steel	2.0
plate, carbon steel	1.7	Tanks, process, stainless steel	1.8
shell and tube, stainless/stainless steel	1.9	Tanks, process, copper	1.9
shell and tube, carbon/stainless steel	2.1	process, aluminum	2.0
Heat exchangers, shell and tube, carbon steel/aluminum	2.2	storage, stainless steel	1.5
shell and tube, carbon steel/copper	2.0	storage, aluminum	1.7
shell and tube, carbon steel /Monel	1.8	storage, carbon steel	2.3
shell and tube, Monel/Monel	1.6	field erected, stainless steel	1.2
shell and tube, carbon steel/Hastelloy	1.4	field erected, carbon steel	1.4
Instruments, all types	2.5	Turbines	1.5
Miscellaneous, carbon steel	2.0	Vessels, pressure, stainless steel	1.7
stainless steel	1.5	pressure, carbon steel	2.8

Tabla 13: Factor de instalación de los equipos [16]

Se van a estimar, por tanto, la inversión inicial que se debe hacer para este tipo de plantas.

Todos los equipos aquí diseñados, se han diseñado para acero inoxidable, para evitar corrosión por el exterior, y para evitar corrosión en el interior, debido las condiciones de temperatura criogénica y presión que se tienen en todo el proceso.

Además, todos los cálculos se han hecho con las fórmulas anteriores y los valores de las tablas y los obtenidos en el diseño.

El coste inicial de los equipos diseñados es de:

- Cambiadores de calor:

- Para 40 bar, 3 unidades: 58408,24 \$.
- Para 5 y 1 bar, 5 unidades: 28370,83 \$.

Total: 86779,06\$.

- Compresores:

- Para una potencia de servicio de 500 kW.
- 3 unidades.

Total: 58744879,61 \$.

- Columnas de destilación de platos:

- Para una columna de 33 platos, de volumen 10,11 m<sup>3</sup>: 5042011,17 \$.
- Para una columna de 42 platos, de volumen 7,2 m<sup>3</sup>: 5149202,30 \$.

Total: 10191213,47 \$.

El total de los equipos es: 16152472,15 \$.

La inversión inicial total de la planta se va a suponer a raíz del dato anterior de los equipos. Estimando que, debido a que los equipos diseñados son los más caros, su volumen de capital frente al resto de la planta es del 70% respecto al total a invertir.

Inversión total estimada: $\frac{16152472,15}{0,70} = 23074960,21 \$;$
--

Los caudales de producto producido son:

- Corriente de nitrógeno puro al 98%: 332,16 kmol/h.
- Corriente de oxígeno puro al 98%: 82,00 kmol/h.
- Corriente de argón puro al 90%: 3,6 kmol/h.

Estas corrientes molares, en condiciones ambientales se traducen en caudales volumétricos:

- Corriente de nitrógeno puro: 7985,6 m<sup>3</sup>/h.
- Corriente de oxígeno puro: 1971,40 m<sup>3</sup>/h.
- Corriente de argón puro: 86,55 m<sup>3</sup>/h.

Este tipo de plantas, de destilación de aire, funcionan 24/7 durante todo el año, a excepción de paros de mantenimiento o problemas técnicos. Suponiendo un funcionamiento del 85% de las horas de un año:

*Horas de un año:*  $365 * 24 = 8760 \text{ h/año}$ ;

*85% de las horas de un año:*  $7446 \text{ h/año}$ ;

La producción anual de gases puros:

- Nitrógeno puro: 59460777,6 m<sup>3</sup>/h.
- Oxígeno puro: 14679044,4 m<sup>3</sup>/h.
- Argón puro: 644451 m<sup>3</sup>/h.

Se supone que el suministro es a granel, es decir, mediante tuberías, directamente en el cliente, y en estado gas, a temperatura y presión estándar de servicio. También se supone que los productos se venden puros, no formando mezclas, lo que se llama *gases especiales* y cuyo valor es bastante más alto al de los productos puros sin más.

Precios orientativos por metro cúbico:

- Nitrógeno puro: 0,05 \$.
- Oxígeno puro: 0,05 \$.
- Argón puro: 0,25 \$.

Ingresos anuales:

- Por nitrógeno:  $0,05 * 59460777,6 = 2973038,88 \text{ \$}$ .
- Por oxígeno:  $0,05 * 14679044,4 = 733952,22 \text{ \$}$ .
- Por argón:  $0,25 * 644451 = 161112,75 \text{ \$}$ .
- Ingresos totales:  $3868103,85 \text{ \$}$ .

Con unos ingresos anuales de 3868103,85 \$, la inversión inicial se amortizaría en 6 años.

El consumo energético de la etapa de compresión es uno de los más representativos y por tanto se debe calcular para estimar el coste de operación de la planta.

Se puede calcular mediante la potencia consumida por la etapa de compresión, que son 333,90 kW, en un año trabajado, que son 7446 h/año.

$$333,90 \text{ kW} * 7446 \text{ h/año} = 2486219,4 \text{ kWh/año};$$

El precio del kWh para industria tenía un valor de 0,084 €/kWh en España, en 2016 [17].

El coste por tanto de la electricidad solo en la etapa de compresión ascendería a 208842,43€/año.

Suponiendo que el coste de la etapa de compresión es un 40% del coste total de operación de la planta, siendo el resto de gasto la electricidad de oficinas, equipos de control, agua auxiliar tanto de operación, como destinado a uso humano...

Se puede estimar que el coste total de operación es de 522106,075 €/año.

Las plantas de separación de aire están muy automatizadas, y en su plantilla suele ser pequeña. Un organigrama de una plantilla puede ser:

- Jefe de planta: supervisa el trabajo de los operarios y trabajadores. Conoce a la perfección cómo funciona la planta. 65000€/año.
- Subjefe de planta: es el segundo responsable de la planta. Cuando el jefe de planta no se encuentra en la planta, es la máxima autoridad. No todas las plantas tienen esta figura. 50000€/año.
- Administrativo: se encarga de tramitar pedidos, atender las necesidades no técnicas de la planta. 45000€/año.
- Instrumentista: tiene un amplio conocimiento técnico en todos los instrumentos de la planta, electroválvulas, llaves... Se encarga de su mantenimiento. 3 Instrumentistas para dar servicio 24/7 por turnos. 40000€/año.
- Controladores: a pesar de la automatización de las plantas, se requiere una persona que esté al tanto del funcionamiento, desde el centro de control, y que sepa reaccionar frente a los posibles fallos no previstos. 4 controladores para dar servicio 24/7. 40000€/año.

En total el gasto en plantilla sería de:

- Jefe de planta: 65000€/año.
- Subjefe de planta: 50000€/año.
- Administrativo: 45000€/año.
- Instrumentistas: 120000€/año.
- Controladores: 160000€/año.

Total: 440000€/año.

En total, el gasto de operación, incluyendo servicios auxiliares y gasto en plantilla llegaría a un montante de 962106,075 €/año.

Para conocer la viabilidad del proyecto, existen ciertos indicadores, como el VAN o el TIR, que pueden ser útiles. Es por ello que se va a proceder a al cálculo del VAN, ya que actualmente, el TIR tiene bastantes detractores, por ser poco fiable.

VAN, valor actual neto.

La fórmula del van es [18]:

$$VAN = -A + \frac{Q_1}{(1+k)^1} + \frac{Q_2}{(1+k)^2} + \dots + \frac{Q_n}{(1+k)^n};$$

Siendo:

- Q son las cantidades a ingresar, en este caso, los ingresos anuales que se suponen constantes por año.
- A es la cantidad de inversión inicial.
- k es la tasa de descuento. La tasa de descuento es el porcentaje de los intereses que se pierden al hacer la inversión y no al tenerlo en otras inversiones, como por ejemplo un depósito bancario, letras del tesoro...

En este caso, Q es 3868103,85 €, A es 23074960,21, k es 1,5%.

Suponiendo que la planta se diseña para una vida útil de 20 años, el VAN toma un valor de 43335117,6€.

Se le aplica un coeficiente R, de realidad, ya que se ha tomado que todos los años hay los mismos ingresos y eso no es real. Este coeficiente es 0,7. El VAN toma un valor de 30334582,3€. Es un proyecto muy rentable.

## 6. CONCLUSIONES

Una planta de separación de aire es un complejo sistema de producción que requiere un gran consumo de energía debido a que se debe llevar los caudales a temperaturas criogénicas. Además, requiere un gran despliegue mecánico debido al conjunto de compresores, turbinas y cambiadores de calor que aparecen en el proceso.

El proceso más delicado es la destilación en las columnas. Estos equipos requieren de un diseño detallado y riguroso para que el funcionamiento de la planta sea óptimo y no una ruina. Todos los aspectos de la destilación son importantes: la altura de la columna, el número de platos, el diámetro de los platos, las realimentaciones y sangrados... No solo en la separación de aire, sino en cualquier proceso de destilación, no se puede dejar nada al azar.

A pesar de que la inversión inicial estimada es alta, entorno a los 23 millones de dólares, la inversión se recupera relativamente rápido, en tan solo 6 años, debido a que, aunque el precio por metro cúbico de gas, es barato, el volumen que se genera de gases es altísimo. Es decir, este tipo de plantas solo son rentables si el volumen producido es muy alto, puesto que, si no, la inversión no se recuperaría en un plazo óptimo o incluso no se recuperaría nunca. Para volúmenes mucho menores, se debe pensar en otras opciones, como la adsorción, que, aunque no alcanza la pureza de la destilación, su menor coste de inversión y operación la hacen mucho más asequible.

En definitiva, las plantas de separación de aire son plantas costosas que no son rentables económicamente a volúmenes de producción bajos. Son complejas, y deben ser diseñadas con gran esmero y rigurosidad, puesto que, si no, no trabajan en las condiciones óptimas y esas pérdidas se suman a los costes de inversión. Sin embargo, pese a ser plantas delicadas, cumplen una función con el desarrollo humano y la sociedad. Los productos que generan permiten conservar la comida, el tratamiento de metales sin oxidación, reacciones químicas en procesos productivos en la industria química, participan activamente en la salud de las personas...

Las plantas de separación de aire son totalmente necesarias para la sociedad de hoy en día.



## 7. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Rodríguez Hernaz, Manuel; *Colección de Ejercicios de la asignatura de Control de procesos Químicos*, ETSII-UPM Madrid, 2015.
- [2] Mackenzie, F.T. and J.A. Mackenzie (1995); *Our changing planet*. Prentice-Hall, Upper Saddle River, NJ, p288-307.
- [3] Praxair S.A.; *Usos y aplicaciones del nitrógeno gas y del nitrógeno líquido por sector*. [en línea]. Disponible en <http://www.praxair.es/gases/nitrogen/?tab=sectores>.
- [4] Praxair S.A.; *Usos y aplicaciones del oxígeno gas y del oxígeno líquido por sector*. [En línea]. Disponible en <http://www.praxair.es/gases/oxygen/?tab=sectores>.
- [5] Praxair S.A.; *Usos y aplicaciones del helio gas y del helio líquido por sector*. [En línea]. Disponible en <http://www.praxair.es/gases/helium/?tab=sectores>.
- [6] R. Agrawal and D. M. Herron; *Air Products and Chemicals*, Hamilton Boulevard, Allentown, PA, USA. 2000.
- [7] Galán Casado, Santos; *Apuntes de la asignatura Operaciones de Separación I*, ETSII-UPM, Madrid, 2014.
- [8] Linde Engineering; *Oxygen generation by Vacuum Pressure Swing Adsorption*. [En línea] Disponible en <https://goo.gl/t6Ghva>.
- [9] Linde Engineering; *History and technological progress. Cryogenic air separation*. [En línea] Disponible en <https://goo.gl/4EV9P7>.
- [10] Meléndez, Andrés; *Intercambiadores de calor y columnas de destilación*, Instituto Universitario Politécnico Santiago Mariño, Maracaibo, 2015.
- [11] Ramos Carplo, Miguel Ángel; Galán Casado, Santos; *Componentes del aire y tecnologías para su separación*. ETSII-UPM. Madrid.
- [12] *Ciclo Brayton*, Departamento de Física Aplicada III, Universidad de Sevilla, Sevilla. [En línea] Disponible en [http://laplace.us.es/wiki/index.php/Ciclo\\_Brayton](http://laplace.us.es/wiki/index.php/Ciclo_Brayton).
- [13] Fernández Benitez, José Antonio; Corrochano Sánchez, Carlos; *Problemas de Transferencia de calor*, Dextra Editorial.
- [14] Sears, Francis; Zemansky, Mark; *Física Universitaria, volumen I, capítulo 18*, PEARSON EDUCACIÓN, México, 2009.
- [15] Borge García, Rafael; *Apuntes de la asignatura de Ingeniería del Medio Ambiente*, ETSII-UPM, Madrid, 2017.

- [16] Rodríguez Hernaz, Manuel; Díaz Moreno, Ismael; *Anexo I, Datos para la estimación de costes, asignatura de Ingeniería de Procesos y Productos*, ETSII-UPM, Madrid, 2107.
- [17] Ministerio del Interior, *IV.12. Precio neto de la electricidad para uso doméstico y uso industrial*. [En línea] Disponible en <https://goo.gl/QRW2Dr>.
- [18] P. Robbins, Stephen; Coulter Mary; *Administración*, Editorial PEARSON, 2009.

## 8. PLANIFICACIÓN TEMPORAL Y PRESUPUESTO

El trabajo fin de grado se ha realizado a lo largo de los meses de los años 2016 y 2017.

En primer lugar, se estuvo leyendo documentación técnica, para conocer en profundidad el tema en cuestión, las plantas de separación de aire.

- Noviembre: 47 horas.
- Diciembre: 43 horas.
- Enero: 58 horas.
- Febrero: 52 horas.
- Total: 200 horas.

Una vez se recabó toda la documentación necesaria, el siguiente paso fue el diseño de la planta, las limitaciones que debía tener para hacerla abarcable, etc.

- Marzo: 30 horas.
- Total: 30 horas.

Una vez diseñado todos los procesos que se querían estudiar, se prosiguió con el cálculo de los equipos, caudales, energías y viabilidad económica.

- Abril: 41 horas.
- Mayo: 49 horas.
- Total: 90 horas.

Una vez calculados todos los detalles, se realizó la redacción de este trabajo fin de grado.

- Junio: 120 horas.
- Julio: 40 horas.
- Total: 160 horas.

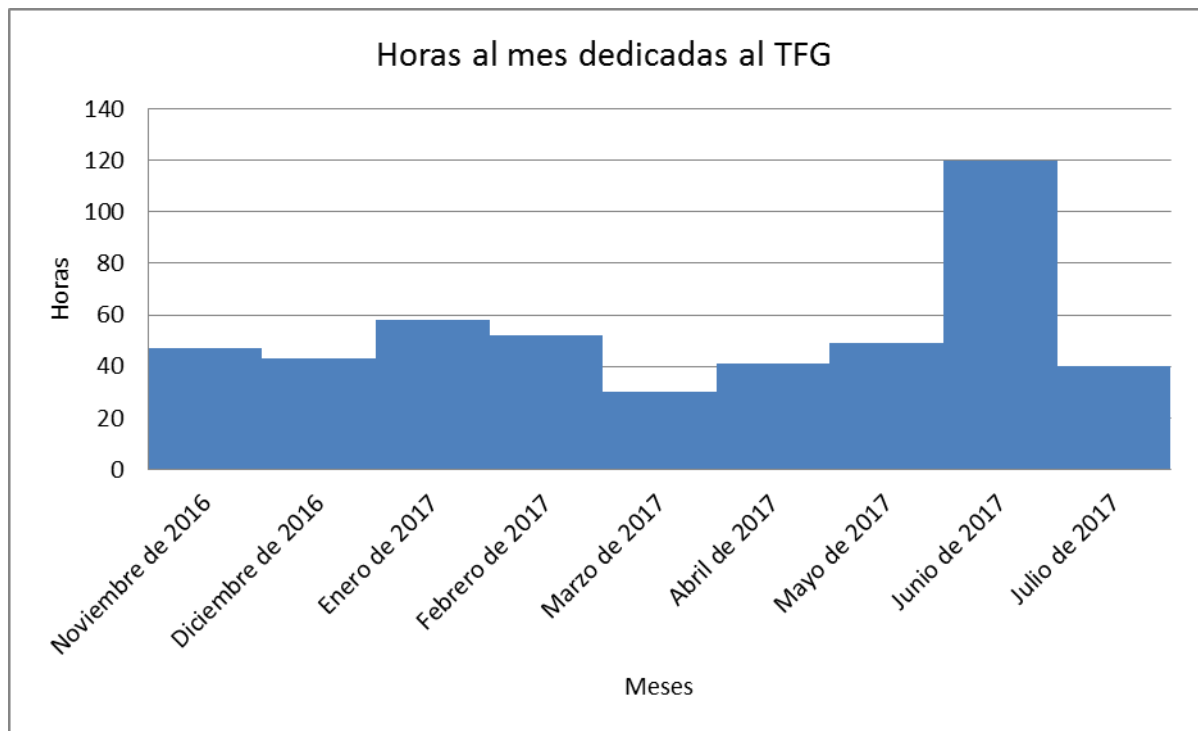
El total de horas que se han invertido en la realización de este trabajo fin de grado es de 480 horas.

Para un ingeniero junior, como el autor, con un sueldo de 15€/h netos, después de impuestos, los emolumentos ascienden a una cantidad de 7200 euros.

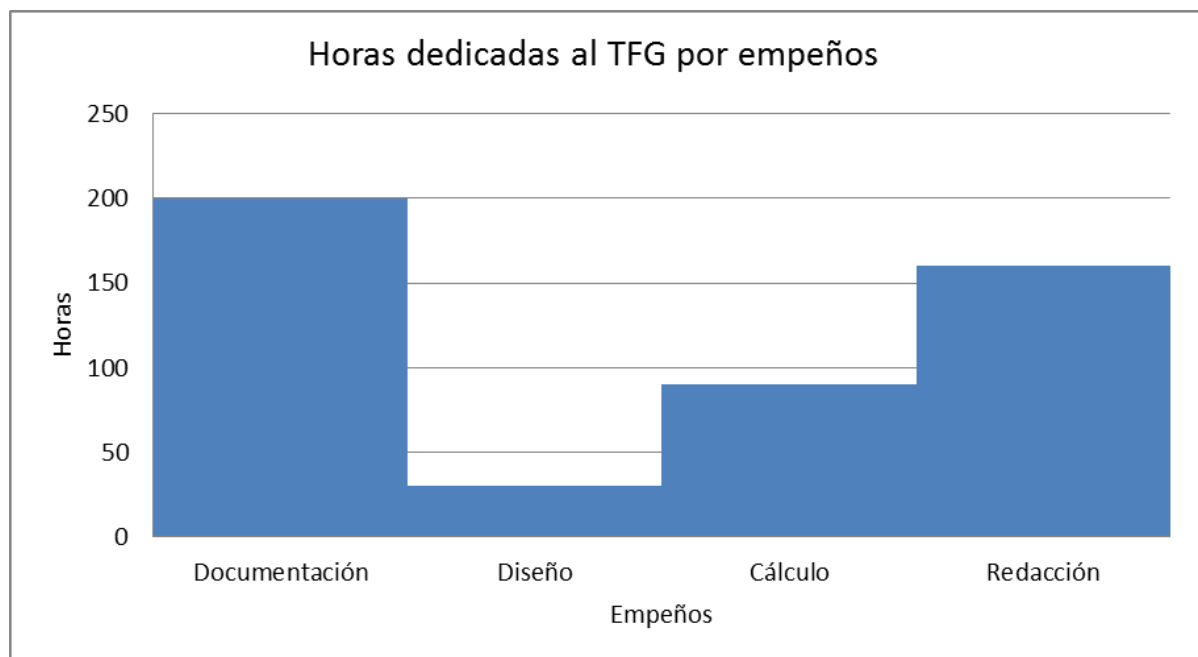
Por empeños:

- Documentación: 3000€.
- Diseño: 450€.
- Cálculos: 1350€.

- Redacción: 2400€.



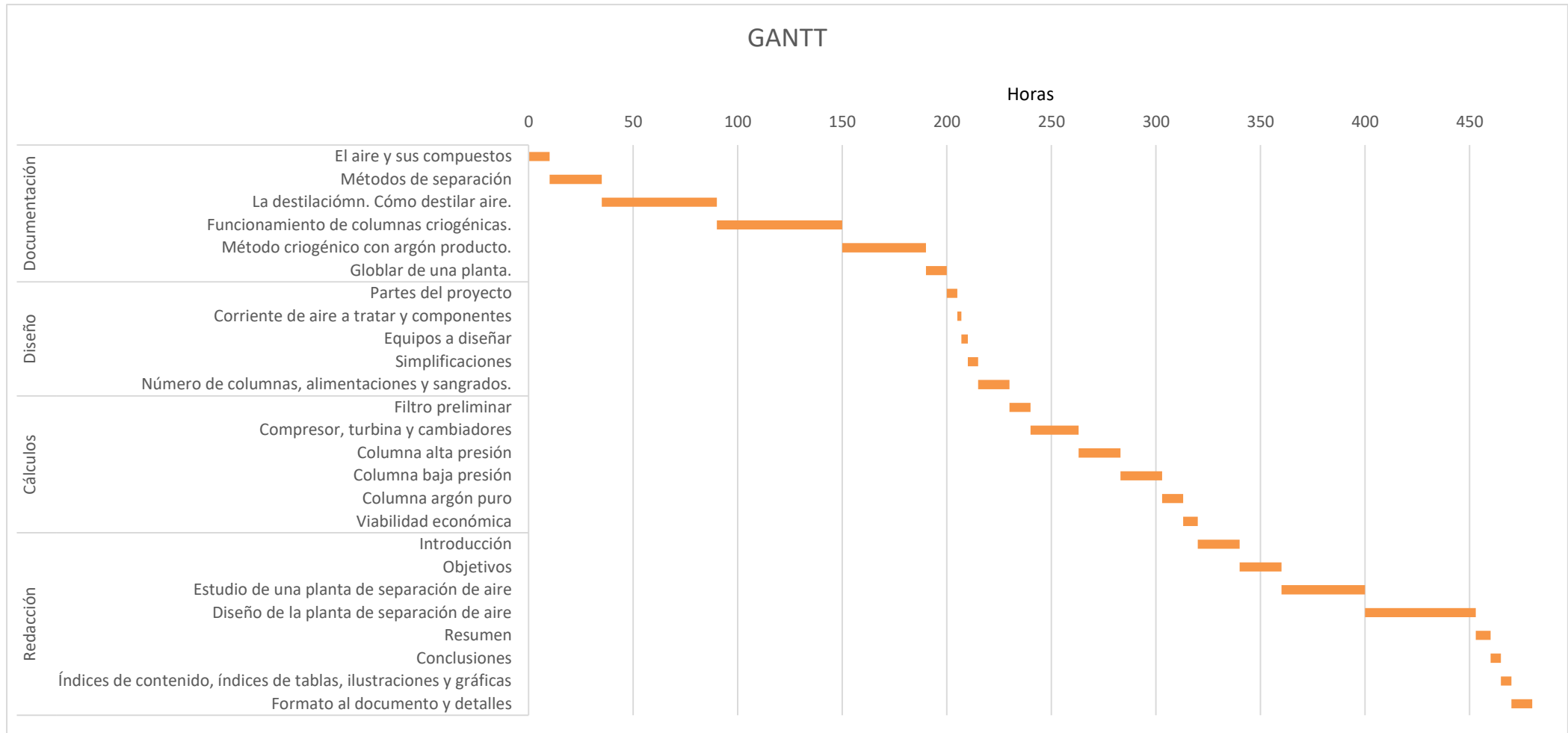
Gráfica 17: Reparto de horas dedicadas por mes



Gráfica 18: Reparto de horas dedicadas a cada empeño

Los distintos empeños se pueden dividir en cada una de las actividades que se han realizado en ellos:

- Documentación:
  - El aire y sus compuestos.
  - Métodos de separación.
  - La destilación. Cómo destilar aire.
  - Funcionamiento de las columnas criogénicas.
  - Método criogénico con argón producto.
  - El global de una planta de separación de aire.
- Diseño:
  - Partes que van a constar en el proyecto.
  - Corriente de aire a tratar y componentes.
  - Equipos a diseñar:
    - Filtro preliminar.
    - Compresión y enfriamiento.
    - Columnas de destilación.
  - Simplificaciones para hacer abordable el proyecto.
  - Número de columnas y sus realimentaciones y sangrados.
- Cálculo:
  - Cálculo del filtro.
  - Cálculo de compresor, turbinas y cambiadores de calor.
  - Columna de alta presión.
  - Columna de baja presión.
  - Columna de argón puro.
  - Viabilidad económica.
- Redacción:
  - Introducción.
  - Objetivos.
  - Estudio de una planta de separación de aire.
  - Diseño de la planta de separación de aire.
  - Resumen.
  - Conclusiones.
  - Índices de contenido, índices de tablas, ilustraciones y gráficas.
  - Formato al documento y detalles.



**Ilustración 21: Gantt**

El diagrama Gantt representa la evolución del proyecto y el número de horas invertido respecto al total en cada una de los subprocesos en los que ha constado el proyecto.

