

MODELIZACION Y SIMULACIÓN DE PLANTAS CRIOGENICAS DE SEPARACION DE AIRE CON HYSYS

Pedro Luis Clavería Vila, Miguel Angel Lozano Serrano y Andrés Hombrados Sánchez

Area de Máquinas y Motores Térmicos - Departamento de Ingeniería Mecánica

Centro Politécnico Superior - Universidad de Zaragoza

María de Luna 3, 50015 Zaragoza (España)

Tel.: 976-762039 Fax: 976-761861 E-mail: mlozano@posta.unizar.es

Resumen

Los modelos matemáticos y la simulación por computadora son indispensables en el análisis y diseño de plantas químicas en las que se desarrollan procesos complejos. En este artículo se presenta la modelización y simulación, en estado estacionario, de una planta criogénica de separación de aire con el simulador de procesos HYSYS, para lo cual se han elaborado modelos específicos de equipos especiales (compresores multietapa, intercambiadores multiflujo, columnas de destilación criogénica, etc.) que facilitan el estudio de configuraciones alternativas de la planta de separación de aire y favorecen la implantación de diferentes estrategias de operación. Se ha realizado un análisis exergético del proceso para estudiar las posibilidades de ahorro energético del proceso simulado.

Palabras clave: *separación de aire, modelización, simulación, análisis exergético, criogenia.*

Introducción

La industria de producción de gases industriales (oxígeno, nitrógeno, argón, etc.) a partir del aire es una actividad de enorme importancia económica. Las plantas criogénicas de separación del aire han servido bien a esta industria durante el siglo XX. Ahora sufren la competencia de otras tecnologías en determinados segmentos de mercado pero también existen nuevas oportunidades para su desarrollo formando parte de ciertos complejos industriales (petroquímicas, centrales eléctricas IGCC, etc.).

El aire es una mezcla de gases formada mayoritariamente por nitrógeno y oxígeno. También contiene pequeñas cantidades de argón, trazas de otros gases (CO_2 , Ne, He,...) y una cantidad variable de vapor de agua. Aunque hoy día se emplean distintas tecnologías para separar el aire en sus componentes las grandes plantas comerciales siguen utilizando el proceso tradicional de destilación criogénica. Tanto el agua como el CO_2 se eliminan en una fase previa al proceso de separación de aire. El proceso más sencillo de esta tecnología es el de Linde con columna simple que fue utilizado por primera vez en 1902. Actualmente, las grandes compañías productoras (AIR LIQUIDE, AIR PRODUCTS, BOC, LINDE, PRAXAIR,...) emplean una gran variedad de procesos más complejos según sean los gases que se desean producir (O_2 , N_2 , Ar), el grado de pureza de los mismos (90%; 99%; 99,9%; 99,99%) y su fase (líquido, gas). La mayor parte de estos procesos utilizan la columna doble de Linde.

Las plantas criogénicas de separación de aire presentan varias dificultades en su modelización y simulación, lo que representa un atractivo desafío para los ingenieros de diseño; estando caracterizadas por: (1) complejos diagramas de flujo, con presiones, temperaturas y composiciones químicas muy diferentes, (2) fuertes interacciones entre sus equipos, tanto de tipo térmico como mecánico y químico, (3) intercambios de calor y masa con pequeños gradientes de temperatura, presión y potencial químico, (4) modos de operación muy estrictos, (5) producción multiproducto con requerimientos de pureza muy elevados.

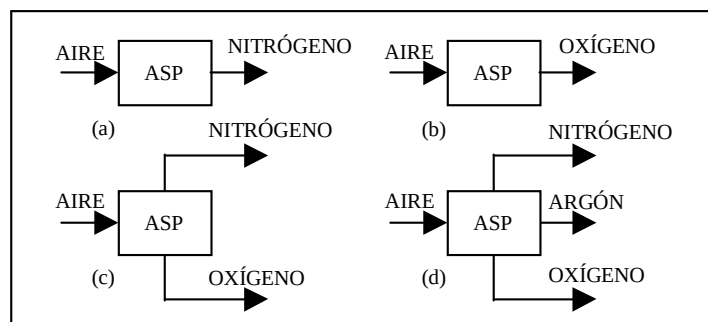


Fig. 1. Diferentes tipos de producción de ASP.

Las dificultades indicadas son a su vez la oportunidad de optimización de la planta, ya que una pequeña modificación de su estructura puede proporcionar una substancial mejora de la eficiencia global del proceso de producción. El análisis de los resultados de la simulación puede aportar información importante sobre el proceso, la cual no podría obtenerse de otra manera.

La búsqueda de una mayor eficiencia termodinámica del proceso criogénico de separación es un objetivo obligado para mantener su competitividad. Esto se traduce para estas plantas en un menor consumo de trabajo por unidad de producto. El método de análisis exergético nos ayudara a conseguir dicho objetivo pues permite identificar el origen de las diferentes irreversibilidades que incrementan el consumo de trabajo y valorar la calidad de funcionamiento de los equipos.

Plantas de separación de aire

Las plantas de separación criogénica del aire (ver Fig. 1) constituyen un tipo especial de plantas químicas, basadas en procesos de licuefacción y destilación del aire. La destilación criogénica se utiliza principalmente para la obtención de nitrógeno, oxígeno y argón en cantidades elevadas ($>100 \text{ Tm/día}$), ya sea como producto líquido o gaseoso, o bien cuando se requiere una alta pureza de oxígeno ($>95\%$) o producir argón.

Todos los procesos criogénicos están basados en la compresión del aire y su posterior enfriamiento a temperaturas muy bajas, para conseguir su licuefacción parcial. Esto permite su destilación criogénica (basada en el fenómeno de que cada uno de los componentes puros del aire licúa a temperaturas diferentes) para separar el/los producto/s deseados en una columna de etapas múltiples. Puesto que la temperatura del proceso es muy baja es necesario que equipos como la columna de destilación, intercambiadores de calor y otros componentes estén aislados frente a transferencia de calor desde el medio ambiente. En la práctica estos componentes se ubican en una o más cajas frías (paralelepípedo con aislamiento térmico multicapa).

La separación criogénica del aire conlleva los siguientes procesos principales (ver Fig. 2). Inicialmente el aire de alimentación a la planta es filtrado y comprimido (aproximadamente a 6 bar). A continuación el aire se seca mediante su enfriamiento en un intercambiador aire-agua o aire-aire y con el posible apoyo de un sistema de refrigeración mecánica. La eliminación total del vapor de agua, anhídrido carbónico y otros contaminantes (hidrocarburos) se realiza mediante tamices moleculares.

El enfriamiento del aire a temperaturas criogénicas se lleva a cabo en intercambiadores de calor multiflujo que aprovechan la capacidad de refrigeración de los gases que salen de la planta.

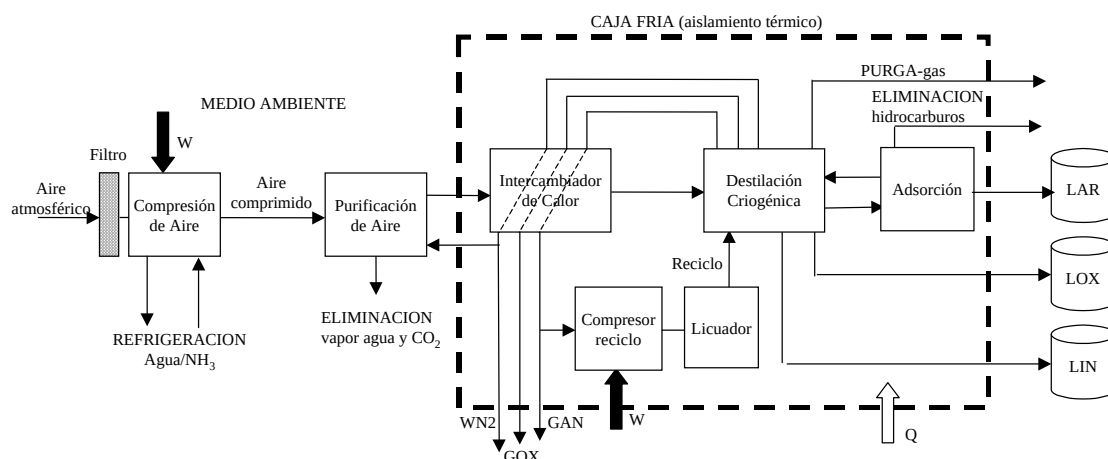


Fig. 2. Diagrama de bloques de una ASP

Las columnas de destilación separan el aire en los productos deseados. Las plantas de nitrógeno pueden tener una sola columna; sin embargo las plantas para producir oxígeno deben tener dos columnas, de alta y baja presión, de tal manera que el oxígeno impuro de la columna de alta presión es purificado en la columna de baja presión. Las plantas para producir oxígeno de alta pureza tienen una columna adicional diseñada para separar el argón del oxígeno. El producto de esta columna de argón crudo puede ser purificado en una columna de argón puro eliminando el oxígeno y nitrógeno residual. El sistema de argón puro puede utilizar una unidad de adsorción que combinando oxígeno con hidrógeno forma agua fácilmente eliminable.

Los productos gaseosos fríos (y los flujos residuales) son introducidos en el intercambiador principal de la planta en contracorriente con el aire caliente de alimentación, de tal forma que este es enfriado y los otros calentados a una temperatura próxima a la ambiental. Este intercambio entre la alimentación y los productos minimiza las necesidades netas de refrigeración de la planta.

Para compensar las entradas de calor desde el medio ambiente y proporcionar el gradiente de temperatura necesario entre los flujos que intercambian calor es necesario proporcionar una refrigeración extra a la planta. Para ello, a uno o más flujos gaseosos a alta presión (aire de alimentación, gas residual o gases producidos) se les hace pasar a través de una turbina con lo que se consigue el enfriamiento del gas.

La separación industrial del aire a escala industrial comenzó como consecuencia de la actividad que Carl Linde (ver Fig. 3) desarrollo en plantas de refrigeración destinadas a la industria. Desde el comienzo este proceso se concibió con la idea de que fuera el mismo aire el que proporcionara la refrigeración necesaria, ya fuera por su expansión en una válvula de estrangulación (Linde) o en una turbina (Claude). La planta inicial fue diseñada para producir oxígeno operando con una columna simple (ver Fig. 4).

El proceso de Linde con columna simple incorpora realizaciones avanzadas de integración térmica (autorrefrigeración y el propio aire genera las dos corrientes contrapuestas necesarias en la destilación en la columna) pero también presenta algunas desventajas: (1) proceso de bajo rendimiento debido sobre todo a la irreversibilidad generada en la producción de frío por estrangulación, (2) no permite producir simultáneamente oxígeno y nitrógeno de elevada pureza. Lo anterior impulsará el diseño de nuevos procesos basados en la columna doble de Linde.



Fig. 3. Dr. Carl Linde

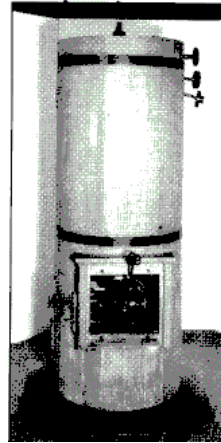


Fig. 4. Planta Linde (1907)

En efecto, para incrementar la recuperación de productos y permitir una producción de nitrógeno y oxígeno puro simultáneamente, fue desarrollado un sistema de doble columna que opero por primera vez alrededor de 1910. Opcionalmente también podía obtenerse argón como producto.

Son posibles otros procesos, por ejemplo usando columnas simples o triples, más ciclos de refrigeración y ciclos de licuefacción integrados; si bien estos no los consideraremos aquí. Una discusión más exhaustiva sobre los diferentes sistemas criogénicos de separación de aire puede encontrarse en Ruhemann (1949), Latimer (1967) e Isalski (1989). Todos estos ciclos pueden ser optimizados para un lote particular de productos.

Planta de oxígeno liquido a media presión

La planta analizada esta basada en el principio de separación de la doble columna de Linde. El diagrama de flujo del proceso de la planta de separación de aire se presenta en la Fig. 5 [Ravikumar y Sarangi, 1990].

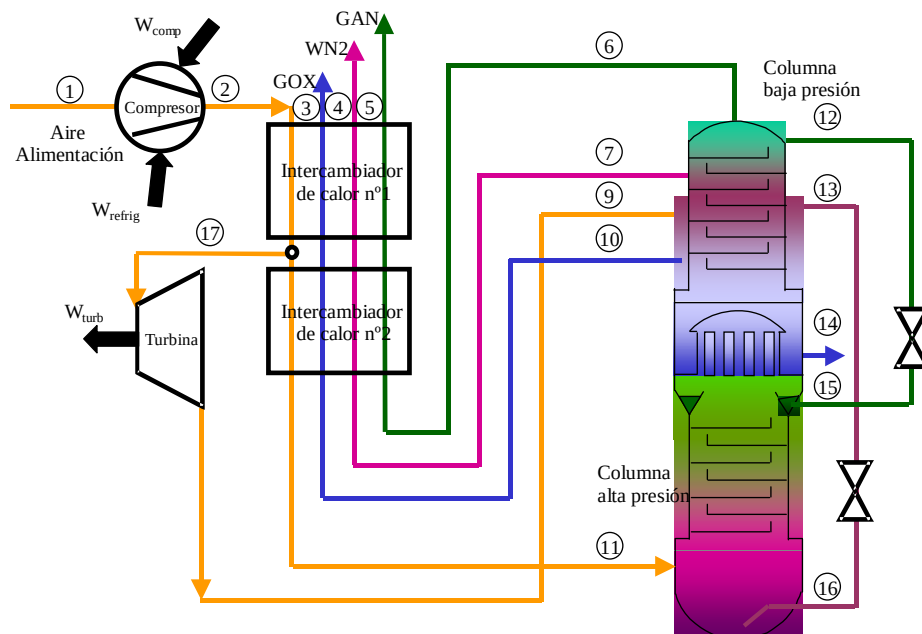


Fig. 5. PFD de la planta de separación de aire

El aire es comprimido en un compresor centrífugo hasta una presión de 6,5 bar. El aire comprimido pasa en primer lugar a través de un intercambiador de calor multiflujo donde se aprovecha el frío proveniente de los gases de salida de la unidad de destilación. Estos a su vez se calientan hasta una temperatura próxima a la del ambiente. El flujo de aire es dividido en dos partes, una de ellas se expande en la turbina y posteriormente alimenta la columna de destilación de baja presión, mientras que la otra entra en un segundo intercambiador multiflujo donde seguirá siendo enfriada, hasta condensar parcialmente, por los gases fríos procedentes de la columna superior. El aire parcialmente condensado alimenta la columna de alta presión en la parte inferior (fondo de columna). El líquido rico en oxígeno almacenado en el fondo de la columna de alta presión alimenta la columna de baja presión tras expandirse en la válvula. El destilado obtenido en el condensador de cabeza de la columna inferior (alta presión) también se expande a través de otra válvula para alimentar la columna superior (baja presión). Este destilado es nitrógeno líquido de gran pureza que sirve como reflujo puro en la cabeza de la columna de baja presión. Dado que el nitrógeno a presión atmosférica alcanza la temperatura más baja del sistema de destilación no es necesario un condensador externo para la cabeza de la columna de baja presión. Las dos columnas están conectadas a través de un condensador-ebullidor: el ebullidor de la columna superior actúa como condensador de la columna inferior.

Tres flujos gaseosos salen de la columna de baja presión. El flujo de cabeza de columna es nitrógeno gaseoso de gran pureza, mientras que el de fondo de columna es oxígeno gaseoso de alta pureza. El tercer flujo se extrae a muy pocos platos de cabeza de columna. Se trata de un nitrógeno residual de baja pureza y actúa como regulación de la destilación. Estos tres flujos pasan a través de los intercambiadores multiflujo en sentido opuesto al aire de entrada. Del ebullidor situado en el fondo de la columna de baja presión se obtiene oxígeno líquido. Algunas unidades, como el sistema de purificación, no están incluidas en el diagrama de flujos. Tampoco se representan extracciones en ambas columnas a modo de purgas.

En la Tabla 1 se ha indicado las principales características termodinámicas y especificaciones de los principales flujos de la planta.

Tabla 1. Especificaciones y propiedades de los flujos principales de la planta

#	Flujo	X fase	m kg/s	composición molar			p bar	T K	h kJ/kg	s kJ/kgK	b kJ/kg	b _f kJ/kg	b _q kJ/kg
				N ₂	Ar	O ₂							
1	Aire amb.	1	28,96	0,7812	0,0093	0,2095	1,0	300,00	1,6	5,392	0,00	0,00	0,00
2	Aire comp	1	28,96	0,7812	0,0093	0,2095	6,5	298,15	-1,8	4,844	160,98	160,98	0,00
3	p-GOX	1	3,57	0,0000	0,0090	0,9910	1,2	297,15	-1,3	5,071	133,90	14,18	119,72
4	r-WN2	1	8,80	0,7123	0,0229	0,2648	1,2	297,15	-1,3	5,310	16,94	15,50	1,44
5	p-GAN	1	16,18	0,9853	0,0024	0,0123	1,2	297,15	-1,4	5,246	33,11	16,20	16,91
6	LP GAN	1	16,18	0,9853	0,0024	0,0123	1,2	79,25	-225,1	3,890	216,29	199,38	16,91
7	LP WN2	1	8,80	0,7123	0,0229	0,2648	1,2	84,25	-210,3	4,072	179,29	177,85	1,44
9	Aire o-turb	1	2,90	0,7812	0,0093	0,2095	1,2	118,65	-179,1	4,416	111,96	111,96	0,00
10	LP GOX	1	3,57	0,0000	0,0090	0,9910	1,2	91,75	-188,5	3,997	268,86	149,14	119,72
11	Aire ASP	0,9032	26,10	0,7812	0,0093	0,2095	6,5	101,55	-222,9	3,546	329,33	329,33	0,00
14	p-LOX	0	0,41	0,0000	0,0041	0,9959	1,2	91,85	-401,0	1,691	750,99	630,35	120,64
17	Aire i-turb	1	2,90	0,7812	0,0093	0,2095	6,5	174,75	-127,3	4,300	198,54	198,54	0,00

Modelo HYSYS

La modelización de la planta de separación de aire se ha realizado mediante el simulador de procesos HYSYS de Hyprotech. Si bien los simuladores son útiles y potentes herramientas que nos permiten realizar modificaciones o rediseños rápidos del modelo de nuestra planta en orden a optimizar su rentabilidad económica necesitan complementarse con programadores de probada experiencia en el proceso simulado que garanticen la bondad de los resultados obtenidos en la simulación. Una decisión clave es la selección de un modelo termodinámico para el calculo de propiedades termodinámicas. Específicamente, necesitamos seleccionar un modelo que ligue la presión, temperatura, volumen específico y composición de cada flujo de la planta. Para este objetivo, se ha seleccionado la ecuación de estado de Peng-Robinson-Stryjek-Vera (PRSV) recomendada por HYSYS para el estudio de plantas de separación de aire. La ecuación PRSV para componentes puros esta definida por:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - v^2} \quad (1)$$

$$a = a_c \left[1 + \kappa \left(1 - T_r^{0,5} \right) \right]^2 \quad a_c = \frac{0,457235 R^2 T_c^2}{P_c} \quad b = \frac{0,077796 R T_c}{P_c} \quad (2)$$

$$\kappa = \kappa_0 + \kappa_1 \left(1 + T_r^{0,5} \right) (0,7 - T_r) \quad (3)$$

$$\kappa_0 = 0,378893 + 1,4897153\omega - 0,17131848\omega^2 + 0,0196554\omega^3 \quad (4)$$

donde:

κ_1 = parámetro característico del componente puro

ω = factor acéntrico

HYSYS proporciona reglas de mezcla y coeficientes de interacción binaria para aplicar esta ecuación al calculo de propiedades de las mezclas formadas por los componentes del aire.

El diagrama de flujo del proceso (PFD) correspondiente al modelo de simulación desarrollado con HYSYS se muestra en la Fig. 6. El análisis realizado con el simulador HYSYS se ha basado en los siguientes supuestos: (1) aire de alimentación limpio con la misma composición del AR, (2) no se consideran entradas de calor desde el medio ambiente, (3) se satisfacen los balances de masa y energía.

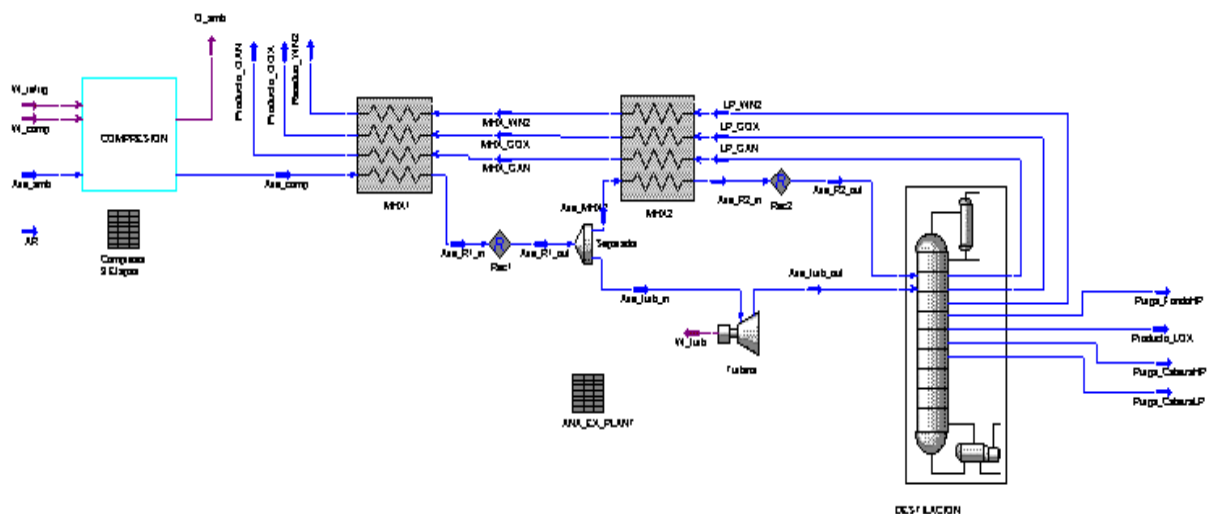


Fig. 6. PFD de la planta simulada con HYSYS

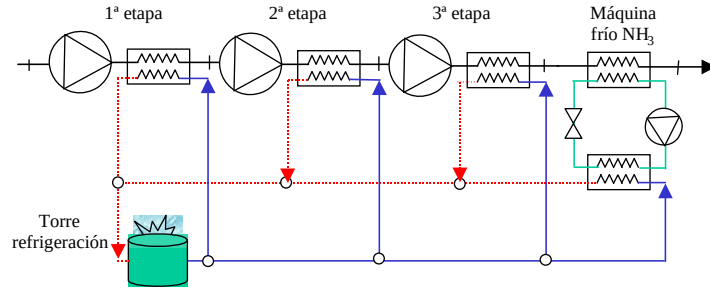


Fig. 7. Diagrama de flujos del proceso de compresión

El sistema (planta) queda descrito por cuatro subsistemas (secciones) principales que son los siguientes: (1) compresión, (2) turbina, (3) intercambiador de calor y (4) destilación.

Compresión. Para simular una compresión isotérmica se ha considerado un compresor de tres etapas con enfriamiento intermedio aire/agua y un enfriamiento final aire/ NH_3 (ver Fig. 7). En la modelización se ha considerado un *subflowsheet* para el proceso de compresión conteniendo *subflowsheets* individuales para cada etapa de compresión. Especificaciones del compresor: (1) rendimiento isoentrópico por etapa del 85%, (2) relación de compresión por etapa de 1,9 aprox. Especificaciones de la máquina frigorífica de amoníaco: (1) rendimiento isoentrópico compresor del 80% (2) ΔT evaporador de 5°C , (3) ΔT condensador de 2°C , (4) temperatura aire comprimido: 25°C .

Turbina. Módulo estándar de HYSYS (ver Fig. 6) con la siguientes especificaciones: rendimiento isoentrópico del 85%, porcentaje de flujo másico a la turbina del 10%.

Intercambiador de calor. El intercambiador de calor queda modelado por dos módulos LNG multiflujo. Entre ellos se realiza una extracción de aire para alimentar a la turbina (ver Fig. 6). El gradiente ΔT en la extracción aire es de 5°C y en el extremo caliente es de 1°C .

Destilación. El bloque de destilación contiene dos columnas integradas térmicamente. El condensador de la columna de alta (6,5 bar) cede calor al ebullición de la columna de baja (1,2 bar). La modelización en HYSYS se consigue con un *Column SubFlowsheet* (ver Fig. 8).

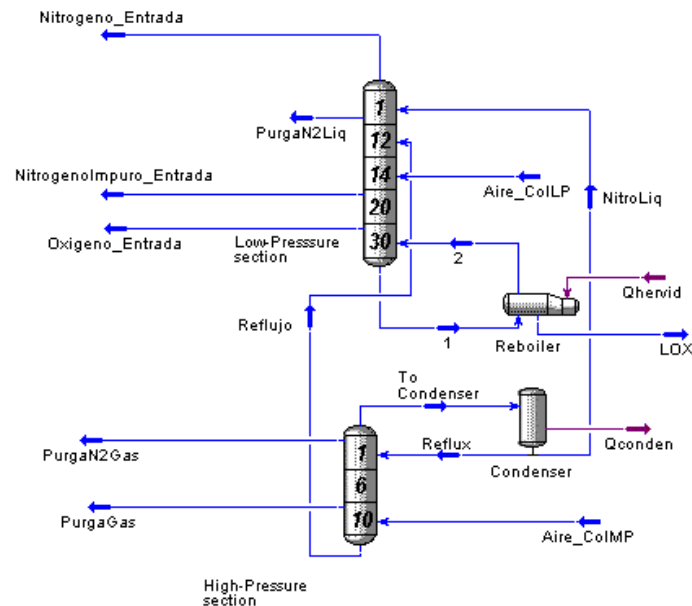


Fig. 8. PFD de la columna doble de Linde con HYSYS

Análisis exergético

El mensaje fundamental de la Segunda Ley de la Termodinámica es que las diferentes formas de la energía no son equivalentes existiendo limitaciones para la conversión de una a otra de sus formas. En consecuencia, si deseamos juzgar la bondad del diseño o funcionamiento de los procesos industriales en los que la energía juega una función importante debemos asociar un índice de calidad al proceso basado, no en el concepto de energía, sino en otra magnitud que exprese realmente la equivalencia termodinámica de los distintos flujos de materia y energía que participan en el proceso: la exergía.

Existe la oportunidad de producir trabajo cuando dos sistemas se encuentran en desequilibrio termodinámico [Bejan, 1988]. Cuando uno de los dos sistemas representa al medio ambiente y el otro es aquel sistema de nuestro interés, la exergía es, por definición, el máximo trabajo técnico que puede obtenerse de su interacción mutua hasta alcanzar el equilibrio. Para representar el ambiente físico se define un ambiente de referencia. Entonces, la exergía de flujo de cualquier sistema puede calcularse fácilmente a partir de sus propiedades termodinámicas [Lozano y Valero, 1988]. Para el estudio de procesos de separación de aire puede considerarse como ambiente de referencia (AR) el definido por una mezcla de gases con las siguientes propiedades (base molar):

$$P_0 = 1 \text{ bar} \quad T_0 = 300 \text{ K} \quad x_{N_2,0} = 0,7812 \quad x_{Ar,0} = 0,0093 \quad x_{O_2,0} = 0,2095$$

Suponiendo comportamiento de gas ideal para el flujo en condiciones ambientales (a P_0 y T_0) la exergía de un flujo formado por componentes del aire puede descomponerse como

$$b = b_f + b_q = [h - h_0 - T_0(s - s_0)] + \left[R T_0 \sum x_j \ln \frac{x_j}{x_{j,0}} \right] \quad (5)$$

donde el primer sumando es la exergía física (debida a los desequilibrios de presión y temperatura del sistema como un todo y el AR) y el segundo es la exergía química (debida a la diferencia de composición química entre el sistema y el AR).

El balance exergético de un volumen de control (ver Fig. 9) en que se desarrolla un proceso estacionario se obtiene combinando sus balances de energía y entropía para dar

$$B_d = T_0 S_g = \sum m_e b_e - \sum m_s b_s + \sum Q (1 - T_0/T) + \sum W_t \geq 0 \quad (6)$$

donde B_d es la exergía destruida (irreversibilidad interna), S_g es la entropía generada y T_0 es la temperatura ambiente. Cada uno de los términos del último miembro de la ecuación (6) es reconocido como exergía (capacidad de producir trabajo).

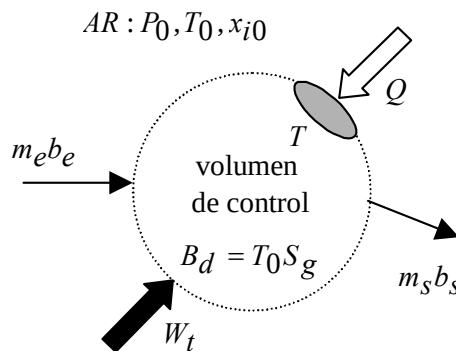


Fig. 9. Balance exergético termodinámico

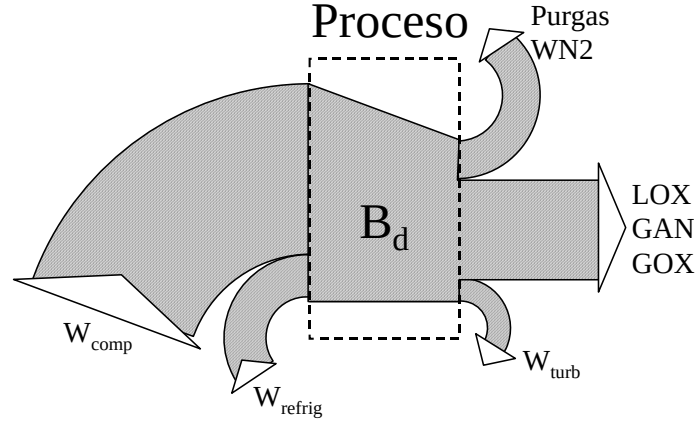


Fig. 10 Balance exergético funcional de la planta de separación de aire

Reagrupando dichos términos, según su funcionalidad dentro del proceso desarrollado en el volumen de control, el balance de exergía puede formularse como

$$F = P + L + B_d \quad (7)$$

P es la producción deseada (Producto), F contabiliza los recursos consumidos (Fuel) y L representa a los flujos que abandonan el volumen de control y no se les da utilidad posterior desperdiciándose su exergía por irreversibilidades externas (Perdidas).

Definiendo $D = B_d$ (Destrucción) e $I = L + D$ (Irreversibilidad) el balance de exergía resulta

$$F = P + I \quad (8)$$

En la Fig. 10 se representa el diagrama de Grassmann para el proceso desarrollado en el volumen de control, el cual representa su balance exergético considerando la funcionalidad de cada uno de los flujos.

La definición de cuales de los flujos de entrada y salida a un equipo o proceso constituyen su Fuel, su Producto y sus Perdidas requiere un análisis cuidadoso del papel que juega cada uno de los flujos en el conjunto de la instalación. La definición genérica de eficiencia termodinámica, a la que denominaremos también rendimiento exergético, es

$$0 \leq \eta_b = \frac{P}{F} = 1 - \frac{I}{F} \leq 1 \quad (9)$$

siendo su inversa el consumo exergético unitario. Diversos autores han propuesto definiciones de rendimiento exergético para los diferentes equipos de una planta de separación de aire [Kotas, 1985; Cornelisen, 1998; Sapali y Chowdhury, 2000]

Dada la aditividad de la entropía generada y de las perdidas de exergía de los distintos equipos de una planta su rendimiento exergético puede expresarse como

$$(\eta_b)_T = \frac{P_T}{F_T} = 1 - \frac{I_T}{F_T} = 1 - \sum_i \frac{I_i}{F_T} = 1 - \sum_i \delta_i \quad (10)$$

Esta ecuación nos permite explicar de un modo riguroso que equipos i y con que magnitud δ_i (impacto de la irreversibilidad del equipo i en el consumo total de fuel de la planta) son responsables de la pérdida de rendimiento observada:

$$1 - (\eta_b)_T = \sum_i \delta_i \quad (11)$$

Tabla 2. Resultados del análisis exergético de la planta de separación de aire

	F (kW)	P (kW)	L (kW)	I (kW)	η_b (%)	δ_i (%)
Compresión	7165	4662	0	2503	65,07	35,69
Turbina	251	150	0	101	59,90	1,43
Intercambiador	5024	4496	149	528	89,49	7,53
Destilación	8907	6344	0	2563	71,23	36,53
PLANTA	7014	1320	149	5694	18,82	81,18

Las exergías física, química y total de todos los flujos materiales de la planta se han calculado usando el lenguaje de programación interno de HYSYS. Se han definido las variables de usuario exergía, exergía física y exergía química en el fichero **exetot.hvv**. Estas variables son aplicables a cualesquiera mezclas de los componentes del aire (nitrógeno, argón y oxígeno). Dado un modelo, si se desea calcular la exergía de los flujos de materia, bastara con importar las variables de usuario. Para ello se utiliza el comando **Import and Export User Variables** del menú **Simulation** seleccionando el fichero **exetot.hvv** e importando su contenido. El listado del fichero **exetot.hvv** se muestra en el anexo.

Las especificaciones de caudal y producto de la planta han sido indicadas en la Tabla 1. Los resultados del análisis exergético de la planta han sido resumidos en la Tabla 2. Para los balances exergéticos se ha utilizado la utilidad de hoja de cálculo de HYSYS.

El producto de la planta, o trabajo mínimo de separación (W_{min}), es la exergía de los diferentes productos que salen de ella, $P_T = B_{GAN} + B_{GOX} + B_{LOX} = 1320 \text{ kW}$. El fuel de la planta, o trabajo real de separación (W_{real}), será el consumo neto de energía eléctrica, $F_T = W_{comp} + W_{refrig} - W_{turb} = 7014 \text{ kW}$. Las pérdidas de exergía por purgas y gases residuales suponen $L = 149 \text{ kW}$ y la exergía destruida por irreversibilidades internas es $B_d = 5545 \text{ kW}$ ($S_g = 18,48 \text{ kW/K}$) lo que da una irreversibilidad total para la planta de $I_T = 5694 \text{ kW}$. Como puede apreciarse el rendimiento exergético de la planta, con un valor $(\eta_b)_T = P_T/F_T = 18,82\%$, resulta mucho menor que el de las secciones que la componen. En la Fig. 10 se representa el diagrama de Grassmann de la planta analizada.

Si tenemos en cuenta el impacto de las irreversibilidades en el consumo total de fuel de la planta el rendimiento exergético de la planta se obtiene como $(\eta_b)_T = 1 - \sum \delta_i = 18,82\%$. El balance exergético de la planta nos indica que existe una oportunidad de ahorro de 5694 kW , despilfarrados en irreversibilidades, ya que de los 7014 kW de exergía con los que se alimenta la planta solo el $18,82\%$, 1320 kW , los recuperamos en forma de productos. Los procesos en los que se generan más irreversibilidades son la compresión y destilación seguidos en menor importancia por los intercambiadores de calor y turbina. Como conclusión podemos decir que la separación criogénica del aire es una técnica madura por lo que el diseño de sus equipos es correcto desde un punto de vista exergético. Sin embargo, el análisis exergético si que nos puede ayudar en la diagnosis de la operación de la planta al detectar signos de una operación inadecuada y/o ineficiente de los componentes del sistema, interpretar las posibles causas de su malfunción y cuantificar sus efectos en términos de consumo adicional de recursos.

Conclusiones

La simulación de procesos facilita el estudio de los cambios de estructura de los sistemas y el ajuste de los parámetros de diseño que determinan las prestaciones de una estructura dada. El análisis exergético, al localizar las irreversibilidades responsables del consumo ineficiente de recursos, orienta la búsqueda de soluciones satisfactorias. Utilizando adecuadamente ambas herramientas el ingeniero de procesos puede realizar un trabajo más eficiente y productivo.

Agradecimientos

Este trabajo ha sido posible gracias a una Ayuda a la Investigación de la Fundación Domingo Martínez en su Convocatoria del Curso 2000/2001.

Referencias

- Survey: Air Separation*. Cold Facts, Vol. 13, Nº 2 (1997).
- A. Arjárov et al. *Sistemas criogénicos*. Mir (1990).
- A. Bejan. *Advanced Engineering Thermodynamics*. Wiley (1988).
- B. Best, J. Walling. *Selecting a supply mode for industrial gases*. Chemical Engineering, pp. 62-67 (Dec. 2000).
- HYSYS Process v2.2 Documentation*. Hyprotech Ltd. (2000). (<http://www.hyprotech.com>)
- K.D. Timmerhaus, T.M. Flynn. *Cryogenic Process Engineering*. Plenum (1989).
- K.V. Ravikumar, S. Sarangi. *Computer Aided Design of Cryogenic Process Plants*. Process Equipment and Design Laboratory, Publication Nº 90-2, Cryogenic Engineering Centre, Indian Institute of Technology, Kharagpur (1990).
- M. Keith. *Industrial gas: surveying onsite supply options*. Chemical Engineering, pp.72-79 (Jan. 1997).
- M. Ruhemann. *The separation of gases (2ª Ed.)*. Oxford University Press (1949).
- M.A. Lozano et al. *Análisis termoeconómico de la unidad de separación de aire en plantas de gasificación integrada con ciclo combinado*. Fundación Domingo Martínez (1998).
- M.A. Lozano, A. Valero. *Methodology for Calculating Exergy in Chemical Processes*. ASME Book G00449, pp. 78-86 (1988).
- M.A. Lozano, P.L. Clavería *Análisis exergético de plantas criogénicas con Hysys*. II Jornadas de Ingeniería Termodinámica, Universidad Rovira i Virgili, Tarragona (Junio 2001).
- N. Beráscola, G. Serka. *Comunicación Personal*. Soteica S.R.L., AEA Hyprotech (2001). (<http://www.soteica.com.ar>)
- P.L. Clavería, M.A. Lozano. *Análisis exergético de plantas de separación de aire*. Anales de Ingeniería Mecánica, Año 13, Vol. 4, pp. 2423-2428 (2000).
- R.E. Latimer. *CEP State of the Art Feature: Distillation of Air*. Chemical Engineering Progress, Vol. 43, Nº 2, pp. 35-59 (1967).
- R.F. Barron. *Cryogenic Systems (2ª Ed.)*. Oxford University Press (1985).
- R.L. Cornelissen, G.G.Hirs. *Exergy Analysis of Cryogenic Air Separation*. Energy Conversion Management, Vol. 39, No. 16-18, pp. 1821-1826 (1998).
- S.N. Sapali, K. Chowdhury. *Cryogenic Air Separation Plants: Parametric Evaluation and Exergy Analysis*. 23rd National Seminar on Industrial Gases, Goa (Jan. 2000).
- T.J. Kotas. *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*. Butterworths, London (1985).
- W. Linde. *The story of the industrial gas industry*. International Oxygen Manufacturers Association, Ohio (1997).
- W.H. Isalski. *Separation of gases*. Oxford University Press (1989).

Anexo: Función de usuario para el cálculo de la exergía física, química y total

```
Sub PostExecute()  
' CALCULO DE LA EXERGIA DE FLUJO: FISICA, QUIMICA Y TOTAL  
' El ambiente de referencia se define en el PFD mediante el flujo AR  
Dim myCase As SimulationCase  
Dim myFlowsheet As Flowsheet  
Dim ARstream As ProcessStream  
Dim mystream As Object  
Dim myfluid As Fluid  
Dim mixfluid As Fluid  
Dim h, h0, s, s0 As Double  
On Error GoTo fin
```

```

ActiveVariableWrapper.Variable.Erase
Dim R As Double
R=8.314 ' J/mol-K
' AMBIENTE DE REFERENCIA
' Componentes del aire: N2, Ar, O2
n=3
Set myCase=ActiveCase
Set myFlowsheet =myCase.Flowsheet
Set ARstream =myFlowsheet.MaterialStreams("AR")
Dim Tref,Pref,T0 As Variant
Tref=ARstream.TemperatureValue ' °C
Pref=ARstream.PressureValue ' bar
T0=Tref+273.15 ' K
Dim x0 As Variant
ReDim x0(n)
x0=ARstream.ComponentMolarFractionValue ' mol/mol
' Se referencian los objetos necesario del PFD
Set mystream = ActiveObject
Set myfluid = mystream.DuplicateFluid
Set mixfluid = mystream.DuplicateFluid
m=myfluid.MolarFlowValue
h=myfluid.MolarEnthalpyValue
s=myfluid.MolarEntropyValue
mixfluid.TPFlash(Tref,Pref)
h0=mixfluid.MolarEnthalpyValue
s0=mixfluid.MolarEntropyValue
' Composición del flujo en curso
Dim x As Variant
ReDim x(n)
x=mystream.ComponentMolarFractionValue
' Cálculo exergía
exergyf = (h - h0) - T0*(s-s0)
Bf=exergyf*m
suma=0
For j=0 To n-1
    If x(j)>0 Then suma= suma+x(j)*Log(x(j)/x0(j))
Next j
exergyq = R*T0*suma
Bq=exergyq*m
B=Bf+Bq
' Salida la EXERGIA TOTAL en unidades de Power
ActiveVariableWrapper.Variable.SetValue(B)
'Creación de la variable de usuario: EXERGIA FISICA
Dim itw As Object
Set itw=ActiveObject.CreateUserVariable("Exergía Física", _
    "Exergía Física", _
    uvtReal,uctUnitless,0)

itw.Variable.Value=Bf
'Creación de la variable de usuario: EXERGIA QUIMICA
Dim ixw As Object
Set ixw=ActiveObject.CreateUserVariable("Exergía Química", _
    "Exergía Química", _
    uvtReal,uctUnitless,0)

ixw.Variable.Value=Bq
fin:
End Sub

```