



UNIVERSIDAD
NACIONAL
DE COLOMBIA

OPTIMIZACIÓN EXERGÉTICA DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE EN FUNCIÓN DE LA DEMANDA CON INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.

CAMILO ANDRES MORA MOLANO

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Ingeniería Química y ambiental
Bogotá, Colombia

2021

OPTIMIZACIÓN EXERGÉTICA DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE EN FUNCIÓN DE LA DEMANDA CON INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.

CAMILO ANDRES MORA MOLANO

Trabajo de investigación presentada como requisito parcial para optar al título de:

Magister en Ingeniería - Ingeniería Química

Director (a):

Doctor, Magíster e Ingeniero Químico Alvaro Orjuela

Línea de Investigación:

Simulación y Optimización de Procesos.

Grupo de Investigación:

Procesos Químicos y Bioquímicos

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de Ingeniería, Ingeniería Química y ambiental

Bogotá, Colombia

2021

Hoy día, dentro de las diferentes adversidades que nos presenta la vida, trascender y ser resiliente es una característica que debemos tener cada uno de nosotros. Es necesario mantener la mente activa, productiva y racional para poder salir del mar de nuestros pensamientos y nadar a través de él.

Dedico este triunfo a mi papá Octavio Mora Bedoya el cual me ha inculcado el amor por las matemáticas, la ingeniería y los valores para poder ser la persona que hoy día soy. A mi hermana Carolina Mora por sus oraciones y darme fortaleza en mi vida emocional. A mi hermano Giovanni Mora por su apoyo, entendimiento y acompañamiento en muchos días de soledad y a Jennifer Cala por la compañía, paciencia, entrega y cuidado que me brindó en gran parte de esta etapa.

Mi madre que siempre está en mi pensamiento y mi corazón, la cual me enseñó la alegría en la vida, te extraño y desearía que pudieras ver mis logros a través de tus ojos grandes y hermosos.

Mi profesor Alvaro Orjuela por el interés enseñanzas y motivación, brindándome una guía intelectual en el desarrollo de la tesis.

Resumen

La tecnología de separación criogénica de aire es el método común para la producción de oxígeno, nitrógeno y argón puro a escala industrial. Sin embargo, el alto consumo de energía es el problema más importante para una operación rentable. El objetivo de este trabajo es realizar una simulación y optimización de una planta de destilación criogénica existente, ubicada en Tocancipá – Colombia, la cual presenta una alta integración térmica en su diseño, minimizando la intensidad de energía por kilogramo de productos líquidos. La comparación del consumo específico de energía entre la simulación y las condiciones industriales reales mostró errores relativos absolutos inferiores al 10.4% y respecto al manual de operación (EDM) del 9.4%, validando así el modelo simulado. Para identificar las principales variables que afectan la intensidad energética del proceso, se realizó un análisis de exergía de los principales equipos (intercambiador de múltiples etapas, compresor y columnas de destilación). La optimización empleó el método NSGA-II, utilizando de forma combinada el modelo simulado en Aspen Hysys y la optimización en Matlab. La optimización se realizó resolviendo el problema multiobjetivo de maximizar la eficiencia exergética y la relación de producción de argón, considerando una demanda variable. Finalmente se generan sugerencias basadas en criterios de seguridad, operacionales y financieras para mejorar el desempeño de la planta.

Palabras clave: Separación de aire criogénico, análisis de exergía, método NSGA-II, demanda variable

Abstract

The cryogenic air separation process is the most common technique for the production of pure oxygen, nitrogen and argon on an industrial scale. However, high energy consumption is a major problem for a profitable operation. The aim of this work is to perform a simulation and optimization from an existing air separation facility, located in Tocancipá - Colombia, with a high thermal integration in its design, that intends to minimize energy intensity per standard volume of the current processed air stream. The comparison of the specific energy consumption between simulation and real industrial conditions showed absolute relative error lower than 10.4% and regard to engineering manual (EDM) of 9.4%, thus validating the developed model. In order to identify the main variables affecting energy intensity, an exergy analysis of the main equipment (multi-stage exchanger, compressor and distillation columns). The optimization employs the NSGA-II method, carrying out a combination between the simulated model in Aspen Hysys and an optimization in MATLAB. The optimization involved solving a multi-objective problem of maximizing exergy efficiency and argon production ratio, considering a variable demand. Finally, suggestions are generated based on safety, operational and financial criteria to improve the performance of the plant.

Keywords: Cryogenic air separation, exergy analysis, NSGA-II method, variable demand

Contenido

	Pág.
Resumen	VII
Abstract	VIII
Lista de figuras	XI
Lista de tablas	XV
Lista de Símbolos y abreviaturas	XVII
Introducción y alcance del estudio	21
1. Contexto de Gases del aire - tendencias y tecnologías	25
1.1 Principales industrias a nivel mundial	25
1.1.1 Mercado de los productos de la industria de gases del aire	28
1.1.2 Aplicaciones y forma de suministro de los gases del aire	29
1.1.3 Uso de energía en Gases Industriales	31
1.2 Contexto Colombiano	32
1.2.1 Gases del aire en Colombia	32
1.3 Tecnologías de Separación del aire	35
1.3.1 Separaciones no criogénicas	37
1.3.2 Separaciones criogénicas	44
2. Unidad de separación de aire existente - Caso de Estudio	51
2.1 Descripción del proceso.....	51
2.1.1 Sección Caliente	52
2.1.2 Sección Fría – Cold Box.....	53
2.2 Condiciones históricas de operación.....	54
2.2.1 Análisis de datos por estadística descriptiva	55
2.2.2 Demanda de producto.....	59
2.2.3 Variables de operación y seguridad	60
2.3 Indicador de eficiencia	63
2.3.1 Indicador de consumo específico de energía	63
2.3.2 Exergía	65
3. Modelo de flujo estacionario	71
3.1 Condiciones iniciales y Restricciones	71
3.2 Simulación mediante HYSYS.....	72
3.2.1 Modelo termodinámico	73
3.2.2 Acondicionamiento del aire a la sección fría.....	77

3.2.3	Intercambiador de calor	82
3.2.4	Sección de fraccionamiento	92
3.2.5	Equipos menores	104
3.3	Resultados de la simulación	104
3.3.1	Validación del modelo	104
3.3.2	Análisis de exergía	105
3.3.3	Análisis de sensibilidad del modelo	109
4.	Optimización Multiobjetivo	125
4.1	Planteamiento del problema de optimización	126
4.1.1	Función objetivo, [ϵ , RLAR]	127
4.1.2	Variables parametrizadas en la simulación y el diseño	128
4.1.3	Vectores de variables de operación y relación de producción	128
4.2	Algoritmo de optimización	130
4.3	Procedimiento y códigos de Optimización	132
4.4	Resultados de Optimización	134
4.4.1	Optimización con producción reportada en el EDM	136
4.4.2	Optimización con demanda variable.	139
4.5	Reducción en costos energéticos	146
5.	Conclusiones	149
	Bibliografía	153
	Anexos	159

Lista de figuras

	Pág.
Figura 1-1: Comportamiento de ventas mundial por gases (Research, 2020) y conformación del mercado de las principales industrias de los gases industriales (Garside, 2018)	28
Figura 1-2: Producción anual de gases industriales por a) región, b) tipo de gas adaptado de (Long & Murphy, 2009).....	29
Figura 1-3: Líneas de negocio y aplicaciones de los gases industriales (The Linde Group, 2017).....	30
Figura 1-4: Diagrama de cadena de suministro de una industria típica de producción de gases. Tomado de (The Linde Group, 2017)	30
Figura 1-5: Participación del consumo eléctrico de los principales participantes a nivel mundial (2017)	32
Figura 1-6: Segmentación de ventas anuales en millones de COP del Sector Económico CIIU C2011 (2016)	34
Figura 1-7: Elección de aplicación tecnológica en función de pureza y demanda de nitrógeno y oxígeno (Grasys, 2020).....	36
Figura 1-8: Recuperación de nitrógeno en función de la pureza del nitrógeno producido para membranas con selectividades de 2-20. Adaptado de (Kita et al., 2008).....	39
Figura 1-9: factor de separación $\alpha(O_2/N_2)$ vs permeabilidad (πO_2) del oxígeno para diferentes tipos de resinas poliméricas (Robeson, 1991).....	39
Figura 1-10: Efecto de la relación de presiones totales y factor de separación sobre la pureza de producto. Tomado de (Weller & Steiner, 1950)	40
Figura 1-11: Arreglo de una PSA de producción de oxígeno (Grasys, 2020).....	42
Figura 1-12: Adsorción del oxígeno y nitrógeno sobre tamiz molecular de coque.....	43
Figura 1-13: Operaciones unitarias de un proceso de separación del aire. Adaptado de (Khaleel et al., 2014)	44
Figura 1-14: Ciclo de Linde-Hampson de alta temperatura con diagrama T-s (Kerry, 2007).....	45
Figura 1-15: Proceso de un ciclo en cascada usando refrigerantes en lazos cerrados. .	46
Figura 1-16: Proceso de Claude a baja presión usando una máquina de expansión y su diagrama T-s.	47
Figura 1-17: Ciclo de Claude con preenfriamiento.....	48
Figura 2-1: Diagrama de flujo de una unidad de separación de aire criogénico (CASU) con producción de oxígeno, nitrógeno y argón puro.	52
Figura 2-2: Dispersión de variable F2 (cantidad de datos n=16,752).....	56

Figura 2-3: Gráficos de dispersión de los valores históricos de las variables con C.V > 15%. F_LAR – Flujo de argón líquido, F_LN2 – Flujo de Nitrógeno líquido, P_GOX – Presión de oxígeno gaseoso, P19 – Presión de oxígeno líquido a la salida de la bomba LOX, T_GOX – Temperatura de oxígeno gaseoso.....	58
Figura 2-4: Comportamiento y estadística descriptiva de la relación de producto líquido en 2019. CASU analizada.....	60
Figura 2-5: Control operacional de la destilación de columnas HPC y LPC.....	63
Figura 2-6: Comportamiento evolutivo del consumo específico.....	64
Figura 2-7: Volumen de control de sistema conformado por el sistema cerrado y el ambiente.....	65
Figura 2-8: Volumen de control de un sistema abierto	67
Figura 3-1: Diagrama de equilibrio de temperatura Líquido-Vapor a 1 atm. Argón – oxígeno (izquierda), argón – nitrógeno (centro) y oxígeno – nitrógeno (derecha).....	75
Figura 3-2: Diagrama de equilibrio de temperatura Líquido-Vapor a 4 atm. Argón – oxígeno (izquierda), argón – nitrógeno (centro) y oxígeno – nitrógeno (derecha).....	75
Figura 3-3: Diagrama logarítmico presión-densidad de saturación para una mezcla de 78.12 N ₂ , 20.86 O ₂ y 0.92 Ar.	76
Figura 3-4: Aproximación de eficiencia politrópica en turbinas centrífugas en función del flujo de entrada (Kerry, 2007).....	80
Figura 3-5: Compresión de aire en cuatro etapas con $\eta_{pc} = 78.3$, $r_s = 2.79$	80
Figura 3-6: Diagrama de flujo del compresor BLAC. Arriba la secuencia de 4 etapas y abajo el uso de <i>subflowheet</i> de la unidad.....	82
Figura 3-7: Intercambiador de calor BAHX de múltiples corrientes (Chart, 2020).	84
Figura 3-8: Componentes de un intercambiador BAHX de múltiples corrientes (izquierda), conformación de una capa de aleta de placa (superior derecha) y configuración de placas (inferior derecha). (Popov et al., 2019).....	85
Figura 3-9: Conformación y sentido de flujo en un PFHE de tres corrientes (izquierda), vista superior de una capa con distribuidor (derecha). Adaptado de (Ghosh et al., 2006).....	86
Figura 3-10: Clasificación para el modelamiento de intercambiadores de calor (Popov et al., 2019).....	87
Figura 3-11: Curva compuesta utilizando solo una unidad LNG.	89
Figura 3-12: Modelamiento y resultados de la PHX dividida en tres intercambiadores, datos de la Tabla 3-8	91
Figura 3-13: Curvas compuestas de los tres intercambiadores que representan la PHX de la planta.	91
Figura 3-14: Partes de una columna de destilación (Ramírez Medina, 2008) y tipos de empaques estructurados (Sulzer, 2020).....	93
Figura 3-15: Configuración de los condensadores high flux principal y de Argón (Theophilos, 1979)	94
Figura 3-16: Diagrama de flujo empleado para la simulación de la zona de rectificación e identificación de variables de operación (rojo).....	95
Figura 3-17: Perfiles de composición (arriba) y temperatura (abajo) en la HPC	97
Figura 3-18: Perfiles de composición (arriba) y temperatura (abajo) en la LPC	99

Figura 3-19: Perfiles de composición (arriba) y temperatura (abajo) en la SSC.	101
Figura 3-20: Configuración y equipos empleados para la simulación del Condensador de Argón.	102
Figura 3-21: Volumen de control empleado para el desarrollo del balance de exergía (Elaboración propia)	106
Figura 3-22: Resultados de exergía y eficiencia exergética en el PBO.	107
Figura 3-23: Variación ΔQC en función de X_1 , zona operativa factible	110
Figura 3-24: Representación de variable X_1 y zona termodinámica factible.	111
Figura 3-25: Variación de $RLAR$ y ε respecto a X_1	112
Figura 3-26: Variación de ΔTP (izquierda), ΔQC (derecha) respecto a X_2	112
Figura 3-27: Variación de L/G_{sep} , ε (izquierda) y R_{LAR} respecto a X_2	113
Figura 3-28: Variación de $RLAR$ y ε (izquierda) respecto a X_3	114
Figura 3-29: Efecto de X_4 en la temperatura de saturación y relación másica de líquido en vapor en el separador.....	115
Figura 3-30: Variación de T_{sep} y calor retirado en el separador (izquierda), R_{LAR} y ε (derecha) respecto a X_4	115
Figura 3-31: Variación de ΔTP (izquierda), ε (derecha) respecto a X_5	116
Figura 3-32: Variación de ΔTP respecto a X_6	117
Figura 3-33: Variación de $RLAR$ y ε respecto a X_6 con $X_5=0.45$ (izquierda), y $X_5=0.4$ (derecha).....	118
Figura 3-34: Variación de ΔTP respecto a X_F	119
Figura 3-35: Variación en el trabajo requerido por el BLAC, ε (izquierda) y R_{LAR} (derecha) respecto a X_F	119
Figura 3-36: Rangos de $RLAR$ y ε para las diferentes variables de operación en el PBO.	120
Figura 3-37: Comportamiento de las variables de respuesta de $RLAR$ y ε para las diferentes variables de operación	120
Figura 3-38: Simulación de 600 puntos aleatorios para $R_{LOX}=0.45$ y $R_{LIN} = 0$	123
Figura 4-1: Procedimiento del algoritmo NSGA-II adaptado de Deb et al., (2002)	132
Figura 4-2: Procedimiento de optimización, adaptado de (Briones & Gutiérrez, 2018)..	133
Figura 4-3: Resultados de optimización presentadas en la figura GUI (Lin, 2011)	135
Figura 4-4: Resultados de frente Pareto para diferentes generaciones en $[R_{LOX}, R_{LN2}] = [0.45, 0.0]$	136
Figura 4-5: Solución Pareto del vector $[R_{LOX}=0.45, R_{LN2}=0.00]$ y comparación respecto al EDM.	137
Figura 4-6: Solución Pareto para diferentes meses del vector X_{prod}	139
Figura 4-7: Variación de las soluciones Pareto respecto a R_{LOX}	140
Figura 4-8: Variación de las soluciones Pareto respecto a R_{LN2}	141
Figura 4-9: Influencia en la producción total (RPROD) en las soluciones Pareto de ε y $RLAR$	142
Figura 4-10: Variación de relación del cambio de flujo del aire respecto al EDM versus potencia de compresión en el BLAC.....	146

Lista de tablas

	Pág.
Tabla 1-1: Principales avances tecnológicos en la industria de GI.	26
Tabla 1-2: Las grandes industrias de gases industriales a través de la historia (Häring, 2008).	27
Tabla 1-3: Consumo de energía final en la industria manufacturera en el mundo por combustible, tomado de British Petroleum, (2020).	31
Tabla 1-4: Principales eventos de las empresas del sector de gases industriales en Colombia, elaboración propia.	33
Tabla 1-5: Cantidad de plantas de separación y estaciones de llenado en Colombia, adaptado de (ANDI, 2016).	34
Tabla 1-6: Producción anual en millones de m ³ de gases del aire en Colombia 2007 (DANE, 2007).	35
Tabla 1-7: Consumo energético del sector de sustancias y productos químicos en 2014, adaptado de (Corpoema, 2014).	35
Tabla 1-8: Comparación cualitativa de las tecnologías de separación del aire en función de la pureza de producto (adaptado de (Smith & Klosek, 2001)	36
Tabla 1-9: Algunos materiales usados en la adsorción, adaptado de (Kerry, 2007)	41
Tabla 1-10: Comparación cualitativa entre las fuerzas de adhesión.	41
Tabla 2-1: Variables y corrientes registradas en el MPC de planta Tocancipá.	55
Tabla 2-2: Estadística descriptiva de variables de la CASU – Tocancipá*	57
Tabla 2-3: Principales variables de control en una unidad CASU	61
Tabla 2-4: Efectos del cambio en la capacidad de refrigeración en el proceso.	62
Tabla 2-5: Cálculos de eficiencia exergética para diferentes tipos de equipos de la CASU (Moran et al., 2001)	70
Tabla 3-1: Requerimientos y condiciones iniciales necesarias para la simulación (PBO)	72
Tabla 3-2: Composición del aire (Alsultanny & Al-Shammari, 2014)	73
Tabla 3-3: Propiedades características de los compuestos del aire (Smith Van Ness)... ..	74
Tabla 3-4: Fuentes y aplicaciones en artículos usando la ecuación de estado de Peng Robinson	77
Tabla 3-5: Parámetros de diseño y variables de operación del compresor multietapa. ..	78
Tabla 3-6: Resultados de cálculos del compresor de multietapas (idealidad).....	82
Tabla 3-7: Variables y suposiciones para la optimización termo hidráulica de un intercambiador BAHX	86
Tabla 3-8: Especificaciones de EDM para las corrientes del PHX.....	88

Tabla 3-9: Condiciones físicas de corrientes en la HPC	97
Tabla 3-10: Altura relativa y función de las corrientes de alimento en la LPC	98
Tabla 3-11: Condiciones físicas de corrientes en la LPC	99
Tabla 3-12: Condiciones físicas de corrientes en la SSC	101
Tabla 3-13: Condiciones físicas de corrientes en el separador.	102
Tabla 3-14: Cálculos de eficiencia exergética para la sección de rectificación.....	103
Tabla 3-15: Errores relativos absolutos en porcentaje por de simulación frente EDM y datos históricos*	105
Tabla 3-16: Comparación de eficiencia exergética racional (ϵ) de dos procesos criogénicos diferentes.	108
Tabla 3-17: Selección de variables de proceso y valores en el punto base (PBO) para el análisis de sensibilidad	109
Tabla 3-18: Rangos de variables en el PBO y resultados del análisis de sensibilidad con $RLOX, RLN2 = 0.45, 0.0$	121
Tabla 4-1: Cantidad de variables del problema de optimización	127
Tabla 4-2: Variables parametrizadas de diseño	128
Tabla 4-3: Conformación del vector $RLOX, RLN2$ y consumo específico de energía por mes del 2019 de la CASU analizada.....	129
Tabla 4-4: Límites inferior y superior de las variables de operación.....	130
Tabla 4-5: Restricciones empleadas en el problema de optimización multiobjetivo.	130
Tabla 4-6: Instrucciones secuenciales contenidas en el fichero <i>nsga2.m</i>	134
Tabla 4-7: Resultados guardados en archivo POPULATION.txt	135
Tabla 4-8: Comparación de la recuperación de los productos líquidos entre el óptimo y EDM.....	138
Tabla 4-9: Rangos de solución Pareto considerando demanda variable.....	140
Tabla 4-10: Resultados de R_{LAR} optimizado bajo demanda variable y comparación con el histórico de producción de la planta.	143
Tabla 4-11: Resultados de la optimización para R_{LAR} cercanos al histórico	143
Tabla 4-12: Comparación del consumo específico de energía histórico frente al optimizado	147

Lista de Símbolos y abreviaturas

Símbolos con letras latinas

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
B	Exergía	kW	Ecuación (3)
C.E	Consumo específico de energía	kW/kg	Sección 2.3.1
E_D	Destrucción de exergía	kW	Sección 2.3.2.1
R	Relación de producción	1	Sección 2.2.2
r	Relación de compresión	1	Sección 3.2.2
w_f	Trabajo de flujo	kW	Sección 3.2.2
w_c	Trabajo de compresión	kW	Sección 3.2.2
W_R	Trabajo reversible	kW	Ecuación (11)

Símbolos con letras griegas

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
e	Flujo específico de exergía	kW/kg	Ecuación (6)
ε	Eficiencia exergética racional	1	Ecuación (9)
μ	Exergía química estándar	kW	Sección 2.3.2.2
η_{pc}	Eficiencia politrópica	1	Sección 3.2.2
η_{ad}	Eficiencia adiabática	1	Sección 3.2.2
ΔQ_c	Retiro de calor del condensador principal	kW	Sección 3.2.4
ΔT_p	Variación de la temperatura de Pinch	K	Sección 3.3.3.1

Subíndices

Subíndice	Término
<i>env</i>	Ambiente
<i>e</i>	Salida
<i>i</i>	Entrada
<i>vc</i>	Volumen de control
<i>c</i>	Punto critico
<i>n</i>	Normal
<i>sg</i>	Sistema global
<i>0</i>	Estado muerto o de equilibrio
<i>b</i>	Frontera del sistema

Superíndices

Superíndice	Término
<i>n</i>	Coefficiente politrópico

Abreviaturas

Abreviatura	Término
BAHX	Intercambiador de calor de aluminio soldado
BLAC	Compresor de aire multietapas
C.E	Consumo específico de energía
C.V	Coefficiente de variación
CASU	Unidad de separación de aire criogénico
EDM	Memorando de diseño de ingeniería
F	Flujo masico
GI	Gases Industriales

GN2	Nitrógeno gaseoso
GOX	Oxígeno gaseoso
HPC	Columna de alta presión
HX1	Parte caliente del intercambiador principal
HX2	Parte fría del intercambiador principal
HX3	Parte más fría del intercambiador principal
LAR	Argón líquido
LN2	Nitrógeno líquido
LOX	Oxígeno líquido
LPC	Columna de baja presión
MPC	Controlador predictivo multivariable
P	Presión
PBO	Punto Base Operacional
PHX	Intercambiador de calor principal
PSA	Adsorción por cambio de presión
Q	Calor
SSC	Columna superstage
T	Temperatura
tpd	Toneladas por día
V.P	Variación porcentual
W	Trabajo
X	Variable operacional

Introducción y alcance del estudio

La producción de Gases Industriales (GI) nace en el siglo XIX a la par con el aumento de la producción industrial en diferentes sectores. Los GI son utilizados en una gran diversidad de aplicaciones en los sectores de alimentos y bebidas, metalurgia, petroquímica, química, salud, electrónica, energía, refrigeración, etc. En 1902 Carl Linde separó aire líquido por medio de procesos de rectificación obteniendo purezas de 99% de oxígeno. Por su parte, Georges Claude, patenta el sistema que lleva su nombre, que por medio de expansión adiabática en dos cámaras separadas, disminuye el tiempo de residencia de la operación, aumentando la producción. A partir de estos descubrimientos, la industria ha crecido de forma continua hasta la actualidad.

A nivel mundial, el sector de los GI reporta ventas anuales de 87.3 Billones de dólares (Research, 2020) para el 2019. El mercado es liderado por 5 grandes multinacionales a nivel mundial; Air Liquid (francesa), Linde Group (alemana), Praxair (estadounidense), Air Productos (estadounidense) y Taiyo Nippon Sanso (japonesa). En Colombia, la producción y distribución de los gases industriales está dividido entre tres multinacionales; Linde, Praxair y Cryogas. Estas empresas pertenecen a la cámara de gases (ANDI, 2016), y proveen a diversos sectores principalmente el siderúrgico, petroquímico y gases medicinales. Los GI más ampliamente utilizados en el país son oxígeno, nitrógeno y argón líquido en diversas aplicaciones.

La tecnología más empleada en la producción de GI es la destilación criogénica, pues resulta eficiente cuando se requiere altos volúmenes de producción de los tres componentes con altas purezas (mayor al 99.5%) y a bajo costo de operación (Alsultanny & Al-Shammari, 2014). Esto ha sido verificado al comparar los consumos específicos de oxígeno¹ de diversas plantas y tecnologías de obtención de GI. En particular, la destilación

¹ El consumo específico de oxígeno, es definido como la cantidad de kW consumidos para producir 1 Nm³ de oxígeno equivalente de producto.

criogénica para la producción de oxígeno presenta un consumo específico del orden de 0.28 kW/Nm^3 (Alsultanny & Al-Shammari, 2014). Debido a que los procesos son criogénicos, esta tecnología involucra un gran consumo de energía eléctrica en los sistemas de compresión, lo que de forma indirecta involucra grandes impactos en emisiones de CO_2 . Por esta razón, la industria se ha enfocado en los últimos años en aumentar su eficiencia energética. En particular y a nivel local, esta es una de las acciones prioritarias a adelantar en el sector de los grandes consumidores de energía y gas de la ANDI (ANDI, 2018). Lo anterior debido a que solo 39 industrias, incluida el sector de gases industriales, representan el 40% del consumo energético de la industria colombiana.

Uno de los mayores problemas de la industria de los GI en Colombia es la capacidad sobreinstalada, ocasionando paradas no programadas debido a la falta de capacidad de almacenamiento. Como consecuencia, se generan altos consumos energéticos asociados al continuo re-arranque de planta. Lo anterior debido a que la puesta en marcha de las unidades de proceso puede tomar varias horas antes de generar productos bajo las especificaciones requeridas (Smith & Klosek, 2001). Esto ha sido ampliamente documentado en procesos con diferentes tecnologías, en donde se concluye que el tiempo de arranque es una variable crítica del proceso. En particular, entre las diferentes tecnologías, se identifica a la destilación criogénica como una de las operaciones más energéticamente intensivas y con prolongados tiempos de estabilización. Sumado a lo anterior, las pérdidas de producto asociados a la evaporación en los tanques de almacenamiento ocasionan grandes pérdidas de energía.

Dada la anterior problemática (paradas, sobreproducción), que también se evidencia en la planta de separación de aire localizada en Tocancipá, se propone realizar la optimización con el fin de reducir su consumo específico de energía² mensual promedio de 1.27 kW/kg (2019) conforme a la demanda requerida. En esta dirección, el presente trabajo desarrolla una optimización multiobjetivo con el propósito de maximizar la eficiencia exergética y la producción de argón, bajo una variación de la demanda. El análisis exergético permite identificar aquellas áreas problemáticas donde se puede aumentar la eficiencia y es el

² El consumo específico de energía, es definido como la cantidad de kW consumidos para producir 1 kilogramo de productos líquidos.

mejor método para analizar sistemas altamente integrados. Para el estudio se emplea el método NSGA-II, el cual es útil para la optimización de procesos con alta integración.

Con esta aproximación se espera generar una metodología de estudio y una herramienta de trabajo útil para futuros estudios de seguimiento y mejora de la eficiencia energética de la planta. Para esto, se realizó la validación del modelo con datos históricos de operación, y con reportes de literatura bajo la demanda esperada de producto. Con base en los resultados de la optimización, se hace una comparación respecto del desempeño esperado bajo las condiciones del memorando de diseño de ingeniería (EDM) de la planta, y respecto de la operación actual. Esta comparación permitirá identificar acciones de mejora para aumentar la eficiencia en la operación de la planta de estudio.

1. Contexto de Gases del aire - tendencias y tecnologías

El sector de los gases industriales (GI), y más específicamente el de los gases del aire, es uno de los sectores más importantes en la industria química a nivel mundial, no solo por su impacto económico, sino por el uso de sus productos en diferentes sectores fundamentales de la sociedad (medicina, industria, tecnología, ciencia, etc.). Dada la importancia de productos como el oxígeno, el nitrógeno, el argón, y sus mezclas, este capítulo se enfoca en la descripción del mercado, de los principales productores y de las tecnologías dominantes. En particular se hace un reconocimiento del panorama actual del uso de la energía para la producción de gases, y el impacto económico que tiene sobre la producción.

1.1 Principales industrias a nivel mundial

La historia de la industrialización en la producción de gases del aire inicia con el alemán Carl Linde en 1895 construyendo la primera planta piloto que empleaba el efecto de Joule-Thompson, cuya capacidad de producción era de tan solo 3 litros por hora de aire líquido. Este proceso consiste en disminuir la temperatura de los gases por medio de la expansión adiabática. En los años siguientes, se inició la comercialización de pequeñas plantas de licuefacción de aire, y ya en 1902 Linde empieza a separar aire líquido por medio del proceso de rectificación obteniendo purezas cercanas al 99%. En 1905 se consiguió obtener altas purezas de nitrógeno, y en 1910 se pudo realizar la producción simultánea de oxígeno (200 m³/h) y nitrógeno (1800 m³/h) con alta pureza por medio de la invención de la columna de doble rectificación. A la par de los avances de Carl Linde, Georges Claude (fundador de Air Liquide), químico, físico e inventor francés, patentó en 1902 el sistema Claude. Este consiste en realizar la expansión adiabática en dos cámaras separadas, lo que permitió disminuir el tiempo de residencia de la operación y aumentar la producción por unidad de tiempo.

Después de este momento comienza un siglo de grandes avances tecnológicos y de innovación en cuanto a maquinaria, procesos y aplicaciones. En la **Tabla 1-1** se presenta un resumen de los avances más significativos en este siglo.

Tabla 1-1: Principales avances tecnológicos en la industria de GI.

Año	Hito	Año	Hito
1902	G. Claude inventa la máquina de expansión de pistón para licuefacción de aire	1950	Uso de CO ₂ en soldadura MAG (Metal active gas)
1908	Licuefacción de Helio por Kamerlingh-Onnes	1960	Uso de gases de alta pureza en la manufactura de semiconductores
1910	C. Linde Inventa la columna doble de rectificación (O ₂ y N ₂)	1961	Primer laser continuo de helio/neón
1913	Síntesis de NH ₃ técnico desde nitrógeno e hidrógeno (BASF)	1962	Proceso Liniz-Donawitz inyección de oxígeno en convertidor (Industria de aceros)
1917	Primera extracción de helio en Hamilton, Canadá	1962	Primer uso de nitrógeno para criogenia (enfriamiento de alimentos)
1922	Síntesis de metanol técnico a partir de Syngas. (BASF)	1963	Uso de hidrógeno líquido como combustible para viajes espaciales
1925	Desarrollo de síntesis Fischer-Tropsch	1965	Uso comercial de O ₂ /Ar para producción de acero al carbono austenítico
1936	Uso comercial del proceso de Lurgi. Generación de Syngas desde CO ₂	1980	Uso de helio líquido para superconductores magnéticos en resonancia magnética nuclear. Reactores de fusión
1940	Uso de helio, argón en tungsteno (Soldadura TIG)	1980	Corte laser con CO ₂
1942	Uso de oxígeno líquido para un misil V2	1999	Primera estación de llenado de hidrógeno para carros y buses en aeropuerto de Múnich, Alemania

Con estos avances y la industrialización de los procesos comienzan a surgir las primeras compañías a finales del siglo XIX e inicios del siglo XX. En la **Tabla 1-2** se muestra cronológicamente los actores más importantes en la conformación del sector.

Cabe mencionar que las empresas que desaparecieron fueron adsorbidas en fusiones corporativas, múltiples adquisiciones y alianzas, algunas de forma amistosa y otras de forma hostil (Anania & Llc, 2006). Un ejemplo de lo anterior es el caso de la adquisición de AIRCO en 1978 por parte de BOC, la cual duro 11 años de litigios, después de lo cual BOC decidió cambiar su nombre al grupo BOC

Tabla 1-2: Las grandes industrias de gases industriales a través de la historia (Häring, 2008).

Nombre	Abreviatura	País	Fundación	Operando
Linde Air Products Company	Linde	Alemania	1879	SI
Brin's Oxygen Company Ltd.	BOC	UK	1886	NO
Union Carbide Corporation	UCC	USA	1898	NO
AIR LIQUID	AL	Francia	1902	SI
Praxair Industrial Gases	PX	USA	1907	SI
American Oxygen Company	AOC	USA	1908	NO
Taiyo Nippon Sanso Co.	TNSC	Japón	1911	SI
Air Reduction Company	AIRCO	USA	1916	NO
Air Products	AP	USA	1940	SI

Un caso interesante de analizar por el trasfondo sociocultural es la conformación de la empresa PRAXIR por parte de inversionistas de la UCC (*Union Carbide Corporation*). Este fenómeno ocurrió tras el accidente en diciembre de 1984 en Bhopal-India (i.e. el accidente químico más importante de la historia de la humanidad), ocasionando que varios inversionistas dejaran la UCC y fundaran Praxair (PX) en 1992. Ese mismo año, el gobierno de la India lanzó una orden de arresto a Warren Anderson (principal ejecutivo de UCC y uno de los fundadores de PX). Tres años más tarde, PX adquiere a Liquid Carbonic Corporation (LCC), y en 2004 adquiere Home Care Supply, inc. (HCS). Estas fusiones y adquisiciones consolidaron a PX dentro de las 100 empresas más importantes del mundo, con ventas de 10.1 billones de dólares en 2016.

Actualmente el sector de Gases Industriales representa una venta anual de 87.3 Billones de dólares (2019), con cinco grandes multinacionales a nivel mundial como principales actores: Air Liquid (francesa), Linde Group (alemana), Praxair (estadounidense), Air Productos (estadounidense) y TAIYO NIPPON SANSO (japonesa). En la **Figura 1-1** se presenta el comportamiento de las ventas del sector, y la participación en el mercado de cada una de estas empresas para el 2017.

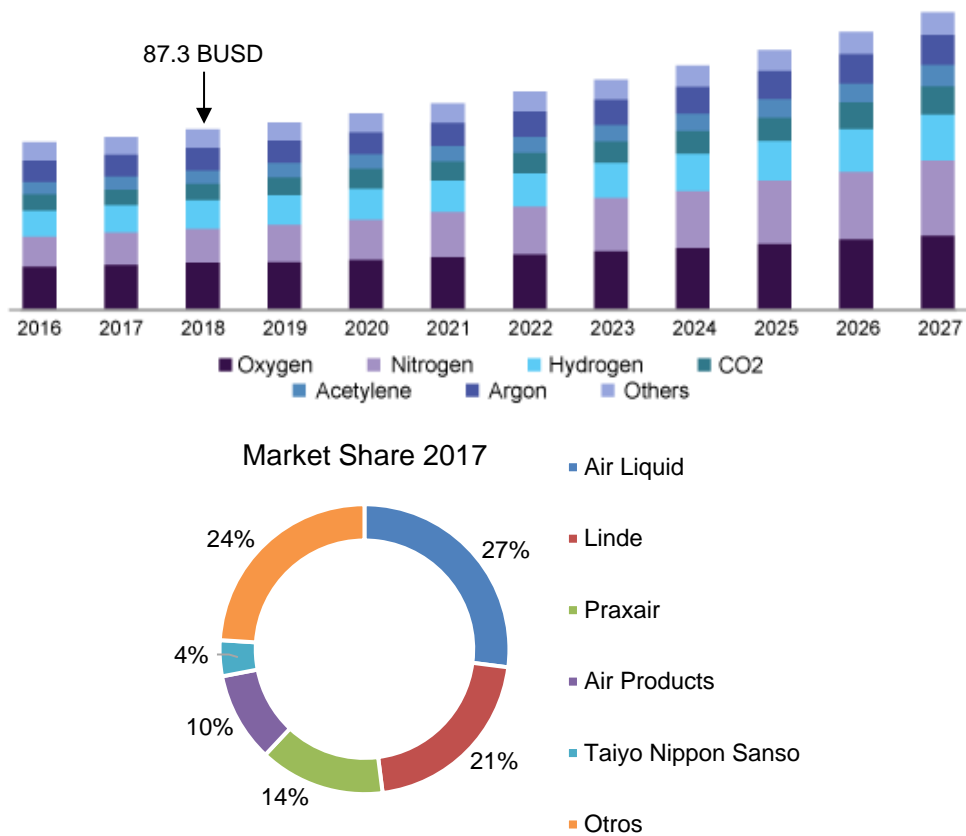


Figura 1-1: Comportamiento de ventas mundial por gases (Research, 2020) y conformación del mercado de las principales industrias de los gases industriales (Garside, 2018)

1.1.1 Mercado de los productos de la industria de gases del aire

En la **Figura 1-2** se puede observar el comportamiento de la producción de diferentes países y tipos de gases. La producción es liderada por Asia/Pacífico y como es de esperar tomando como base la composición del aire, la mayor producción corresponde al nitrógeno seguida por el oxígeno y el hidrógeno. El argón por ser más escaso y difícil de producir no tiene un gran peso en cantidad, pero debido a su mayor valor agregado, si es un producto representativo en las ventas del sector. Se puede apreciar el continuo crecimiento anual del sector, lo cual es impulsado por la economía de las principales potencias en el mundo. La distribución de la producción no ha variado considerablemente entre los años según lo reportado por Long & Murphy (2009).

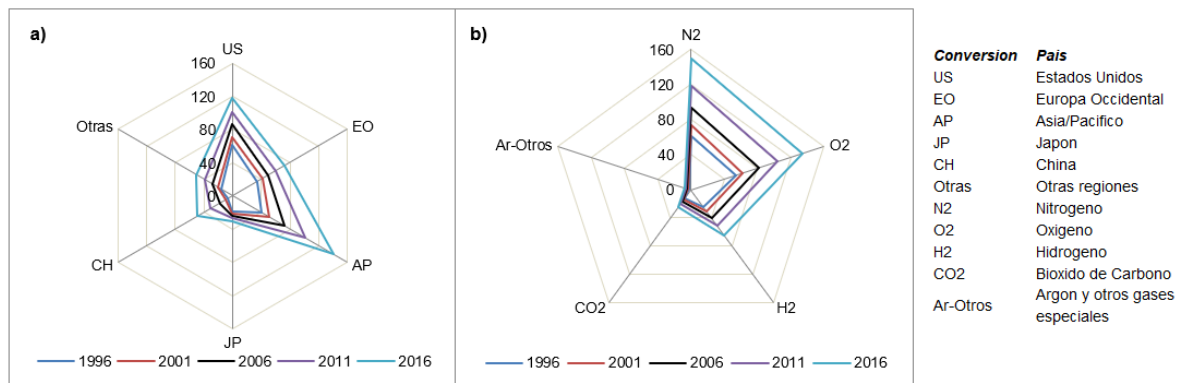


Figura 1-2: Producción anual de gases industriales por a) región, b) tipo de gas adaptado de (Long & Murphy, 2009) ³.

1.1.2 Aplicaciones y forma de suministro de los gases del aire

La industria de los gases industriales tiene como productos principales (*commodities*) a los derivados del aire (i.e. oxígeno, nitrógeno y argón), el CO₂, el hidrógeno, y la explotación de helio. Este último se clasifica como un gas especial. Los gases industriales se utilizan en una gran variedad de aplicaciones, incluyendo el mercado de metalurgia, medicinal, alimentos y bebidas, electrónica, química y refinería. En la **Figura 1-3** se describen los diferentes tipos de mercado para los gases industriales, y la clase de gas que se utiliza en cada caso.

Respecto de la cadena de suministro, los productores de gases del aire usan tres modalidades de entrega, y éstas dependen de la demanda del cliente. On-Site son clientes a los que se les construye una planta de producción y su suministro se hace por medio de gasoductos. Normalmente estas plantas se instalan en el sitio o al lado de la planta de producción del cliente como un servicio adicional al proceso. Otro segmento corresponde a la distribución vía carro tanques, que corresponde a clientes de un consumo menor. Este tipo de distribución requiere de la instalación de un tanque estacionario en sitio y un vaporizador para suministro continuo del gas en las instalaciones del cliente. Muy pocas aplicaciones requieren del suministro y uso directo de gases licuados, pero los carros tanques transportan entre 18 a 28 toneladas de producto líquido hasta el sitio de consumo. El último segmento corresponde a la distribución por medio de cilindros, la cual se hace

³ Unidades en Billones de metros cúbicos

desde instalaciones centralizadas de almacenamiento y llenado (*filling sites*). En estas se vaporiza el gas licuado y se llenan los cilindros a alta presión (~3000 psi). Los cilindros se distribuyen por medio de vehículos de un solo troque. Una descripción de la cadena de suministro típica se presenta en la **Figura 1-4**.







	Demand Drivers / Benefits	Select Applications	Primary Gases
 Food & Bev	Greater yields, Better quality, Flexibility, Shelf Life	Carbonation Aquaculture Stunning Meat Mixing	O ₂ N ₂ CO ₂
 Electronics	Productivity, Reliability management, Product quality, safety	Semiconductor fabrication Solar / PV Laser Mixtures LED Mixtures	O ₂ N ₂ Ar Ne H ₂ He NH ₃ SiH ₄
 Healthcare	Patient health, Full range of medical gases, services and technologies	Medical Oxygen MRI Digital Valves System Monitoring	O ₂ N ₂ CO ₂ He N ₂ O
 Manufacturing	Productivity, Cost Reduction Product Quality	Welding / Cutting Aerospace Additive Manufacturing Shielding Mix Telemetry	O ₂ N ₂ Ar H ₂ He CO ₂
 Metals	Fuel Savings, productivity, emissions reduction	Steel production & finishing Powder metal production OPTIMELT for Glass NOx Reduction	O ₂ N ₂ Ar H ₂
 Energy / Chemicals	Energy efficiency, productivity, safety	Refining Process control Catalyst regeneration VOC Recovery	O ₂ N ₂ H ₂ CO ₂ CO

Figura 1-3: Líneas de negocio y aplicaciones de los gases industriales (The Linde Group, 2017)⁴

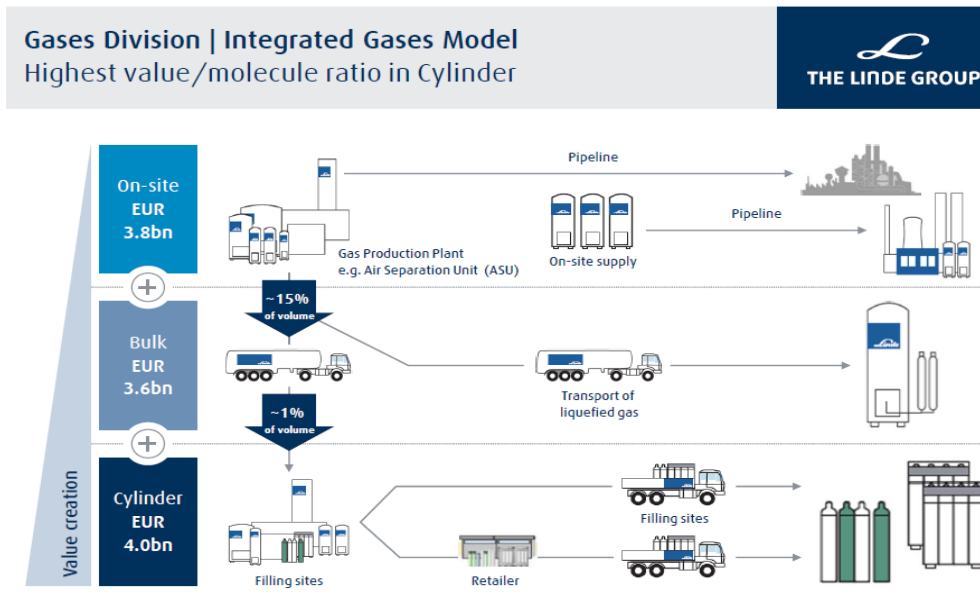


Figura 1-4: Diagrama de cadena de suministro de una industria típica de producción de gases. Tomado de (The Linde Ggroup, 2017)

⁴ Informe de sostenibilidad de Praxair.

1.1.3 Uso de energía en Gases Industriales

El consumo de energía en las industrias depende mucho de la fuente de energía en cuanto a variedad, intensidad y mezcla de combustibles que hay en cada región y país. Según la *British Petroleum* existe una demanda mundial pronosticada para el 2020, por parte de las industrias manufactureras (**Tabla 1-3**), de 4,203 billones de toneladas equivalentes de petróleo (tep⁵, en inglés toe), y el 29.0% corresponde a fuentes eléctricas. Se espera que se incremente un 16.8% el consumo eléctrico para el 2040 respecto a 2020, debido a los crecimientos esperados en las industrias y al menor consumo de petróleo. Cabe resaltar que en muchos países se utilizan fuentes no renovables para la generación de electricidad, impactando en las emisiones de CO₂.

Tabla 1-3: Consumo de energía final en la industria manufacturera en el mundo por combustible, tomado de British Petroleum, (2020).

Billones (toe)	1990	2000	2010	2020	2030	2040
Petróleo	610	619	627	629	652	665
Carbón	739	697	1,250	1,252	1,191	1,064
Gas	663	762	902	1,101	1,321	1,504
Electricidad	581	702	950	1,220	1,450	1,659
Total	2,593	2,779	3,730	4,203	4,614	4,892

El consumo eléctrico de las principales empresas de los gases industriales fue de 110.67 millones de mega watts hora (MWh) en el 2017 (ver **Figura 1-5**) y es de esperar que la proporción del consumo eléctrico sea similar a la participación en cuanto al volumen de producción como se presentó en la sección **1.1.1**.

⁵ 1 tep es equivalente a 11.63 MWh

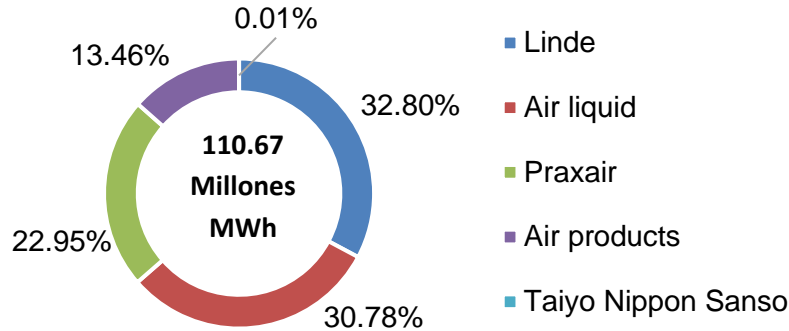


Figura 1-5: Participación del consumo eléctrico de los principales participantes a nivel mundial (2017)⁶

En conjunto, la cantidad de energía que utilizan estas empresas corresponde a 2.84 veces el consumo anual de Colombia, el cual se estima en 68 millones de MWh en 2020 (Index Mundi, 2020). Debido a que es consumo bastante elevado, las empresas del sector tienen como objetivo buscar estrategias para la disminución de intensidad energética.

1.2 Contexto Colombiano

La industria de los gases del aire en Colombia ha estado influenciada por la dinámica de fusiones y adquisiciones a nivel mundial, y en la actualidad el país cuenta con 14 plantas de separación del aire y de CO₂. A continuación, se realiza la cronología de conformación del sector, descripción del mercado local y consumo energético.

1.2.1 Gases del aire en Colombia

En Colombia, la industria de los gases nace con capital mixto entre inmigrantes alemanes y colombianos, quienes fundan la Fábrica nacional de oxígeno y productos metálicos FANO S.A., el 10 de octubre de 1931 en Barranquilla (Cryogas Grupo Air Prodcuts, 2020). Respecto del contexto mundial, casi 30 años transcurrieron para que la tecnología de separación de gases del aire llegara a Colombia; antes de este periodo todo el gas industrial y medicinal era importado. Más tarde, en 1946 es fundada Industrias de gases de Colombia INDUGAS (1946) subsidiaria de la empresa CHEM-SUB Inc. Posteriormente en 1948, Federico Schamberg y Juan Jacobo Fisher crean la empresa Oxígenos de

⁶ Tomado de los reportes de sostenibilidad de las empresas en mención.

Colombia (1948) en Bogotá (Redacción El Tiempo, 2003). Finalmente, en 1947 nace en Medellín la empresa Cryogas. Los eventos históricos de la industria de gases en Colombia se resumen en la **Tabla 1-4**.

Estas tres empresas han sido los pilares de la industria de los gases en Colombia, las cuales, a través de la historia han sido adquiridas por empresas extranjeras en dos oportunidades. Inicialmente las empresas Colombianas fueron adquiridas por grupos Chilenos (Indura) y Brasileños (White Martins), y posteriormente por Linde y Praxair, respectivamente. Es interesante resaltar que, por reconocimiento de marca, estas multinacionales siguen conservando los nombres originales de las empresas Colombianas (Oxígenos de Colombia, Cryogas y Linde). En particular se destaca el hito de la fusión entre Líquido Carbónico Colombiana S.A – LCC, perteneciente al grupo Ardilla Lulle (Banco de la República, 2017) y Carbocaldas en 1999, donde Praxair tiene participación accionaria en LCC (Redacción El Tiempo, 1998).

Tabla 1-4: Principales eventos de las empresas del sector de gases industriales en Colombia, elaboración propia.

Año	Hito
1931	FANO es creada en Medellín.
1942	Inversionistas alemanes venden a Suecia (debido a la II Guerra mundial)
1946	Fundación de Indugas por Chem-Sub Inc.
1948	Fundación de OXICOL en Bogotá
1979	Inicia operaciones Cryogas en Medellín
1985	Se realiza la primera fusión colombiana entre Indugas y Cryogas
1994	White Martins (Brasil) adquiere Oxígenos de Colombia
2000	Linde adquiere a AGAFANO.
2008	Indura compra acciones a Cryogas
2010	Colombia Linde Group cambia razón social a Linde Colombia
2012	Airproducts adquiere Linde

Las tres multinacionales lideran el mercado con ventas combinadas de 630 mil millones COP. Los GI pertenecen al sector económico C2011: Fabricación de sustancias y productos químicos básicos (Venta Total del sector 1.63 BCOP) con participación del 45% del segmento, como se aprecia en la **Figura 1-6**.

El mercado es liderado por Linde, Praxair y Cryogas, con una participación del mercado Colombiano de 94%. Praxair Colombia está constituido por tres empresas; Oxígenos de

Colombia, Líquido Carbónico y Praxair Gases Industriales (PGI). Las empresas Oxymaster, Cogas y Oxiaced no tienen CASUs, son empresas que se encargan de llenar y distribuir cilindros.

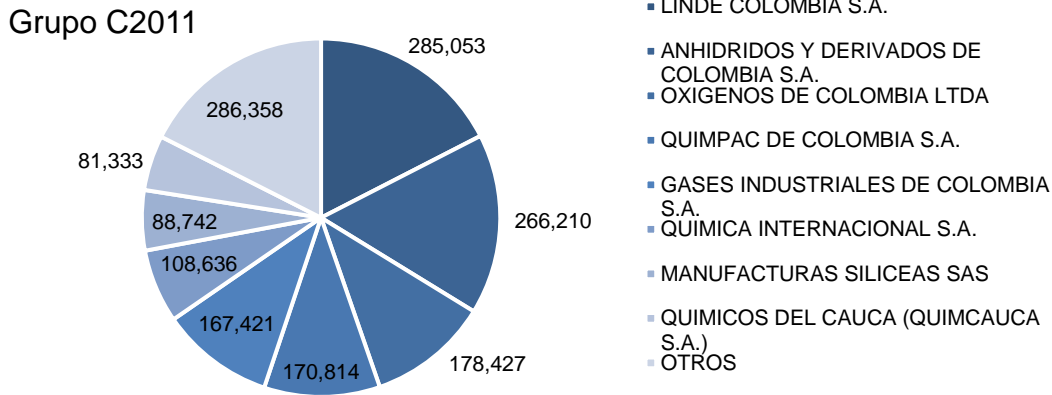


Figura 1-6: Segmentación de ventas anuales en millones de COP del Sector Económico CIU C2011 (2016)

Según (ANDI, 2016), el segmento de gases industriales Colombia cuenta con las plantas productoras mostradas en la **Tabla 1-5**. La producción de gases del aire en Colombia se resume en la **Tabla 1-6** con un total de 160 millones de m³ por año (2007). La mayor producción es de oxígeno debido a que el mayor consumo se da en el área de la salud (oxígeno medicinal) y la industria siderúrgica, con el fin de aumentar el poder calorífico en la combustión. A pesar que el nitrógeno se encuentra en mayor composición en el aire, no es el gas más importante dado que el consumo se enfoca principalmente en las siderúrgicas. En este sector el nitrógeno se utiliza para agitar las fundiciones y facilitar la separación de la escoria en la fundición. En menores cantidades se usa en el sector de comidas y bebidas, para conservar e inertizar los alimentos.

Tabla 1-5: Cantidad de plantas de separación y estaciones de llenado en Colombia, adaptado de (ANDI, 2016)

Tipo de Planta	Linde	PX*	Cryogas	Otras**
Plantas de Gases Industriales	2	6	3	3
Puntos de Distribución	14	9	16	10

* Cuentan las plantas de producción de CO₂ Líquido y plantas On-Site

** FONOS, OXIVIVA y OXYEXPRESS, Sin plantas criogénicas, solo estaciones de llenado.

Tabla 1-6: Producción anual en millones de m³ de gases del aire en Colombia 2007 (DANE, 2007)

Descripción	Producción	Distribución (%)
Oxígeno	113.74	71%
Nitrógeno	45.13	28%
Argón	1.74	1%

El consumo eléctrico en el sector de sustancias y productos químicos (CIIU 20) asciende a 2,265,075 MWh/año, con una participación del 72.47% de consumo eléctrico. En la **Tabla 1-7** se aprecia que la gran industria, incluyendo los GI, consume 1,187,654 MWh/año.

Tabla 1-7: Consumo energético del sector de sustancias y productos químicos en 2014, adaptado de (Corpoema, 2014)

Fuente	Tamaño de empresa			
	Grande	Mediana	Pequeña	Micro
Energía Eléctrica (kW)	1,187,653,986	1,029,011,556	48,266,456	143,641
Gas Natural (Nm ³)	35,699,373	2,830,336	5,531,141	3,368
Carbón (t)	525	379	0	0

1.3 Tecnologías de Separación del aire

Existen diferentes tecnologías de separación de gases del aire dependiendo de la aplicación del cliente o de la capacidad de producción. En la **Figura 1-7** se pueden apreciar las diferentes tecnologías dependiendo de la producción de oxígeno y nitrógeno, las cuales se dividen en operaciones no criogénicas y criogénicas.

Actualmente Colombia cuenta con dos tipos de tecnologías de separación para obtener el oxígeno del aire: destilación y adsorción. De las tecnologías presentadas en la **Figura 1-7**, en Colombia no hay plantas instaladas de separación por membranas.

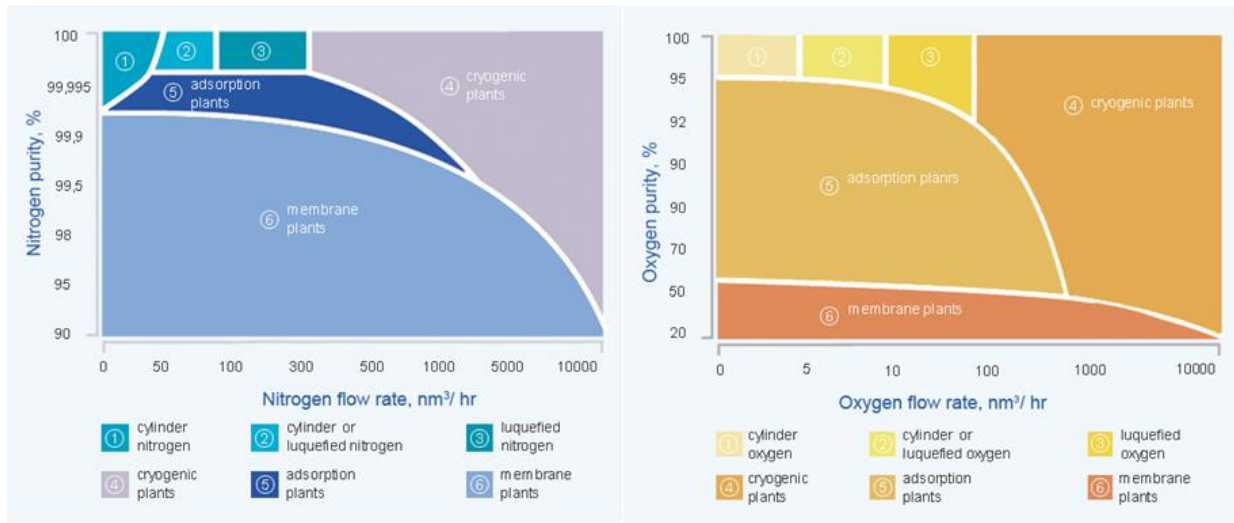


Figura 1-7: Elección de aplicación tecnológica en función de pureza y demanda de nitrógeno y oxígeno (Grasys, 2020)

En la **Tabla 1-8** se muestran los diferentes rangos de las purzas obtenidas con cada tecnología en plantas ya existentes, las cuales son rentables económicamente (Interacción entre consumo energético pureza e inversión) y el tiempo que demoran en producir productos bajo especificaciones.

Tabla 1-8: Comparación cualitativa de las tecnologías de separación del aire en función de la pureza de producto (adaptado de (Smith & Klosek, 2001))

Tipo de separación	Estado de tecnología	Producción (TPD*)	Producto	Pureza %	Consumo energético	Start up	Inversión
Membranas	Semi madura	<20	N ₂	95-99.5	Baja	Minutos	Media
Adsorción	Semi madura	<150	O ₂	90-93%	Baja	Minutos	Baja
Destilación Criogénica	Destilación Criogénica	>20	O ₂ N ₂ Ar	Puro** Puro Puro	Alta	Horas	Alta
Química	En desarrollo	Sin determinar		90-99.5	Bajo	Horas	Alta
ITM	En desarrollo	Sin determinar		Puro	Bajo	Horas	Muy alta

* Toneladas por día

** Hace referencia a purzas superiores a 99.5

1.3.1 Separaciones no criogénicas

Las tecnologías de separación no criogénicas fueron posteriores a las criogénicas, y fueron desarrolladas como alternativa para reducir el consumo energético del proceso. Las dos tecnologías más empleadas en la actualidad son la separación por membranas permeables y la adsorción.

1.3.1.1 Separación por membrana permeable

La tecnología por separación vía membrana es la más reciente e incluye membranas poliméricas y de transporte de iones de alta temperatura. En estas últimas se pueden alcanzar purezas cercanas al 100%. La separación se realiza por permeación en fase gaseosa a través de membranas no porosas (Kita et al., 2008).

La permeación es la difusión de una sustancia en solución a través de una barrera y la permeabilidad es la capacidad que tiene un material poroso para permitir el paso de un fluido. La permeación se caracteriza a través del número de *Darcy* (Da), 1 Da es equivalente a pasar un fluido con un flujo de 1 cm³/seg y viscosidad de 1 cp a través de un material de área transversal de 1 cm², bajo un gradiente de presión absoluta de 1.013 bar por cm de grosor. En la industria de los gases y más específicamente en los procesos de separación de oxígeno y nitrógeno, el gas de alimento (aire) se conoce como permeador y los productos como permeado (oxígeno o nitrógeno). El material poroso es también definido como barrera o membrana, el cual corresponde a películas delgadas, densas y continuas formadas de acetato de celulosa o poliméricas.

El proceso de separación está basado en las diferencias de difusividades y solubilidades de los gases en el material de la membrana. El proceso se puede describir a través de tres pasos principales: absorción del gas en la superficie de la membrana, seguido de la difusión a través de la membrana y, por último, la desorción sobre la superficie opuesta de la membrana. Este proceso se puede describir a través de modelos de transferencia de masa por difusión, involucrando la ley de Henry para la solubilidad, y la ley de Fick para la difusividad.

El principio operativo de la permeación selectiva está basado en la diferencia de presión parcial de un gas rápido (altos valores de permeabilidad) y un gas lento. Los gases con alta velocidad de permeación se difunden rápidamente a través de una membrana, los

cuales se recuperan selectivamente. Los gases con baja velocidad de permeación casi no fluyen a través de las paredes de la membrana y permanecen en la corriente residual. En la **Figura 1-8** se puede observar un arreglo típico de operación y la influencia de la selectividad de la membrana (factor de separación) en la pureza y recuperación de permeado.

La eficiencia de operación de la membrana polimérica es caracterizada por dos factores:

1. Permeabilidad (π), sinónimo de productividad, calculada como $\pi = DS$, donde D es el coeficiente de difusión y S la constante de solubilidad.
2. Factor de separación (α_{ij}), sinónimo de selectividad, calculada como $\alpha_{ij} = P_i/P_j$ donde i representa el gas con alta velocidad “gas rápido”.

En la literatura se ha simplificado el entendimiento de la compensación entre permeabilidad y el factor de separación, graficando sus valores para varios tipos de materiales poliméricos (Robeson, 1991). En la **Figura 1-9** se puede observar el límite superior de eficiencia de las membranas comerciales para la separación de O_2/N_2 . Debido a la necesidad de aumentar la eficiencia del proceso, las investigaciones actuales se han enfocado en desarrollar nuevos materiales con mejor permeabilidad. Además de lo anterior, estos materiales deben ser térmicamente estables y químicamente robustos. Igualmente, y para una implementación económicamente viable en la escala industrial, las membranas deben ser resistentes a la plastificación y al envejecimiento continuo durante largos periodos de tiempo.

En la actualidad el 90% de las membranas utilizadas en la separación del aire son poliméricas (Kita et al., 2008). Esta tecnología compite con las aplicaciones donde no se requiere oxígeno de altas purezas.

Además de la naturaleza de la membrana, la presión juega un papel fundamental en la separación. Weller & Steiner (1950) estudiaron la influencia de la relación total de la presión y el factor de separación sobre la pureza del permeado (ver **Figura 1-10**). Como se evidencia, no hay cambio significativo en la composición del permeado en una relación de presiones mayores de 10 y factores de separación mayores a 50. En los procesos de O_2/N_2 el rango de factor de separación esta entre 3-12 (Kerry, 2007).

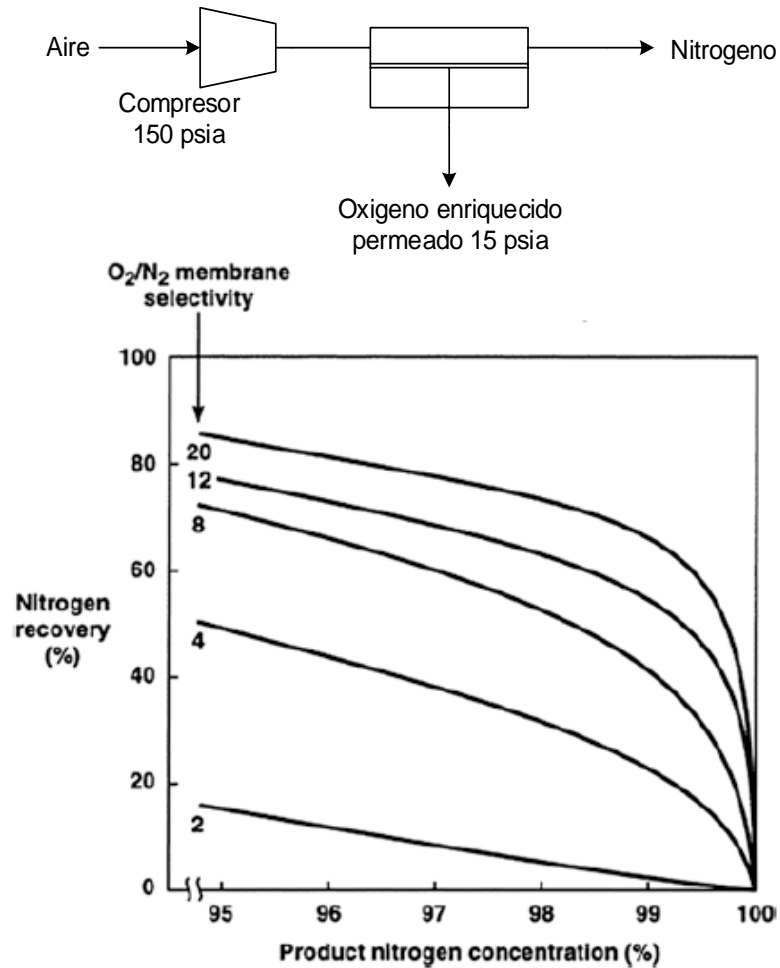


Figura 1-8: Recuperación de nitrógeno en función de la pureza del nitrógeno producido para membranas con selectividades de 2-20. Adaptado de (Kita et al., 2008)

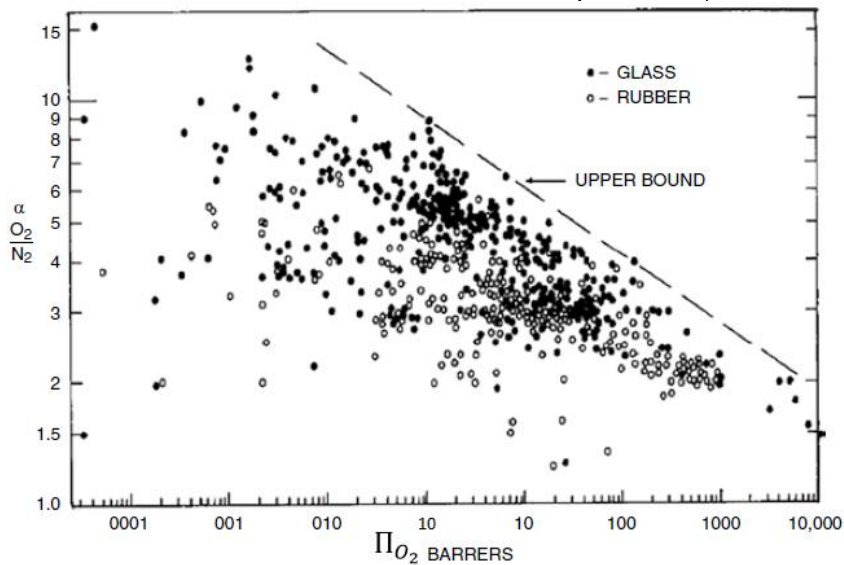


Figura 1-9: factor de separación $\alpha(O_2/N_2)$ vs permeabilidad (π_{O_2}) del oxígeno para diferentes tipos de resinas poliméricas (Robeson, 1991)

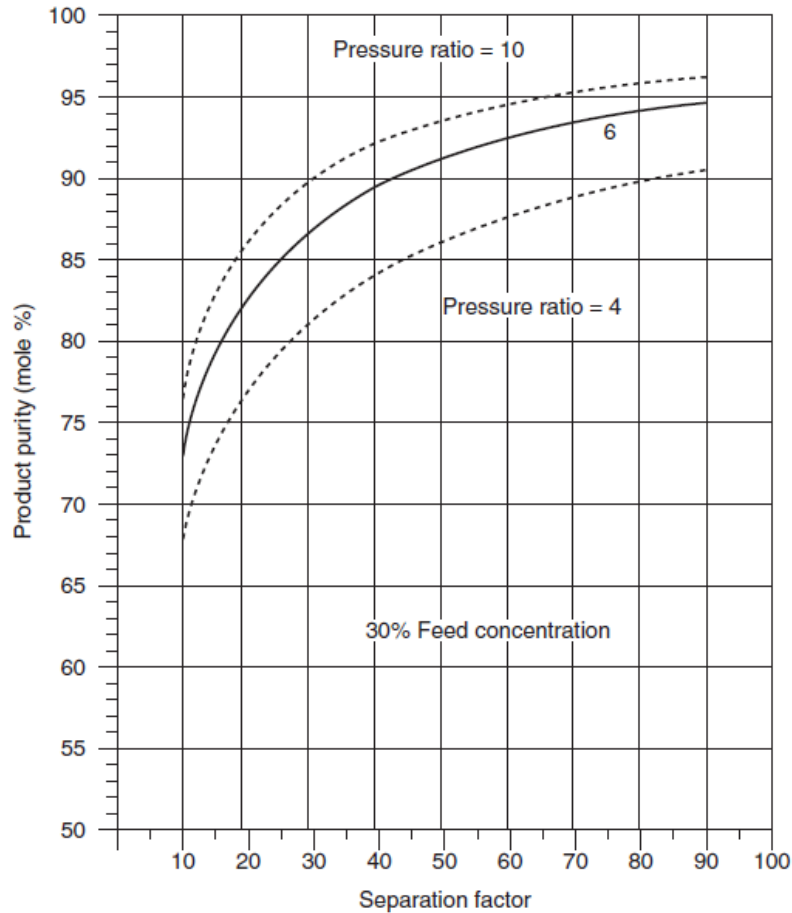


Figura 1-10: Efecto de la relación de presiones totales y factor de separación sobre la pureza de producto. Tomado de (Weller & Steiner, 1950)

Finalmente, la eficiencia de separación por membranas para una mezcla de gases definida, dependerá de la composición del gas de alimento, la relación de presión entre alimento y producto, y el factor de separación. Con base en lo anterior se concluye que (Kerry, 2007):

1. Incrementar la permeabilidad disminuirá los requerimientos del área de la sección transversal de la membrana para una misma relación de presiones.
2. Incrementar la presión del gas de alimento a presión constante del permeado disminuirá el área transversal de la membrana, incrementando la pureza del permeado.
3. Incrementar el factor de separación puede disminuir el número de pasos de membrana requeridas para alcanzar una pureza determinada o disminuir la relación de presión total.

1.3.1.2 Separación por adsorción

Las unidades de adsorción utilizan materiales adsorbentes para realizar la separación. La variable principal en esta tecnología es la fuerza de adsorción o de adhesión entre las moléculas sobre el material usado como adsorbente. En la **Tabla 1-9** se aprecia algunos materiales adsorbentes comerciales y sus características. La **Tabla 1-10** presenta una comparación cualitativa entre la fuerza de adhesión de diferentes gases. Como se observa, las características más importantes en los adsorbentes son su geometría, tamaño de partícula, distribución de poros, área superficial, y la afinidad y selectividad por las moléculas que se desean adsorber.

Una vez el adsorbente ha alcanzado su estado de saturación, la regeneración se debe realizar mediante disminución de la presión o aplicando calentamiento. Si se realiza por calentamiento, el procedimiento se conoce como TSA (*Temperature Swing Adsorption*) y si la presión se reduce previo al calentamiento se denomina PTSA (*Pressure Temperature Swing Adsorption*). En el caso de solo utilizar variación en la presión, la tecnología se llama PSA (*Pressure Swing Adsorption*) y en vacío se llama VPSA (*Vacuum Pressure Swing Adsorption*).

Tabla 1-9: Algunos materiales usados en la adsorción, adaptado de (Kerry, 2007)

Material	Sílica	Alúmina	Carbón Activado	Tamiz Molecular
Configuración	Gránulos esféricos	Esférica	Gránulos en Pellets	Pellets esféricos
Componentes principales	SiO ₂	Al ₂ O ₃	C	SiO ₂ /Al ₂ O ₃
Tamaño de partícula (mm)	1-5	2-10	1-5	1-5
Densidad a granel (kg/m ³)	700-800	700-850	300-600	600-900
Superficie (m ² /g)	600-850	250-350	700-1200	500-1000
Diámetro de Poro (Å)	20	30-35	10-10000	3-13

Tabla 1-10: Comparación cualitativa entre las fuerzas de adhesión

Muy baja	Medio	Alto	Muy alto
He	Ar	CO	C3H6
H2	O2	CH4	C4H8
	N2	C2H6	C5+
		CO2	H2S
		C3H8	NH3
		C2H4	BTX
			H2O

En general, estas tecnologías se aplican sin acondicionamiento en el alimento. Sin embargo, se debe eliminar el agua y los hidrocarburos que puedan llegar a condensar, ya que estos pueden dañar los adsorbentes. Se ha demostrado que las plantas más efectivas para obtener oxígeno o nitrógeno son de tecnología PSA (Smith & Klosek, 2001). La operación mediante PSA no requiere uso de calor, sin embargo, las caídas de presión son significativas. Se ha evidenciado que las PSA son eficientes cuando se necesita producción de oxígeno hasta de 1,500 t/día. En la **Figura 1-11** se muestra la configuración típica de separación de oxígeno por adsorción de tecnología PSA. Debido a que la adsorción es un proceso por lotes, se requieren dos unidades de procesamiento, y un arreglo de válvulas para permitir un flujo continuo de producto.

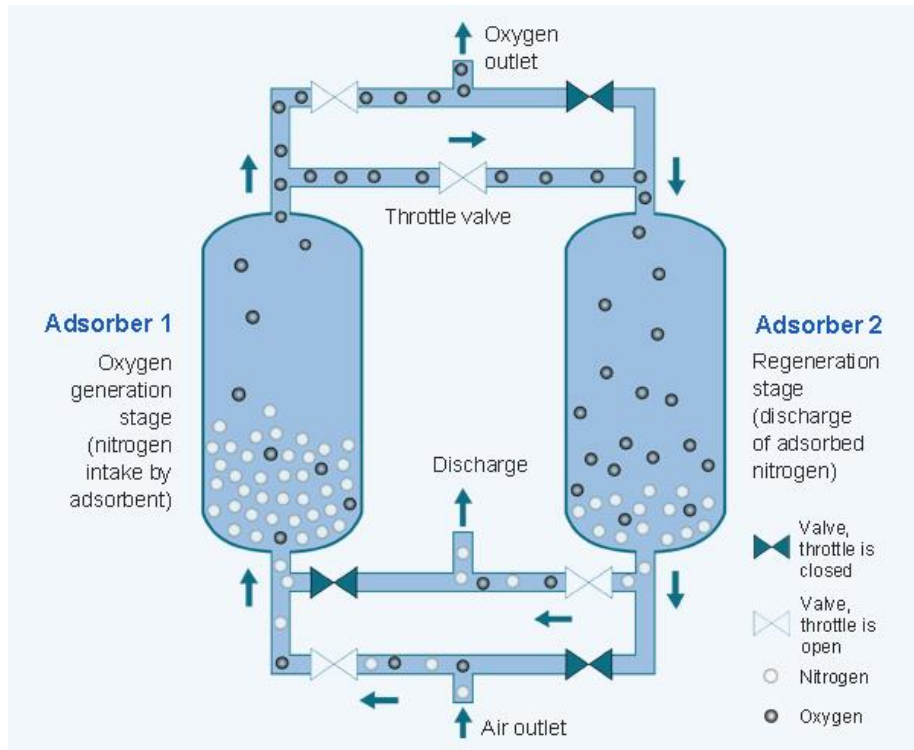


Figura 1-11: Arreglo de una PSA de producción de oxígeno (Grasys, 2020).

Para el caso de la separación de gases del aire, los adsorbentes comerciales más empleados son carbón activado para adsorber argón y oxígeno, y los tamices moleculares para retener el nitrógeno. La velocidad de adsorción en el carbón activado es mucho mayor para el oxígeno que para el nitrógeno como se muestra en la **Figura 1-12**, permitiendo la

obtención de nitrógeno en tiempos menores a 30 minutos. El agua y CO_2 presentes en el aire son adsorbidos sin perjudicar la capacidad de adsorción del material.

Para el caso de la obtención de oxígeno la tecnología más empleada es VPSA ya que se ha demostrado una reducción significativa de energía entre 350-120 kW por tonelada de oxígeno, para unidades de 50 a 180 TPD de oxígeno de producto (a una pureza de 93% de O_2)

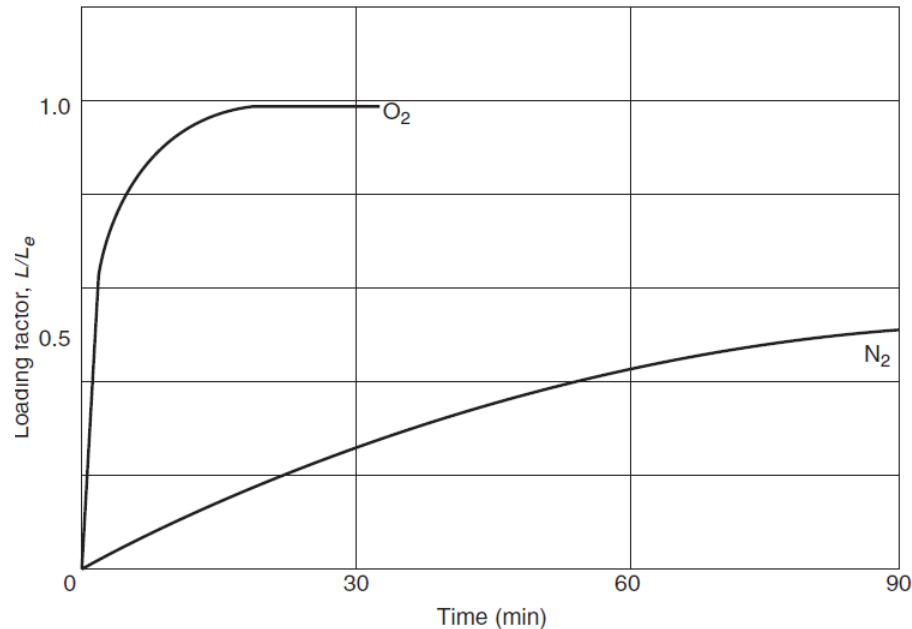


Figura 1-12: Adsorción del oxígeno y nitrógeno sobre tamiz molecular de coque.

En cuanto a la capacidad de adsorción, se usan zeolitas de tipo 5A para aumentar la selectividad de separación entre N_2 - O_2 . A pesar del alto grado de separación, la tecnología de adsorción cuenta con algunas desventajas:

1. Se necesita dos unidades para operar de forma continua la producción.
2. Se requiere un arreglo de válvulas el cual está intercambiando en tiempos cortos (2 a 20 min), disminuyendo la vida útil de estos equipos y mayores costos de mantenimiento.
3. Se requieren sistemas de control avanzado y sensores en línea con el fin de realizar un control adecuado de la operación en los dos recipientes.

1.3.2 Separaciones criogénicas

El proceso más eficiente para la producción de oxígeno, nitrógeno y argón en grandes volúmenes y altas purzas es por medio de la separación criogénica del aire (Smith & Klosek, 2001). En la **Figura 1-13** se observan las operaciones unitarias de cualquier CASU.

Los ciclos de licuefacción contemporáneos usan una secuencia de operaciones de compresión, prepurificación y preenfriamiento para alcanzar la temperatura crítica del gas. Posteriormente se realiza la expansión mediante una máquina, una válvula de estrangulamiento o una combinación de los dos. El aire ya licuado es separado en columnas de destilación para producir O_2 , N_2 y/o Argón. A continuación, se explican los fundamentos básicos de los ciclos de refrigeración, conocidos como Linde, Claude, y en cascada.

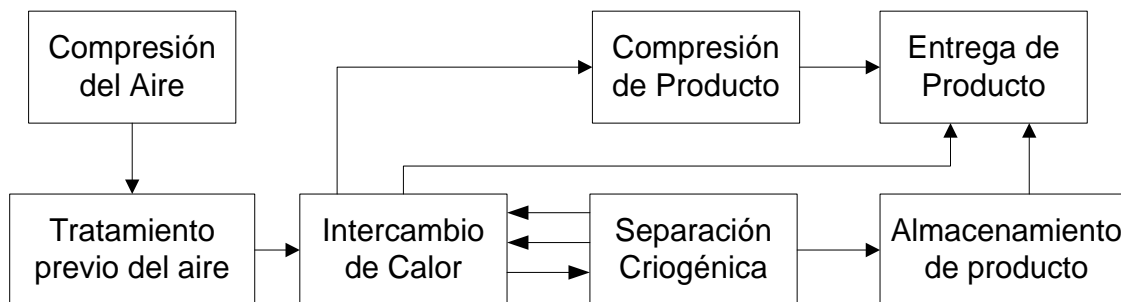


Figura 1-13: Operaciones unitarias de un proceso de separación del aire. Adaptado de (Khalel et al., 2014)

1.4.2.1 Ciclo de Linde

Este fue el primer ciclo utilizado a escala industrial, y en la **Figura 1-14** se describen sus componentes, junto con un diagrama cualitativo de temperatura - entropía. El aire, purificado y comprimido de forma isotérmica a 200 bar, se alimenta al “Cold Box”. Este corresponde a un intercambiador, una válvula de expansión Joule-Thompson (J-T) y un recipiente para almacenar el líquido producido, todos aislados adiabáticamente.

La corriente de aire presurizada ingresa al intercambiador a contracorriente con los flujos de los productos fríos. A la salida del intercambiador, el aire ya preenfriado pasa a través de la válvula J-T, permitiendo una pequeña disminución de temperatura del sistema. Después de un periodo largo de tiempo, el aire se enfría lo suficiente para estar cerca del punto de rocío (100 K). Esto permite a la válvula J-T obtener el líquido almacenado en el

recipiente, y el vapor sin condensar se recircula para mantener el balance de temperatura en el sistema.

Al operar a entalpía constante, los cambios de temperatura son proporcionados por el cambio en la energía cinética en las moléculas del aire (expansión). Por esta razón, el gas debe ser recirculado más veces que un ciclo que no opere a entalpía constante para alcanzar temperaturas criogénicas. Esto impacta los tiempos para producir una gota de líquido.

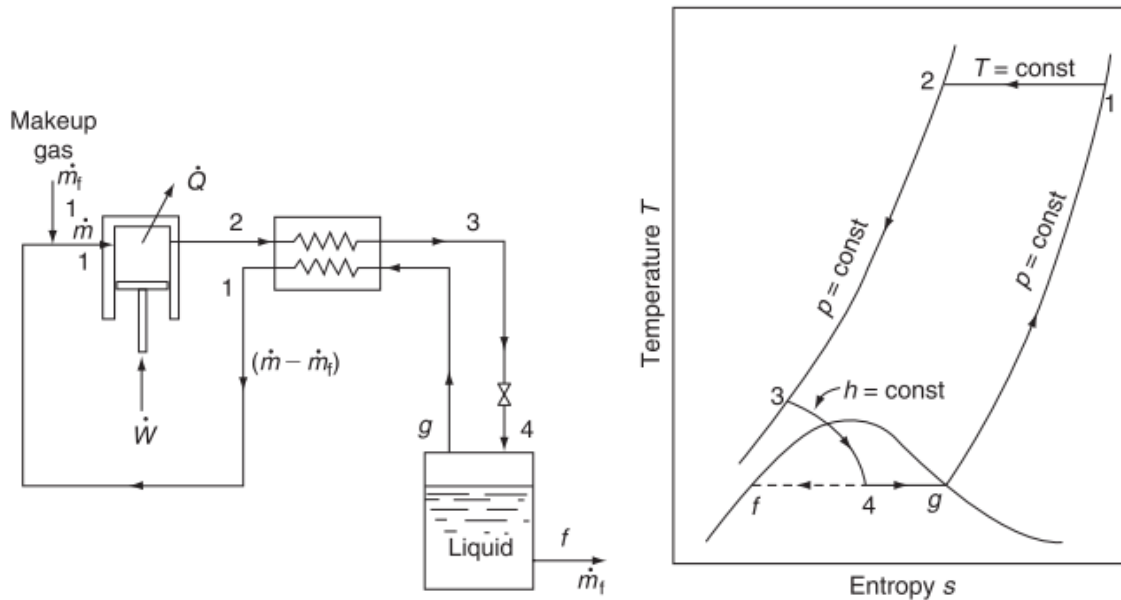


Figura 1-14: Ciclo de Linde-Hampson de alta temperatura con diagrama T-s (Kerry, 2007)

Las modificaciones de este ciclo emplean refrigerantes como el amoníaco, para realizar un mejor preenfriamiento del aire a la entrada, disminuyendo el trabajo necesario del compresor, sin embargo, esto incrementa el costo de capital. Otra modificación fue emplear el proceso conocido como Linde High-Pressure Dual Process (LHP-DP) el cual es un doble ciclo de Linde, haciendo recircular aire enfriado en otro compresor, disminuyendo los tiempos de obtención de líquido.

1.4.2.2 Ciclo en Cascada

El proceso de ciclos en cascada involucra diferentes refrigerantes en fase líquida para disminuir aún más la temperatura del gas, y mediante válvulas J-T producir líquido a temperaturas criogénicas. En la **Figura 1-15** se aprecia el esquema de esta configuración utilizando cuatro refrigerantes. Como se aprecia, este tipo de procesos requiere de una

gran inversión de capital dado los múltiples equipos que utiliza. El principio es el uso de múltiples refrigerantes, cada uno con puntos de ebullición más bajo que el otro, además de operar a presiones bajas, aproximándose a un ciclo ideal (sin incremento de entropía). Sin embargo, este ciclo no es utilizado en la separación del aire debido a que puede presentar fugas de refrigerantes, es más peligroso por la posible mezcla entre hidrocarburos y oxígeno, la cantidad de equipos hace una operación más compleja, y porque todo el sistema involucra altos costos de inversión.

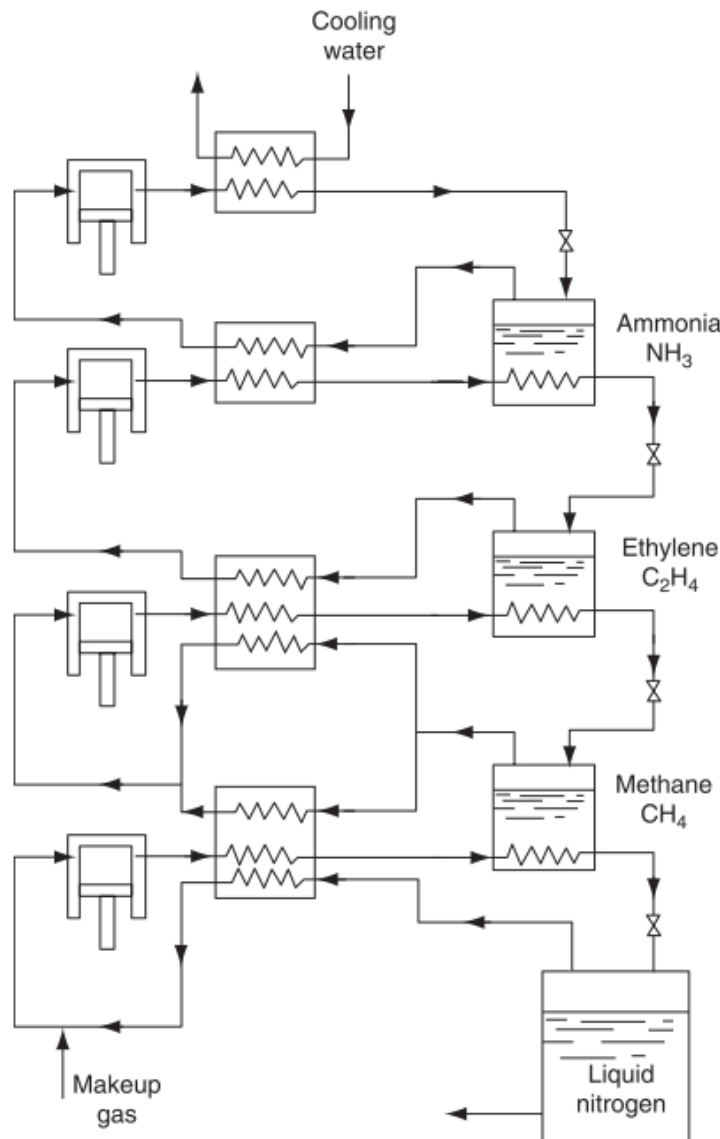


Figura 1-15: Proceso de un ciclo en cascada usando refrigerantes en lazos cerrados.

1.4.2.3 Ciclo de Claude

A diferencia del ciclo Linde, este opera con un motor de expansión reversible y adiabático, permitiendo trabajar a una temperatura inferior. Este ciclo está compuesto de un compresor, tres intercambiadores que operan a contracorriente, una máquina de expansión, una válvula de expansión y un contenedor del aire líquido. Mediante un compresor se incrementa la presión del aire a 40 bar, y una vez la corriente se enfría en el primer intercambiador de calor, se divide a la salida. Cerca del 70% de la corriente se alimenta a la máquina de expansión y se mezcla al alimento del segundo intercambiador con el líquido proveniente del tercer intercambiador. El 30% restante se alimenta al segundo intercambiador y después al tercer intercambiador, donde finalmente se expande para obtener el líquido que se almacena en el contenedor. La fase sin condensar se alimenta al tercer intercambiador, y el ciclo completo se describe en la **Figura 1-16**. Como se puede apreciar, la suposición de operar el equipo de forma reversible hace que el punto e' del diagrama este a una temperatura mayor que los puntos 7 y 8, por lo cual la suposición de enfriamiento de operar reversiblemente no es del todo válido.

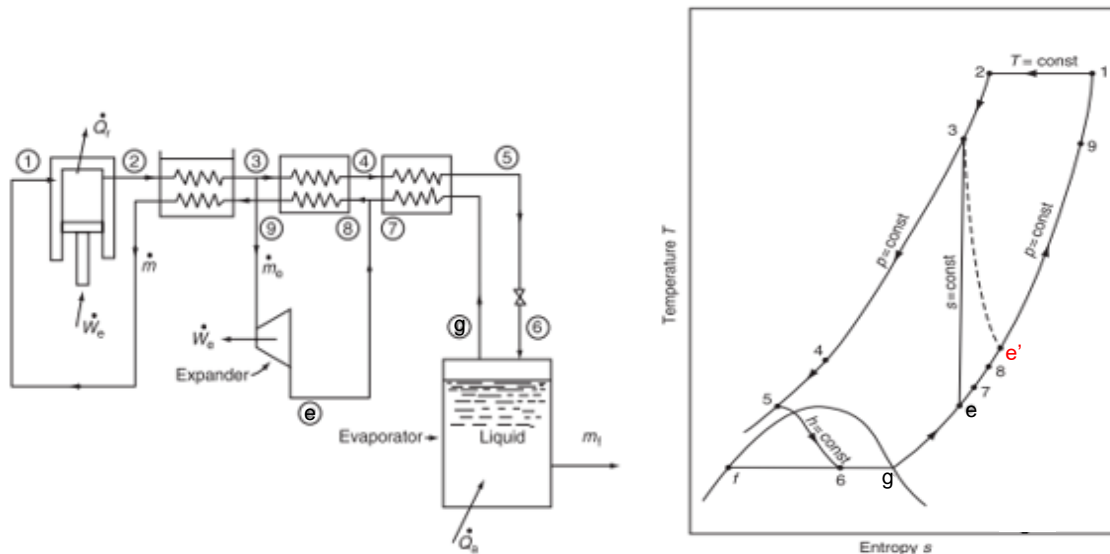


Figura 1-16: Proceso de Claude a baja presión usando una máquina de expansión y su diagrama T-s.

Kapitza mejoró el ciclo de Claude mediante la incorporación de turbinas de expansión centrifugas (Kerry, 2007). En la actualidad, además de las mejoras de diseño, se utiliza un intercambiador de calor (*aftercooler*) después de la compresión y un sistema de doble compresión. En la **Figura 1-17** se puede apreciar uno de los ciclos más empleados a escala industrial en la actualidad.

También, es posible emplear un sistema de refrigeración con nitrógeno para sistemas de licuefacción de neón e hidrógeno. Las modificaciones de diseño de este ciclo involucran la incorporación de compresiones internas o externas y un intercambiador de múltiples etapas con el fin de aumentar la interacción de calor entre las múltiples corrientes. Igualmente el sistema cuenta con un tren de columnas de separación de destilación que pueden variar en una, dos y hasta tres, dependiendo de la cantidad de productos a obtener y el grado de pureza. Un excelente análisis de estas tecnologías lo presenta Häring (2008).

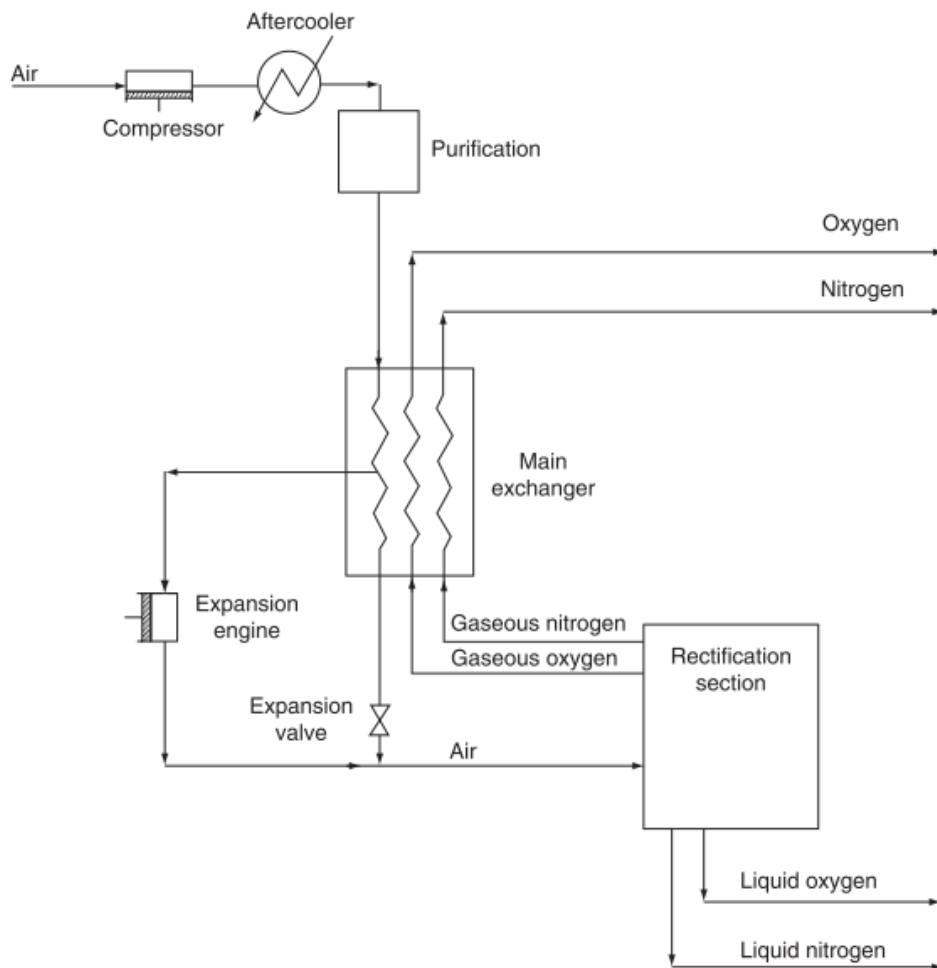


Figura 1-17: Ciclo de Claude con preenfriamiento

Fernández et al. (2018) compararon el desempeño de 34 ASUs, por medio del índice MPI (*Malmquist Productivity Index*), estimando oportunidades de mejora en las capacidades de aire, electricidad para la separación del aire y de compresión de aire. En este trabajo se determinó que el 70% de las unidades de producción de líquido analizadas son eficientes,

pero existen una gran oportunidad de mejora en una buena fracción de las plantas industriales.

Con el entendimiento de las tecnologías y el avance en las separaciones criogénicas, la búsqueda en su diseño se ha enfocado en el mejoramiento de la eficiencia energética a tal punto de encontrar plantas que no requieren utilidades en su proceso, es decir que presentan integración energética. A continuación, se analizará la unidad de separación localizada en Tocancipá, entendiendo su proceso y sus componentes.

2. Unidad de separación de aire existente - Caso de Estudio

Esta sección detalla el proceso de separación criogénica de gases del aire, tal como se realiza en la planta localizada en Tocancipá, Colombia. Con el entendimiento de la planta se realiza un análisis estadístico del histórico de variables de operación (i.e. flujos, temperaturas, presiones) registradas en el sistema de almacenamiento de datos del MPC (*multivariable-model predictive controller*) de la planta, encontrando además patrones, tendencias y correlaciones. Posteriormente se realiza un análisis cualitativo sobre condiciones de operación y de seguridad necesarias para entender el funcionamiento de la planta y la importancia del control del proceso. Se presenta el consumo específico como índice de eficiencia global de la planta, por medio de datos históricos, obteniendo una referencia actual y para posterior comparación. Finalmente, se hace una introducción al análisis exergético, como herramienta para identificar ineficiencias locales.

2.1 Descripción del proceso

En la **Figura 2-1** se presenta el diagrama de flujo de proceso simplificado de la planta de separación de gases del aire (CASU) ubicada en Tocancipá, Colombia. En el diagrama no se muestra ningún instrumento de control. El proceso está dividido en dos secciones; sección caliente, la cual incluye compresión, preenfriamiento, secado y purificación, y una sección fría - *Cold Box* (demarcada con líneas punteadas) con equipos mayores: intercambiador, turbina, bombas y zona de rectificación. Se puede evidenciar que la configuración presenta una alta integración térmica al no emplear ninguna utilidad para añadir o retirar calor.

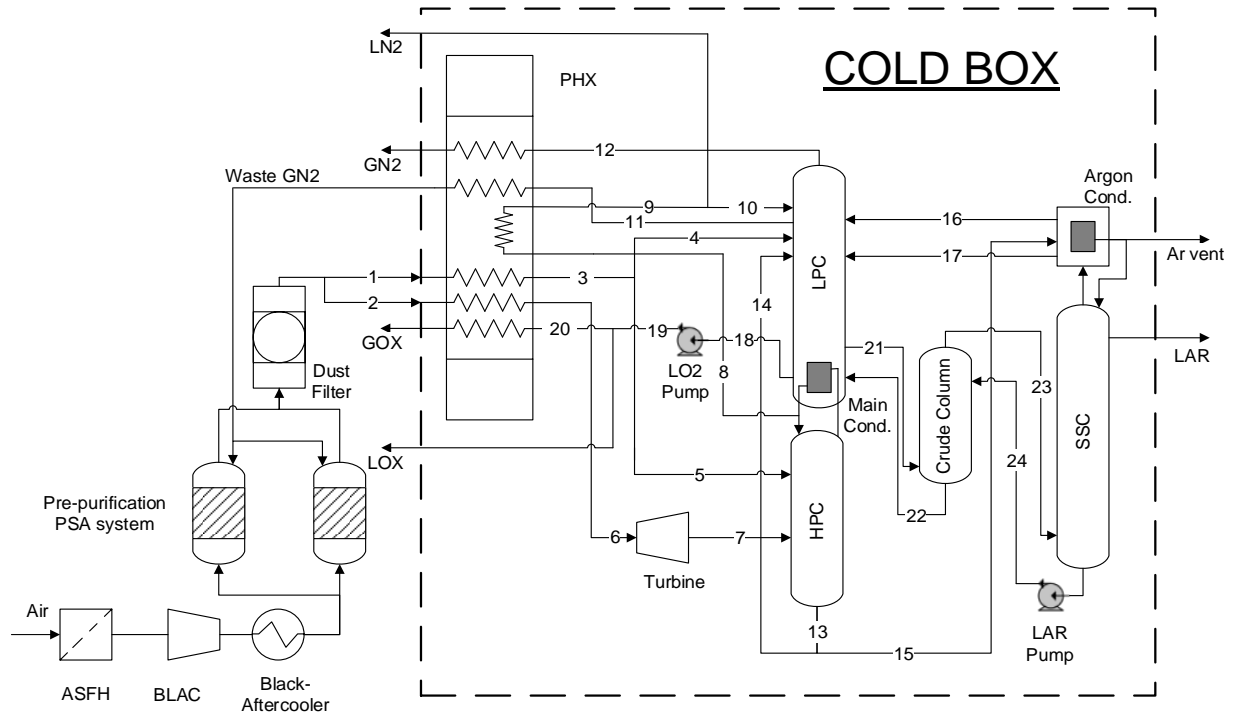


Figura 2-1: Diagrama de flujo de una unidad de separación de aire criogénico (CASU) con producción de oxígeno, nitrógeno y argón puro.

2.1.1 Sección Caliente

Inicialmente, el aire de entrada pasa a través del filtro de succión de aire ASFH (*Air Suction Filter House*). Esta unidad elimina las partículas grandes (partículas de polvo) y se encuentra instalada antes del compresor de aire de múltiple etapa BLAC (*Baseload Air Compressor*). El conjunto de compresores en serie eleva la presión del aire a 45 bar con el consiguiente aumento de temperatura. Posteriormente, el aire se enfría a 32°C por medio del intercambio de calor con agua de enfriamiento en el intercambiador de corazas y tubos (*BLAC-Aftercooler*). La prepurificación del aire se realiza por medio del sistema de adsorción por oscilación de presión PSA (*Pressure-Swing Adsorption*). El sistema consiste en dos lechos empacados con tamices moleculares y alúmina para eliminar CO₂, agua e hidrocarburos permitiendo operar el proceso de forma continua. En este sistema, un lecho purifica el aire mientras el otro es regenerado con nitrógeno de desperdicio (*Waste GN2*) del proceso. Una vez tratado y usando un divisor de corriente, el flujo de aire se separa en dos corrientes (1,2) ingresando a la sección fría en el extremo caliente del intercambiador de calor primario PHX (*Primary Heat Exchanger*).

2.1.2 Sección Fría – Cold Box

La corriente 1 del divisor se condensa y subenfria en contra corriente en el PHX, por medio de la corriente de oxígeno comprimido (20). El aire líquido (3) saliendo del PHX se divide en dos corrientes (4,5). La corriente 4 alimenta a la columna de baja presión (LPC) y la corriente 5 alimenta la columna de alta presión (LPC).

Por su parte, la corriente 2 proveniente del divisor de aire fresco pretratado ingresa al PHX donde es parcialmente enfriada sin condensar (6), y alimentando la turbina (Turbine). En este equipo, la corriente se expande, se enfría a -172°C y se envía como alimento (7) a la columna de alta presión HPC (*High Pressure Column*) en la parte inferior. La HPC separa nitrógeno casi puro en la parte superior y aire enriquecido con oxígeno (13) en la parte inferior. El nitrógeno de la parte superior de la HPC se condensa en el condensador principal (Main Cond. en la **Figura 2-1**) mediante intercambio de calor con el oxígeno hirviendo de la columna de baja presión LPC (*Lower Pressure Column*). Una porción del nitrógeno condensado se usa como reflujo para la HPC y el resto (8) se subenfria en el extremo frío de la PHX. Esto se realiza mediante intercambio de calor con las corrientes de gas nitrógeno (11,12) que vienen desde la parte superior de la LPC, obteniendo como productos nitrógeno gaseoso (GN2) y nitrógeno residual (Waste GN2). La corriente subenfriada (9) se divide en dos (LN2, 10); la corriente 10 se alimenta a la LPC en la parte superior, y la corriente LN2 es nitrógeno líquido como producto.

El líquido de fondo de la HPC (13) se divide en dos corrientes (14, 15). La corriente 14 se alimenta a la LPC unas etapas por debajo del punto de suministro de aire líquido (4). La corriente 15 se alimenta en el condensador de argón (Argon Cond.), donde hierve por intercambio de calor con el vapor de argón condensado de la *superstage column* (SSC). El vapor del condensador (16) y una pequeña cantidad de líquido (17) regresan a la LPC unas pocas etapas debajo de la etapa de alimento del aire (4).

Los productos de la LPC son gas nitrógeno de alta pureza ($< 2 \text{ ppm O}_2$) en la parte superior, oxígeno líquido de alta pureza ($> 99.6\%$) en la parte inferior, y nitrógeno residual de baja pureza. Parte del oxígeno líquido comprimido (19) es retirado como oxígeno líquido (LOX), y el resto (20) es calentado en el PHX mediante intercambio de calor con las corrientes de aire a alta presión (1,2). Allí se obtiene oxígeno gaseoso (GOX) a temperatura ambiente suministrando al cliente On-site producto.

Una corriente de vapor rico en argón se retira del fondo (21) de la LPC alimentando la columna argón en el fondo. La corriente 21 contiene aproximadamente 13.5% de argón y menos de 1 ppm de nitrógeno. La columna de argón realiza una separación de argón-oxígeno y debido a la gran cantidad de etapas necesarias para esta separación se requiere dividir la columna en dos secciones; columna de argón crudo (*Crude Column*) y SSC para mantener una instalación de tamaño factible en la operación.

La corriente 23 fluye desde la parte superior de la *crude column* hasta la parte inferior de la SSC. El líquido desde el fondo de la SSC se bombea (24) a la parte superior de la *crude column* alimentando (22) a la LPC cerca del condensador principal. El argón líquido se retira como producto (LAR) algunas etapas por debajo de la parte superior de la SSC. Esta corriente contiene <2 ppm de O₂ y <2 ppm de N₂. Una corriente de argón gaseoso (Ar Vent) se retira en la parte superior de la columna para evitar la acumulación de nitrógeno dentro de la columna.

2.2 Condiciones históricas de operación

Una vez descrita la estructura del sistema de separación de gases del aire, es importante identificar el comportamiento de las producciones de la planta logrando las purezas requeridas. Igualmente es fundamental identificar el impacto de las variables más importantes en la operación del sistema, las cuales son presión, temperatura y flujos. Los datos históricos de producción y de las variables de proceso han sido recolectados a través del sistema de almacenamiento y control de la planta *MPC (multivariable-model predictive controller)*. Este sistema se encarga de controlar la planta para una especificación de productos líquidos dada, llevando un registro de los datos de la operación. El registro de los datos se realiza cada dos horas, y se cuenta con datos para el periodo comprendido entre el 1 de enero de 2016 a las 02:00 hasta el 5 de noviembre de 2019 a las 00:00 horas. En la **Tabla 2-1** se listan las variables registradas junto con el número de corriente correspondiente con la **Figura 2-1**. El análisis estadístico se realizará por medio de estadística descriptiva, utilizando el programa STATGRAPHICS.

Tabla 2-1: Variables y corrientes registradas en el MPC de planta Tocancipá.

Nombre Variable	Primera letra	Variable de primera letra	Corriente
F2 (km ³ /h)	F	Flujo	2
T3 (°C)	T	Temperatura	3
F4 (km ³ /h)	F	Flujo	4
P22 (barg)	P	Presión	22
PAr_vent	P	Presión	Ar_vent
PGN2 (barg)	P	Presión	GN2
TGN2 (°C)	T	Temperatura	GN2
FGN2 (km ³ /h)	F	Flujo	GN2
Pwaste GN2 (barg)	P	Presión	Waste GN2
Twaste GN2 (°C)	T	Temperatura	Waste GN2
Fwaste GN2 (km ³ /h)	F	Flujo	Waste GN2
FLN2 (km ³ /h)	F	Flujo	9
%N2_F9 (ppm)	%N ₂	Pureza	9
F10 (km ³ /h)	F	Flujo	10
T8 (°C)	T	Temperatura	8
%F21 (ppm)	P	Pureza	21
F21 (km ³ /h)	F	Flujo	21
F_LAR (m ³ /h)	F	Flujo	LAR
%O2_LAR (ppm)	%O ₂	Pureza de oxígeno	LAR
%N2_LAR (ppm)	%N ₂	Pureza de nitrógeno	LAR
PGOX (barg)	P	Presión	GOX
TGOX (°C)	T	Temperatura	GOX
FGOX (km ³ /h)	F	Flujo	GOX
%N2_F18 (ppm)	%N ₂	Pureza de nitrógeno	18
T18 (°C)	T	Temperatura	18
P19 (barg)	P	Presión	19

2.2.1 Análisis de datos por estadística descriptiva

Los datos históricos de planta fueron procesados para identificar aquellos que corresponden a condiciones normales de operación. Como ejemplo, se elige el flujo de ingreso de aire (F2) a la caja fría. Esta corriente es la encargada de suministrar el frío de la planta debido a la expansión del aire en la turbina. En la **Figura 2-2** se evidencia tres zonas; la primera en 0 m³/h, estado en el cual la planta se encuentra apagada. Una segunda zona que está en un rango de $0 < F2 < 9.7 \times 10^3$ m³/h, y que representa los arranques de la planta. La última zona con valores superiores a 9.7×10^3 m³/h corresponde a las condiciones de operación normales.

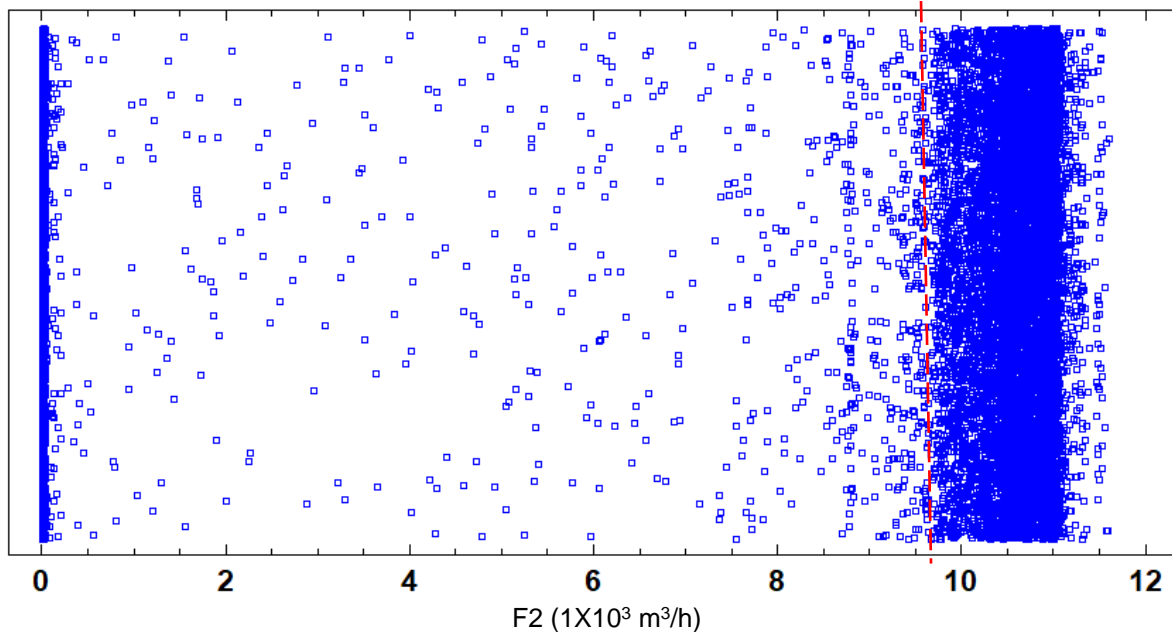


Figura 2-2: Dispersión de variable F2 (cantidad de datos n=16,752)

Filtrando los datos para tomar solo aquellos en la zona de operación, se procede a realizar la estadística descriptiva. En la base de datos se cuenta con 9,880 registros del flujo de la corriente 2, con un promedio de $10.59 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$, desviación estándar de $0.38 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$ y rangos de $9.5 \times 10^3 - 11.61 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$. El coeficiente de variación⁷ (C.V) es de 3.6%, mostrando que los datos no presentan una desviación significativa. El sesgo estandarizado de los datos ($g_1 = -23.04$) indica una asimetría a la izquierda, los cuales presentan una curtosis estandarizada ($g_2 = -4.88$) de forma platicúrtica. Estos resultados indican una variabilidad baja en los valores del flujo de la corriente 2 en la zona de operación. Los resultados de la estadística descriptiva de las demás variables se presentan en la **Tabla 2-2** para una población de 9880 registros.

⁷ El coeficiente de variación es definido como la relación porcentual entre la desviación estándar y el promedio.

Tabla 2-2: Estadística descriptiva de variables de la CASU – Tocancipá*

Variable	\bar{X}	σ	C.V (%)	Mín.	Max.	Rango	g1	g2
FGN2 (1X10 ³ m ³ /h)	7.95	0.33	4.14	5.82	9.124	3.30	-27.21	55.52
FGOX (1X10 ³ m ³ /h)	3.14	0.39	12.54	1.68	4.417	2.74	4.52	-12.21
FLAR (m ³ /h)	192.98	62.71	32.49	2.61	277.31	274.74	-61.01	35.33
FwasteGN2 (1X10 ³ m ³ /h)	14.64	0.41	2.82	9.98	17.49	7.51	-9.55	93.39
F10 (1X10 ³ m ³ /h)	10.84	0.46	4.26	7.51	12.06	4.55	-31.95	64.58
F2 (1X10³ m³/h)	10.59	0.38	3.59	9.50	11.61	2.11	-23.04	-4.88
F21 (1X10 ³ m ³ /h)	6.78	0.33	4.81	1.58	7.40	5.82	-82.91	364.12
F4 (1X10 ³ m ³ /h)	4.49	0.65	14.43	2.22	5.71	3.50	1.87	-33.27
FLN2 (1X10 ³ m ³ /h)	1.34	0.38	28.04	0.00	2.38	2.38	3.59	1.86
PAr_vent (garg)	0.31	0.02	5.63	0.15	0.45	0.30	8.98	53.67
PGN2 (barg)	0.22	0.01	5.70	0.17	0.39	0.22	146.29	903.80
PGOX (barg)	8.40	4.48	53.33	2.93	14.96	12.03	16.96	-32.57
Pwaste GN2 (barg)	0.18	0.01	4.65	0.13	0.25	0.11	38.19	174.69
P19 (barg)	9.44	4.31	45.62	4.02	16.00	11.98	19.82	-33.00
P22 (barg)	0.58	0.07	11.43	0.41	1.20	0.79	16.59	85.14
TGN2 (°C)	33.10	3.01	9.09	25.80	41.76	15.96	8.67	-15.31
TGOX (°C)	21.20	4.34	20.49	10.63	38.74	28.11	16.70	-7.70
Twaste GN2 (°C)	35.88	3.09	8.62	28.64	44.39	15.75	12.54	-17.17
T18 (°C)	-180.87	0.12	-0.07	-181.40	-179.33	2.08	21.68	134.77
T3 (°C)	-182.38	0.33	-0.18	-185.61	-181.25	4.36	-57.37	127.42
T8 (°C)	-165.11	0.24	-0.15	-166.18	-162.64	3.54	-6.80	40.14

* La nomenclatura corresponde; \bar{X} : Promedio, σ : desviación estándar. C.V Coeficiente de variación. g1: Sesgo estandarizado, g2: Curtosis estandarizada.

Debido a que los estadísticos que caracterizan la forma de la distribución de los datos (g1 y g2) están fuera del rango de -2, 2 (Robert R. & F. James, 1969), y el valor de dichos parámetros es alto, la distribución las variables difiere de la normal. En cuanto a los coeficientes de variación se observa cinco variables con C.V > 15%. Las variables se analizan mediante los gráficos de dispersión mostrados en la **Figura 2-3**.

Como se observa la **Figura 2-3**, el flujo de argón líquido (FLAR) se encuentra en el rango de 150 a 270 m³/h. La configuración de la planta permite modular la producción de argón, y la variación se explica debido a los diferentes requerimientos de producción de la empresa. La producción de nitrógeno líquido (FLN2) es mayor a la requerida por la demanda, y es usual parar la planta a causa de exceso de inventario. Para evitar esta falla,

parte del nitrógeno es recirculado en la LPC mediante la corriente 10 o en las corrientes de Waste GN2 y GN2. Por esta razón, las producciones de LN2 varían desde 0.5×10^3 hasta $2.3 \times 10^3 \text{ m}^3/\text{h}$.

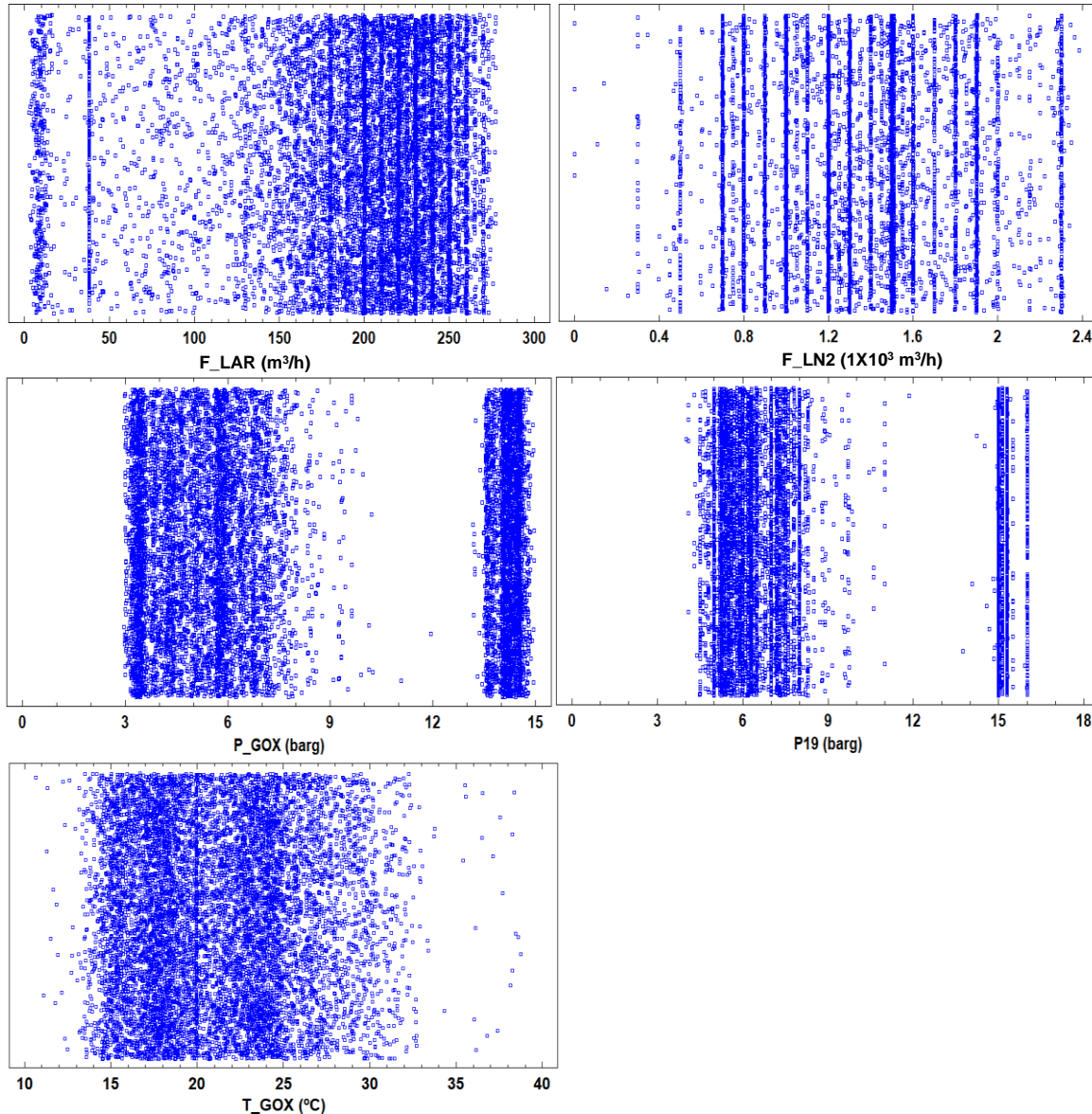


Figura 2-3: Gráficos de dispersión de los valores históricos de las variables con C.V > 15%. F_LAR – Flujo de argón líquido, F_LN2 – Flujo de Nitrógeno líquido, P_GOX – Presión de oxígeno gaseoso, P19 – Presión de oxígeno líquido a la salida de la bomba LOX, T_GOX – Temperatura de oxígeno gaseoso.

Las presiones PGOX y P19 corresponden al producto GOX saliendo del PHX y el retiro de oxígeno puro saliendo de la bomba LO2 Pump, respectivamente. Para estas dos variables se pueden identificar dos rangos de valores. Lo anterior debido a que para el momento de

la toma de datos (2019), el cliente On-site no está consumiendo GOX. El excedente de este producto se almacena en tanques pulmón o es venteado a la atmosfera, lo que explica su variación. Finalmente, la temperatura del oxígeno gaseoso varía entre 15 a 30°C acorde a la temperatura ambiente de Tocancipá.

Dentro de los productos que se comercializan y generan mayor valor se encuentran los productos líquidos. En general, las demás corrientes son productos de venteo necesarios para mantener temperaturas, purezas y mantener una capacidad de refrigeración estable. Esto también permite reducir al máximo el consumo energético.

Debido a la baja variación de los datos tomados y la cantidad de registros procesados, se demuestra la condición de estado estacionario de la planta. Esta condición también fue verificada por los operadores quienes reportan la operación normal de planta. Debido a no contar con la información suficiente para realizar el balance global de masa (por confidencialidad), se supone que la información reportada en la **Tabla 2-2** cumple con el balance global de masa.

2.2.2 Demanda de producto

Debido a la confidencialidad de la información, la demanda de producto se presenta como la relación de producción (R). Esta se define como la relación del flujo másico de producción del compuesto i líquido (F_i) entre el producto del flujo másico del alimento de aire reportado en el memorando de diseño de ingeniería ($F_{Air EDM}$) y la composición del compuesto i en el aire de alimento (x_i); $R_i = F_i / (F_{Air EDM} x_i)$. Como se observa el denominador es una constante, y F_i varía en todos los meses. No hay demanda de GOX debido a que no hay consumo por el cliente On-Site.

La demanda de producto se utilizará en la sección de optimización como variable del problema de optimización. El comportamiento y la estadística descriptiva de esta variable se presenta en la **Figura 2-4**.

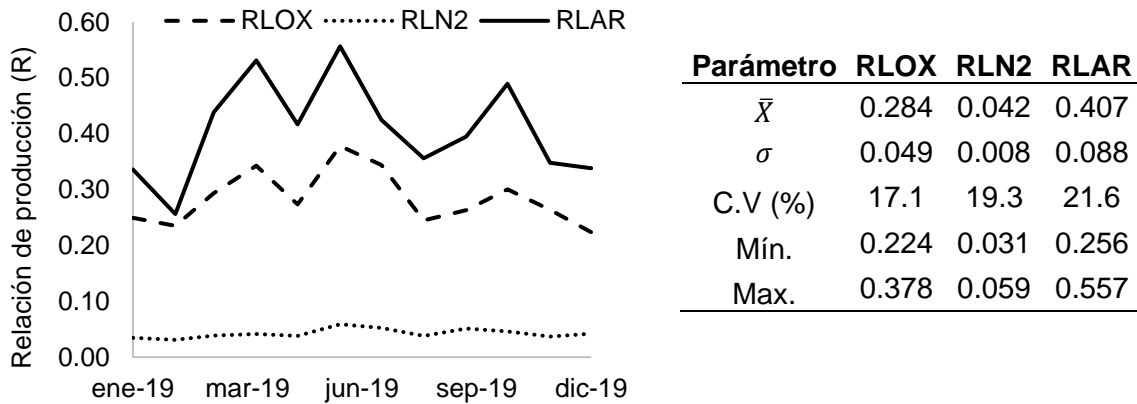


Figura 2-4: Comportamiento y estadística descriptiva de la relación de producto líquido en 2019. CASU analizada.

Los datos de esta figura son tomados de la producción mensual del año 2019, reflejando un panorama relativamente actual de la operación. Los C.V son inferiores al 22%, mostrando una variabilidad en la demanda mensual de los productos. Con base a la **Figura 2-4** se pueden concluir los siguientes puntos:

- La CASU está operando con una carga inferior a la mitad de lo que fue diseñada (EDM) como se evidencia en los valores promedio de R de los tres productos.
- La producción de nitrógeno es muy baja $\bar{X} = 0.042$, esto deja en manifiesto que no es el producto crítico de la operación, y que una estrategia de mejoramiento global podría ser incrementar el mercado a esta corriente.

2.2.3 Variables de operación y seguridad

El principal factor de seguridad de una planta es controlar la presencia de hidrocarburos en cualquier parte del proceso, y para esto la etapa del pretratamiento del aire es crucial. Varios autores (Schmidt et al., 2001, European Industrial Gases Association AISBL, 2005) han realizado estudios sobre el efecto de los hidrocarburos y el agua en cuanto a los riesgos asociados a explosiones, igniciones y congelamiento en líneas y equipos. También es importante la limpieza y el tipo de lubricantes empleados en los equipos, lo cual ha sido ampliamente documentado (Schmidt, W.Kovak, K. Licht & Feldman, 2000). Sin embargo, el presente trabajo no se enfocará en el estudio de riesgos de la planta pues se considera que las condiciones y protocolos de operación fueron establecidos bajo la premisa de una

operación segura. Las principales variables que garantizan la operación segura se presentan en la **Tabla 2-3**, estas variables deben ser monitoreadas y controladas.

Tabla 2-3: Principales variables de control en una unidad CASU

Equipo	Variables de operación
BLAC	Flujo de alimento
	Relación de compresión
	Temperatura de descarga intercoolers
Aftercooler	Temperatura de salida
PHX	Delta de Temperatura corrientes fría y caliente
Turbina	Presiones de entrada y descarga
	Temperaturas de entrada y descarga
	Flujo de salida
Columnas	Reflujo óptimo HPC
	Flujo de corrientes
	Presión en hervidor
	Pureza

Para la correcta elección del compresor de aire de múltiple etapa (BLAC) es importante conocer el flujo de alimento y la presión de descarga. La relación de compresión entre las etapas es una variable fundamental para el buen manejo del equipo. En el *aftercooler*, que es el intercambiador de tubos y coraza que emplea agua como refrigerante, es importante mantener el control sobre la temperatura de descarga. Un mal funcionamiento de este equipo perjudica los intercambios de calor en el PHX, lo que ocasiona una disminución en la capacidad de refrigeración. Los diseños operativos del PHX en las plantas criogénicas se realizan con bajos diferenciales de temperatura, con el fin de maximizar la recuperación de calor. Debido a las múltiples corrientes que pasan por este equipo, es necesario monitorear el promedio logarítmico de las diferencias de temperatura (LMTD), así como las curvas compuestas (flujo de calor-temperatura) a través del intercambiador. Igualmente es importante realizar una correcta elección del flujo de la máquina de expansión donde se genera la capacidad de refrigeración en la *Cold Box*.

En el caso de una máquina de expansión operando con bajo flujo de alimento se puede generar una insuficiencia de refrigeración. Si la maquina opera con un alto flujo se genera exceso de refrigeración. En la **Tabla 2-4** se evidencian los efectos de operar bajo estas condiciones.

Tabla 2-4: Efectos del cambio en la capacidad de refrigeración en el proceso.

	Insuficiencia	Exceso
Causas	Temperatura mayor en el rehervidor	Rehervidor pasivo
	Bajo flujo de LOX	Alto flujo de LOX
	Alta flujo de GOX como desperdicio	
	Alta pureza de GOX	Baja pureza de GOX
Acciones correctivas	Incrementar salida de GOX	Disminuir la salida de GOX
	Reducir la salida de LOX	Incrementar la salida de LOX
	Incrementar lentamente la carga de la turbina	Disminuir lentamente la carga de la turbina

Respecto a las columnas de separación, estas generalmente están constituidas por empaques estructurados (Häring, 2008), los cuales fueron introducidos en 1980 para las operaciones de los gases industriales. Estos empaques tienen como objetivo disminuir las caídas de presión a través de las columnas, reduciendo el consumo energético. El uso de este tipo de empaques permite mantener todas las secciones de los platos húmedas con una distribución de líquido uniforme, pero generando una baja caída de presión. Al ser elaboradas de aluminio, y debido a la presencia de oxígeno gaseoso en la superficie, se puede dar lugar a una explosión. Esto se evita usando una densidad de empaque por volumen de torre de 3.75 veces un plato equivalente estándar, lo cual implica torres más pesadas y más altas.

El control de la operación en las LPC y HPC se realiza mediante 3 válvulas (**Figura 2-5**). La válvula 1 (V1) controla el flujo del reflujo desde la columna de alta a la de baja presión, y también mantiene el balance de materia. La válvula 2 (V2) mantiene el nivel en el sumidero de la HPC, previene la transferencia de vapor de HPC a LPC, y disminuye la temperatura del líquido rico de oxígeno a la salida de la HPC. La válvula 3 (V3), a la salida del rehervidor de la columna del LPC, controla el flujo de oxígeno y ajusta el balance de masa.

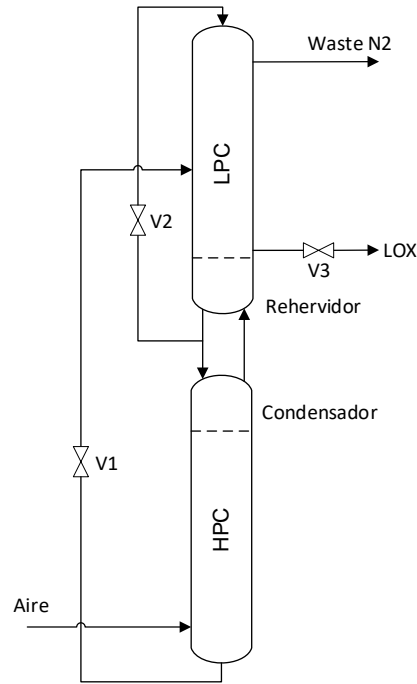


Figura 2-5: Control operacional de la destilación de columnas HPC y LPC.

Mantener una cantidad adecuada de flujos de líquido y gas en las columnas es indispensable para obtener los compuestos bajo especificaciones de pureza y recuperación requeridas. En el caso de la LPC siempre deben existir corrientes gaseosas de venteo (12 y 11) y retirando el exceso de nitrógeno por cima. Estas corrientes son aprovechadas enviándolas al PHX.

2.3 Indicador de eficiencia

En las plantas de separación del aire existen varios indicadores para evaluar el rendimiento de una unidad de separación; a continuación, se explicarán los dos más usados. Estos corresponden al consumo específico de energía como índice global de eficiencia, y la eficiencia exergética que permite evaluar el proceso desde un enfoque de la capacidad útil.

2.3.1 Indicador de consumo específico de energía

El indicador de consumo específico de energía (C.E) se define como el consumo de energía eléctrica utilizada para generar un kilogramo de productos líquidos. El consumo

eléctrico de una planta típica de separación de aire se da principalmente en las operaciones de compresión y en menor medida, bombeo de agua de enfriamiento, y bombeo de corrientes de proceso (oxígeno y argón). Los datos son tomados del registro del consumo de energía y la cantidad producida de forma mensual (por medio del MPC), desde enero de 2016 hasta diciembre de 2019 de la planta analizada. En la **Figura 2-6** se presenta la evolución del indicador. Se observa una tendencia decreciente del consumo específico, teniendo como último valor reportado 1.33 kW/kg, un máximo de 1.66 kW/kg, un mínimo de 1.20 kW/kg, y un mes con la planta totalmente apagada. El promedio de 2019 fue de 1.27 kW/kg.

Este perfil demuestra los esfuerzos de la empresa por reducir el consumo de energía, mejorando de forma continua la operación, invirtiendo en nuevos equipos y sistemas de control. El consumo eléctrico es el primer renglón de los costos operativos de una planta de separación, y en mucho menor grado los costos de agua de reposición de la torre de enfriamiento. Por esta razón, este trabajo se enfoca en minimizar los costos energéticos de la operación.

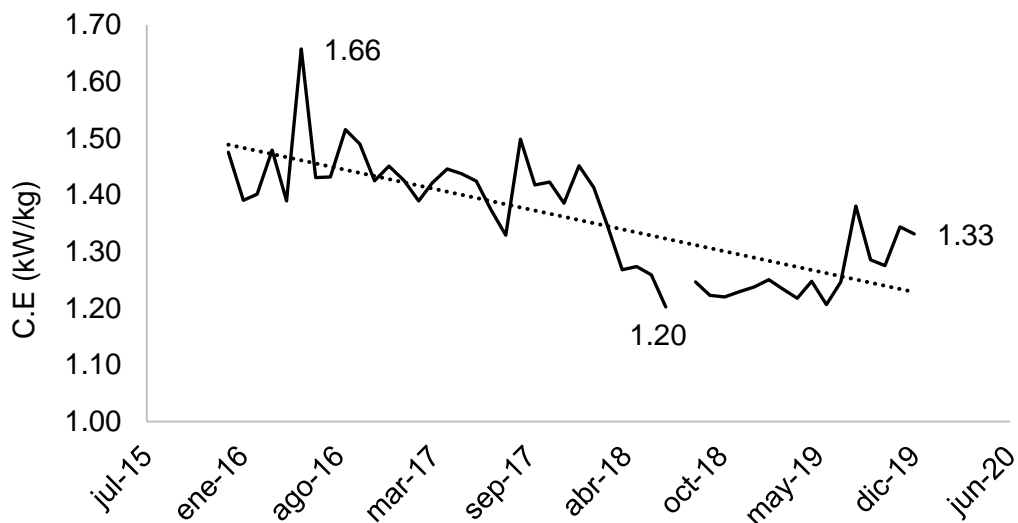


Figura 2-6. Comportamiento evolutivo del consumo específico.

2.3.2 Exergía

2.3.2.1 Conceptos Iniciales

La exergía es el trabajo teórico máximo que se puede obtener de una corriente o sustancia en relación al ambiente (*env*) hasta alcanzar el equilibrio (Cornelissen & Hirs, 1998). Por definición, el ambiente se encuentra en condiciones de referencia $T_{env} = 298.15 \text{ K}$, $p_{env} = 1 \text{ atm}$, y se considera libre de irreversibilidades, debido a que sus propiedades intensivas no cambian significativamente por resultado de cualquier proceso (Moran et al., 2001).

La **Figura 2-7** representa el volumen de control del sistema global (*sg*), el cual incluye al sistema cerrado de estudio y el ambiente. El volumen del sistema global permanece constante, y no hay transferencia de energía a través sus fronteras ($Q_{sg} = 0$). Por esta razón, la variación del volumen en el ambiente ΔV_{env} , será de igual magnitud y de signo opuesto a la variación de volumen que experimenta el sistema cerrado.

Esta variación se calcula como la diferencia entre el volumen en su estado muerto (equilibrio del sistema con el ambiente en el estado de referencia) V_0 y el volumen inicial del sistema cerrado V . Entonces, $\Delta V_{env} = -(V_0 - V)$.

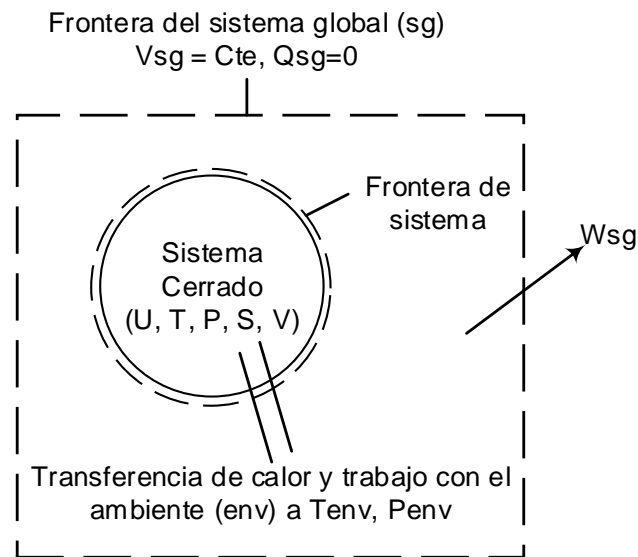


Figura 2-7: Volumen de control de sistema conformado por el sistema cerrado y el ambiente.

Al reemplazar en la ecuación de balance de energía se puede determinar el cambio de la energía que sufre el sistema global $\Delta E_{sg} = Q_{sg} - W_{sg}$, ΔE_{sg} además es expresado como las sumas de los cambios del sistema y del ambiente, como se expresa en la ecuación (1).

$$\Delta E_{sg} = Q_{sg} - W_{sg} = (E_0 - E) + \Delta U_{env} \quad (1)$$

Aquí, E es la energía del sistema al inicio, constituida por energía interna, cinética y potencial, la energía en el estado muerto E_0 es la misma energía interna U_0 . En el presente trabajo, se asume que las dos últimas energías son insignificantes (cinética y potencial). Por definición, el cambio de la energía interna a T y P constantes, y en equilibrio es $\Delta U = T_0 \Delta S - p_0 \Delta V$. Reemplazando las anteriores definiciones en la ecuación (1) se obtiene el trabajo que realiza el sistema global.

$$W_{sg} = (U - U_0) + p_0 \Delta V_{env} - T_0 \Delta S_{env} \quad (2)$$

Como se observa, el trabajo realizado se obtiene al asumir un sistema global adiabático. U_0 , p_0 y T_0 son la energía interna, presión y temperatura del sistema en estado muerto (equilibrio con el ambiente en el estado de referencia), respectivamente. El término del cambio de la entropía del ambiente (ΔS_{env}) puede ser calculado a partir del cambio de entropía en el sistema global (ΔS_{sg}) siendo igual a la suma de los cambios de entropía del sistema y el ambiente; $\Delta S_{sg} = (S_0 - S) + \Delta S_{env}$. Despejando ΔS_{env} y ΔV_{env} en la ecuación (2), se obtiene:

$$B = W_{sg} = (U - U_0) + p_0(V - V_0) - T_0(S - S_0) - T_0 \Delta S_{sg} \quad (3)$$

El trabajo máximo o exergía (B) siempre tendrá un valor mayor que cero siempre y cuando el sistema no se encuentre en equilibrio con el ambiente. La expresión $T_0 \Delta S_{sg} = E_D$ es la destrucción de la exergía y depende de la naturaleza del proceso y la trayectoria a la cual el sistema alcanza el equilibrio. Sus valores pueden ser iguales a cero si el sistema no presenta irreversibilidades, y mayores a cero cuando estas existen. La exergía B cumple las siguientes características (Moran et al., 2001):

- La exergía es una propiedad extensiva. La medida de la exergía depende del estado del sistema con respecto al ambiente.
- El valor de la exergía no puede ser menor a cero. El valor mínimo posible es cero cuando las propiedades de la corriente están en las mismas condiciones del ambiente.

- La exergía no se conserva como lo hace la energía a causa de las irreversibilidades del proceso.
- La exergía se destruye si el sistema cerrado presenta un cambio en su proceso de forma espontánea hacia el estado de equilibrio, sin poner ningún medio para obtener trabajo en su trayectoria.

2.3.2.2 Transferencia y balances de exergía

A partir de un sistema cerrado se puede realizar una combinación entre los equilibrios de energía y entropía para desarrollar el concepto de transferencia de exergía. La siguiente ecuación presenta el equilibrio de exergía entre dos estados (1,2) en un sistema cerrado.

$$B_2 - B_1 = \int_1^2 \left(1 - \frac{T_0}{T_b}\right) \partial Q - [W - p_0(V_2 - V_1)] - E_D \quad (4)$$

El término de la izquierda es la variación de la exergía entre los dos estados. El primer término en el lado derecho, la integral, se refiere a la transferencia de exergía que acompaña al calor. El segundo término es la transferencia de exergía que acompaña al trabajo, y el último término E_D es la destrucción de la exergía. Las expresiones de trabajo y energía representan el intercambio entre el sistema y el medio ambiente. T_b representa la temperatura en la frontera del sistema cerrado donde se intercambia energía ∂Q con el ambiente. La dirección de los flujos de la exergía y de calor van en la misma dirección cuando $T_b > T_0$. Sin embargo, en los procesos criogénicos, el flujo de la exergía va en sentido contrario a la dirección del calor, haciendo que $\left(1 - \frac{T_0}{T_b}\right) \partial Q < 0$.

En un sistema abierto (ver **Figura 2-8**), el diferencial por unidad de tiempo se puede describir mediante la siguiente expresión:

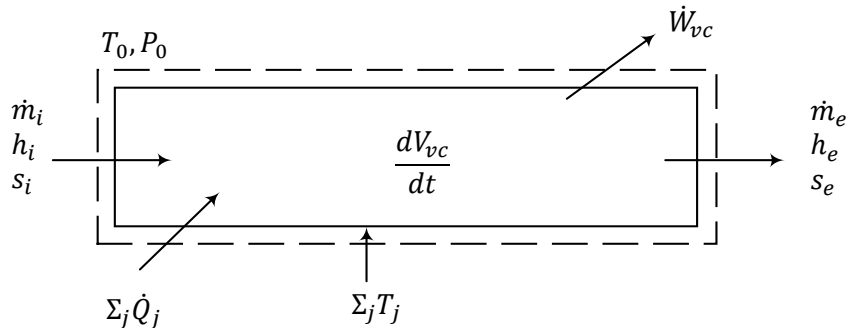


Figura 2-8: Volumen de control de un sistema abierto

$$\frac{dB_{vc}}{dt} = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j - \left(\dot{W}_{vc} - p_0 \frac{dV_{vc}}{dt}\right) + \sum_i \dot{m}_i e_{fi} - \sum_e \dot{m}_e e_{fe} - \dot{E}_D \quad (5)$$

Aquí dB_{vc}/dt es la velocidad de cambio de exergía en estado inestable. $\sum_j (1 - T_0/T_j) \dot{Q}_j$ es la velocidad de transferencia de exergía debida a la transferencia de calor, donde T_j es la temperatura del sistema con sus alrededores. $\dot{W}_{vc} - p_0 (dV_{vc}/dt)$ es la velocidad de transferencia de exergía por trabajo y allí, dV_{vc}/dt es la tasa de cambio del volumen del sistema. La expresión $\sum_i \dot{m}_i e_{fi} - \sum_e \dot{m}_e e_{fe}$ es la velocidad de transferencia de exergía por entradas (i) y salidas (e) de masa a través del volumen de control. El último término \dot{E}_D es la tasa de destrucción de exergía debido a las irreversibilidades internas del volumen de control. El flujo específico de exergía física e_{ph} se calcula mediante los cambios de entalpías y transferencia de calor en cada flujo, presentado en la ecuación (6).

$$e_{ph} = h - h_0 - T_0(S - S_0) \quad (6)$$

En estado estacionario, la ecuación (5) se reduce a:

$$0 = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j - \dot{W}_{vc} + \sum_i \dot{m}_i e_{fi} - \sum_e \dot{m}_e e_{fe} - \dot{E}_D \quad (7)$$

En el presente trabajo los balances de exergía se realizan en estado estacionario. En este caso es importante tener en cuenta el signo de las corrientes de trabajo y energía. Tal es el caso de una bomba o compresor que requiere energía, y por tanto, el trabajo de entrada tendrá un signo contrario en la ecuación (7). La exergía química de una mezcla se calcula respecto a la exergía química estándar de cada uno de los componentes $\mu_{0,i}$ y sus fracciones molares, como se presenta en la siguiente ecuación (Moran et al., 2001).

$$e_{ch} = \sum_i x_i \mu_{0,i} + RT_0 \sum_i x_i \ln \gamma_i x_i = RT_0 \sum_i x_i \ln \frac{\gamma_i x_i}{x_i^e} \quad (8)$$

En la ecuación (8), x_i^e es la composición de la especie i en el ambiente, R es la constante universal de los gases y γ_i es el coeficiente de actividad, para el caso de soluciones ideales γ_i es 1. En el caso de los procesos de separación criogénica del aire, no hay exergía debido a las reacciones químicas, pero sí a causa del proceso de mezclado. Se puede entonces resumir que la energía en un proceso se conserva, mientras que la exergía es destruida a causa de las irreversibilidades y que la exergía es el trabajo útil disponible para ser utilizado

en otro proceso. La exergía específica total (ϵ) es la contribución de la exergía física y química.

2.3.2.3 Eficiencia exergética, ϵ

Los valores absolutos de la destrucción de exergía no reflejan completamente la eficiencia térmica de los equipos o procesos. Cornelissen, (1997) explica la eficiencia exergética de tres formas diferentes:

- La eficiencia exergética simple como la relación de exergía de las corrientes de salida entre las corrientes de entrada,
- La segunda definición como la relación entre el flujo de exergía total de salida menos los componentes no transformados de exergía y el flujo de exergía total de entrada menos los componentes no transformados de exergía.
- Por último, la eficiencia exergética racional (ϵ) definida como la relación entre la exergía deseada de salida respecto de la exergía usada, donde la exergía usada es la suma entre la exergía deseada de salida y la destrucción de exergía (\dot{E}_D):

$$\epsilon \equiv \frac{\text{exergía deseada de salida}}{\text{exergía usada}} = \frac{\text{exergía deseada de salida}}{\text{exergía deseada de salida} + \dot{E}_D} \quad (9)$$

$$\epsilon = 1 - \frac{\dot{E}_D}{\text{exergía usada}}$$

Como se vio anteriormente las transferencias de exergías de entrada y salida pueden contribuir en forma de calor, trabajo, flujos másicos, química y de mezclado. En los procesos criogénicos las irreversibilidades son ocasionados por transferencia de calor, de masa, mezcla y las grandes diferencias de temperatura en las corrientes. Estos procesos están directamente relacionadas con los requerimientos de energía (Demirel, 2004). Cuando se toman volúmenes de control específicos, la exergía local es una herramienta muy útil para identificar los equipos críticos y poder focalizar los esfuerzos de mejora a modo de medir el grado de la perfección termodinámica del proceso.

En la **Tabla 2-5** se presentan los cálculos de la eficiencia racional para las unidades de proceso criogénico. En el numerador se puede observar la exergía deseada de salida. En el PHX se define ϵ como la relación entre las corrientes frías y las corrientes calientes. En las columnas de destilación hay mayor complejidad para calcular ϵ , debido a que la exergía deseada de salida es el incremento de la exergía química causada por la separación

(Cornelissen & Hirs, 1998). En la sección 3.2.4 se realizará el cálculo de ε para la HPC, LPC, SSC, Main Cond. y Argon Cond., respectivamente.

Tabla 2-5: Cálculos de eficiencia exergética para diferentes tipos de equipos de la CASU (Moran et al., 2001)

Equipo	ε	Diagrama
Turbina	$\frac{\dot{W}_{VC}/\dot{m}}{e_1 - e_2}$	
Compresores y bombas	$\frac{e_1 - e_2}{(-\dot{W}_{VC}/\dot{m})}$	
Intercambiador de calor sin mezcla	$\frac{\dot{m}_c(e_4 - e_3)}{\dot{m}_h(e_1 - e_2)} \text{ si } T > T_0$ $\frac{\dot{m}_h(e_1 - e_2)}{\dot{m}_c(e_4 - e_3)} \text{ si } T < T_0$	
Mezclador con intercambio de calor	$\frac{\dot{m}_2(e_3 - e_2)}{\dot{m}_1(e_1 - e_3)}$	

3. Modelo de flujo estacionario

Por medio del entendimiento de la planta y el conocimiento de las variables cualitativas presentados en el capítulo anterior, en el presente capítulo se detalla las diferentes variables de diseño y operativas en la CASU. Las condiciones iniciales, así como las restricciones en corrientes de productos, serán parámetros y especificaciones a considerar en el modelo. Se elaborará un modelo de flujo estacionario mediante el software Aspen Hysys V10. El estudio del modelo termodinámico es crucial para estimar de una forma precisa las variables físicas necesarias para predecir correctamente las columnas de destilación y los cálculos de la exergía en cada una de las corrientes. Posteriormente se detalla cada uno de los equipos mayores y menores en una CASU, presentando las variables necesarias para realizar la simulación. Con la simulación realizada en el punto base operacional (PBO), se compara y valida los resultados mediante el indicador del consumo específico histórico de la planta y del EDM, cumpliendo estrictamente los balances de energía y masa. Se finaliza con un análisis de sensibilidad del modelo, determinando y analizando las principales variables de la planta. Dichas variables serán utilizadas como insumo en la etapa de optimización de la planta.

3.1 Condiciones iniciales y Restricciones

Las propiedades del aire a la entrada del sistema, corresponden a la localidad de Tocancipá y el flujo másico de entrada es establecido por el indicado en el EDM. En la **Tabla 3-1** se resumen las propiedades de la corriente de alimento del aire y las especificaciones de pureza de los productos líquidos.

Tabla 3-1: Requerimientos y condiciones iniciales necesarias para la simulación (PBO)

1. Condiciones Ambiente			
Presión Barométrica [bar]	0.74		
Temperatura [°C]	19.5 (bulbo seco)		
Corrientes de entrada			
Nombre de Corriente	Air		
Flujo kg/h	Dato confidencial		
Fracciones Molares			
Nitrógeno	0.7812		
Oxígeno	0.2096		
Argón	9.20E-03		
2. Corrientes de Salida (Requerimientos)			
Nombre de Corriente	Descripción de corriente	Especificación	Valor
LN2	Nitrógeno líquido	Pureza	<2ppm O2
LOX	Oxígeno líquido	Pureza	>99.6 O2
LAR	Argón líquido	Pureza	<2ppm O2 <2ppm N2

3.2 Simulación mediante HYSYS

Las suposiciones del modelo se fijan de la siguiente manera;

- i) Las variables de diseño de los equipos son tomadas del memorando de diseño de ingeniería (EDM) de la planta;
- ii) El proceso se lleva a cabo en estado estacionario sin considerar las pérdidas de calor ni caídas de presión en las líneas de flujo;
- iii) Los requerimientos, condiciones ambiente e iniciales del proceso fueron presentadas en la **Tabla 3-1**;
- iv) Los flujos de aire de alimento y productos líquidos de oxígeno y nitrógeno son fijados acorde a la producción establecida en el EDM;
- v) El alimento (aire) es fijado a condiciones normales de Tocancipá y se encuentra libre de impurezas y de humedad.

A continuación, se explica la elección del modelo termodinámico a utilizar en la simulación del proceso. Igualmente se describen los componentes de la planta en detalle, sus

principales funciones, sus rangos de operación, y además se discute como fueron simulados en los modelos disponibles en el software ASPEN HYSYS V10.

Los valores de las variables utilizadas para realizar la simulación de las secciones caliente y fría son tomadas de las especificaciones del EDM. La simulación obtenida es definida como el punto base de operación (PBO). Es importante recalcar que no se hará simulación sobre el sistema de prepurificación dada la suposición de aire puro. El análisis empleado para la simulación es el método input-output (I-O).

3.2.1 Modelo termodinámico

En la **Tabla 3-2** se presenta la composición química típica del aire a nivel del mar.

Tabla 3-2: Composición del aire (Alsultanny & Al-Shammari, 2014)

Componente	Composición de aire	Componente	Fracción de aire
Nitrógeno	78.09 %	Metano	1-2 ppmv
Oxígeno	20.96 %	Acetileno	<1 ppmv
Argón	0.92 %	Kriptón	1.14 ppmv
Dióxido de Carbono	350 ppmv*	Óxido nitroso	0.5 ppmv
Monóxido de Carbono	3-5 ppmv	Hidrógeno	0.5 ppmv
Neón	18 ppmv	Ozono	0.4 ppmv
Helio	5.2 ppmv	Xenón	0.086 ppmv

* ppmv: partes por millón volumétrico.

Asumiendo un aire libre de impurezas y seco, la normalización en la composición molar del aire se reporta como 78.12 de nitrógeno, 20.96 de oxígeno y 0.92 de argón a condición de nivel del mar (Alsultanny & Al-Shammari, 2014). Carlson, (1996) propone un árbol de decisión permitiendo dar una guía en la elección del paquete termodinámico a partir de cuatro factores; naturaleza de los compuestos de interés, la composición de la mezcla, los rangos de presión y temperatura, y la disponibilidad de parámetros. Una correcta elección del modelo del aire y mezclas binarias y ternarias de los componentes puros se realiza por medio del análisis de los compuestos puros (Hill & Technical, 1987). Las propiedades de las sustancias puras son presentadas en la **Tabla 3-3**.

El factor acéntrico (ω) mide las desviaciones desde la forma molecular no esférica, y está relacionado con la polaridad de la molécula. Los valores de ω son cercanos a cero cuando las moléculas tienen forma esférica, son pequeñas, y no polares. Para los compuestos del aire las tendencias muestran moléculas no polares. Todos los compuestos se comportan

como gases reales (i.e. no ideales) y el aire puede ser modelado como una mezcla de los gases puros. En este caso, las posibles ecuaciones de estado (EOS) útiles en el modelamiento de este tipo de sustancias son Peng-Robinson (PR) y Soave-Redlich-Kwong (SRK), además de la correlación Lee-Kesler-Plöcker (LKP).

Tabla 3-3: Propiedades características de los compuestos del aire (Smith Van Ness).

Compuesto	PM (g/mol)	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Zc	Vc (cm ³ mol ⁻¹)	Tn (K)
Oxígeno	31.999	0.022	154.6	50.43	0.288	73.4	90.2
Nitrógeno	28.014	0.038	126.2	34.00	0.289	89.2	77.3
Argón	39.948	0.000	150.9	48.98	0.291	74.6	87.3
Aire*	28.851	0.035	132.2	37.45	0.289	84.8	

* Seudoparámetros para $y_{N_2} = 0.79$ y $y_{O_2} = 0.21$

Las propiedades de aire han sido ampliamente estudiadas. Lemmon et al., (2000) estudiaron las propiedades termodinámicas del aire (seco y sin impurezas) y de mezclas de nitrógeno, argón y oxígeno a temperaturas de 60 hasta 200 K y presiones de hasta 2,000 MPa (20,000 Bar). La ecuación de estado reportada fue desarrollada por métodos de ajuste de mínimos cuadrados utilizando datos de laboratorio. Los errores presentados en el artículo son menores del 0.1 para el equilibrio líquido vapor respecto a los datos experimentales.

Con el fin de validar el modelo termodinámico se utiliza la herramienta de Aspen Properties V10 comparando las ecuaciones de estado de PR, SRK y LKP con los datos experimentales de Lemmon et al., (2000)⁸. En la **Figura 3-1** se encuentran los equilibrios a 1 atm y en la **Figura 3-2** a 4 atm de presión. Las principales diferencias se encuentran en el equilibrio de Ar–O₂, siendo la de mayor desviación la ecuación SRK. La correlación de LKP se desvía cuando la mezcla se acerca a regiones puras de argón (mayor a 0.8), donde PR predice con mayor exactitud esta región.

⁸ Los datos son tomados de Perry & Green, (2008), tabla 2-191. Equilibrio L-V de argón, nitrógeno y oxígeno.

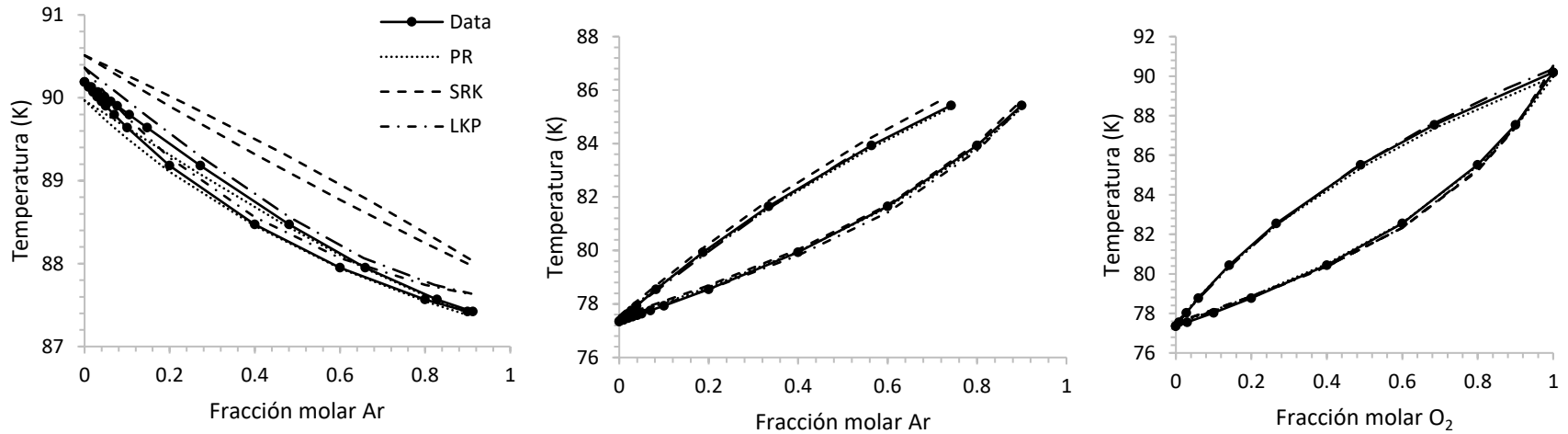


Figura 3-1: Diagrama de equilibrio de temperatura Líquido-Vapor a 1 atm. Argón – oxígeno (izquierda), argón – nitrógeno (centro) y oxígeno – nitrógeno (derecha).

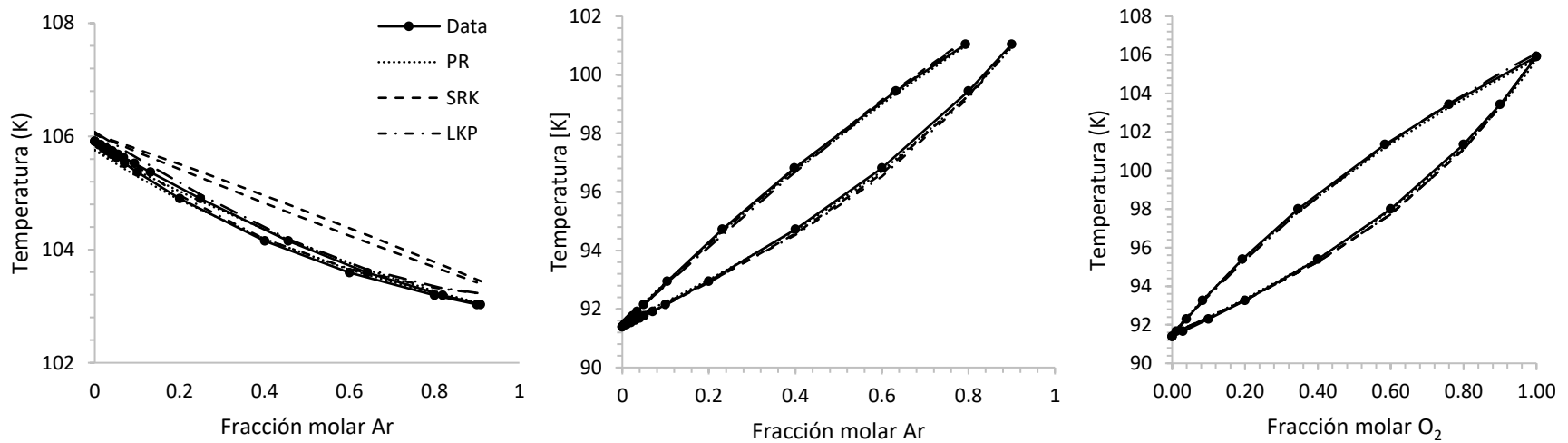


Figura 3-2: Diagrama de equilibrio de temperatura Líquido-Vapor a 4 atm. Argón – oxígeno (izquierda), argón – nitrógeno (centro) y oxígeno – nitrógeno (derecha).

La elección de un modelo termodinámico está determinada en gran medida por el cálculo de las densidades de los componentes en fase líquida. Como lo menciona Peng & Robinson, (1976) la predicción mediante SRK siempre da volúmenes específicos de líquido mayores que los de la literatura, y la desviación incrementa hasta siete veces en temperaturas reducidas debajo de 0.65 y hasta 27 veces cerca del punto crítico. Una comparación de los puntos de rocío y burbuja en función de la densidad del aire reportados por Lemmon et al., (2000) se muestran en la **Figura 3-3**.

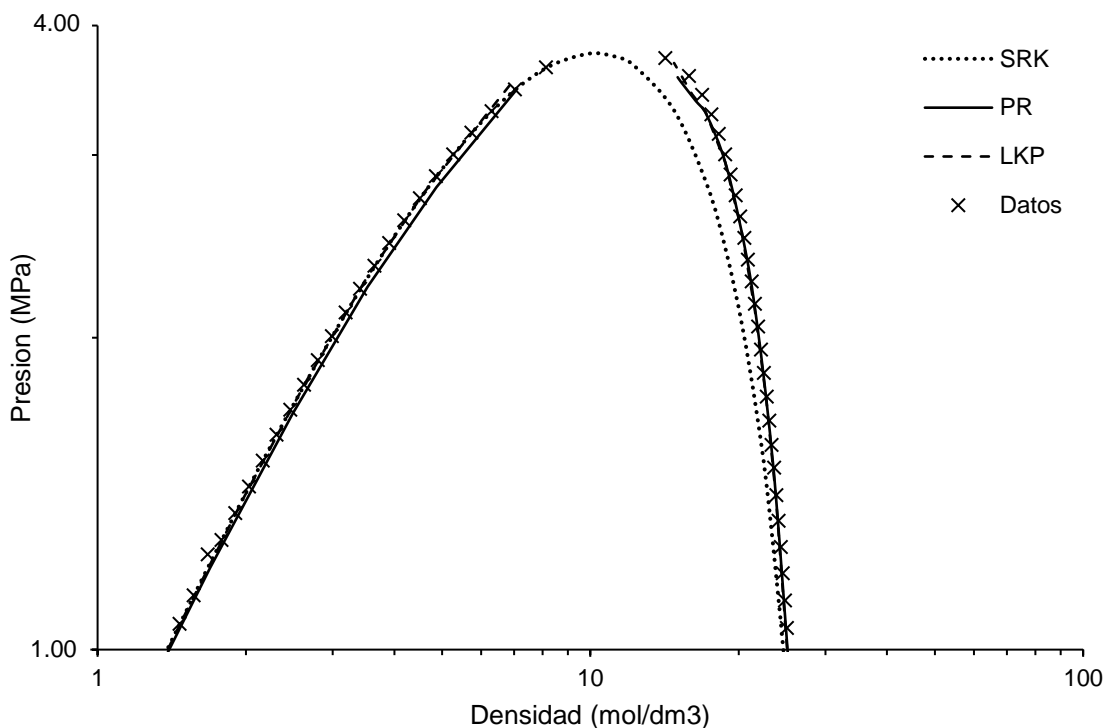


Figura 3-3: Diagrama logarítmico presión-densidad de saturación para una mezcla de 78.12 N₂, 20.86 O₂ y 0.92 Ar.

Las densidades cercanas al punto crítico (3.79 MPa) en la región del vapor (derecha) muestra una diferencia considerable. La predicción mediante la EOS de PR y la correlación de KLP dan mayor exactitud que SRK. Debido a lo anterior, se elige la EOS de PR como paquete termodinámico a ser usado en la simulación eligiendo los compuestos puros.

Varios autores han trabajado con la ecuación de Peng-Robinson en el modelamiento termodinámico del aire como mezclas de compuestos puros, mostrando las ventajas y su exactitud. Fu et al. (2015) recomiendan este modelo debido a la aplicación simple, conveniente y la menor cantidad de parámetros requeridos. Yao et al. (2015) utilizaron el

modelo para realizar los cálculos de propiedades termodinámicas de la mezcla en fases gaseosas y líquidas, y además reportan los coeficientes de interacción para las muestras binarias. En la **Tabla 3-4** se resume algunos trabajos que reportan el uso de la ecuación de PR en el modelamiento de procesos del aire.

Tabla 3-4: Fuentes y aplicaciones en artículos usando la ecuación de estado de Peng Robinson

Autores	Paquete termodinámico	Aplicación
(Miller et al., 2008)	Peng Robinson	-Reducción de 3.35 hrs en el arranque de la planta usando recipientes de recolección de argón en 6 puntos. Simulación para identificar los puntos de recolección
(Van Der Ham, 2012)	EOS Peng-Robinson modificada con Stryjek y Vera, usando las presiones de vapor mediante Lee-Kessler (PRSV-LK).	-Modelamiento de una ASU con dos columnas HPC y LPC para productos O ₂ y N ₂ gaseosos -Cálculo de exergía y eficiencias
(Ebrahimi et al., 2015)	Peng-Robinson	-Evaluación energética, exergética y económica de producción de oxígeno a partir de dos columnas de una ASU. -Análisis Pinch es aplicada para el intercambiador de múltiples corrientes
(Yao et al., 2015)	Peng-Robinson	-Simulación y análisis de exergía de una ASU identificando pérdidas de exergía. Referencia para futuros trabajos en ASUs
(Fu et al., 2015)	Peng-Robinson (Ajuste de coeficientes binarios por medio del enfoque de ecuaciones orientadas)	-Estimación de parámetros termodinámicos, análisis de procesos con diseños de acoplamiento térmico. -Optimización de procesos con demandas variantes de cargas.
(Ebrahimi & Ziabasharhagh, 2017)	EOS Peng-Robinson modificada con Stryjek y Vera (PRSV)	-Simulación de dos columnas de separación con uso de gas natural líquido como sumidero de calor
(Zheng et al., 2019)	Peng Robinson con modificación de coeficientes de interacción binarios	-Evaluación de múltiples esquemas de columnas de destilación por medio de la simulación. -Análisis de componentes principales (PCA)

3.2.2 Acondicionamiento del aire a la sección fría.

El acondicionamiento del aire se realiza por compresión en múltiples etapas con intercambio de calor intermedio (*intercoolers*) entre etapa, y seguido del *aftercooler* que

deja el aire comprimido a temperatura cercana del ambiente. La compresión del aire es la operación que más demanda energía eléctrica, por lo que elegir la tecnología más apropiada en función del costo del capital es fundamental para una unidad de separación del aire.

El compresor tiene como finalidad incrementar la presión del aire en una relación de compresión de 60. Los compresores de desplazamiento dinámico (aumento de velocidad del aire aumentando la presión estática a la salida mediante un difusor) son los más utilizados en la industria criogénica. Estos permiten grandes cambios de flujo a pequeños cambios de presión, y además permiten operar con un flujo continuo, y con reducido consumo de energía eléctrica. El compresor a simular tiene las características presentadas en la **Tabla 3-5**.

Tabla 3-5: Parámetros de diseño y variables de operación del compresor multietapa.

Variable	Valor
Numero de etapas, s	4
Intercoolers	3
Temperatura de entrada (K)	292.65
Presión de succión (kPa)	74
Presión de salida (kPa)	4,482

El análisis del cambio de las propiedades del aire en los compresores sigue un comportamiento politrópico del aire y sigue la siguiente ecuación:

$$P_1 V_1^n = P_2 V_2^n = cte$$

El exponente n (coeficiente politrópico) es determinado por el tipo de proceso; $n = 0$ isobárico, $n = 1$ isotérmico, $n = \kappa = C_p/C_v$ isoentrópico o adiabático, $n = \infty$ isocórico. El término κ (coeficiente de expansión adiabático) es la relación entre las capacidades caloríficas a presión constante (C_p) y a volumen constante (C_v).

El uso de los intercambiadores de calor entre etapa (intercoolers) permite disminuir la temperatura y aumentar la densidad del gas, reduciendo la potencia requerida para la compresión. Además, permite operar la unidad dentro de límites seguros. Sin embargo, entre las desventajas del uso de intercambiadores de calor en cada etapa son el alto costo de capital, y el requerimiento de un flujo continuo de agua para poder llevar a condiciones deseables la temperatura del fluido.

Cada etapa sigue las siguientes suposiciones con el fin de lograr la eficiencia máxima en la unidad:

- i. Presión de descarga y succión constantes;
- ii. No hay cambio de presión en los intercoolers;
- iii. Las temperaturas de salida del intercambiador y entrada del compresor siguiente son iguales.

La unidad de compresión a simular cuenta con cuatro etapas. La relación de compresión ideal (mínima potencia requerida) puede ser calculada como $r_s = \sqrt[S]{r_t}$. Aquí, r_s es la relación de compresión ideal por etapa, S es el número de etapas, y r_t es la relación de compresión del equipo en general. Para el presente caso $r_s = 2.79$.

El proceso politrópico se encuentra entre los procesos isotérmicos y adiabáticos en un diagrama presión-volumen. La eficiencia politrópica η_{pc} se define según la ecuación (10), siendo la relación entre el trabajo de flujo w_f y el trabajo de compresión w_c . w_f es el trabajo suministrado para elevar la presión de entrada hasta la descarga del fluido. Debido a que la eficiencia politrópica está limitada al valor de la eficiencia isoentrópica, se puede obtener la relación en términos de los coeficientes κ y n .

$$\eta_{pc} = \frac{w_f}{w_c} = \frac{vdP}{dh} = \frac{(\kappa - 1)/\kappa}{(n - 1)/n} \quad (10)$$

La eficiencia politrópica global de un compresor de múltiples etapas es la misma en cada una de las etapas. El exponente adiabático (κ) puede ser fijado en 1.4 para el aire hasta temperaturas cercanas de 373 K. Kerry (2007) reporta una gráfica para determinar la eficiencia politrópica en compresores dinámicos en función del flujo (ver **Figura 3-4**). Para el presente caso, con un flujo de 560 m³/min la eficiencia politrópica aproximada es de 73.8. Utilizando esta eficiencia y reemplazando en la ecuación (10) se encuentra el valor de $n = 1.632$, bajo la suposición de $\kappa = 1.4$. En la **Figura 3-5**, se aprecia el comportamiento de la compresión, con intercambio de calor entre etapas, en un diagrama presión-volumen para cada una de las etapas con la misma relación y eficiencia isotrópica. La temperatura de entrada en cada etapa es de 292.65 K, y la de descarga de 433.15 K.

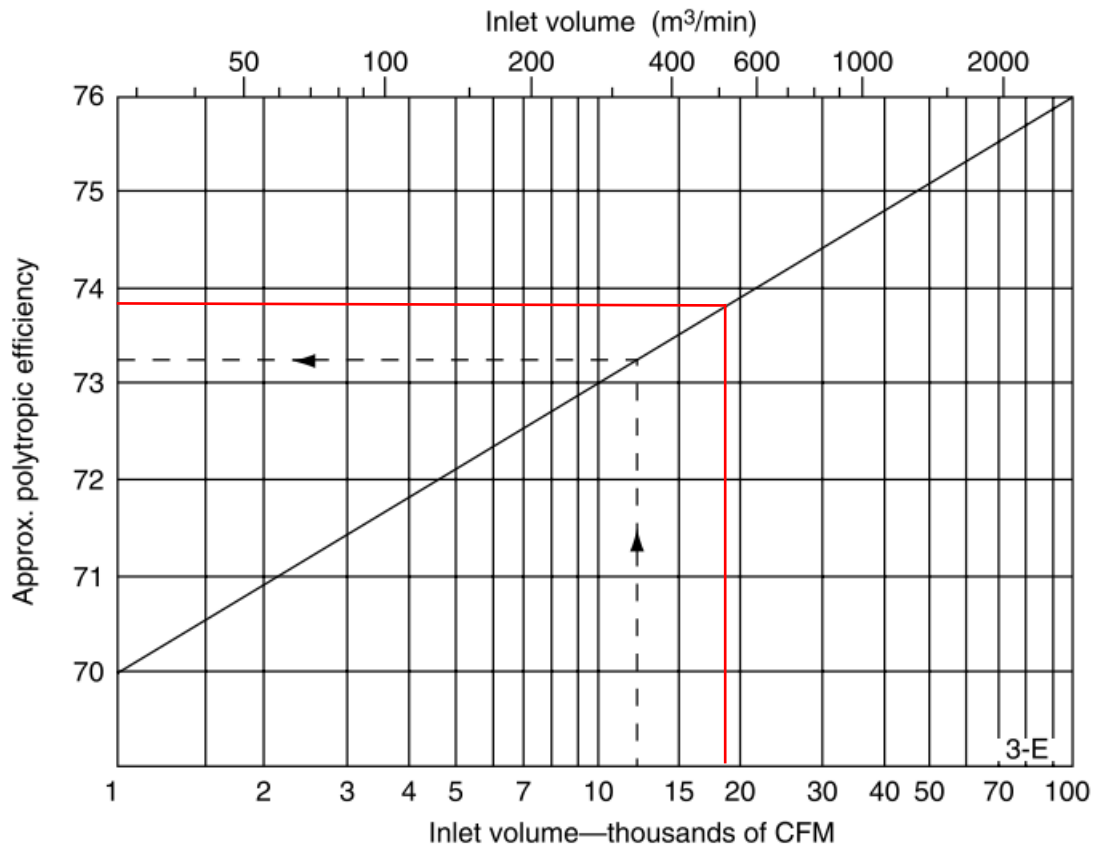


Figura 3-4: Aproximación de eficiencia politrópica en turbinas centrífugas en función del flujo de entrada (Kerry, 2007)

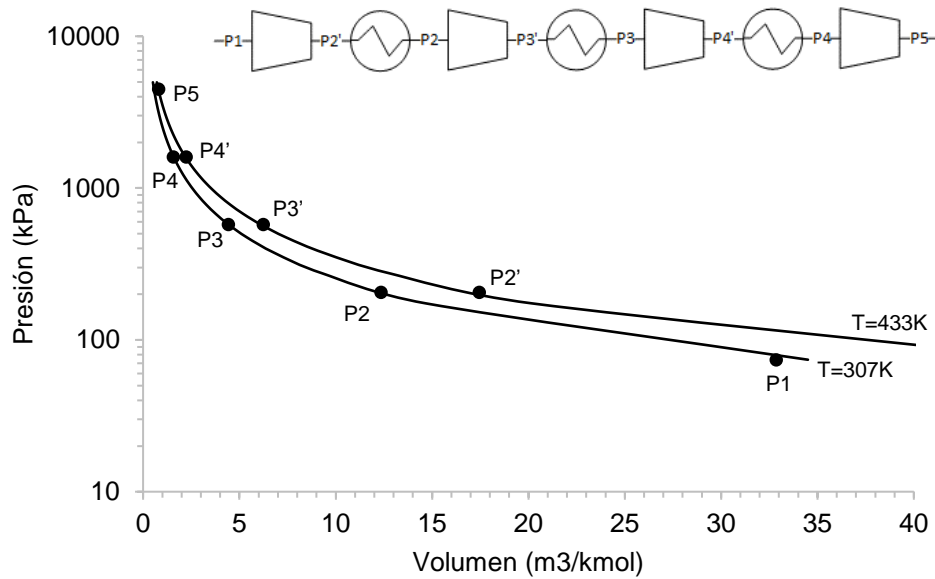


Figura 3-5: Compresión de aire en cuatro etapas con $\eta_{pc} = 78.3$, $r_s = 2.79$.

3.2.2.1 Exergía y trabajo de compresión.

El cambio de exergía del compresor es el trabajo mínimo reversible requerido en el proceso. Utilizando la ecuación (7) (Ecuación del balance de exergía) y asumiendo que no hay pérdidas de calor al ambiente del compresor:

$$\Delta E = h_{(S+1)} - h_1 - T_0(\Delta S)$$

Donde ΔE es el cambio de la exergía específico, $h_{(S+1)}$ es la entalpía del fluido de descarga en la etapa (S), h_1 es la entalpía de entrada de la etapa 1, T_0 la temperatura ambiente, y ΔS el cambio de entropía entre la succión y descarga. El cambio de entropía es calculado mediante la ecuación de Gibbs.

$$TdS = dh - vdP$$

Reemplazando por la definición de eficiencia politrópica $\eta_{pc} = vdP/dh$, entonces:

$$dS = \left(\frac{1 - \eta_{pc}}{\eta_{pc}} \right) \frac{vdP}{T}$$

Si se considera gas ideal $v/T = R/P$, se realiza la integral entre los estados de succión y descarga del compresor obteniendo:

$$\Delta S = \left(\frac{1 - \eta_{pc}}{\eta_{pc}} \right) R \ln \frac{P_{(S+1)}}{P_1}$$

Reemplazando la variación de entropía en la ecuación de exergía se determina el cambio de exergía:

$$\Delta E = h_{(S+1)} - h_1 - RT_0 \left(\frac{1 - \eta_{pc}}{\eta_{pc}} \right) \ln \frac{P_{(S+1)}}{P_1}$$

A partir de la eficiencia isoentrópica o adiabática η_{ad} es posible calcular el trabajo. Esta eficiencia se calcula como la relación entre el trabajo reversible W_R y el trabajo real del compresor W . Con el valor de η_{pc} , η_{ad} es encontrada. Se realiza la suposición de que el aire se comporta como gas ideal en las condiciones de compresión.

$$\eta_{ad} = \frac{W_R}{W} = \eta_{pc} \frac{\left(r_s^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right)}{\left(r_s^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right) \frac{n}{n-1} \frac{k-1}{k}}$$

El valor de W_R de la unidad de compresión es calculado a partir de la ecuación (11), suponiendo gas ideal.

$$W_R = \dot{m}RT_0 \frac{k-1}{k} S \left(r^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad (11)$$

En la **Tabla 3-6** se presentan las variables utilizadas para realizar el cálculo empleando las ecuaciones de gas ideal ($W=6,429$ kW). La configuración para simular la unidad de compresión de múltiples etapas se muestra en la **Figura 3-6**. Se emplea un *subflowsheet* para simular los intercoolers (parte superior) y el aftercooler después de la unidad. El error relativo absoluto en el trabajo calculado por el simulador (no idealidad) respecto al reportado en la **Tabla 3-6** es de 0.045%.

Tabla 3-6: Resultados de cálculos del compresor de multietapas (idealidad)

T_1 (K)	293	η_{ad}	69.94
P_1 (kPa)	74	h_1 (kJ/kmol)	-165.99
R (kJ/kmol K)	8.314	n	1.621
η_{pc}	73.80	κ	1.397

Etapa	S1	S2	S3	S4
h_{S+1} (kJ/kmol)	3,977.98	3,920.52	3,893.18	3,818.99
P_{S+1} (kPa)	206.5	576	1607	4482
B (kW)	1,263.95	897.85	543.37	170.81
W_R (kW)	4,514.61			
W (kW)	6,431.9			

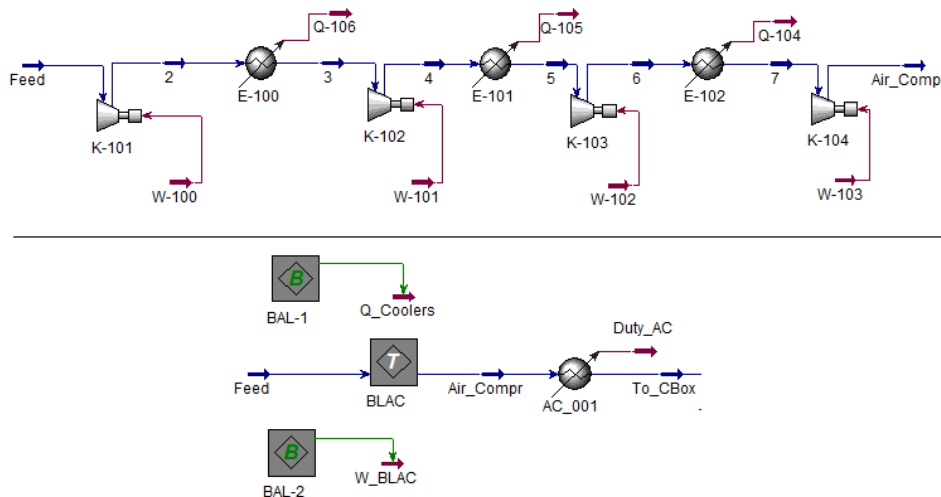


Figura 3-6: Diagrama de flujo del compresor BLAC. Arriba la secuencia de 4 etapas y abajo el uso de *subflowsheet* de la unidad.

3.2.3 Intercambiador de calor

Esta unidad es una de las más importantes para definir la eficiencia energética en los sistemas criogénicos. Existen varios tipos de intercambiadores de calor para las aplicaciones criogénicas. Popov et al. (2019) realizaron un estudio sobre los diferentes tipos

de intercambiadores utilizados en la industria criogénica, haciendo énfasis en las innovaciones y logros en términos de costos, ahorros energéticos y correlaciones empleadas para la simulación de los equipos. Las condiciones de operación de un intercambiador criogénico presentan grandes retos como las nombra Pacio & Dorao (2011), estos son: manejar grandes gradientes de temperatura adentro del intercambiador que van desde temperatura ambiente hasta las criogénicas, operar con múltiples corrientes, y presentar cambios físicos en las corrientes tanto de evaporación como de condensación.

Los intercambiadores de calor deben ser diseñados para operar a diferencias de temperaturas muy pequeñas a lo largo del equipo, logrando buenas eficiencias energéticas globales de operación. Para alcanzar estas condiciones, el intercambiador debe cumplir con grandes áreas de transferencia de calor, generando un incremento en los costos de capital. Se ha demostrado que la eficacia del intercambiador ayuda a disminuir los costos operativos y disminuye la potencia requerida por los compresores. Por ejemplo, un incremento de una unidad en la efectividad disminuye en 5% el consumo específico (Popov et al., 2019).

Para asegurar un alto rendimiento en el equipo, es necesario recuperar el calor con el fin de evitar la refrigeración externa. Esta recuperación e intercambio de calor se realiza por medio del enfriamiento del aire de entrada utilizando corrientes frías que salen del proceso (Ver **Figura 2-1**). La efectividad de este tipo de intercambiadores debe ser de 95% o mayor para que la CASU sea viable económicamente en su operación (Popov et al., 2019).

El tipo de intercambiador de calor instalado en la planta de estudio es de tipo PFHE (*Plate-fin heat exchangers*) y la tecnología empleada es BAHX (*Brazed aluminum heat exchanger*). En la **Figura 3-7** se observa cualitativamente un tipo de estos intercambiadores y su dimensión. Los BAHX presentan varias ventajas; alta área superficial ($>700 \text{ m}^2/\text{m}^3$), bajas caídas de presión, no hay contaminación por intercambio másico, permiten trabajar con diferencias de temperaturas mínimas de hasta 1°C , opera con múltiples corrientes reduciendo el número de intercambiadores de calor (si se realizará el intercambio con intercambiadores de coraza y tubos) y están elaboradas de aluminio. Este material presenta una alta conductividad térmica (160 W/m-K), alta resistencia a bajas temperaturas (hasta 77K), es ligero y no es demasiado costoso.



Figura 3-7: Intercambiador de calor BAHX de múltiples corrientes (Chart, 2020).

En la **Figura 3-8** se muestra un intercambiador multicorriente. A la izquierda se detalla la estructura interna, la cual está constituida por la unión de múltiples capas (*parting sheet*). A la derecha se presenta como está constituida una capa y su unión con otras capas. Las aletas son soldadas al vacío (de ahí el término *brazed*) a los platos con el fin de no tener burbujas de aire e incrementar la transferencia de calor conductivo. Las aletas (*fin*) en el medio de las capas pueden ser construidas en diferentes tipos de geometrías. Guo et al. (2015) detallan las configuraciones típicas utilizadas en la industria. Las aletas realizan el intercambio de calor convectivo del fluido y son usadas con tres propósitos; incrementar el área superficial, ayudar con la turbulencia del fluido y dar estabilidad mecánica bajo los efectos de la presión. Las barras laterales (*side bar*) cubren las placas y da paso de entrada y salida del flujo (ver **Figura 3-8** superior derecha).

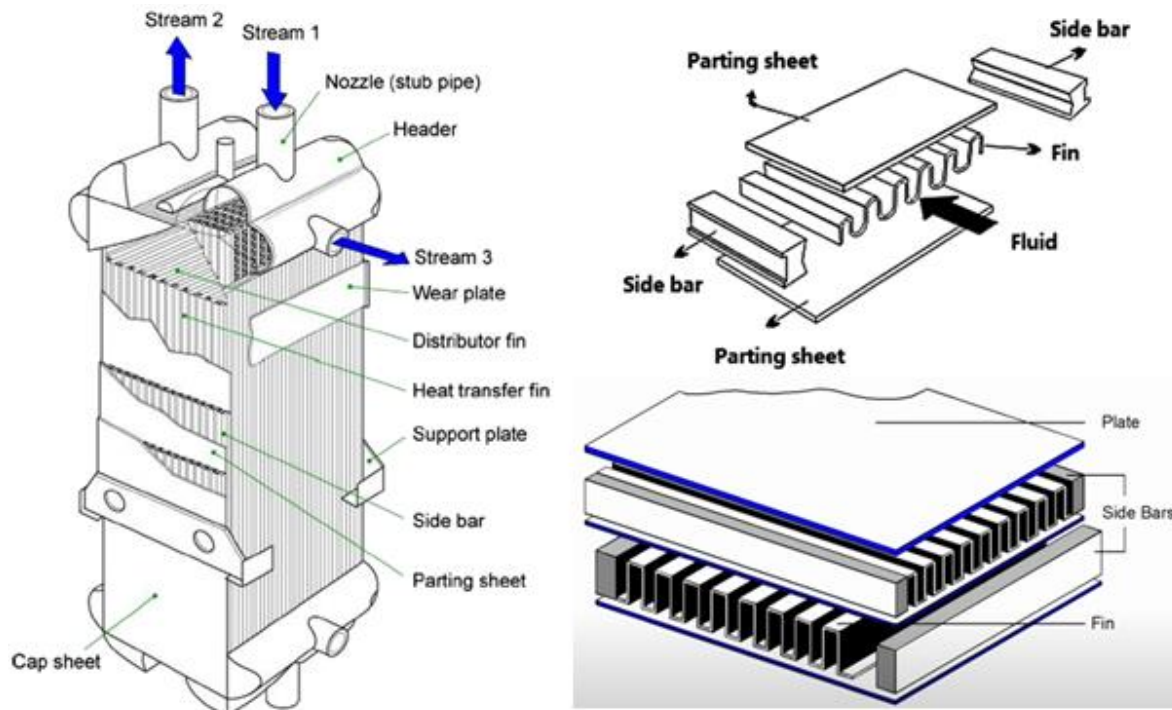


Figura 3-8: Componentes de un intercambiador BAHX de múltiples corrientes (izquierda), conformación de una capa de aleta de placa (superior derecha) y configuración de placas (inferior derecha). (Popov et al., 2019)

En la **Figura 3-9** se muestra el paso de tres fluidos. Uno de los fluidos entra por las boquillas (*nuzzles*) almacenado el fluido en el cabezal (*header*), permitiendo tener un flujo homogéneo a través del intercambiador. El distribuidor (*distributor fin*) se encarga de dar la orientación y paso del fluido a través de las diferentes capas en estas secciones, y las barras laterales se construyen de tal forma que el fluido solo entra o sale por una sección determinada. Cada capa se superpone, determinando el sentido del fluido. Por ejemplo, para dos flujos se puede intercalar las capas y el sentido de las corrientes operando en flujo paralelo o en contracorriente. En este tipo de arreglos el mayor intercambio térmico se da al operar a contracorriente con capas alternadas (ver **Figura 3-8** inferior derecha).

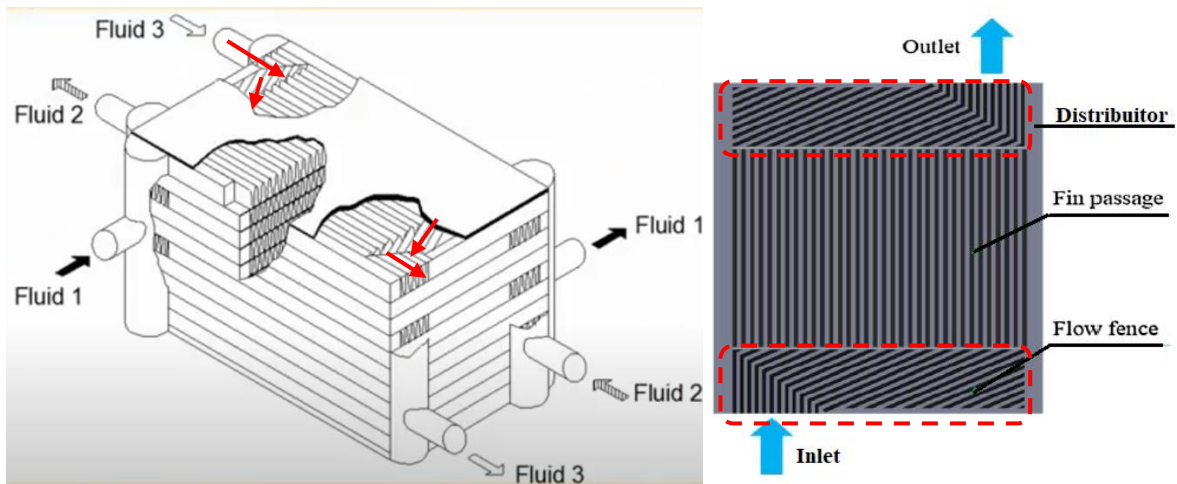


Figura 3-9: Conformación y sentido de flujo en un PFHE de tres corrientes (izquierda), vista superior de una capa con distribuidor (derecha). Adaptado de (Ghosh et al., 2006)

Cuando las corrientes son múltiples el problema para el diseño se vuelve demasiado complejo, debido a la existencia de varias opciones de arreglos entre las capas, geometría de las aletas, sentidos de los flujos y fases involucradas. Guo et al. (2015) realizaron el modelamiento y optimización de un intercambiador tipo PFHE con diferentes cantidades de corrientes, presentando las dificultades para el diseño y modelamiento debido al problema mencionado arriba. En la **Tabla 3-7** se observa la complejidad que puede llegar a ser la optimización termo-hidráulica de un intercambiador PFHE.

Popov et al. (2019) clasifican de forma general los modelos utilizados en diferentes tipos de intercambiadores de calor, y estos se resumen en cinco tipos como se muestra en la **Figura 3-10**.

Tabla 3-7: Variables y suposiciones para la optimización termo hidráulica de un intercambiador BAHX

Variables	Suposiciones
Flujos máxicos de las corrientes	Operación en flujo estacionario
Presiones	Transferencia de calor en una sola fase
Temperaturas	Propiedades físicas constantes de los fluidos
Propiedades físicas de las aletas	Coefficientes de transferencia de calor constante
Volumen del intercambiador	Misma temperatura de pared
Dimensiones del intercambiador	Arreglo en contra corriente
Número de capas por corriente	Geometría idéntica de aletas
Coefficientes de transferencia de calor	
Caída de presión	

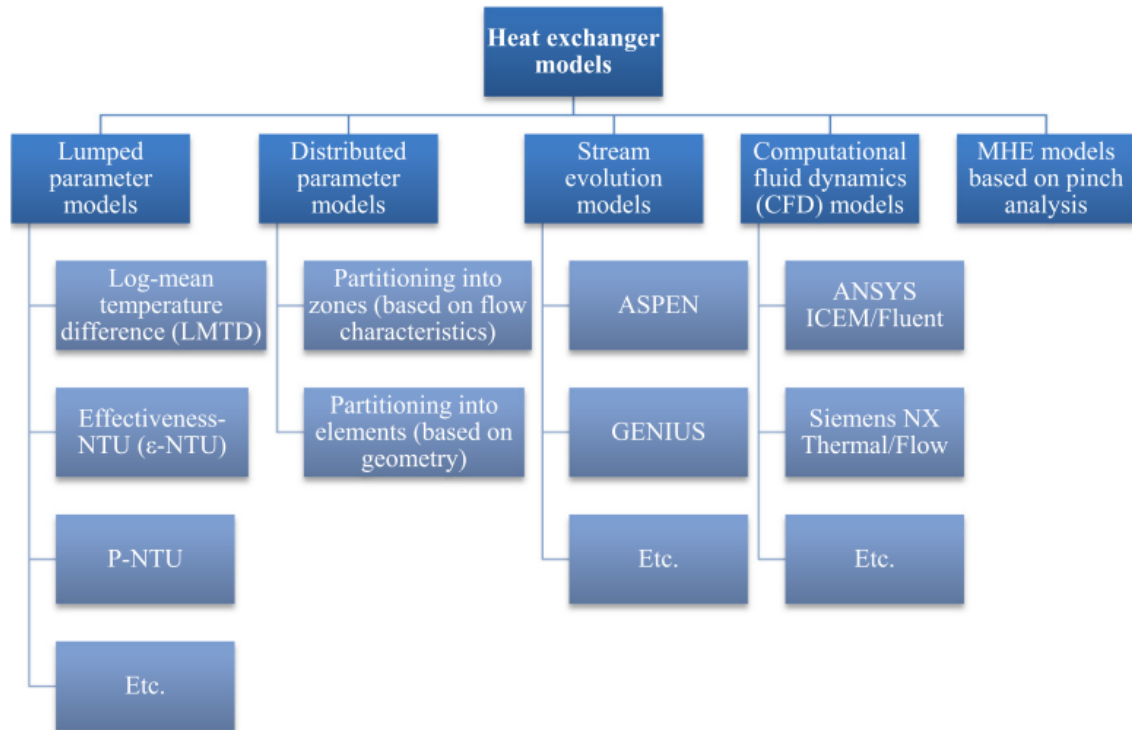


Figura 3-10: Clasificación para el modelamiento de intercambiadores de calor (Popov et al., 2019)

Debido a que en los procesos de la industria del aire hay cambios en las propiedades del fluido, el uso de *Lumped parameter models* no sirven para el correcto modelamiento. Mediante HYSYS se puede modelar el intercambiador por medio de *Stream evolution models*. Este tipo de modelo están basado en la suposición de flujo estacionario, y realizando los balances de masa, momento y balances de energía para cada corriente.

Debida a la complejidad para realizar la simulación termo-hidráulica de este equipo, en el presente trabajo solo se realizará el modelamiento de esta unidad (PHX) por medio de la unidad LNG *Exchanger* del simulador Aspen Hysys. Este modelo resuelve balances de masa y energía para intercambiadores multicorriente. Para la formulación del modelo se usan las especificaciones de las corrientes suministradas por el EDM, presentadas en la **Tabla 3-8**.

Tabla 3-8: Especificaciones de EDM para las corrientes del PHX

Entradas						
	12	11	20	8	1	2
Temperatura (K)	78.95	79.05	95.95	95.05	305.48	305.48
Presión (bar)	1.202	1.213	29.570	5.440	44.820	44.820
Frac Mol N ₂	0.9999	0.9994	0.0000	0.9998	0.7812	0.7812
Frac Mol O ₂	0.0001	0.0004	0.9986	0.0000	0.2096	0.2096
Frac Mol Ar	0.0000	0.0002	0.0014	0.0002	0.0092	0.0092
Salidas						
	GN2	Waste GN2	GOX	9	3	6
Temperatura (K)	305.06	305.06	305.06	80.35	93.55	176.86
Presión (bar)	1.018	1.019	29.300	5.440	44.670	44.570
Delta de T (K)	-226.11	-226.01	-209.11	14.70	211.93	128.62
Delta de P (bar)	0.1840	0.1940	0.2700	0.0000	0.1500	0.2500

En el software se elige el método de peso simple (*simple weighted*), donde las curvas de calentamiento son divididas en intervalos, calculando cada LMTD y UA por intervalo. Se elige 20 intervalos sin pérdidas de calor. Al momento de simular las corrientes en una sola unidad se puede identificar tres comportamientos (regiones) en la curva compuesta mostrada en la **Figura 3-11**; en la región 1 se muestra el acondicionamiento de las corrientes de salida al ambiente y el enfriamiento de las corrientes de aire 1 y 2 de entrada. La temperatura de la curva compuesta caliente a la entrada del intercambiador es de 214.6K, lo cual demuestra que hay exceso de frío en la unidad.

La región 2 presenta cambios de fase en dos corrientes (líneas horizontales) y estas corresponden al oxígeno líquido a ser gasificado ($T=141.1\text{K}$) y la corriente de entrada 1 a ser licuada ($T=95.12\text{K}$) para ser entregada a las columnas HPC y LPC. Finalmente, La región 3 de temperaturas más bajas del intercambiador se evidencia un cruce de temperaturas.

El cruce de temperatura se debe a que la corriente 8 de nitrógeno a la salida por cima de la columna de alta presión (HPC) y que alimenta al intercambiador en la región 1, contiene un flujo de calor frío muy alto (alta capacidad criogénica) es por este motivo que es necesario hacer el paso de esta corriente rápidamente, teniendo que dividir el intercambiador en tres intercambiadores acorde a las regiones mostradas en la **Figura 3-11**.

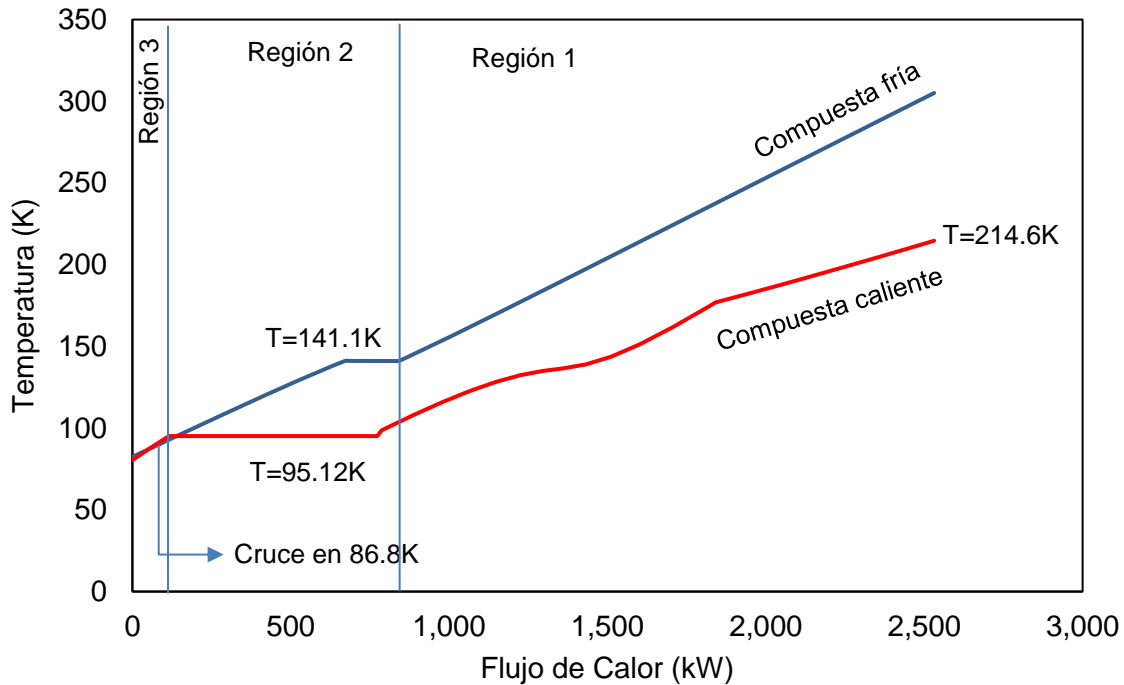


Figura 3-11: Curva compuesta utilizando solo una unidad LNG.

La **Figura 3-12** presenta el diseño simulado de los tres intercambiadores HX1, HX2 y HX3, las cuales corresponden a las regiones 1, 2 y 3 respectivamente, manteniendo el método de simulación nombrado arriba y en la **Figura 3-13** las curvas compuestas correspondientes. El primer intercambiador HX1 acondiciona las corrientes a temperatura cercana a la temperatura de entrada del aire, y con el fin de aprovechar al máximo la eficiencia térmica del intercambiador, donde la temperatura mínima de Pinch es de 0.4K.

El segundo intercambiador HX2 opera a temperatura de cambio de fase de la curva compuesta, en el lado caliente de $T = 141.1\text{K}$ y en el lado frío a $T = 92.5\text{K}$, con el fin de evitar un posible cruce de temperatura ocasionado por el cambio de fase. El tercer intercambiador HX3 representa la zona más fría, con temperaturas del lado caliente superior a 86.8K evitando el cruce de temperaturas. Como se puede evidenciar en la curva compuesta del HX3 las magnitudes del flujo de calor es muy bajo frente a HX1, siendo coherente con el paso rápido de la corriente 8 en el PHX.

Analíticamente el servicio de calor del intercambiador de calor total (Q) se puede expresar como la suma en los tres intercambiadores, $Q = \sum_i Q_i$, siendo i el número de intercambiadores de calor. El calor de cada intercambiador i se expresa como $Q_i =$

$U_i A_i LMTD_i$, donde U es el coeficiente global del intercambiador de calor en W/m^2K , A es el área de transferencia de calor en m^2 y $LMTD$ es la diferencia de temperatura media logarítmica en K.

La variable de la caída de presión para este caso, no termo-hidráulico, no tiene relevancia para la simulación en cuanto a la cantidad de calor transferido y es fijado a partir de los datos suministrados en el EDM. Por este motivo, las caídas de presión no serán contempladas como una variable en el presente trabajo y serán repartidas en los intercambiadores HX1 y HX2. El intercambiador HX3 tiene un paso muy corto y se usa para evitar el cruce de temperatura durante la simulación, por esta razón las caídas en HX3 se fijan en cero. En este caso se evidencian las características requeridas en un intercambiador BAHX: diferencial de temperatura bajos, bajas caídas de presión y pocos cambios de fase para reflejar mejor el modelamiento del intercambiador. El servicio de calor del intercambiador de calor total es de $Q = 2531$ kW.

HX1			HX2			HX3		
Number of Sides	5		Number of Sides	4		Number of Sides	3	
LMTD	6.609	K	LMTD	8.518	K	LMTD	1.731	K
UA (Calculated)	2.554e+005	W/C	UA (Calculated)	8.509e+004	W/C	UA (Calculated)	6.857e+004	W/C
Hot Pinch Temperature	305.5	K	Hot Pinch Temperature	140.7	K	Hot Pinch Temperature	79.90	K
Cold Pinch Temperature	305.1	K	Cold Pinch Temperature	137.3	K	Cold Pinch Temperature	79.05	K

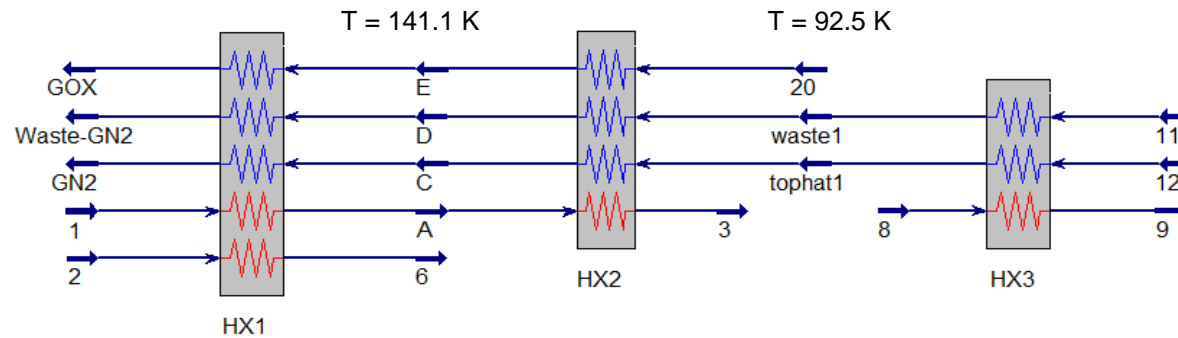


Figura 3-12: Modelamiento y resultados de la PHX dividida en tres intercambiadores, datos de la **Tabla 3-8**

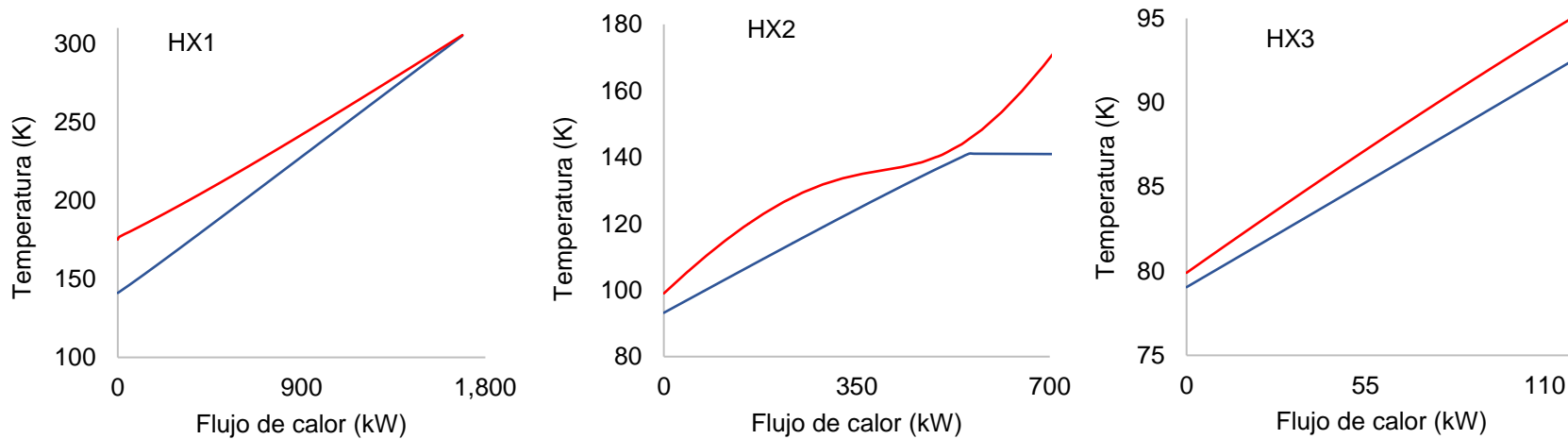


Figura 3-13: Curvas compuestas de los tres intercambiadores que representan la PHX de la planta.

3.2.4 Sección de fraccionamiento

La sección de fraccionamiento del aire está constituida por tres columnas de destilación acopladas. Como se mencionó anteriormente las columnas de baja y alta presión están integradas térmicamente mediante el condensador principal (Main Cond), y producen nitrógeno y oxígeno puro. La tercera columna es para separar el oxígeno del argón.

La columna de alta presión emplea solo platos. Por su parte, la columna de baja presión está dividida en dos secciones que emplean platos y empaques estructurados. Por último, la columna de argón emplea solo empaques estructurados. Los empaques estructurados ofrecen la posibilidad de tener bajas caídas de presión, disminuyendo el consumo de energía total. Además, las formas geométricas en las que son construidos mejoran considerablemente el mezclado de ambas fases. La densidad global de empaque por volumen de torre debe ser rigurosamente 3.75 veces de un plato estándar equivalente, y las eficiencias de los platos se encuentra en el rango de 60-65, los cuales son construidos en aluminio (Kerry, 2007).

En la **Figura 3-14** se presenta los componentes de una columna empacada y los diferentes tipos de internos. Debido a las alturas inusuales de estas columnas, los distribuidores son de suma importancia para poder mantener un flujo de líquido a través de toda la columna, así como una correcta presión del gas.

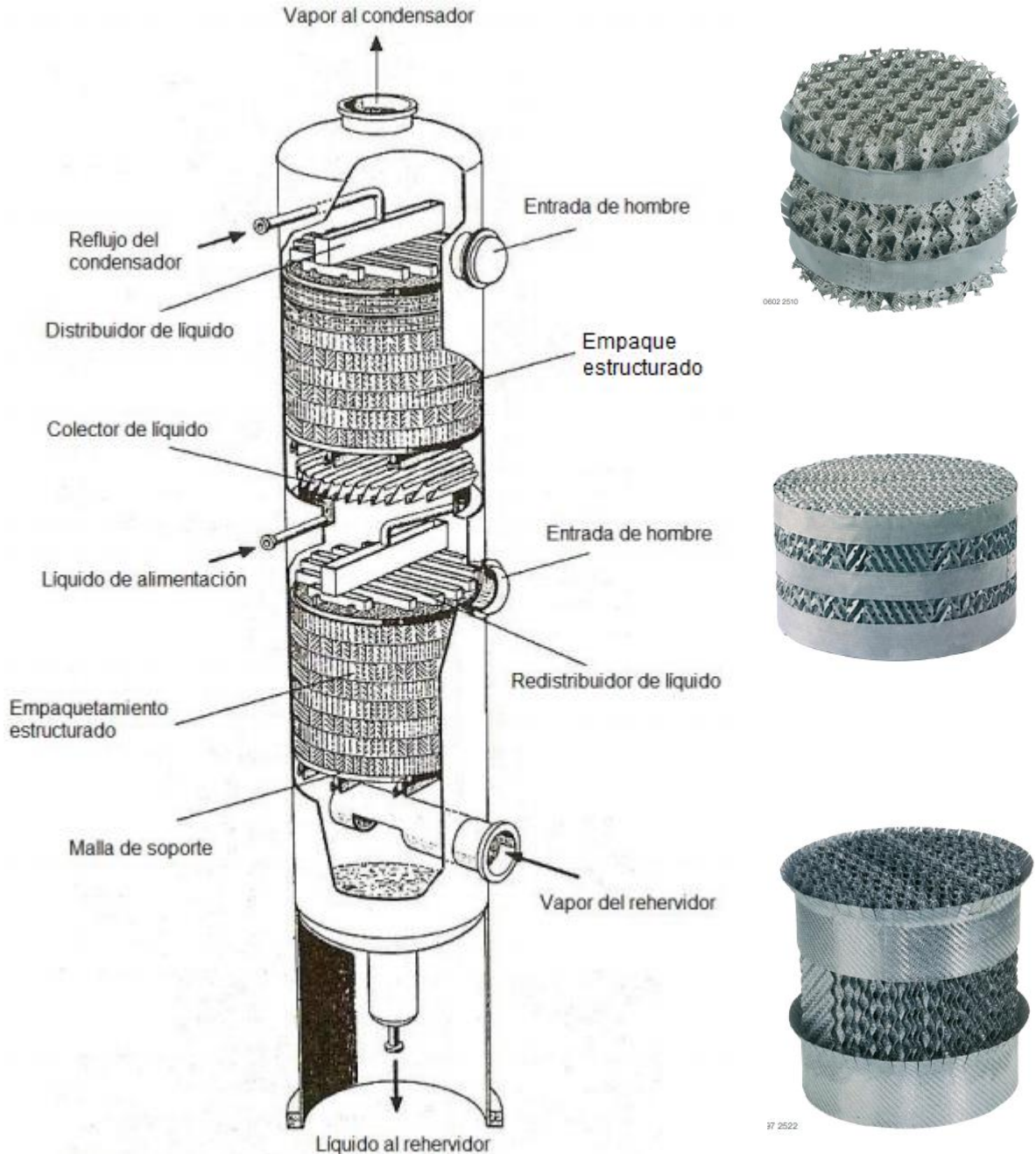


Figura 3-14: Partes de una columna de destilación (Ramírez Medina, 2008) y tipos de empaques estructurados (Sulzer, 2020)

El condensador de la columna principal (Main Cond) y el de la columna de argón (Argon Cond.) emplean tubos tipo High Flux (HF), los que se presentan en la **Figura 3-15**. Este tipo de condensadores está constituido por un recipiente (núcleo), con múltiples tubos verticales recubiertos de un material poroso (interior del tubo) que sirven como un promotor de ebullición. Igualmente tienen una superficie exterior texturizada, lo que aumenta el

coeficiente de transferencia de calor dentro y fuera de los tubos (Shanghai T.S. Industrial Co., 2015).

El vapor de nitrógeno va por fuera de los tubos, licuándose con el flujo en contra corriente del oxígeno. Este último se evapora al interior de la tubería. el colector de oxígeno líquido siempre se debe mantener a un nivel del 80% de la altura del núcleo por condiciones de seguridad (Theophilos, 1979).

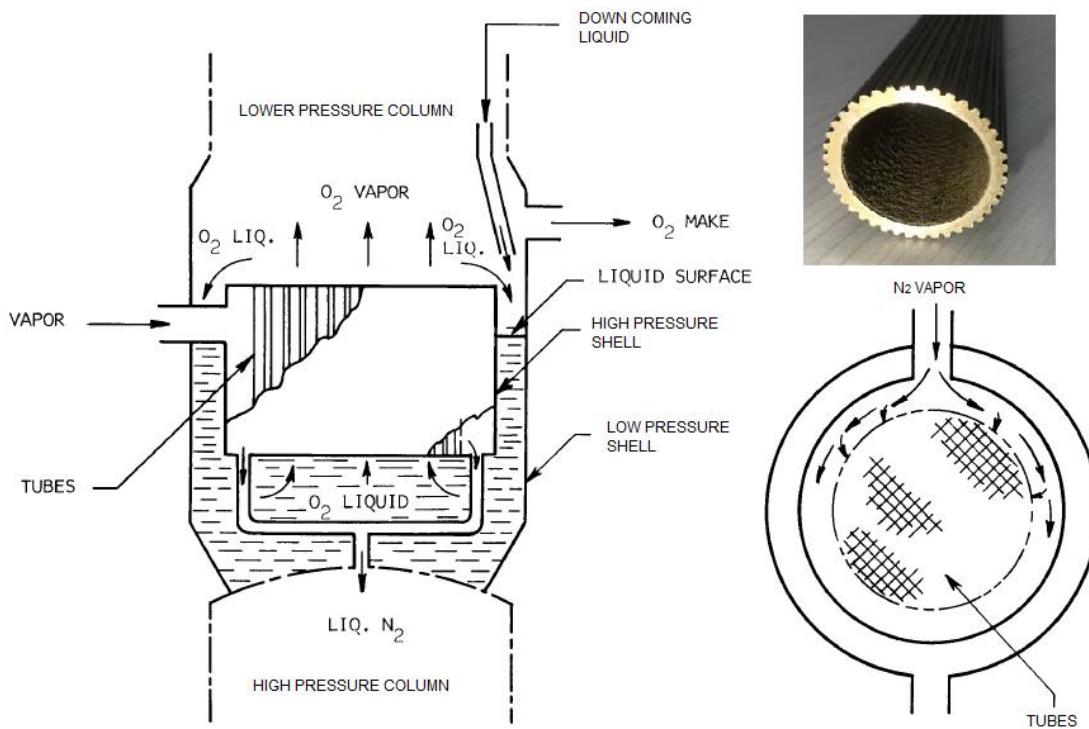


Figura 3-15: Configuración de los condensadores high flux principal y de Argón (Theophilos, 1979)

El diagrama de proceso de la zona de rectificación se presenta en la **Figura 3-16** y se utiliza para explicar y desarrollar la simulación. La columna de alta presión (HPC) se simula como una columna con solo un condensador total y la columna de baja presión (LPC) con un rehervidor. Para simular el condensador principal (*Main Cond*), se realiza la integración de las dos corrientes de calor del condensador (Q_{LPC}) y el rehervidor (Q_{HPC}). La corriente ΔQ_C es el balance de calor del condensador-rehervidor y debe tender a cero. ($\Delta Q_C = Q_{LPC} - Q_{HPC}$). La relación de reflujo R_r en la HPC es calculada por la pureza del LN₂, y sus valores oscilan entre 1.2 – 1.5.

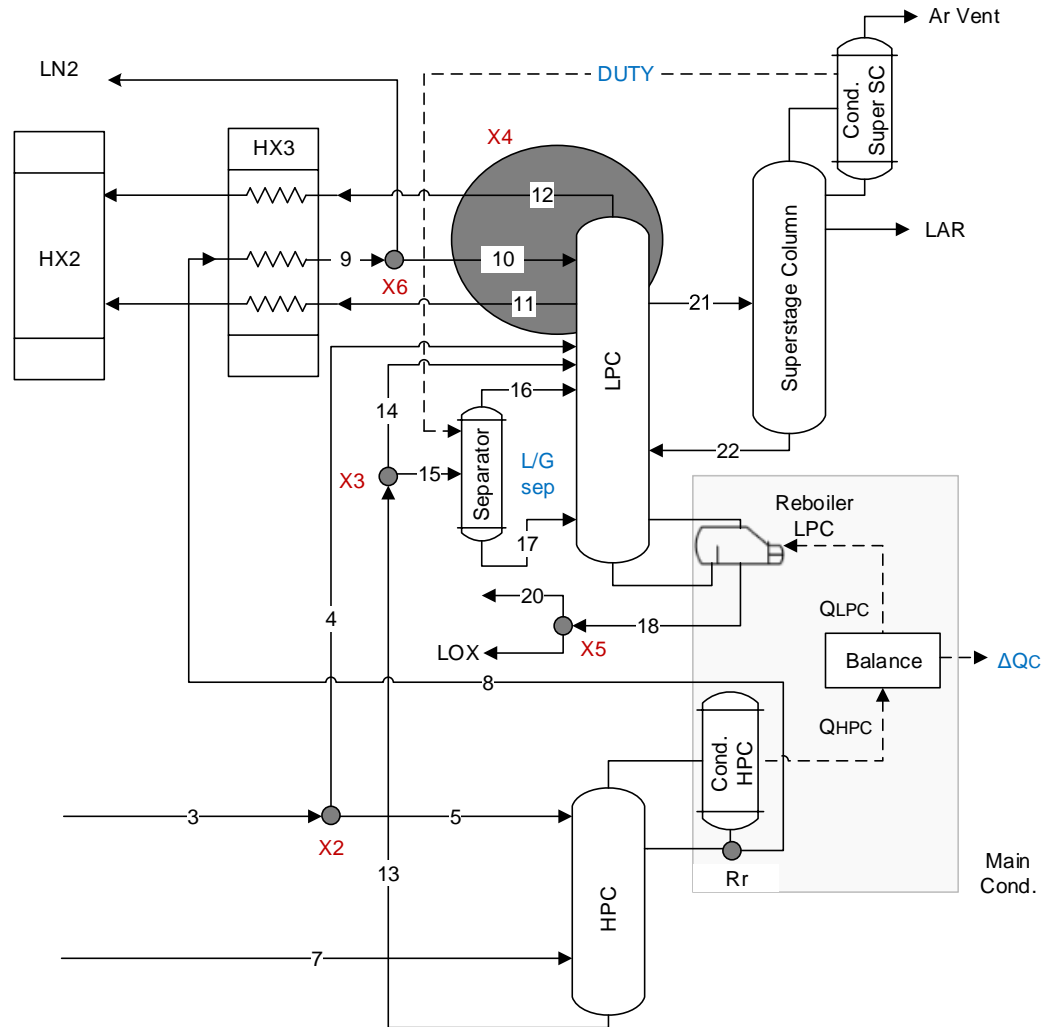


Figura 3-16: Diagrama de flujo empleado para la simulación de la zona de rectificación e identificación de variables de operación (rojo).

La división de la corriente 3 es empleada en los sistemas de separación de argón permitiendo tener una buena recuperación de argón, mientras los productos de nitrógeno son obtenidos en la LPC. Las columnas de argón crudo y *super stage column* (SSC) serán modeladas como una sola columna con un condensador de reflujo total. La unidad Argon Cond. será simulada en dos equipos, separador (separator) y condensador de reflujo total de la SSC (Cond. Super SC). Acorde a la **Figura 3-15**, la corriente 15 de alimento en el separador cede el calor necesario para licuar el argón puro obteniendo las corrientes gaseosa (16) y líquida (17). El calor retirado para condensar el Argón en la SSC es calculado mediante la corriente DUTY.

Debido a la complejidad de las interacciones másicas y caloríficas, a continuación, se detalla cada una de las columnas, explicando el proceso e introduciendo las variables requeridas para realizar el modelamiento. Los valores de las variables de diseño de la columna no serán mostrados por términos de confidencialidad con la empresa.

3.2.4.1 Columna de alta presión (HPC).

Esta columna debe garantizar las siguientes características:

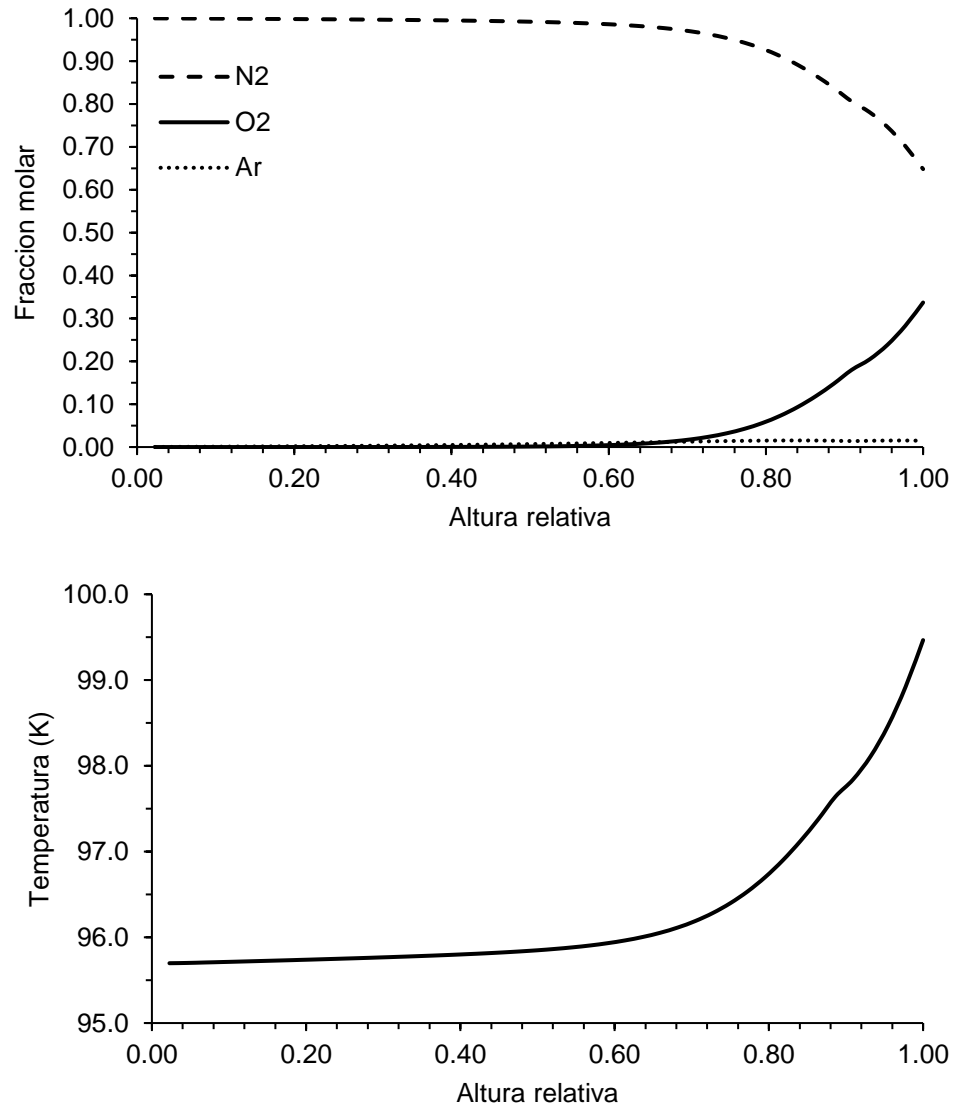
1. Debe ser diseñada con la máxima recuperación posible de argón y de oxígeno por fondos.
2. Para la producción de argón, el nitrógeno líquido condensado en el tope de la columna debe tener la mayor pureza posible para ser usado como reflujo en la LPC.
3. La cantidad de nitrógeno gaseoso a ser licuado por medio del oxígeno líquido (tope de HPC) debe ser suficiente para que el nitrógeno líquido sea usado como reflujo de la HPC y retornar el 100% del oxígeno y el argón al sumidero.
4. Debe ser diseñada con una presión de operación baja para ahorrar energía, pero lo suficientemente alta para impulsar el nitrógeno líquido hasta el tope de la LPC para ser usada como reflujo.
5. En la cima de la columna debe existir un estante (shelf) para retener una porción del nitrógeno líquido a ser condensado en el Main Cond. Este líquido recolectado será distribuido mediante distribuidores en la HPC.
6. Debe contener suficientes platos de destilación para garantizar las purezas mencionadas en los numerales de arriba.

Para realizar la simulación de la unidad se utiliza el módulo separador *refluxed absorber* con eficiencias de platos de 1. La especificación de la columna es la fracción molar de oxígeno en el condensador, la cual se debe fijar en valores cercanos de cero. Con esto se asegura que todo el oxígeno y argón son retirados por la corriente 13. Una corriente de alivio se emplea para liberar presiones dentro de la columna en condiciones operativas (dinámicas). Los resultados en las corrientes son presentados en la **Tabla 3-9**. La fracción molar máxima de oxígeno a ser retirada por la corriente 13 es 0.3462, y en la corriente 8 se asegura la pureza de nitrógeno.

Tabla 3-9: Condiciones físicas de corrientes en la HPC

Corriente	5	7	8	13
Temperatura [K]	94.20	101.55	95.70	99.47
Presión [kPa]	572.00	575.20	568.30	571.90
Fracción molar N ₂	0.7812	0.7812	0.9995	0.6389
Fracción molar Ar	0.0092	0.0092	0.0005	0.0149
Fracción molar O ₂	0.2096	0.2096	0.0000	0.3462

La columna presenta una caída de presión de 3.6 kPa y una variación de temperatura de 3.77 K, y en la **Figura 3-17** se presentan los perfiles de composición y temperatura.

**Figura 3-17:** Perfiles de composición (arriba) y temperatura (abajo) en la HPC

La altura relativa es definida como la relación entre el número actual del plato tomado desde la parte superior, y la cantidad total de platos de la columna (i.e. la cima es 0). En el perfil de composición se observa el incremento de oxígeno y también un enriquecimiento de argón (0.015) en el fondo de la columna. El perfil de temperatura indica una región de alta transferencia de calor debajo de una altura relativa 0.6 hasta la salida por fondo. En esta sección es donde se produce el mayor intercambio de masa, permitiendo enriquecer el nitrógeno que es retirado por cima.

3.2.4.2 Columna de baja presión.

Esta columna se encarga de producir los productos de nitrógeno por cima, y por el fondo el oxígeno y una corriente rica en argón (argón crudo). Las especificaciones para esta columna son tres; asegurar las purezas de oxígeno líquido (18) en el fondo, de vapor de nitrógeno en la cima (12), y asegurar la menor cantidad de nitrógeno en la corriente 21, que es el alimento la SSC. En la **Tabla 3-10** se explica la función de los alimentos de la LPC y en la **Tabla 3-11** los resultados de las corrientes en la columna asumiendo platos en equilibrio.

Tabla 3-10: Altura relativa y función de las corrientes de alimento en la LPC

Corriente	Altura relativa	Función
14	0.20	Mantiene la recuperación de argón mientras se retira los productos de nitrógeno en la cima.
4	0.26	
16	0.34	El flujo de entrada (corriente 15) al Argon Cond. retira el calor necesario para condensar el argón. Separando en las corrientes 16 y 17.
17	0.35	
22	0.57	Introduce el oxígeno restante de la SSC, está a la misma altura relativa de la salida 21.

La caída de presión de la columna es de 14.4 kPa y la variación de temperatura es de 13.96 K. Los perfiles de concentración y temperatura se presentan en la **Figura 3-18**. El perfil de concentración muestra tres zonas. La primera, en la parte superior con una altura relativa inferior a 0.1, realiza la rectificación de nitrógeno. La segunda zona intermedia realiza la separación de oxígeno-nitrógeno. La tercera zona es de rectificación del oxígeno hasta alcanzar la pureza requerida en fondo. Como se aprecia se necesita más de la mitad de la columna para separar el argón remanente del oxígeno.

Tabla 3-11: Condiciones físicas de corrientes en la LPC

Corriente	10	14	4	16	17
Temperatura [K]	79.07	81.67	82.71	85.02	85.02
Presión [kPa]	123.40	135.21	131.30	127.90	127.90
Facción molar N ₂	0.9998	0.7812	0.6482	0.6911	0.3738
Facción molar Ar	0.0002	0.0092	0.0147	0.0140	0.0191
Facción molar O ₂	0.0000	0.2096	0.3371	0.2950	0.6071

Corriente	22	12	11	21	18
Temperatura [K]	92.08	79.07	79.23	92.22	93.03
Presión [kPa]	130.30	123.40	124.65	131.54	137.80
Facción molar N ₂	0.0000	0.9999	0.9963	0.0000	0.0000
Facción molar Ar	0.0685	0.0001	0.0022	0.0974	0.0014
Facción molar O ₂	0.9315	0.0000	0.0015	0.9026	0.9986

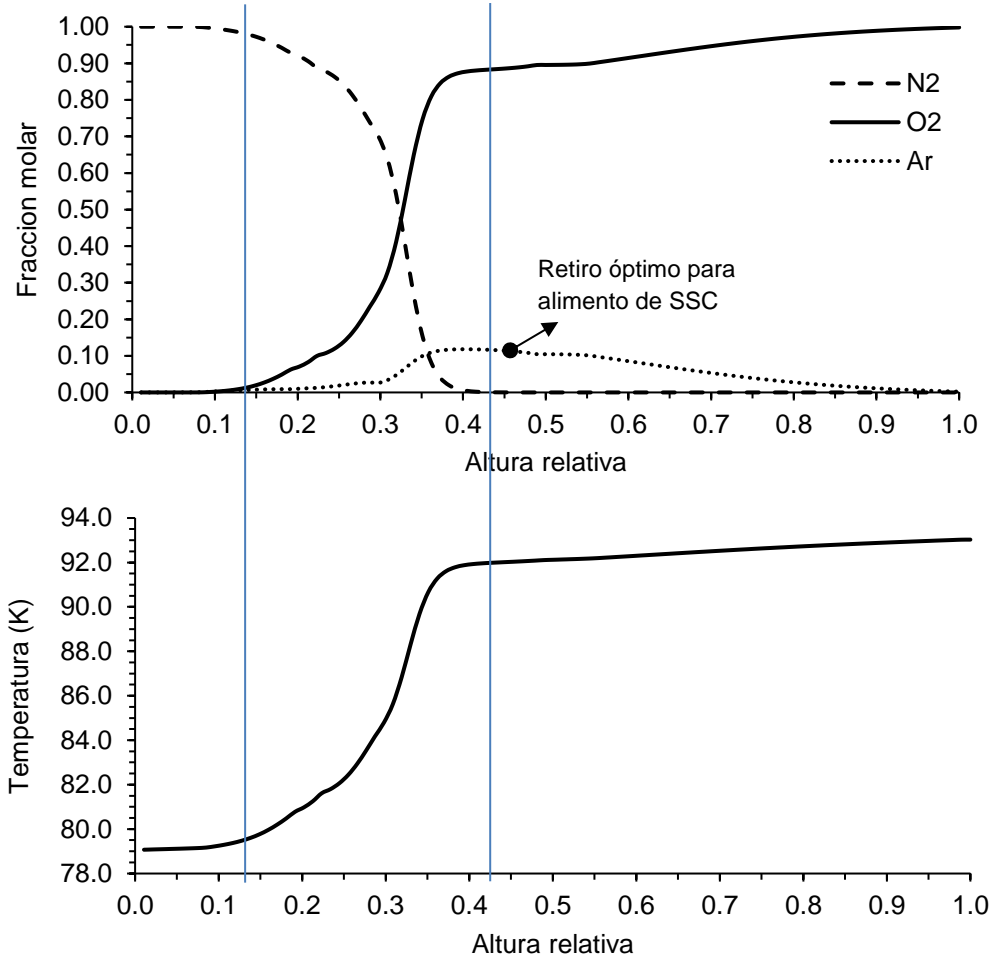


Figura 3-18: Perfiles de composición (arriba) y temperatura (abajo) en la LPC

La corriente de retiro de la LPC para alimentar a la SSC (corriente 21) debe estar libre de nitrógeno y con la mayor concentración de argón posible, esta condición se logra a una

altura relativa mayor de 0.405 y (composición molar de argón igual a 0.118). El perfil de temperatura indica una región de cambio rápido de temperatura estabilizándose en aproximadamente 92 K. Esto permite una leve separación del oxígeno del argón a la presión de operación de la columna.

3.2.4.3 Condensador principal

Esta unidad es un recipiente que almacena el oxígeno líquido descendiendo de la columna de baja presión. Este equipo debe garantizar un alto intercambio de calor bajo condiciones seguras. Todos los lugares de la superficie deben estar siempre húmedos con el oxígeno líquido en todo momento, dado que, si existe un punto seco y hay presencia de hidrocarburos, puede ocasionar un riesgo de detonación inminente. Por esta razón la velocidad de recirculación del oxígeno líquido en la torre debe estar en exceso respecto a la velocidad de evaporación, lo que hace necesario el uso de una bomba. En esta unidad se contempla las siguientes posibilidades:

1. Puede existir alto consumo de energía en el compresor de aire principal debido a la necesidad de incrementar la presión de nitrógeno en la HPC.
2. Altos costos de fabricación de la unidad debido a la alta superficie de intercambio de calor y elección de material con alta conductividad térmica.

Se debe buscar una combinación óptima entre estas dos consideraciones. En la actualidad los diseñadores han estandarizado el uso de superficies de núcleos de intercambio de calor en superficies de aluminio. Estos núcleos vienen en una gran variedad de módulos empacados, y se caracterizan por su alta eficiencia. El uso de estos dispositivos ha permitido obtener un diferencial de 1.8K en la unidad presentada en la **Figura 3-15**. La transferencia de calor de la unidad se puede calcular a través de las corrientes Q_{LPC} y Q_{HPC} , y en la simulación del punto base operacional (PBO) es de $\Delta Q_C = -0.7$ kW, lo cual identifica la necesidad de retirar calor en la unidad.

3.2.4.4 Columna de rectificación de argón (SSC)

Debido al equilibrio del oxígeno-argón (ver **Figura 3-1**), la altura de esta columna es la mayor de todas y debe estar compuesta por empaques estructurados. La corriente gaseosa (21) se introduce en el fondo de la columna. La única especificación de esta

columna es la pureza del argón (corriente LAR), quedando calculado el flujo de argón. En la **Tabla 3-12** se presenta los datos obtenidos y en la **Figura 3-19** los perfiles de la columna asumiendo platos en equilibrio.

Tabla 3-12: Condiciones físicas de corrientes en la SSC

Corriente	21	Ar vent	LAR	22
Temperatura [K]	92.22	88.39	88.41	92.08
Presión [kPa]	131.54	116.10	116.34	129.80
Facción molar N2	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000
Facción molar Ar	0.0974	0.9997	1.0000	0.0685
Facción molar O2	0.9026	0.0000	0.0000	0.9315

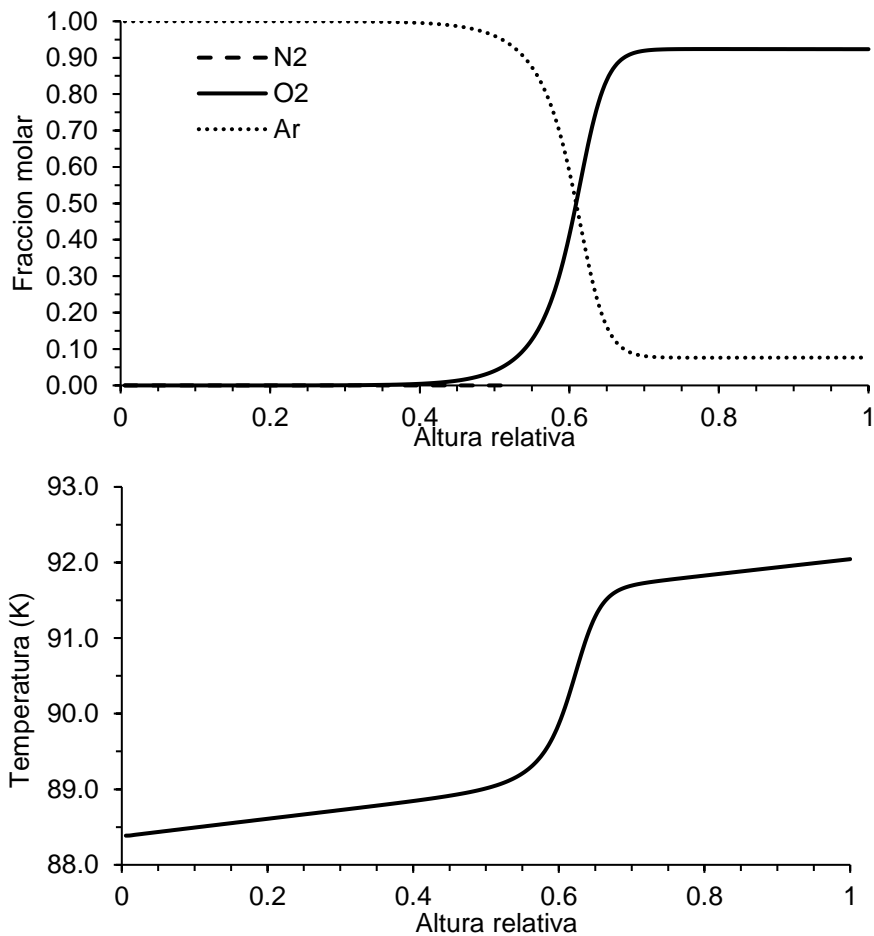


Figura 3-19: Perfiles de composición (arriba) y temperatura (abajo) en la SSC.

La caída de presión en la columna es de 13.7 kPa, siendo menor que en la HPC. Esto demuestra las ventajas de los empaques estructurados frente a los platos, a pesar de la menor altura en la HPC. La variación de temperatura es de 3.7K. La corriente de alimento tiene una fracción molar de argón de 0.1187 y en el fondo de la columna hay una mezcla

de oxígeno-argón que se retira en fase líquida. El nitrógeno residual es expulsado en la corriente de venteo (Ar vent) asegurando la pureza en el Argón. Como se observa, una sección pequeña de la columna se utiliza para la separación de los gases, pero es necesario el uso de un gran número de etapas para rectificar el argón a la pureza requerida.

En la **Tabla 3-13** se resume las propiedades del separador y en la **Figura 3-20** se presenta el diagrama empleado para simular el condensador de argón. Con la caída de presión (3.4 kPa) y la disminución de temperatura en el separador, la corriente 15 es separada en las corrientes 16 (gaseosa) y 17 (líquida).

Tabla 3-13: Condiciones físicas de corrientes en el separador.

Corriente	15	17	16
Temperatura [K]	82.71	85.02	85.02
Presión [kPa]	131.3	127.9	127.9
Facción molar N2	0.6482	0.3738	0.6911
Facción molar Ar	0.0147	0.0191	0.0140
Facción molar O2	0.3371	0.6071	0.2950

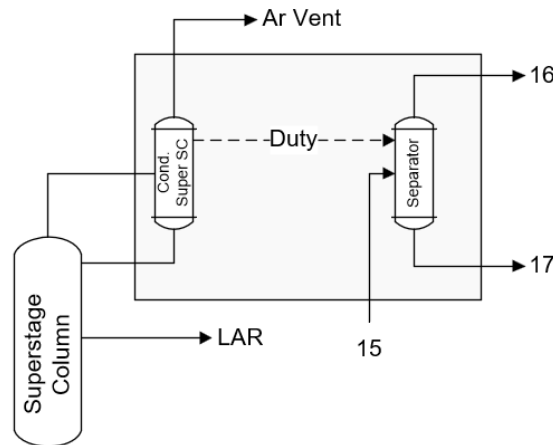


Figura 3-20: Configuración y equipos empleados para la simulación del Condensador de Argón.

Como se aprecia, este separador simula el uso del calor retirado para licuar el argón en el condensador de argón. Las corrientes 16 y 17 enriquecen de oxígeno líquido la LPC y mejora la obtención de LOX por fondos. La relación de flujo másico $L/G_{sep} = F_{17}/F_{16}$ siempre debe ser mayor a cero, lo cual se explicará con mayor detalle en la sección **3.3.3.5** referente al análisis de la variable X4. El calor removido (DUTY) es de 649.5 kW.

3.2.4.5 Eficiencia exergética de sección de fraccionamiento

Entendiendo la complejidad de las secciones de fraccionamiento y a partir de la **Figura 3-16** se puede realizar balances de exergía. Esto a su vez permite determinar la eficiencia exergética sobre los productos de las columnas de destilación. Para esto se utiliza la ecuación (9). En este caso, la exergía útil de las columnas se puede expresar en términos de los productos líquidos deseados. En la **Tabla 3-14** se resume las ecuaciones empleadas para determinar ε .

Tabla 3-14: Cálculos de eficiencia exergética para la sección de rectificación.

Col.	ε	Diagrama*
HPC	$\frac{\dot{m}_8 e_{f8}}{\left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) (-\dot{Q}_{HPC}) + \sum_i \dot{m}_i e_i - \dot{m}_{13} e_{13}}$	
LPC	$\frac{\dot{m}_{18} e_{18} + \dot{m}_{21} e_{21}}{\left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_{LPC} + \sum_i \dot{m}_i e_i - \sum_{GV} \dot{m}_{GV} e_{GV}}$	
SSC	$\frac{\dot{m}_{LAR} e_{LAR}}{\sum_i \dot{m}_i e_i - \sum_e \dot{m}_e e_e}$	

* Ver **Figura 3-16** para ubicación del proceso.

3.2.5 Equipos menores

Los equipos menores a simular son la bomba de oxígeno y las múltiples válvulas necesarias para el acondicionamiento de las presiones a la entrada de los equipos mayores. Kerry (2007) realiza una explicación del diseño y la operación de la bomba y las válvulas. En esta sección no se detallará el proceso de acondicionamiento.

3.3 Resultados de la simulación

Los resultados de las corrientes y la simulación del proceso elaborado en Aspen Hysys se presentan en el **Anexo 1** y **Anexo 2** respectivamente. Los resultados presentados corresponden al PBO (punto base operacional) con el suministro de información del EDM. En esta sección se realiza la validación del modelo, el análisis exergético, y un análisis de sensibilidad de las variables más importantes.

3.3.1 Validación del modelo

La **Tabla 3-15** presenta los errores relativos para las diferentes variables obtenidas del proceso simulado, respecto al memorando de diseño de ingeniería (EDM) y datos históricos de la planta (presentados en el capítulo 2). Con respecto a los datos históricos, no se reporta presión ya que los sensores están en condición ambiente en corrientes de salida. Por esta razón se realizaron comparaciones respecto a la información disponible y verificable.

El error relativo más significativo comparando la simulación respecto al EDM se observa en el caudal del flujo F_{GOX} . Esta desviación corresponde al flujo de oxígeno gaseoso, y el valor es mayor en la simulación para evitar un cruce de temperaturas en el HX1 (ver **Figura 3-12**). El error relativo absoluto del consumo específico (C.E) es de 9.43%.

La simulación presenta mayor error respecto de los datos históricos de operación de la planta, siendo el más representativo el caudal del nitrógeno líquido (FLN2). Esto se debe a que la planta actualmente está produciendo nitrógeno líquido, y tal condición no se considera en el caso de punto operacional de diseño (EDM). El consumo de energía específico, que es un indicador global del rendimiento, presenta un error relativo absoluto de 10.4%. A pesar de los altos errores respecto de la operación real (causados por la producción de nitrógeno líquido no establecida en el modelo), los bajos errores respecto al

manual de diseño indican que el modelo puede representar adecuadamente la operación. Por lo anterior, se considera que el modelo computacional que se construyó con base en el EDM, se valida la simulación al obtener resultados similares respecto a los datos suministrados en dicho manual. A pesar que no se tienen todos los datos históricos para realizar una comparación completa, se destaca que los flujos masicos y temperaturas (históricos) de algunas corrientes internas de proceso (corrientes 2, 4, 10, 21), presentan diferencias mínimas. Esto refuerza la idea que la simulación predice adecuadamente la operación de la planta de estudio.

Tabla 3-15: Errores relativos absolutos en porcentaje por de simulación frente EDM y datos históricos*

Nombre	Variable	EDM	Histórico	Nombre	Variable	EDM	Histórico
N2_18	Mole Frac N2	0.00	100.00	F4	Flujo	6.58	8.30
N2_21	Mole Frac N2	0.00	99.71	PAr vent	Presión	3.19	
N2_LAR	Mole Frac N2	0.00	100.00	PGN2	Presión	6.65	
O2_LAR	Mole Frac O2	0.00	100.00	PGOX	Presión	3.18	
O2_9	Mole Frac O2	0.00	100.00	Pwaste GN2	Presión	2.86	
FGN2	Flujo	6.66	16.55	P19	Presión	3.52	
FGOX	Flujo	9.24	27.82	P22	Presión	0.00	
FLAR	Flujo	6.61	33.23	TGN2	Temperatura	1.17	2.45
FLN2	Flujo	1.56	707.11	TGOX	Temperatura	1.21	52.29
Fwaste GN2	Flujo	6.90	16.08	Twaste GN2	Temperatura	1.18	10.00
F10	Flujo	1.56	0.00	T18	Temperatura	0.12	0.41
F2	Flujo	6.58	8.24	T3	Temperatura	0.56	1.52
F21	Flujo	3.83	10.92	T8	Temperatura	0.36	7.48
				C.E	Índice	9.43	10.40

* Ver **Figura 2-1** para ubicación de corrientes.

3.3.2 Análisis de exergía

Aspen Hysys V10 cuenta con la herramienta para calcular los flujos de exergía másicos en las corrientes del proceso mediante la ecuación (6). Por su parte, las ecuaciones para el cálculo de cada equipo mayor fueron presentadas en la **Tabla 2-5** y la **Tabla 3-14**.

Para encontrar la eficiencia exergética global de la planta, se realiza un balance de exergía mediante la ecuación (7) sobre el volumen de control presentado en la **Figura 3-21**. Como resultado se encuentra que la destrucción de la exergía está dada por:

$$\dot{E}_D = \left(1 - \frac{T_0}{T_{IC}}\right)(-Q_{IC}) + \left(1 - \frac{T_0}{T_{AC}}\right)(-Q_{AC}) + \left(1 - \frac{T_0}{T_{MC}}\right)(-Q_{MC}) - \dot{W}_{Turbine} - (-\dot{W}_{LOX\ pump} - \dot{W}_{LAR\ pump} - \dot{W}_{BLAC}) + \sum_i \dot{m}_i e_{fi} - \sum_{GV} \dot{m}_{GV} e_{GV} - \sum_{PL} \dot{m}_{PL} e_{PL} \quad (12)$$

Aquí los subíndices IC, AC, MC, GV y PL hacen referencia a los intercoolers, *After Cooler*, condensador principal, gases de venteo y productos líquidos, respectivamente. La temperatura en los intercoolers (T_{IC}) es calculada como la temperatura promedio de salida y entrada de cada compresor (362.95 K). La temperatura del *after cooler* (T_{AC}) es tomada como el promedio de entrada y salida de la unidad (i.e. 340 K). La temperatura en el condensador principal T_{MC} es tomada en la última etapa de la LPC, la cual es aproximadamente igual a la temperatura de la primera etapa de la HPC. Hay que recordar que $T_{MC} < T_0$ (ver sección 2.3.2.2), por lo cual el flujo de exergía que acompaña al calor, va en sentido contrario al flujo de calor.

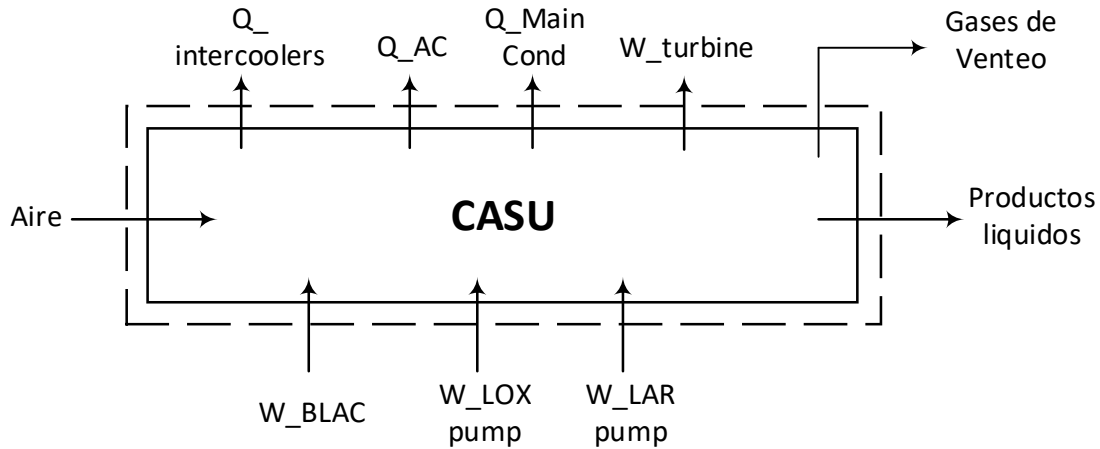


Figura 3-21: Volumen de control empleado para el desarrollo del balance de exergía (Elaboración propia)

Aquí, la exergía deseada de salida es la generación de los productos líquidos, entonces ε se puede expresar como:

$$\varepsilon = \frac{\sum_{PL} \dot{m}_{PL} e_{PL}}{\left[\left(1 - \frac{T_0}{T_{IC}}\right)(-Q_{IC}) + \left(1 - \frac{T_0}{T_{AC}}\right)(-Q_{AC}) + \left(1 - \frac{T_0}{T_{MC}}\right)(-Q_{MC}) - \dot{W}_{Turbine} - (-\dot{W}_{LOX\ pump} - \dot{W}_{LAR\ pump} - \dot{W}_{BLAC}) + \sum_i \dot{m}_i e_{fi} - \sum_{GV} \dot{m}_{GV} e_{GV} \right]} \quad (13)$$

En la ecuación (13), la exergía másica de entrada ($\sum_i \dot{m}_i e_{fi}$) es cero debido a que el aire está en la condición ambiente. El resumen de la destrucción de exergía (E_D) y la eficiencia exergética (ε) de las unidades principales de la CASU, bajo las condiciones de operación del caso base (PBO), se presentan en la **Figura 3-22**.

La \dot{E}_D total de la CASU es de 3,526.92 kW con una eficiencia exergética $\varepsilon = 0.1755$. Esta eficiencia es alta para una planta criogénica, debido a que las salidas de las corrientes líquidas presentan magnitudes grandes de exergía.

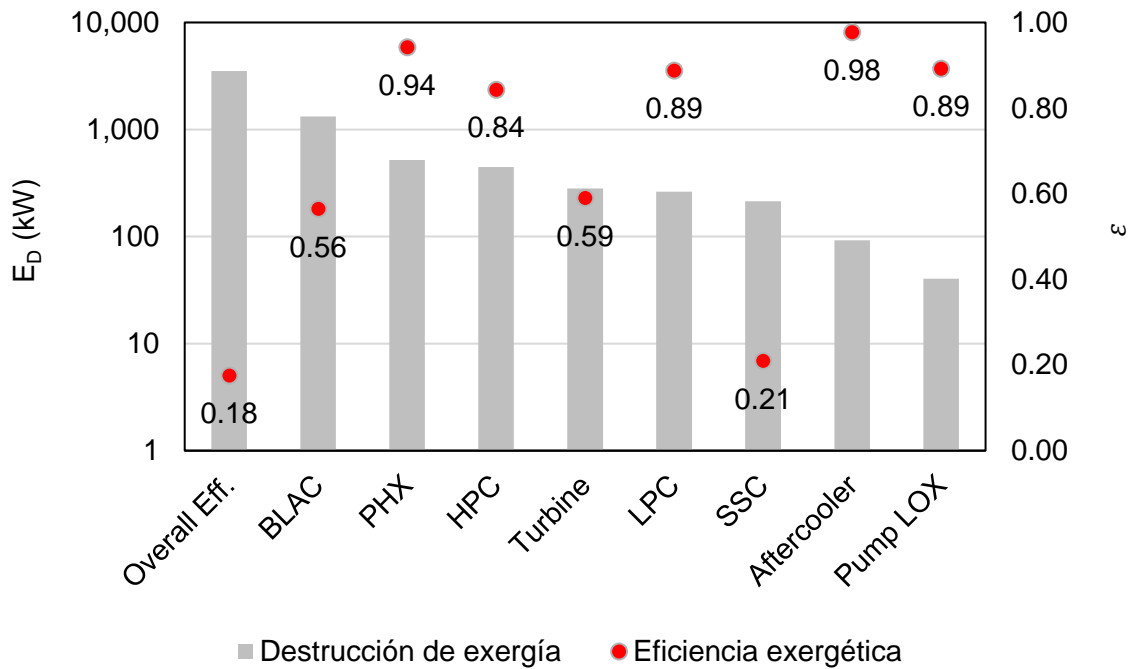


Figura 3-22: Resultados de exergía y eficiencia exergética en el PBO.

El equipo con mayor \dot{E}_D es el BLAC con 1,324.47 kW y una $\varepsilon = 0.56$. Esta eficiencia incrementa a causa del uso de los intercoolers, además de la contribución en la eficiencia politrópica de los compresores (actualmente de 73.8). El PHX es el segundo equipo con mayor \dot{E}_D (519 kW) a causa del gran diferencial de temperatura que muestra la unidad entre los lados frío y caliente (221 K en promedio) y las caídas de presión en la unidad. Sin embargo, la eficiencia exergética muestra una buena interacción entre los lados frío y caliente del intercambiador ($\varepsilon = 0.942$), lo cual se evidencia en las curvas compuestas de los intercambiadores donde $\Delta T_p \rightarrow 0$ (ver figura **Figura 3-13**). La tercer gran pérdida se presenta en las nueve válvulas empleadas para acondicionar las corrientes (Ver **Anexo 2**)

en los demás equipos del proceso. Estas generan una destrucción de exergía de 344.92 kW.

Las columnas de separación LPC y HPC muestra ε superior del 0.84, y la posibilidad de mejora se puede enfocar en la disminución de las corrientes de desperdicio o de venteo. La turbina, por su parte, tiene pérdidas de exergía de 281.7 kW causadas por el cambio de la temperatura en la unidad. El aumento de la eficiencia se puede lograr mejorando el desempeño de la turbina o disminuyendo la temperatura de alimento, para lo que se requeriría un equipo adicional. La SSC presenta una muy baja eficiencia ($\varepsilon = 0.209$) lo cual se explica por diferentes causas. En primer lugar, debido a la baja volatilidad relativa entre el O₂-Ar, junto con el alto contenido de oxígeno en la corriente de alimento (corriente 21) de la SSC, se debe tener un alto flujo de recirculación al proceso. Por otra parte, la diferencia de temperatura entre la corriente 15 y el tope de la columna (5.55 K) es un poco alta. Finalmente, la necesidad de usar una corriente de venteo (Ar Vent) para cumplir las especificaciones de pureza del argón líquido, genera pérdidas exergéticas. El aftercooler y las bombas de oxígeno y argón, presentan bajos valores de la destrucción de exergía.

En la **Tabla 3-16** se realiza una comparación de los datos obtenidos de una simulación realizada por Cornelissen (1997) para un proceso similar, sin embargo con obtención de productos líquidos. La variación más significativa radica en la columna de separación de argón (SSC), esto debido a que la unidad de purificación de argón analizada por Cornelissen consta de una unidad de desoxigenación en el cual el oxígeno se quema con hidrógeno, produciendo agua y obteniendo argón puro.

Tabla 3-16: Comparación de eficiencia exergética racional (ε) de dos procesos criogénicos diferentes.

	Calculada	(Cornelissen, 1997)	Variación (%)
Overall Eff.	0.18	0.28	37%
BLAC	0.56	0.67	16%
PHX	0.94	0.86	-10%
HPC	0.84	0.91	7%
Turbine	0.59	0.86	31%
LPC	0.89	0.80	-11%
SSC	0.21	0.02*	-948%

* Presenta una unidad de desoxigenación

3.3.3 Análisis de sensibilidad del modelo

Para el presente análisis de sensibilidad se van a estudiar variables de proceso que pueden ser manipuladas de forma rápida en planta (ver **Figura 3-16**). Las variables de respuesta a registrar son a la eficiencia exergética y la relación de producción de argón líquido (R_{LAR}). El análisis se hace ajustando las variables de operación del caso base (PBO) descrito en la sección **3.3**. Los parámetros y especificaciones de diseño o las formas de conexión entre las corrientes no serán modificados y serán considerados como parámetros fijos. En la **Tabla 3-17** se explica las variables de operación consideradas, junto con los valores en el Punto Base de Operación (PBO). La variable XF se define como el índice o relación de disminución del aire de alimento en el EDM ($F_{Feed\ EDM}$) respecto al flujo másico actual de aire de alimento ($F_{Feed\ current}$). Esto se define teniendo en cuenta el problema de la capacidad sobreinstalada de la CASU, el cual se describió en la Sección **2.2.2**.

Tabla 3-17: Selección de variables de proceso y valores en el punto base (PBO) para el análisis de sensibilidad

ID	Definición*	Unidad/ corriente	Valor PBO	Uso o evaluación
X1	F2/FAir	TEE-100	0.724	Capacidad de refrigeración
X2	F4/F3	T-LAIR	0.500	Alimento de HPC y LPC
X3	FGN2/FAir (N2)	LPC-cima	0.350	Minimización de nitrógeno de desperdicio
X4	F14/F13	T-KET	0.270	Factibilidad de calor para el Argon Cond.
X5	FLOX/F19	T-LOX	0.450	Viabilidad térmica del proceso en PHX
X6	FLN2/F9	T-LN2	0.000	Producción LN ₂
XF	$\frac{(F_{Feed\ EDM} - F_{Feed\ current})}{F_{Feed\ EDM}}$	Feed	0.000	Relación del cambio de flujo del aire respecto al EDM

* Ver **Figura 2-1** para ubicaciones de corrientes

La manipulación de las variables se realiza de forma que solo una varía y las demás permanecen constantes en los valores del PBO. A continuación, se identificarán los valores máximos de las variables de respuesta, definiendo las regiones de operación factibles (definidas arriba). Las variables deben permitir cumplir con que la variación de la temperatura de Pinch (ΔT_p) sea superior a cero. A la vez se debe garantizar el correcto funcionamiento del separador con una relación de líquido a gas positiva ($L/G_{sep} > 0$). Finalmente, la diferencia del calor retirado por el destilador de la HPC y el calor recibido por el rehervidor en la LPC (ΔQ_c) debe ser menor a cero.

3.3.3.1 Intercambiador de múltiple corriente, viabilidad termodinámica.

En el intercambiador de calor principal (PHX) la pérdida de exergía está asociada a las caídas de presión y los cambios de temperatura asociados a las corrientes calientes y frías. Hay que recordar que se desprecian las pérdidas de calor asociadas al ambiente.

En este equipo se puede evaluar el desempeño variando las temperaturas del Pinch, tanto calientes como frías, y así identificar las regiones factibles del proceso. ΔT_p debe ser siempre positivo o de lo contrario existe un cruce de temperaturas en el intercambiador. Para HX3 se fija ΔT_p y para los intercambiadores HX1 y HX2 se fija que todas las temperaturas (de cada uno de ellos) del lado caliente sean iguales. Como se explicó anteriormente, la factibilidad térmica se puede lograr variando el flujo másico de la corriente GOX, y más adelante se analizará el impacto de esta variable (X5).

3.3.3.2 Turbina y carga de refrigeración de la Cold Box, variable X1

X1 permite identificar la cantidad de flujo que ingresa a la turbina, y este se debe adecuar para no tener exceso o falta de capacidad de enfriamiento; esta variable es manipulada en T-AIR. La **Figura 3-23** muestra que cuando $\Delta Q_C > 0$, no hay suficiente flujo de calor cedido por el destilado al rehervidor. Esto es debido al déficit de masa que la turbina le está entregando a la HPC, lo cual vuelve una operación inviable. Con $\Delta Q_C < 0$ debe existir una fuga de calor para compensar los requerimientos del rehervidor, lo cual traduce en ineficiencias del condensador principal, y por lo tanto de la CASU. Para este caso X1 debe ser mayor a 0.72.

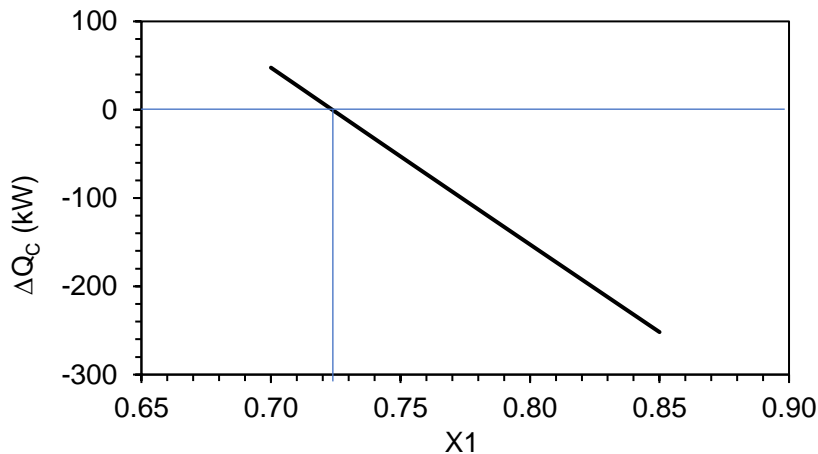


Figura 3-23: Variación ΔQ_C en función de X1, zona operativa factible

La **Figura 3-24** presenta el ΔT_p en función de X_1 , donde los valores negativos reflejan la existencia de cruce de temperatura en el PHX. Estos valores se obtienen cuando $X_1 < 0.72$, mostrando cruce en HX1. Para HX2 solo existe un rango muy pequeño de factibilidad termodinámica ($0.7 < X_1 < 0.80$). Para valores de $X_1 < 0.7$ se observa una insuficiencia de la capacidad calorífica en el sistema, ya que la formación de líquido por parte de la turbina es insuficiente. Para valores de $X_1 > 0.8$ se encuentra que la corriente caliente de alimento (corriente 2) en la sección fría de la PHX no dispone de energía suficiente para calentar los flujos de la sección caliente del PHX. En este caso hay un exceso de “frío” en la *Cold Box*, ocasionado por el alto flujo de aire líquido producido en la turbina.

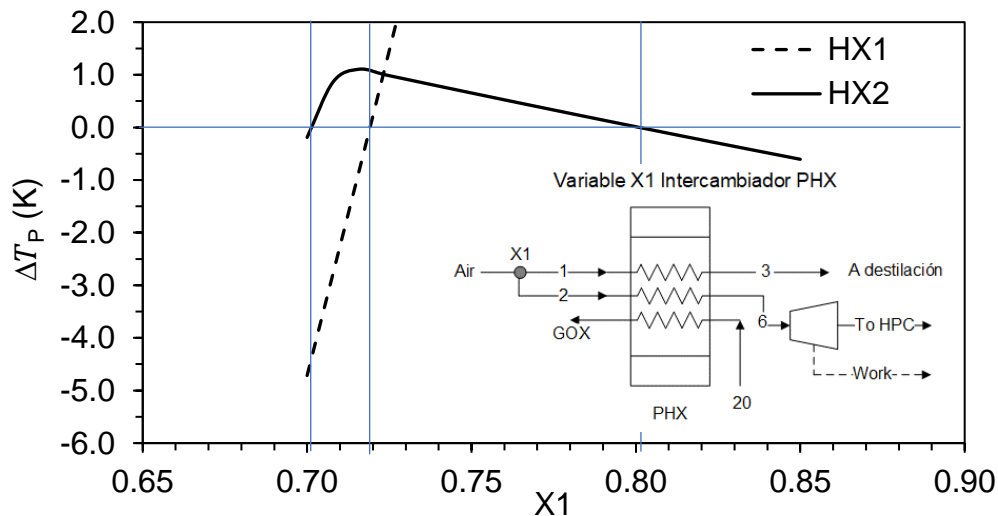


Figura 3-24: Representación de variable X_1 y zona termodinámica factible.

La **Figura 3-25** muestra la proporcionalidad entre el aumento de carga a la turbina y R_{LAR} , y la disminución de ε en la zona del proceso factible. Esto es debido a la necesidad de retirar el calor excedente del condensador principal, impactando en gran medida la destrucción de exergía y la eficiencia exergética. La configuración de esta variable debe presentar un óptimo para los requerimientos de productos líquidos en la CASU. Entonces el rango de factibilidad es $0.72 < X_1 < 0.8$.

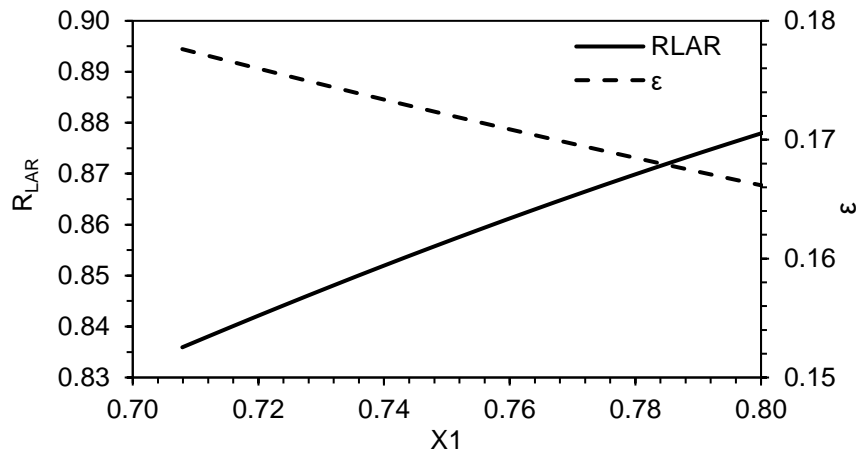


Figura 3-25: Variación de R_{LAR} y ε respecto a $X1$.

3.3.3.3 Aire de alimento en HPC y LPC, variable $X2$

El divisor de flujo T-LAIR separa la corriente restante de aire que no pasa por la turbina, alimentando la LPC y HPC. La **Figura 3-26** a la izquierda muestra que todos los rangos son válidos para ΔT_p y a la derecha que $X2$ debe ser mayor a 0.38 para que $\Delta Q_c \leq 0$.

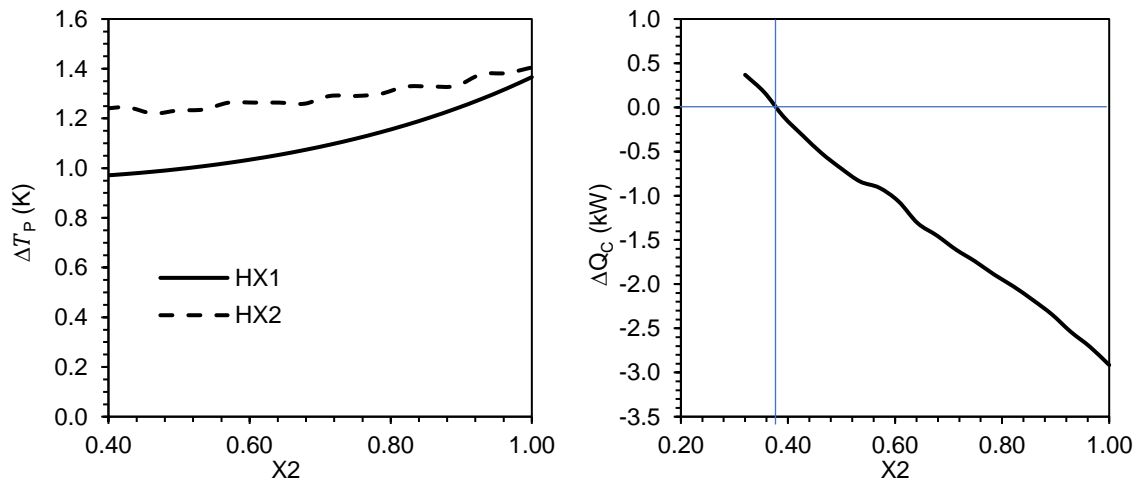


Figura 3-26: Variación de ΔT_p (izquierda), ΔQ_c (derecha) respecto a $X2$

Al lado izquierdo de la **Figura 3-27** se evidencia un incumplimiento ($L/G_{sep} = 0$) cuando $X2 > 0.94$, siendo insuficiente la corriente 15 para retirar el calor en el separador. Sin embargo, ε permanece casi constante con la variación de $X2$. Al lado derecho de la misma figura se aprecia el aumento de R_{LAR} , que se estabiliza en $X2 > 0.8$. Entonces el rango de factibilidad es $0.38 < X2 < 0.94$.

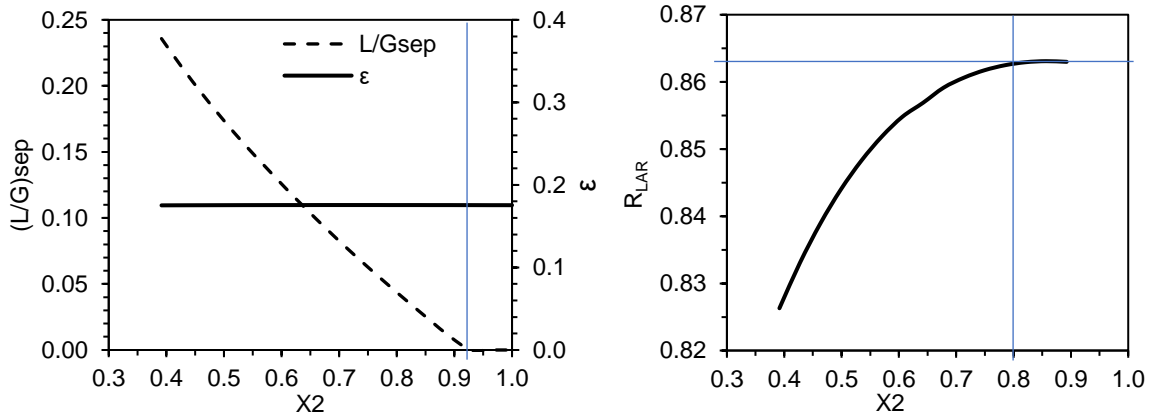


Figura 3-27: Variación de L/G_{sep} , ε (izquierda) y R_{LAR} respecto a X_2

3.3.3.4 Nitrógeno de desperdicio, variable X_3

Esta variable es controlada en planta mediante la apertura de una válvula de control sobre la corriente de GN2. El nitrógeno que no es retirado por la corriente GN2 saldrá en la corriente de venteo Waste GN2 y debido a la difícil separación del argón, del oxígeno y del nitrógeno, ambas corrientes tendrán trazas de argón.

Para todo el rango de X_3 hay una zona termodinámicamente factible para las tres restricciones de la operación (L/G_{sep} , ΔT_P y ΔQ_C). La **Figura 3-28** muestra el incremento de R_{LAR} a medida que X_3 aumenta. Esto se debe a que la corriente Waste GN2 disminuye, aumentando el flujo de alimento en la SSC (corriente 21). X_3 es fija cuando se conoce el flujo másico de la corriente Waste GN2 (utilizado en el sistema de purificación) y el resto de producto es venteado a la atmosfera en la corriente GN2. El nitrógeno que sale de la LPC por cima (suma de nitrógeno en GN2 y Waste GN2) es fijado por las ecuaciones de masa y energía de la unidad. Por esta razón X_3 no tiene un impacto notable sobre ε .

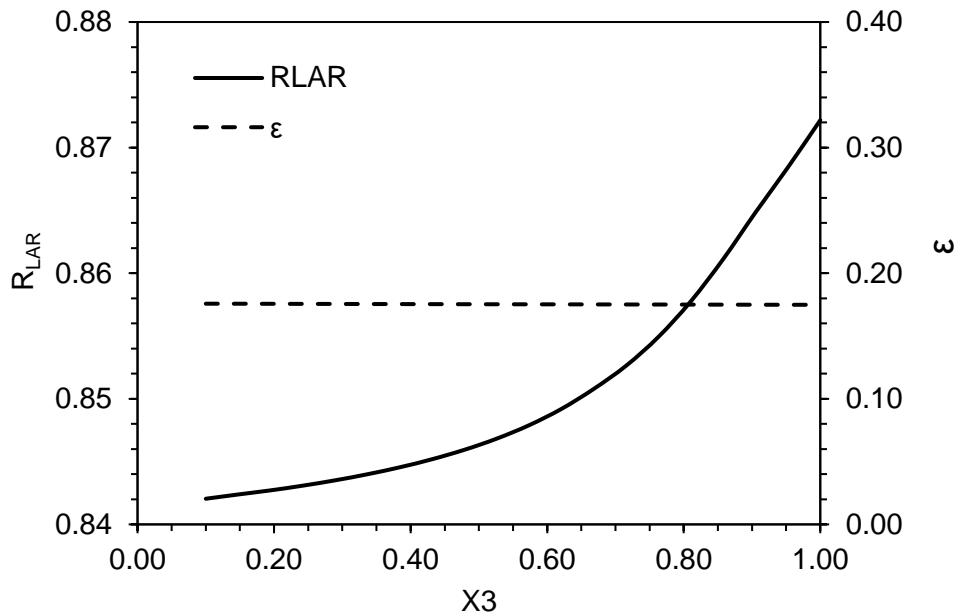


Figura 3-28: Variación de R_{LAR} y ε (izquierda) respecto a $X3$

3.3.3.5 Superstage Column y Argon Cond., variable $X4$

En la **Figura 3-29** se aprecia la zona en la cual hay una viabilidad operacional en el condensador de argón. Cuando no hay suficiente flujo másico de alimento que entrega el divisor de flujo T-KET hacia el separador ($X4 > 0.4$), la temperatura incrementa de forma exponencial. Este efecto es tan marcado que el calor recibido es lo suficiente grande para producir una corriente en fase gaseosa ($L/G_{sep} = 0$). Esto no es viable debido a que el calor retirado en el condensador debe ser recibido por la corriente 14, lo que obligaría al uso de otro flujo o utilidad para retirar el calor excedente. Cuando $X4 < 0.4$, la temperatura en el separador se mantiene casi constante, el cual refleja las condiciones de saturación ($T_{sep} = 85 \text{ K}$, $P = 127.9 \text{ kPa}$).

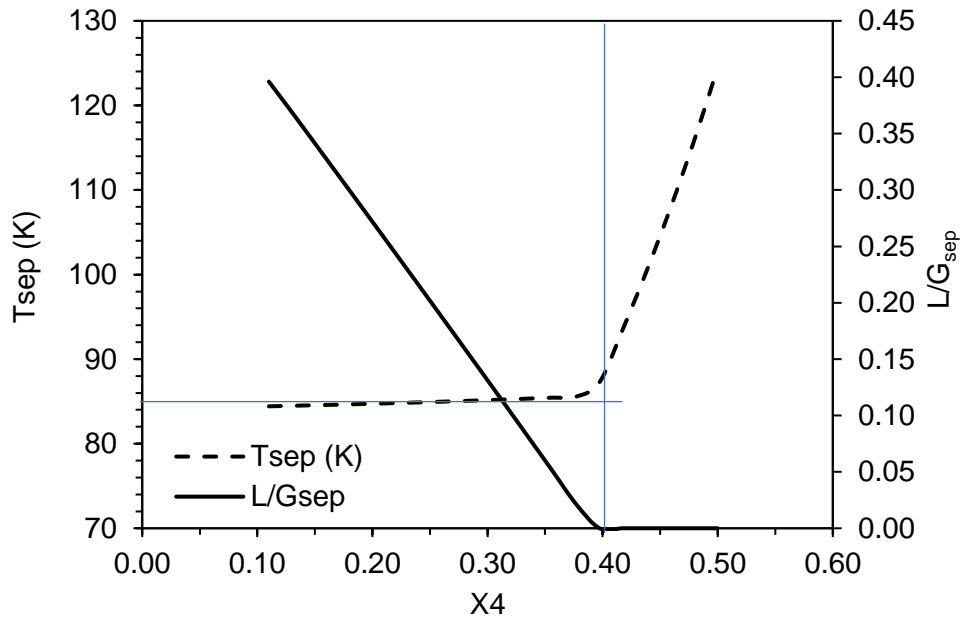


Figura 3-29: Efecto de X_4 en la temperatura de saturación y relación másica de líquido en vapor en el separador

A la izquierda de la **Figura 3-30** se aprecia el rango del calor retirado en el condensador de argón (612–635 kW) para la región factible, y se observa que el cambio en la temperatura es mínimo. La figura de la derecha muestra que esta variable no presenta mayor influencia en ϵ . Esto último es debido a la integración térmica al usar la corriente 15 para retirar el calor en el condensador de argón. Sin embargo, si se observa un impacto en R_{LAR} a causa del aumento del flujo de alimento líquido a la LPC. Entonces, se espera tener el flujo mínimo adecuado para el funcionamiento correcto del separador, y un mayor alimento en la LPC si se desea favorecer la R_{LAR} .

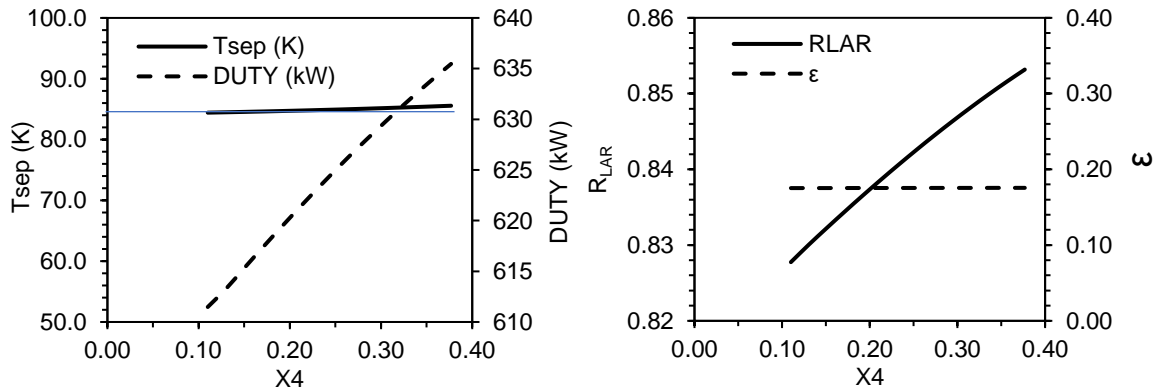


Figura 3-30: Variación de T_{sep} y calor retirado en el separador (izquierda), R_{LAR} y ϵ (derecha) respecto a X_4

3.3.3.6 Efecto de la salida de GOX, variable X5

En la **Figura 3-31** (izquierda) se puede apreciar que el proceso no es viable para valores de $X5 > 0.50$, pues por encima se aprecia un cruce de temperaturas en el HX1. Esta variable es la más sensible a ΔT_p en el PHX. En la sección 3.2.3 se evidenció que el cruce de temperaturas era por ausencia de GOX. En este caso se observa que cuando todas las demás variables están fijas, no hay cruce. Sin embargo, si cambiara otra variable de operación en planta este cruce de temperatura podría ocurrir. En la figura de la derecha se observa la disminución de ε con el aumento de $X5$, es decir que producir LOX favorece ε . Esto se debe a que la exergía másica específica en los productos líquidos es mayor que en los productos gaseosos. No hay influencia en L/G_{sep} y R_{LAR} porque la separación de la corriente de salida por fondos de la LPC no interactúa con el condensador principal ni con la SSC.

El GOX es requerido para el cliente On-Site y generalmente su demanda es fija. Sin embargo, este flujo se deja como variable debido a que puede existir una división y ventear el excedente o producir más líquido. En todo caso, la producción de líquido queda sujeta a la cantidad producida por la LPC por fondos (corriente 18) y la producción de oxígeno líquido y gaseoso por el divisor T-LOX. Se recuerda (ver sección 2.2.1) que el cliente On-Site no está consumiendo GOX.

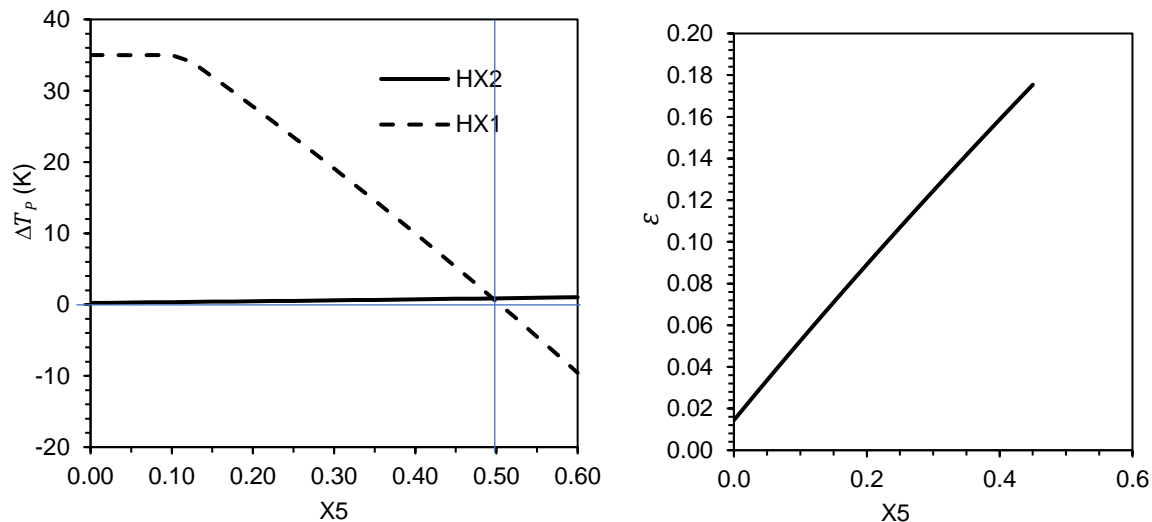


Figura 3-31: Variación de ΔT_p (izquierda), ε (derecha) respecto a $X5$

3.3.3.7 Producción de nitrógeno líquido, variable X6

Por medio del divisor de flujo T-SLF, la corriente de nitrógeno puro que sale de la PHX (corriente 9) se separa para almacenar LN2. En la **Figura 3-32** se aprecia que a un valor de $X6 > 0.015$, el HX2 presenta cruce de temperatura. La falta de LN2 en la LPC ocasiona una reducción de LO_2 por fondos, restando frío a la PHX al mantener X5 constante.

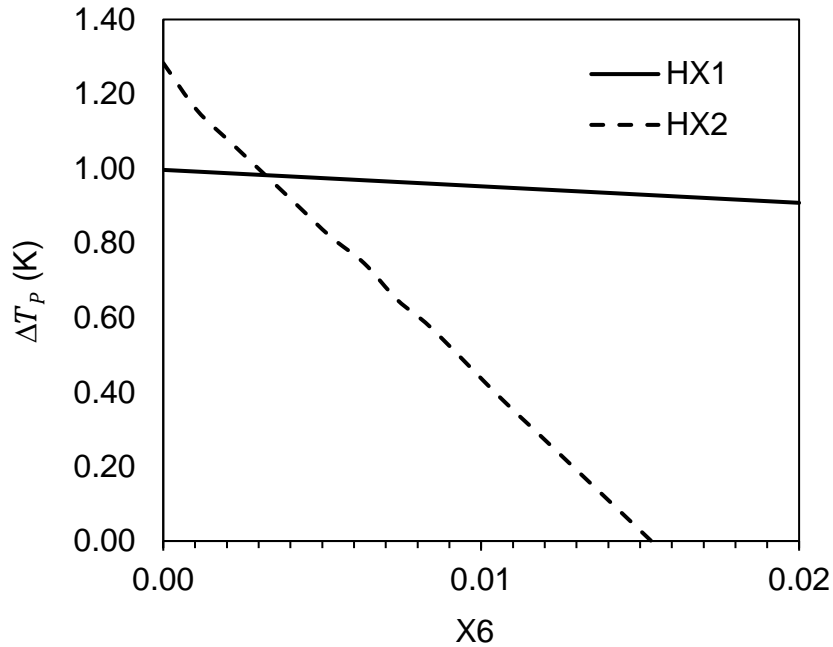


Figura 3-32: Variación de ΔT_p respecto a X6

En la **Figura 3-33** (izquierda) se aprecia que hay muy poca producción de LN2 cuando $X5=0.45$, y que no hay mayor variación de R_{LAR} y ε . Es posible aumentar la producción de nitrógeno líquido disminuyendo X5, es decir, aumentar el paso de oxígeno gaseoso e incrementando el frío en HX1, a expensas de la producción de LOX. En la figura de la derecha se observa un incremento notable en la producción de LN2 respecto del caso base si $X5=0.4$. Esto tiene como resultado un aumento de ε debido a la mayor producción de LN2 a expensas de la producción de argón. No es posible tener una mayor producción de LN2 debido a la necesidad de líquido en la LPC para realizar la separación, ocasionando un fallo en la simulación.

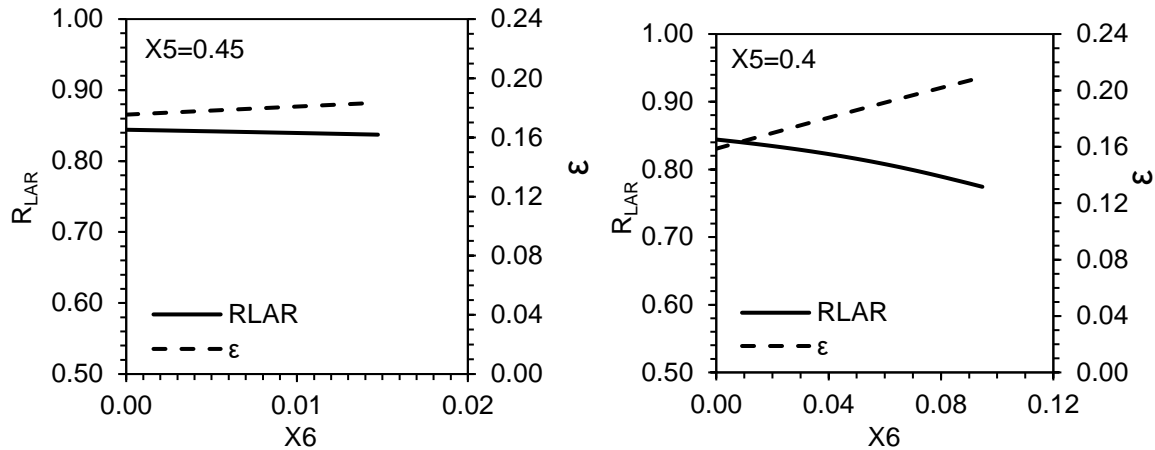


Figura 3-33: Variación de R_{LAR} y ε respecto a X_6 con $X_5=0.45$ (izquierda), y $X_5=0.4$ (derecha).

3.3.3.8 Variación del flujo de aire, variable XF

Disminuir el flujo de alimento contribuye a la eficiencia de la planta, debido al impacto que tiene en el compresor principal y la producción de gases de venteo. El control que tiene el compresor (BLAC) permite operar bajo diferentes cargas de aire, ajustando la velocidad rotacional del motor por medio de un variador de frecuencia para que coincida con los requisitos de demanda variable, manteniendo una presión constante (Marshall & Scales, 2020).

Se pretende estudiar un rango de relación del cambio de flujo del aire respecto al EDM (XF) expresado como $XF = (F_{Feed\ PBO} - F_{Feed\ current})/F_{Feed\ PBO}$. Si $F_{Feed\ current} > F_{Feed\ PBO}$, manteniendo las salidas de LOX y LN2 constantes, existirá mayor cantidad de gases de venteo. Esto no es aconsejable en la planta, por lo que se analiza la condición $F_{Feed\ current} < F_{Feed\ PBO}$ argumentado que la planta ya opera con capacidad sobre instalada. En la **Figura 3-34** se puede observar que es posible aumentar la relación del cambio de flujo del aire respecto al EDM hasta $XF=0.028$, a valores superiores, HX2 presenta cruce de temperaturas, debido a la insuficiencia de frío (GOX) en el intercambiador. $\Delta Q_C < 0$ en todo rango de $XF > 0.028$.

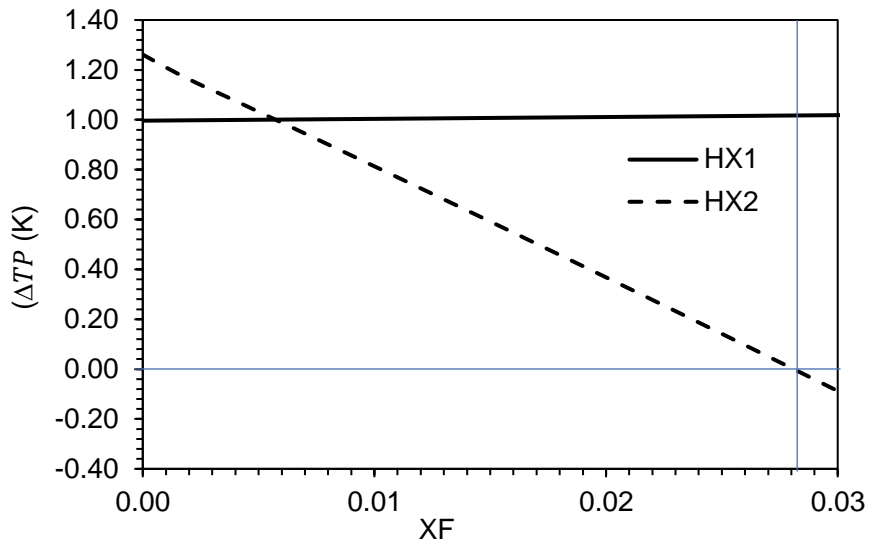


Figura 3-34: Variación de ΔT_p respecto a XF

A la derecha de la **Figura 3-35** se puede observar el impacto que tiene XF en el consumo eléctrico en el BLAC, permitiendo reducir hasta 180.5 kW y un leve incremento en ϵ . En la figura de la derecha, se observa la reducción en el flujo de LAR al reducir el flujo de alimento. Esto además demuestra que una leve mejora en ϵ tiene grandes impactos en el consumo de energía.

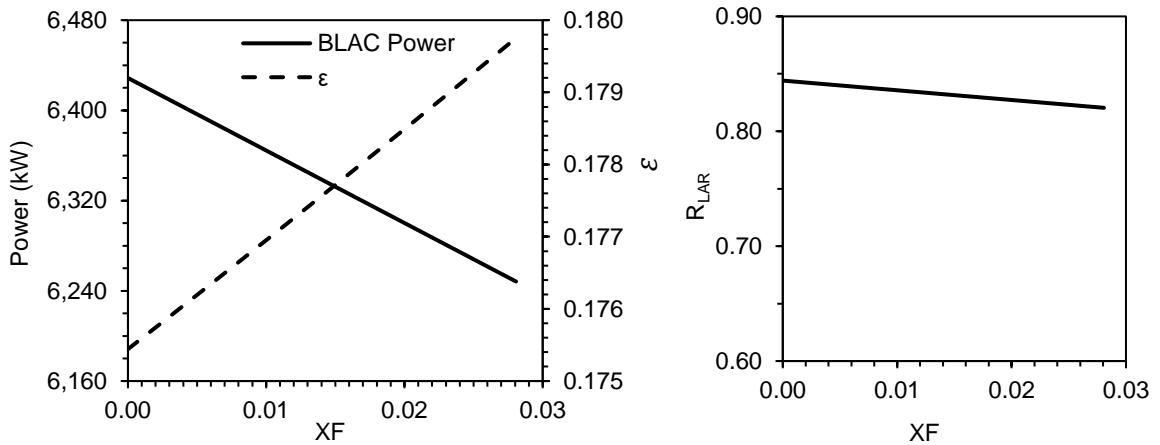


Figura 3-35: Variación en el trabajo requerido por el BLAC, ϵ (izquierda) y R_{LAR} (derecha) respecto a XF

3.3.3.9 Discusión de análisis de sensibilidad

La sensibilidad de las variables de respuesta referente a las variables de operación permite realizar una priorización para llevar a cabo una optimización posterior. La **Figura 3-36**

presenta los rangos (diferencia del valor máximo y mínimo) de la eficiencia exergética (ε) y relación de producción argón (R_{LAR}) para cada una de las variables en el análisis de sensibilidad. La variable que más presenta influencia para ε es X5, y para R_{LAR} hay varias variables que tienen un impacto significativo excepto X5.

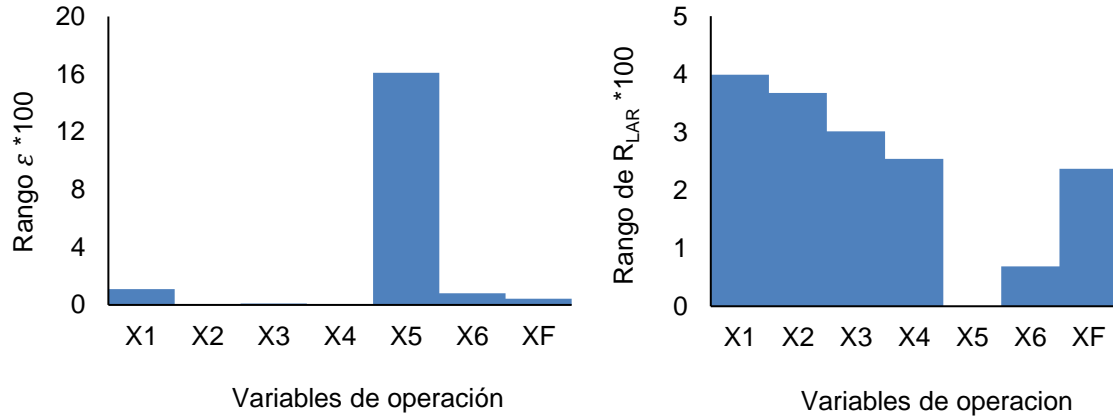


Figura 3-36: Rangos de R_{LAR} y ε para las diferentes variables de operación en el PBO.

El comportamiento simultaneo de las dos variables de respuesta, respecto del cambio en las variables de proceso se presenta en la **Figura 3-37**. El punto de cruce de las variables ($\varepsilon=0.17$) se debe a que la variable X5 está fija para todas las demás variables. Las variables X5 y X6 son calculadas al fijar las relaciones de producción de R_{LOX} y R_{LN2} .

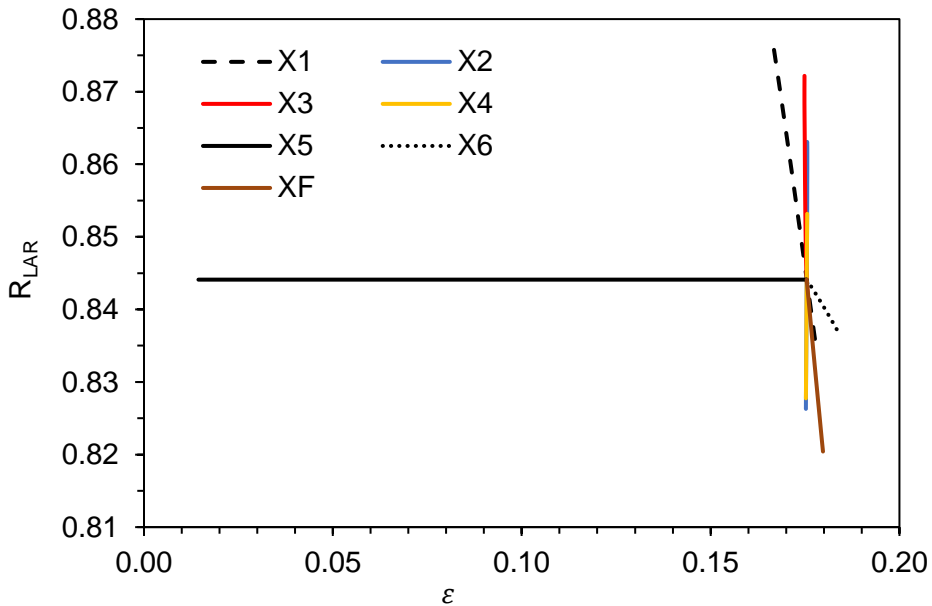


Figura 3-37: Comportamiento de las variables de respuesta de R_{LAR} y ε para las diferentes variables de operación

Como resultado del análisis de sensibilidad en la **Tabla 3-18** se resume los valores para cada variable cuando $R_{LOX} = 0.45$ y $R_{LN2} = 0$. Se puede evidenciar que existe una mejora del 26.4% en la eficiencia exergética, pero se afecta R_{LAR} en 22.1%. Como consecuencia, el indicador de consumo específico de energía disminuye en 27.1%. Esto demuestra que es posible obtener una mejora en la CASU produciendo la misma cantidad de LOX y LN2.

Tabla 3-18: Rangos de variables en el PBO y resultados del análisis de sensibilidad con $[R_{LOX}, R_{LN2}] = [0.45, 0.0]$

Variable	Rango de viabilidad		AS*	OBP (EDM)	V.P (%)
	min	max			
X1	0.708	0.800	0.800	0.724	10.5
X2	0.390	0.890	0.890	0.500	78.0
X3	0.100	1.000	1.000	0.350	185.7
X4	0.110	0.390	0.380	0.270	40.7
X5***	0.000	0.480	0.628	0.450	39.5
X6***	0.000	0.050	0.000	0.000	-
XF	0.000	0.029	0.290	0.000	-
ED (kW)			2,593	3,529	-26.5
ϵ			0.222	0.175	26.4
RLAR			0.658	0.844	-22.1
C.E (kw/t)			1.035	1.419	-27.1

* AS = Dato optimo encontrado en análisis de sensibilidad.

** V.P = Variación porcentual⁹.

*** Variables dependientes por fijar LOX y LN2

Debido a que el análisis de sensibilidad fue elaborado modificando una sola variable a la vez y fijando las demás, se debe realizar un estudio más completo. En este caso es necesario ver el efecto del cambio de todas las variables del proceso simultáneamente sobre las variables respuesta. Sin embargo, el análisis anterior permitió obtener algunas características del proceso y la identificación de interrelaciones entre algunas variables. El cambio de X1 (alimento a la turbina) está limitado a la eficiencia de la turbina. X2 determina el flujo de la LPC y HPC, si disminuye el alimento en la HPC ($X2 \rightarrow 1$) disminuirá el valor

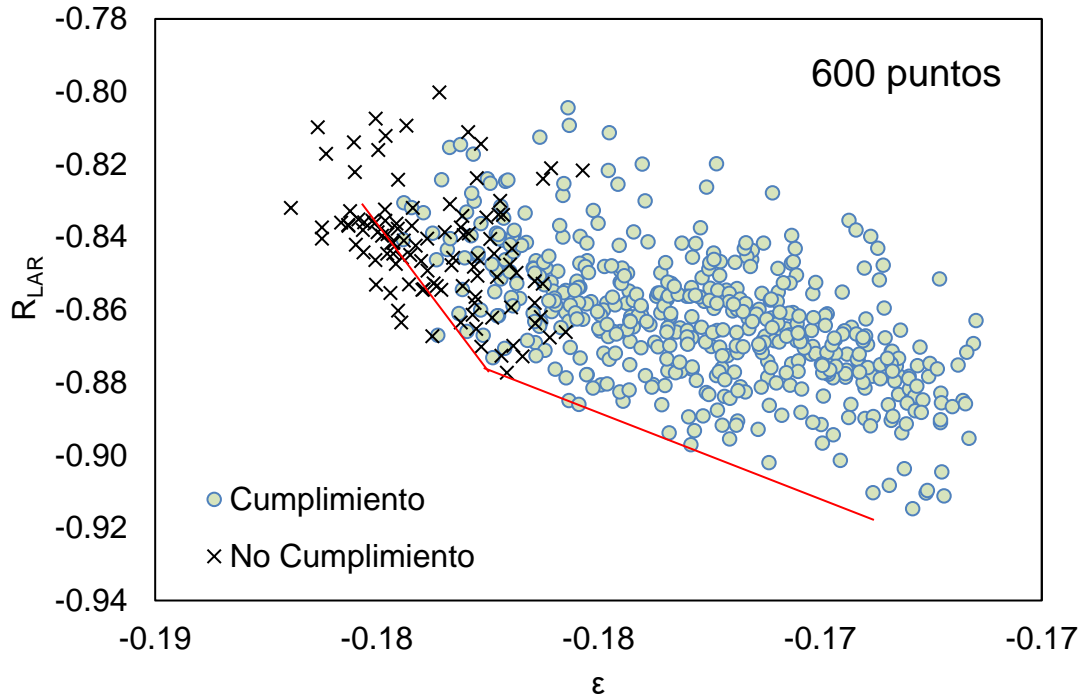
⁹ La variación porcentual (V.P) es definida como la razón de la diferencia de los valores optimizado y de referencia entre el valor de referencia.

de la corriente 13. Esto indica que X4 está correlacionada con X2, teniendo que disminuir R4 para cumplir la demanda de alimento al separador de argón L/G_{sep} . También se observa que X5 tiene dependencia con X2. Si X2 tiende a cero habrá un mayor flujo en la corriente 8, haciendo que el HX3 tenga mayor cantidad de frío. Como consecuencia, X5 tiene que disminuir para compensar este exceso de frío (y viceversa) para dar cumplimiento al ΔT_p .

X6 también restringe el proceso debido a que la remoción de energía de la *Cold Box* en el producto LN2, disminuye el flujo másico de la corriente 10. Esto da lugar a el incumplimiento del ΔT_p y la no convergencia de la LPC. Esta compensación de frío se puede suplir de dos formas; con la reducción de X5 o con la adición de nitrógeno líquido en la corriente 10 externa al proceso (ver **Anexo 2** corriente de LN2 ADD).

Con base en lo anterior se pudo identificar que existen combinaciones de las variables que permiten aumentar la eficiencia exergética (ε) sin perjudicar en gran medida R_{LAR} . Esto deja abierto el problema de optimización multiobjetivo. En este sentido se realizó la evaluación de 600 puntos de operación (i.e. 600 individuos) presentadas en la **Figura 3-38**, fijando la producción de LOX y LN2 $[R_{LOX}, R_{LIN}] = [0.45, 0.0]$ (Producción en el PBO) y se cambió de forma aleatoria el valor de las diferentes variables de estudio (X1, X2, X3, X4 y XF). Se tuvieron en cuenta los límites establecidos en la **Tabla 3-18** con el fin de observar la interacción entre las variables.

Se puede observar que R_{LAR} es inversamente proporcional a ε , la región de búsqueda para determinar la solución Pareto y permite evidenciar que hay individuos con mismos valores de ε y R_{LAR} que cumplen y otros que no cumplen las restricciones del proceso (L/G_{sep} , ΔT_p y ΔQ_C) debido al cambio en las variables de operación de forma simultánea, los rangos de viabilidad también cambian, como es el caso de X5, donde su cálculo en la **Tabla 3-18** presento un valor superior al encontrado en el análisis de sensibilidad, sin incumplir ninguna restricción del proceso.



Nota: La línea presentada en la figura fue elaborada de forma cualitativa para identificar la ubicación tentativa y la forma esperada de la solución Pareto.

Figura 3-38: Simulación de 600 puntos aleatorios para $R_{LOX}=0.45$ y $R_{LIN} = 0$.

Al ser calculadas X_5 y X_6 mediante las producciones R_{LAR} y R_{LN2} respectivamente, de la **Figura 3-36** y **Figura 3-37** se puede determinar que las variables de mayor peso frente a ε son X_1 y X_F . En el siguiente capítulo se muestra la solución del problema de maximizar ε y R_{LAR} fijando la producción de oxígeno y nitrógeno encontrando el mejor set de variables a ser cambiadas de forma rápida en la CASU.

4. Optimización Multiobjetivo

Debido a la intensidad energética del proceso criogénico para la separación de gases del aire, es de interés aumentar la eficiencia en plantas en operación continua, cumpliendo los estándares de pureza, y permitiendo obtener mayor rentabilidad y productividad. En la sección **3.3.3** se mostró que el incremento de productos líquidos disminuye la eficiencia exergética debido al incremento en la fuga de calor en el condensador principal (ΔQ_C). En la sección **2.2.2** se describió como la CASU estudiada presenta una capacidad sobreinstalada. Por último, en la sección **3.3.3.9** se observó que al graficar R_{LAR} vs ε hay un frente Pareto óptimo debido a que los dos objetivos son antagónicos.

Lo anterior indica que el problema de optimizar la CASU estudiada, bajo demanda variable, corresponde a un problema multiobjetivo. En este caso, conocida la demanda oxígeno y nitrógeno, se pueden obtener los mayores valores de eficiencia exergética y producción de argón para no llegar a sobreproducción. Esto mitigaría problemas como: altos inventarios de líquido, venteos de productos y/o paradas de planta, y el aprovechamiento al máximo del aire alimentado para la destilación de productos líquidos (recuperación).

La diversidad de trabajos realizados sobre la optimización en plantas criogénicas es amplia y se destacan soluciones a problemas como:

- Disminuir la destrucción de exergía en los equipos mayores como las columnas de destilación (Omar et al., 2017) y recientemente en los intercambiadores de múltiples corrientes (Guo et al., 2015).
- Optimizar configuraciones de la superestructura empleando matrices con la función objetivo de reducir la energía de la planta (Ziębik & Gładysz, 2018).
- Realizar optimización en tiempo real (RTO) con horizontes de planificación de demanda (Kalavani et al., 2019)
- Reducción de costos de energía simulando CASUs en estado estacionario. (Yan et al., 2010) y (Zhu et al., 2009).

Zhu et al., (2009) realizaron la optimización de una ASU existente usando el método de retroceso basado en homotopía (*homotopy-based backtracking method*). La función objetivo fue reducir el costo de compresión del aire variando la demanda del producto. Este trabajo realizó un análisis de sensibilidad para encontrar zonas factibles de operación de la planta, variando las composiciones de Ar, N₂ y O₂ de alimento.

En este contexto, este capítulo tiene como finalidad presentar el desarrollo de un algoritmo de cálculo elaborado en MATLAB que permitiría a la CASU modificar las variables de operación para diferentes demandas de oxígeno y nitrógeno establecidas en la sección 2.2.2. El algoritmo se desarrolló con el propósito de maximizar la eficiencia exergética y la producción de argón líquido en la CASU. La herramienta fue desarrollada e implementada en una unidad de cómputo de escritorio, con procesador AMD Phenom 9550 Quad-Core de 2.20 GHz, de 8 GB de memoria RAM.

4.1 Planteamiento del problema de optimización

El problema se formula con el propósito de maximizar la eficiencia exergética y la producción de argón líquido, variando demandas de producto líquido de oxígeno y nitrógeno. Las funciones objetivo deben estar sujetas a las variables de operación (X_{opt}), las restricciones operativas, los parámetros fijos, la estructura existente de la planta y las imposiciones termodinámicas del modelo simulado. En la ecuación (14) se presenta el planteamiento del problema multiobjetivo de variables continuas con restricciones. Este es similar al realizado por Zhu et al., (2009), con la diferencia de que en este caso se realiza una optimización multi-objetivo.

La función (f) describe el proceso en estado estacionario por las ecuaciones MESH (masa, relaciones de equilibrios, sumas de fracciones molares, entalpía) además de los balances de energía; trabajo del compresor, turbina y bombas y los flujos de calor de los intercoolers y aftercooler del proceso, las cuales son calculados por el simulador HYSYS.

$$\begin{aligned}
 &\text{Funcion Objetivo: } \min [-\varepsilon, -R_{LAR}] \\
 &\text{sujeto a: } f(X_{prod}, X_{opt}, X_{fix}, X_{exp}, X_{cons}) = 0 \\
 &x_{prod} = [R_{LOX}, R_{LN2}] \\
 &X_{cons}^L \leq X_{cons} \leq X_{cons}^U \\
 &X_{opt}^L \leq X_{opt} \leq X_{opt}^U
 \end{aligned} \tag{14}$$

Donde;

ε_{CB} : Eficiencia exergética de la CASU

R_{LAR} :	Relación de producción de argón líquido
X_{prod} :	Vector de relación de producción de LOX y LN2
X_{opt} :	Vector de variables de operación
X_{fix} :	Vector de variables parametrizadas tomadas de EDM
X_{exp} :	Vector de variables parametrizadas calculadas.
X_{cons} :	Vector de restricciones

El resumen de la cantidad de variables o dimensión de los vectores se presentan en la **Tabla 4-1**.

Tabla 4-1: Cantidad de variables del problema de optimización

Variable	Descripción	Dimensión
X_{prod}	R_{LOX} , R_{LN2}	2
X_{opt}	X1, X2, X3, X4, XF	5
X_{fix}	Fracción molar de alimento	3
	Temperatura	17
	Pureza	6
	Diseño	36
X_{exp}	Presión y caída de presión	10
	Eficiencias	11
	Caída de presión en válvulas	9
	min T. de PINCH en HX3	1

El número total de variables es de 100, sin contar las variables asociadas a la estructura de la planta (i.e. las relacionadas con el diagrama de flujo de proceso y las interconexiones). Estas últimas permitían plantear problemas más complejos de optimización, los cuales no son del alcance del presente trabajo. A continuación, se realiza una explicación y un detalle de la función objetivo y de las variables presentadas.

4.1.1 Función objetivo, [ε , R_{LAR}]

La eficiencia exergética (ε) se calcula con la ecuación (13). Debido a que R_{LOX} y R_{LN2} son fijas, se elige R_{LAR} para la optimización pues es la única variable de productos líquidos que se puede ajustar (dadas las condiciones de pureza del argón). Además, el argón es el producto con mayor valor de venta por unidad de masa. Por lo anterior, para valores fijos de R_{LOX} y R_{LN2} se pretende obtener la mayor ε en rangos óptimos de R_{LAR} .

4.1.2 Variables parametrizadas en la simulación y el diseño

En la **Tabla 4-1** se presentaron las diferentes variables parametrizadas (X_{fix}) en la simulación, estos parámetros son posibles variables que fueron fijados con valores inamovibles en la optimización. En la **Tabla 4-2** se presenta un resumen de la descripción y dimensiones de las 36 de los parámetros fijos de diseño usadas en la optimización. No se brindan valores puntuales o datos específicos debido al manejo confidencial de la información de la planta.

La configuración de la planta presenta una alta integración térmica a tal punto que no es necesario servicios de proceso externos. Sin embargo, en un futuro se podría incorporar variables asociadas a la interconexión de corrientes en la planta, generando matrices de diferentes configuraciones, y así realizar una optimización de la infraestructura existente.

Tabla 4-2: Variables parametrizadas de diseño

Unidad	Descripción	Dimensión
Compresor BLAC	Número de etapas de compresión	1
PHX	Número de corrientes	6
Sección de destilación	Número de etapas de columna	3
	Número de plato de alimento o salida	17
Válvulas	Adecuación del proceso	9

Las variables parametrizadas calculadas X_{exp} fueron tomados del EDM con excepción de las eficiencias. La eficiencia politrópica de compresión (73.8) fue tomada a partir de la **Figura 3-4** para los cuatro compresores, se trabajó con eficiencia de plato de 1 en las tres columnas. Para las bombas de oxígeno y argón, eficiencias de 75% y por último, la eficiencia en la turbina fue calculada a partir de la temperatura (101.6K) y presión de salida (575.2 kPa).

4.1.3 Vectores de variables de operación y relación de producción

El vector de variables de operación X_{opt} fueron explicadas y analizadas en la sección 3.3.3 del análisis de sensibilidad y en la **Tabla 3-17** se presentó la definición de cada variable. Estas variables fueron elegidas debido a la facilidad de cambio que tienen en planta al ser manipuladas en divisores de flujo a través del proceso con excepción a la variación del aire de alimento XF y la relación del gas de nitrógeno puro de X3. La variación de XF se hace

por medio del compresor BLAC. En el caso base (PBO) se trabaja con un vector de demanda $X_{prod} = [R_{LOX}, R_{LN2}] = [0.45, 0.0]$, lo que permite calcular el valor de X5 y X6. Respecto a la demanda, los límites de dicha variable se obtuvieron del análisis estadístico del histórico de operación de planta, presentados en la **Figura 2-4**. En la **Tabla 4-3** se presentan los vectores de cada mes del año 2019, con el objetivo de poder realizar una comparación y evidenciar la mejora respecto al consumo específico de energía.

Tabla 4-3: Conformación del vector $[R_{LOX}, R_{LN2}]$ y consumo específico de energía por mes del 2019 de la CASU analizada.

Mes	R _{LAR}	[R _{LOX} , R _{LN2}]	C.E (kW/kg)
ene-19	0.336	[0.250, 0.035]	1.24
feb-19	0.256	[0.235, 0.031]	1.25
mar-19	0.438	[0.294, 0.039]	1.23
abr-19	0.532	[0.343, 0.042]	1.22
may-19	0.417	[0.273, 0.039]	1.25
jun-19	0.557	[0.378, 0.059]	1.21
jul-19	0.425	[0.344, 0.053]	1.25
ago-19	0.356	[0.245, 0.038]	1.38
sep-19	0.395	[0.263, 0.051]	1.29
oct-19	0.490	[0.300, 0.047]	1.27
nov-19	0.348	[0.264, 0.037]	1.34
dic-19	0.338	[0.224, 0.043]	1.33

Como se mencionó antes, los límites o rangos pueden variar con el cambio de alguna variable de operación (X_{opt}). Por este motivo, hay que ampliar los límites inferior (LB) y superior (UB) que se obtuvieron en el análisis de sensibilidad resumidos en la **Tabla 3-18**. En este sentido, la **Tabla 4-4** presenta el límite inferior (LB) y superior (UB) que serán utilizados en la optimización, y van acorde con límites teóricos que de cada variable, a excepción de X1 y XF que son calculados. El rango de X1 está acorde con la capacidad de refrigeración explicada en la sección **3.3.3.2**, y se amplía en un 75%.

Es evidente que hay exceso de aire de alimento reportado en el EDM respecto a la operación actual. Por este motivo, el límite superior de XF se calcula a partir a la demanda más baja de $R_{LAR} = 0.239$ evidenciada en el mes de febrero, y suponiendo una recuperación del 100% de argón.

Tabla 4-4: Límites inferior y superior de las variables de operación

Variable	Definición	Límite inferior	Límite superior
X1	F2/FAir	0.696	0.829
X2	F4/F3	0.290	1.000
X3	FGN2/FAir (N2)	0.033	1.000
X4	F14/F13	0.000	0.980
XF	$\frac{(F_{\text{Feed EDM}} - F_{\text{Feed current}})}{F_{\text{Feed EDM}}}$	0.000	0.769

Las restricciones aseguran que el modelo tenga una viabilidad termodinámica y sentido operacional, tal como se analizó en la sección del análisis de sensibilidad. En la **Tabla 4-5** se presentan las restricciones de cumplimiento incluidas durante la optimización.

Tabla 4-5: Restricciones empleadas en el problema de optimización multiobjetivo.

Restricción	descripción	Condición	Equipo
1	Temperatura mínima Pinch, ΔT_p	$> 0 K$	HX1
2	Temperatura mínima Pinch, ΔT_p	$> 0 K$	HX2
3	Calor del condensador, ΔQ_C	$\leq 0 \text{ kW}$	Main. Cond.
4	Destrucción de exergía, E_D	$> 0 \text{ kW}$	Proceso Global
5	Viabilidad de separador L/G_{sep}	≥ 0.001	Ar_cond_sep

4.2 Algoritmo de optimización

El algoritmo de optimización NSGA-II (*Nondominated Sorting Genetic Algorithm*) formulado y desarrollado por Deb et al., (2002), es utilizado cuando se tiene problemas multiobjetivo, en particular cuando hay objetivos contradictorios. En este caso la solución óptima para una función perjudica la respuesta de la otra función, generando una solución de tipo Pareto. El algoritmo presenta ventajas novedosas para la convergencia, las cuales se resumen a continuación:

- Elitismo controlado: lo cual ayuda en gran medida en facilitar la convergencia y preserva la diversidad en los individuos.
- Distancia de apiñamiento (*crowding distance*): Es la distancia i formada por el vértice de dos individuos en un cubo (ver **Figura 4-1** inferior derecha). Esto permite complementar rápidamente el set de soluciones. Al momento de evaluar individuos

donde las funciones objetivo dan valores muy pequeños o grandes, i tiende a infinito ocasionando el rechazo de individuos.

- Ordenamiento no dominado; al mantener la población externa en cada generación ordenando todas las soluciones no dominadas como solución inicial y participar en todas las operaciones genéticas.

El procedimiento detallado se explica en el trabajo realizado por Deb et al., (2002). Primero se crea una población P_0 de N individuos a partir del vector de variables, las cuales siguen una distribución uniforme y son aleatorias. P_0 se ordena basado en la no dominación, entregando una tipificación en base de ranqueo (niveles). A partir de la población P_0 se crean dos poblaciones hijas, seleccionando la mitad de la población de posiciones pares y la otra mitad de posiciones impares (torneo binario), se realiza el cruce (cruce aritmético) y mutación (mutación gaussiana o normal), generando la población Q_0 de descendencia de tamaño N . Las poblaciones P_0 y Q_0 son combinadas generando una población R de $2N$ individuos, donde nuevamente se realiza el ordenamiento no dominado.

Este procedimiento se repite hasta finalizar con el número de generaciones como se muestra en la **Figura 4-1**, donde el subíndice t hace referencia al contador de cada una de las generaciones. El único cambio de lo explicado anteriormente es que la población Q_t no se crea de una población aleatoria sino a partir de los individuos P_{t+1} de tamaño N . Con el set de individuos creados se realiza la combinación para obtener R_t de tamaño $2N$, y el elitismo se introduce comparando individuos de la población actual con la previa. La población obtenida es ordenada de forma no dominada y rankeada, generando el set (frente) F_1 de mejores soluciones no dominadas. Este set permanecerá a través de todas las generaciones, conservando así la descendencia en la solución.

Si el set F_1 es de tamaño menor que N , se selecciona el segundo mejor set no dominado F_2 , así hasta obtener una población igual o mayor a N . Debido a que el tamaño de los sets, no siempre suman exactamente el tamaño de N , el ordenamiento de distancia de apiñamiento es utilizado hasta complementar la población de N individuos, concluyendo así la generación, y obteniendo P_{t+1} y Q_{t+1} .

Lin (2011) implementó este algoritmo en Matlab, explicando las opciones del algoritmo y suministrando los códigos para su uso, los cuales son utilizados en el presente trabajo.

Además, en ese trabajo se presentan varias soluciones a diferentes problemas multiobjetivo, mostrando la velocidad y convergencia del algoritmo.

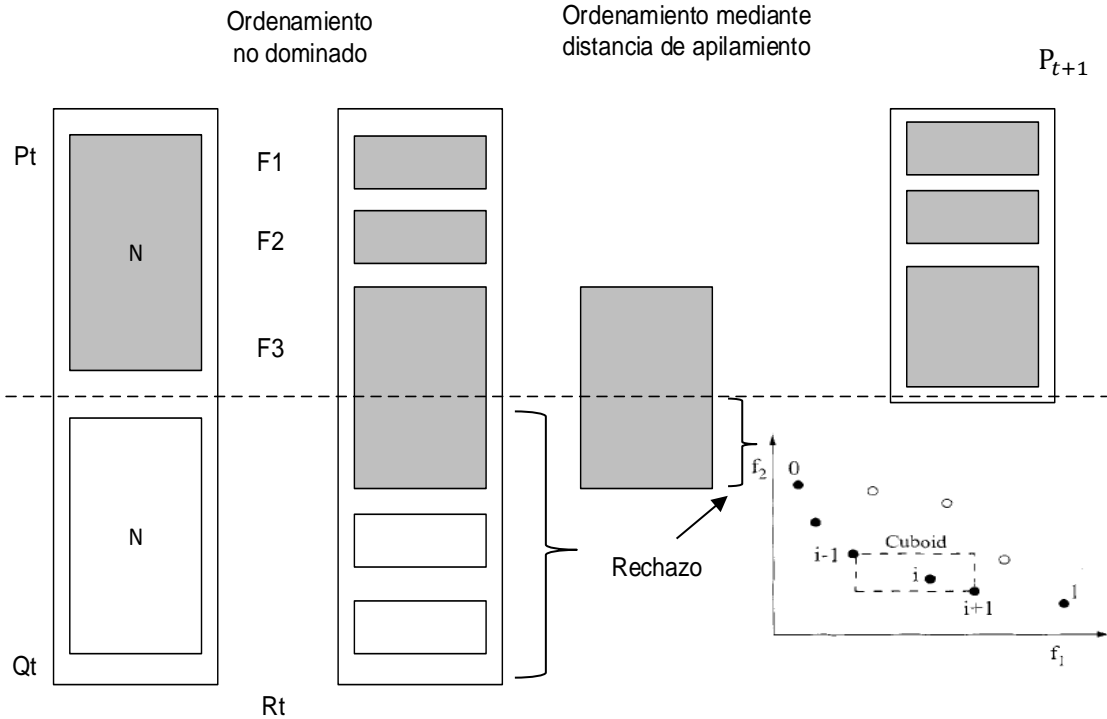


Figura 4-1: Procedimiento del algoritmo NSGA-II adaptado de Deb et al., (2002)

4.3 Procedimiento y códigos de Optimización

El procedimiento de optimización se presenta en la **Figura 4-2** el cual es adoptado del trabajo realizado por Briones & Gutiérrez (2018), y los ficheros de los algoritmos (Lin, 2011) se presentan en el **Anexo 4**.

Los valores de inicio se encuentran en el fichero *TP_CONSTRUCT.m*, donde se fijan los siguientes parámetros; número de individuos y generaciones, creación del vector de límites inferior y superior de las variables de operación, y la evaluación de la función objetivo como una *function handle*. Las opciones del algoritmo no cambian, y se mantienen aquellas por defecto presentadas por Lin (2011).

El fichero *TP_CONSTRUCT_objfun.m* contiene las instrucciones de la construcción de la función objetivo, las variables de operación y las restricciones del problema. Las variables son exportadas a Aspen Hysys para la simulación, calculando las funciones objetivo e importándolas de nuevo a MATLAB. Si algún individuo incumple las restricciones

impuestas en el modelo, será guardado y rechazado en la siguiente generación. Además, se incorpora la instrucción de convergencia sobre la columna de baja presión (LPC); si la columna no converge en la evaluación de un individuo en 200 iteraciones reporta el valor $\varepsilon = 0$ y $R_{LAR} = 0$, siendo omitido este punto en la siguiente generación.

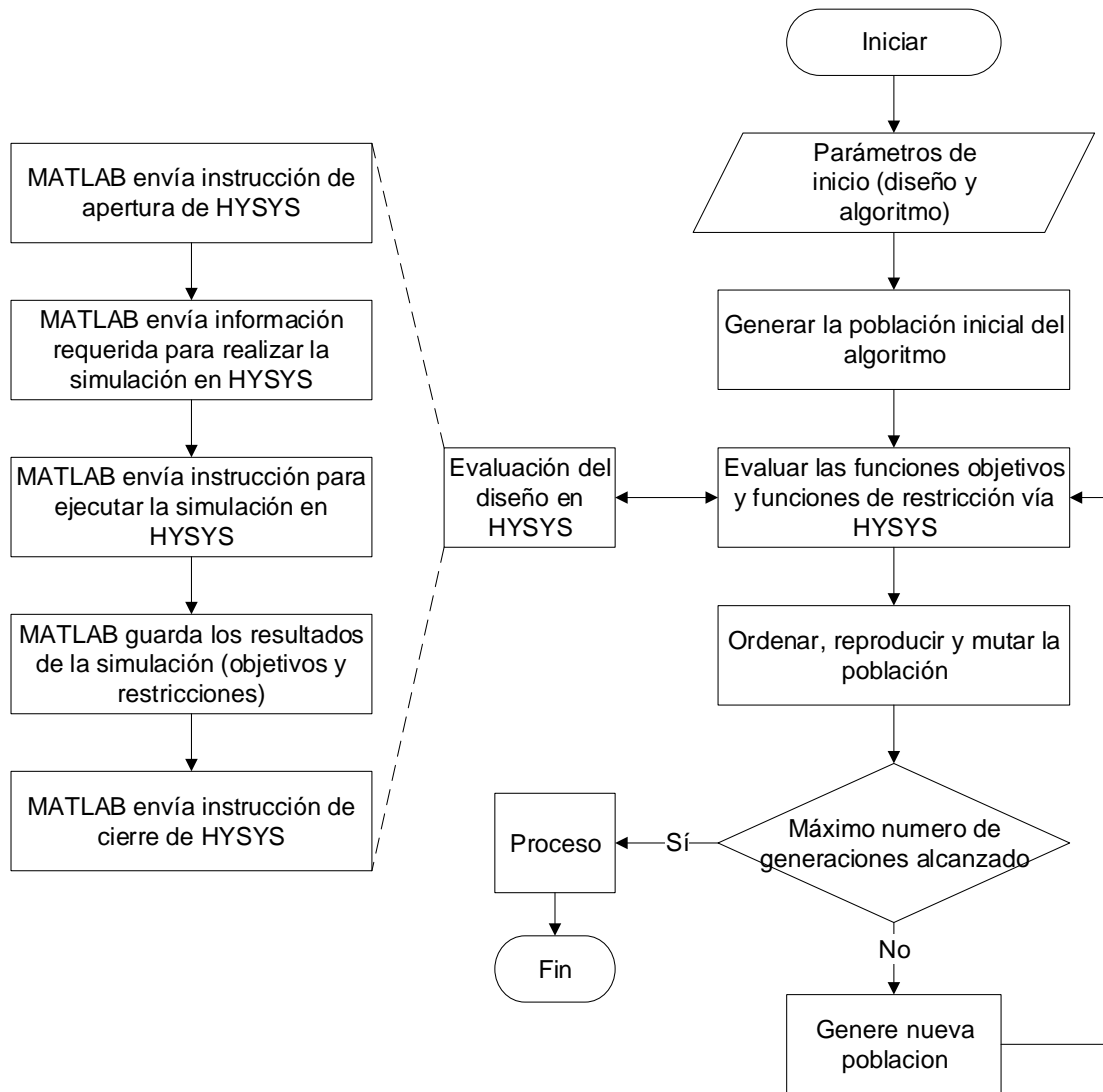


Figura 4-2: Procedimiento de optimización, adaptado de (Briones & Gutiérrez, 2018)

Existen varios manuales y ejemplos donde se puede consultar la forma de realizar la invocación y la manipulación de las variables, realizando la conexión MATLAB-HYSYS. Los valores de la función objetivo y restricciones están calculados en las hojas de cálculo de HYSYS FO y VR, además contiene las celdas de los valores importados desde MATLAB (ver **Anexo 3**).

Con la creación de los parámetros de inicio, función objetivo y restricciones, se ejecuta la instrucción *nsga2.m*. En la **Tabla 4-6** se presentan las instrucciones de forma secuencial, las cuales pueden ser profundizadas en los trabajos de Lin (2011) y Deb et al (2002).

Tabla 4-6: Instrucciones secuenciales contenidas en el fichero *nsga2.m*

Archivo.m	Descripción
verifyOpt	Verifica el cumplimiento de las opciones del algoritmo
initpop	Creación de variables de operación aleatorias y distribución normal
evaluate	Se evalúa las funciones objetivo y sus restricciones mediante HYSYS
ndsort	Ordenamiento no dominando, calculando la matriz de dominancia. Genera el primer ranking y calcula la distancia de apiñamiento entre individuos.
Se inicia el ciclo While para la evaluación de las generaciones hasta llegar a la generación máxima.	
selectOp	Selección de nueva población mediante torneo binario entre individuos
crossoverOp	Cruzamiento aritmético
mutationOp	Mutación Gaussiana
evaluate	Evaluación de la nueva población, elegida mediante torneo binario, con cruce y mutada
Combinación de la población de la generación anterior con la nueva, creando la población R de 2N individuos.	
ndsort	Ordenamiento no dominando
extractPop	Extrae el (los) ranking con los mejores individuos y de ser necesario complementados mediante la distancia de apiñamiento, creando la nueva generación de N individuos.
plotnsga	Figura guiada (figure GUI) con la solución Pareto de la generación
CallOutputfuns	exporta la información en el fichero de texto
Cierre de ciclo; end While	

4.4 Resultados de Optimización

Los resultados de las funciones objetivo son presentados en una figura guiada (GUI figure), como se observa en la **Figura 4-3**. Las poblaciones, funciones objetivos y restricciones de cada generación son guardadas en un archivo de texto, y en la **Tabla 4-7** se presenta las salidas en el archivo de texto. Una de las ventajas del algoritmo es la posibilidad de usar la solución obtenida del archivo de texto para continuar la evaluación de más generaciones.

Esto es útil cuando el usuario encuentra discrepancias entre las soluciones de la última y penúltima generación.

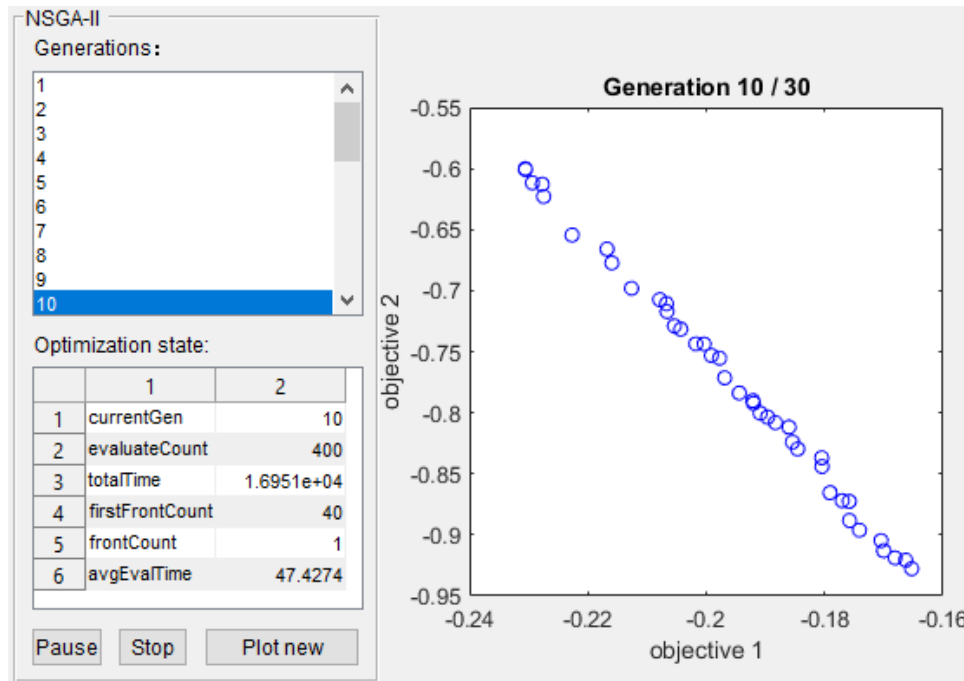


Figura 4-3: Resultados de optimización presentadas en la figura GUI (Lin, 2011)

Tabla 4-7: Resultados guardados en archivo POPULATION.txt

Salida	Detalle de salida	Salida	Detalle de salida
currentGen	Generación actual	Var4	Variable X4
evaluateCount	Acumulado de individuos	Var5	Variable XF
totalTime	Tiempo de generación actual (seg)	Obj1	Función objetivo, ε
firstFrontCount	Individuos del frente F1	Obj2	Función objetivo, R_{LAR}
frontCount	Cantidad de frentes	Cons1	Restricción HX1
avgEvalTime	Tiempo total del algoritmo (seg)	Cons2	Restricción HX2
Var1	Variable X1	Cons3	Calor del condensador
Var2	Variable X2	Cons4	Destrucción de exergía
Var3	Variable X3	Cons5	Viabilidad del separador

A continuación, se realiza la optimización para las producciones reportadas en el EDM seguida del vector de demanda variable. En todos los casos se cumplen los requerimientos de pureza en las corrientes de producto.

4.4.1 Optimización con producción reportada en el EDM

En este caso se eligió un modelo con 40 individuos y 30 generaciones para el vector de relaciones de producción $[R_{LOX}, R_{LN2}] = [0.45, 0.0]$, obteniendo un total de 1,200 individuos evaluados. En la **Figura 4-4** se presenta los diferentes frentes para algunas generaciones del algoritmo y el punto de relación de producción del argón R_{LAR} tomado de la **Tabla 3-18** del PBO ($R_{LAR}=0.844$). Se puede observar que en la primera generación (G1) los individuos son calculados de forma aleatoria y la mayoría presenta incumplimiento (CI) en las restricciones. Una de las mejoras que presenta el algoritmo NSGA-II es la creación rápida de un primer frente a través del método no ordenado, brindando una idea del perfil del Pareto solución. Ya en la décima generación (G10) se observa acercamiento a la convergencia y no hay individuos con incumplimiento. En G20 y G30 se observa que se amplía el rango del frente Pareto y se evidencia muy poco cambio entre las soluciones, permitiendo convergencia al frente óptimo. Los valores negativos se deben al planteamiento de maximizar la función (ecuación (14)).

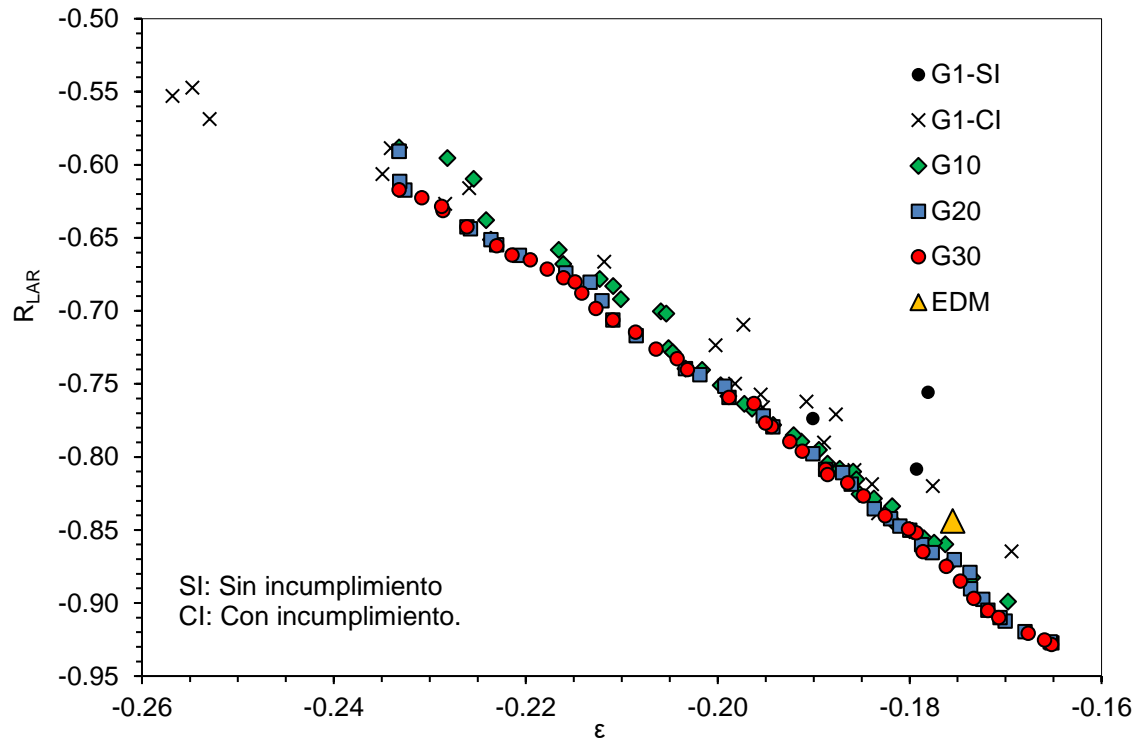


Figura 4-4: Resultados de frente Pareto para diferentes generaciones en $[R_{LOX}, R_{LN2}] = [0.45, 0.0]$

El algoritmo es efectivo en encontrar convergencia en pocas generaciones, tiene la característica de emplear en la mutación un escalar (*scale*) que determina la desviación estándar de los individuos aleatorios generados y un factor de encogimiento (*shrink*) el cual va disminuyendo con el aumento de generaciones (Lin, 2011).

Se observa mediante la **Figura 4-4** que el algoritmo converge en la generación 30 después de un tiempo de 686.4 min (11.4 hr). El rango de R_{LAR} varía de 0.617 – 0.928 y la ε de 0.165 - 0.233. En la **Figura 4-5** se presenta la solución obtenida en la generación 30 y en la tabla adjunta se comparan los resultados optimizados respecto de una R_{LAR} similar al EDM. En este caso se evidencia que el caso óptimo permite disminuir la variación del aire de alimento (XF) en 0.0642.

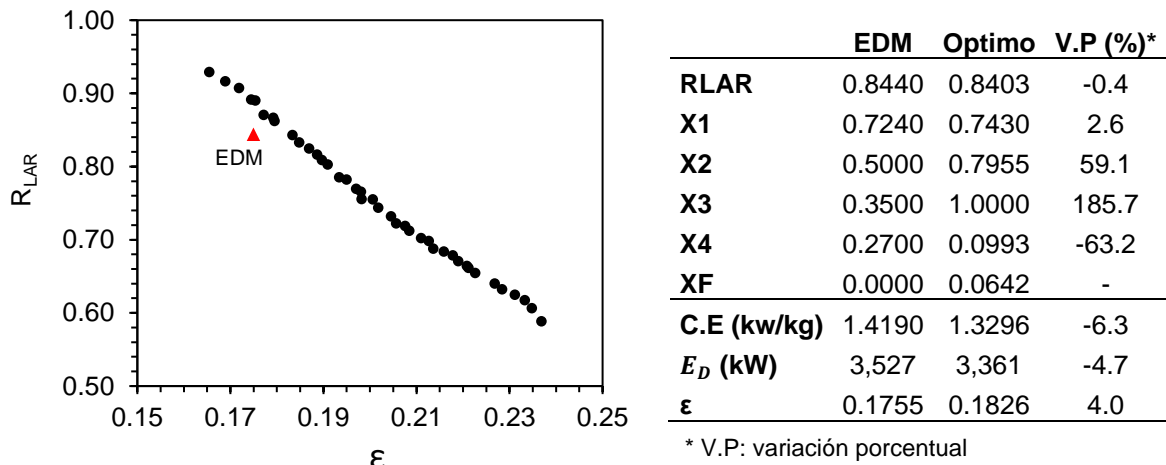


Figura 4-5: Solución Pareto del vector [$R_{LOX}=0.45$, $R_{LN2}=0.00$] y comparación respecto al EDM.

Las variables de operación con mayor variación porcentual (V.P) son X3 (V.P=185.7%), X4 (V.P= -63.2%) y XF. Como se pudo evidenciar en la **Figura 3-37** el incremento de X3 y X4 tienen impacto sobre la producción de argón. X3 hace referencia al incremento de la producción de nitrógeno gaseoso por cima de la columna de baja presión (corriente 12). Debido a que no hay producción de nitrógeno líquido, la corriente Waste GN2 contiene trazas de argón, disminuir su valor permite incrementar la composición molar en la corriente de alimento en la SSC (corriente 21).

La división del flujo realizada en T-KET permite alimentar el separador de argón (corriente 15) y la *Superstage Column* (corriente 14) a partir de la corriente de fondos de la columna de alta presión (corriente 13). La variable X4 fue establecida como la relación de flujos

masicos de la corriente 14 entre la corriente 13. En la sección 3.3.3.5 se determinó que la corriente de alimento al separador de argón (corriente 15) debe ser la adecuada para condensar el argón por cima de la SSC entonces, al disminuir la carga de alimento es necesario incrementar X4.

El impacto de X3 y X4 se puede ver en la recuperación de los productos líquidos. La recuperación es definida como la relación de flujos másicos de la producción del componente i líquido entre el alimento por la composición del componente i en el aire de alimento; $F_i/F_{air}x_i$. En la **Tabla 4-8** se puede apreciar el incremento en la recuperación de los productos respecto al EDM es superior al 47.7%, esto contribuye en la eficiencia exergética debido a que los productos no están siendo venteados a la atmosfera.

Tabla 4-8: Comparación de la recuperación de los productos líquidos entre el óptimo y EDM.

Compuesto	EDM	Optimo	V.P (%)
LN2	0.000	0.0000	0.0
LOX	0.446	0.4770	47.7
LAR	0.844	0.8979	89.8

Realizando estos cambios se obtiene una reducción de 6.3% en el consumo específico de energía respecto al EDM. En cuanto el análisis exergético se evidencia una mejora en la eficiencia exergética (ϵ) de 4.0% y una reducción de 4.7% en la destrucción de exergía (\dot{E}_D). La contribución más significativa a esta mejora es la reducción en el flujo de aire de alimento requerido (XF) para la producción establecida en el manual de operación. Esto disminuye; la potencia requerida por el compresor (BLAC), el calor retirado en el condensador principal y la producción de los gases de venteo, aumentando la recuperación de los productos líquidos por medio de las variables X3 y X4.

En esta optimización con producción reportada en el manual de ingeniería de diseño (EDM) no se fija la producción de GOX, permitiendo manipular la carga de entrada del aire. La disminución de GOX reportada frente al EDM es de 1.7%. Se comprueba mediante las variaciones porcentuales que el EDM está optimizado demostrando la estandarización de los diseños que estas multinacionales elaboran a nivel mundial y están sujetas a las especificaciones de productos, incluyendo el oxígeno gaseoso suministrado al cliente on-site.

4.4.2 Optimización con demanda variable.

Dada a la convergencia que ofrece el algoritmo durante la optimización del EDM, se emplearon 40 individuos por generación y 30 generaciones. Para la demanda variable se utilizarán los valores del vector X_{prod} mostrados en la **Tabla 4-3**, la cual refleja la producción del 2019. En este caso se realizó el cálculo de 40x30x12 individuos (14,400). En la **Figura 4-6** se puede evidenciar que el mes con mayores eficiencias exergéticas es junio, y el peor mes febrero. A excepción del mes de junio, que presenta una pendiente ligeramente más pronunciada, la forma de los perfiles y su pendiente no cambian significativamente entre sí. Es claro que cada solución Pareto es única para un X_{prod} dado.

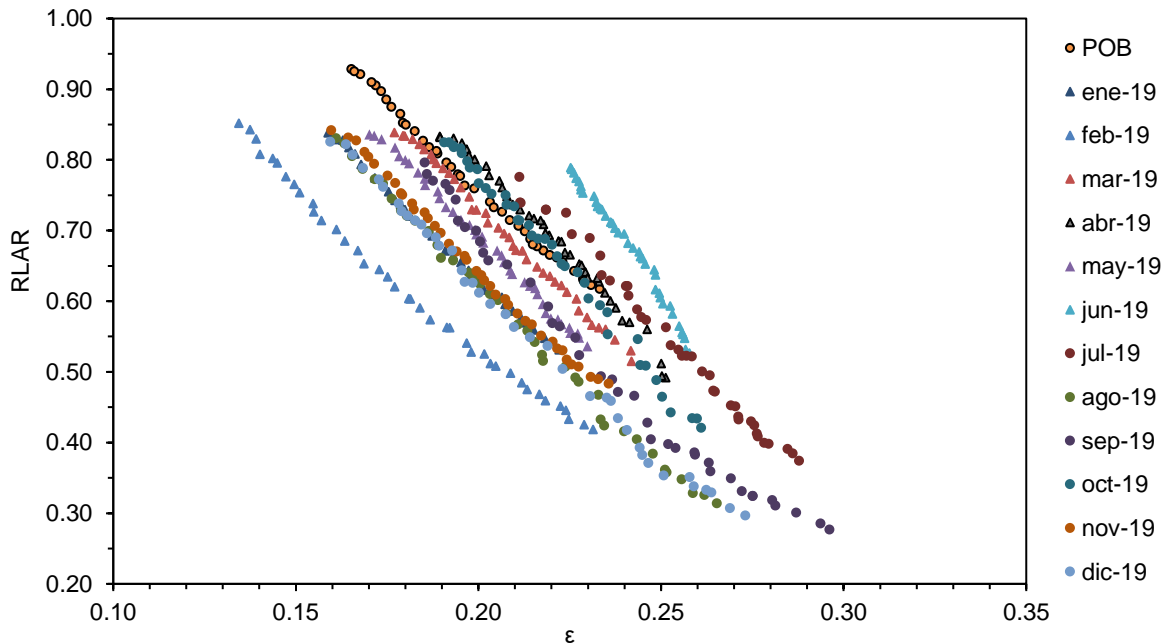


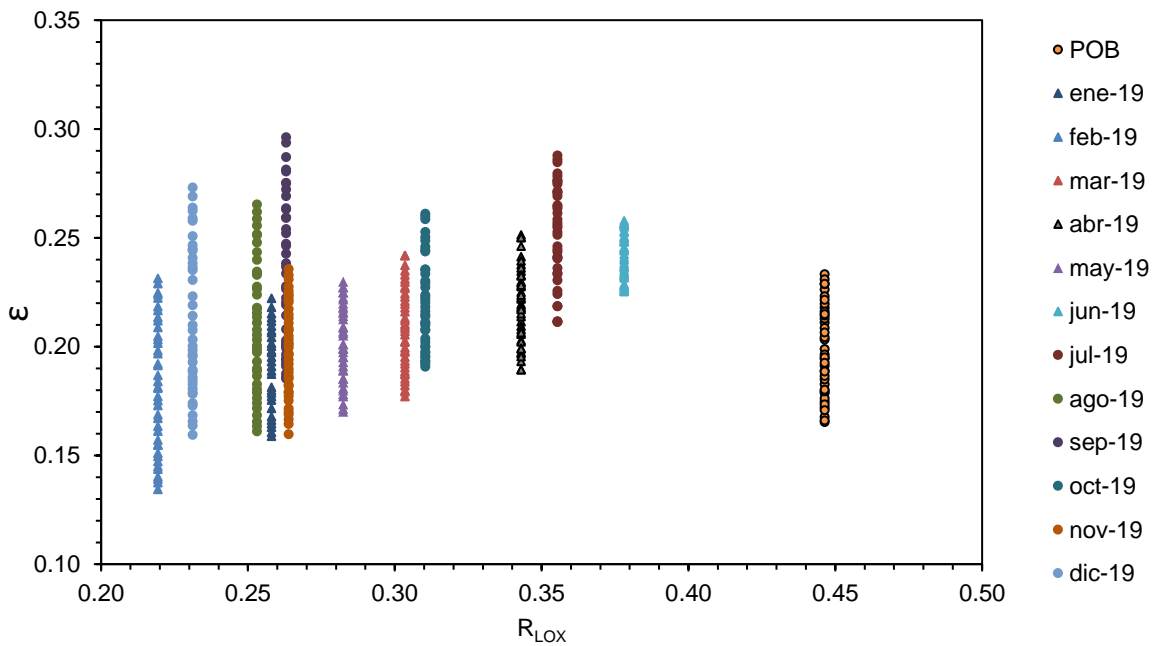
Figura 4-6: Solución Pareto para diferentes meses del vector X_{prod}

Los rangos de ε y R_{LAR} para los diferentes meses se presentan en la **Tabla 4-9**, y como se observa el coeficiente de variación (C.V) es inferior al 29.3%. Esto refleja que los rangos cambian entre sí significativamente, concluyendo que las soluciones Pareto cambian acorde al vector de demanda. Por lo anterior se concluye que es la demanda la que juega el papel más importante en la eficiencia de operación de la CASU.

Tabla 4-9: Rangos de solución Pareto considerando demanda variable

	ε		R_{LAR}		Rango	
	Max	Min	Max	Min	E	RLAR
PBO	0.233	0.165	0.928	0.617	0.068	0.311
ene-19	0.222	0.159	0.838	0.531	0.063	0.307
feb-19	0.231	0.134	0.852	0.419	0.097	0.433
mar-19	0.242	0.177	0.839	0.515	0.065	0.324
abr-19	0.251	0.189	0.833	0.492	0.062	0.342
may-19	0.230	0.170	0.836	0.536	0.060	0.300
jun-19	0.258	0.225	0.789	0.527	0.033	0.262
jul-19	0.288	0.211	0.776	0.374	0.077	0.401
ago-19	0.265	0.161	0.830	0.314	0.104	0.517
sep-19	0.296	0.185	0.796	0.277	0.111	0.520
oct-19	0.261	0.191	0.825	0.421	0.070	0.404
nov-19	0.236	0.160	0.842	0.483	0.076	0.358
dic-19	0.273	0.159	0.826	0.297	0.114	0.529
\bar{X}					0.077	0.385
σ					0.023	0.087
CV					29.3%	22.7%

Para evidenciar el impacto del vector X_{prod} en las eficiencia exergética se presenta el comportamiento de las soluciones respecto a R_{LOX} (**Figura 4-7**) y R_{LN2} (**Figura 4-8**).

**Figura 4-7:** Variación de las soluciones Pareto respecto a R_{LOX} .

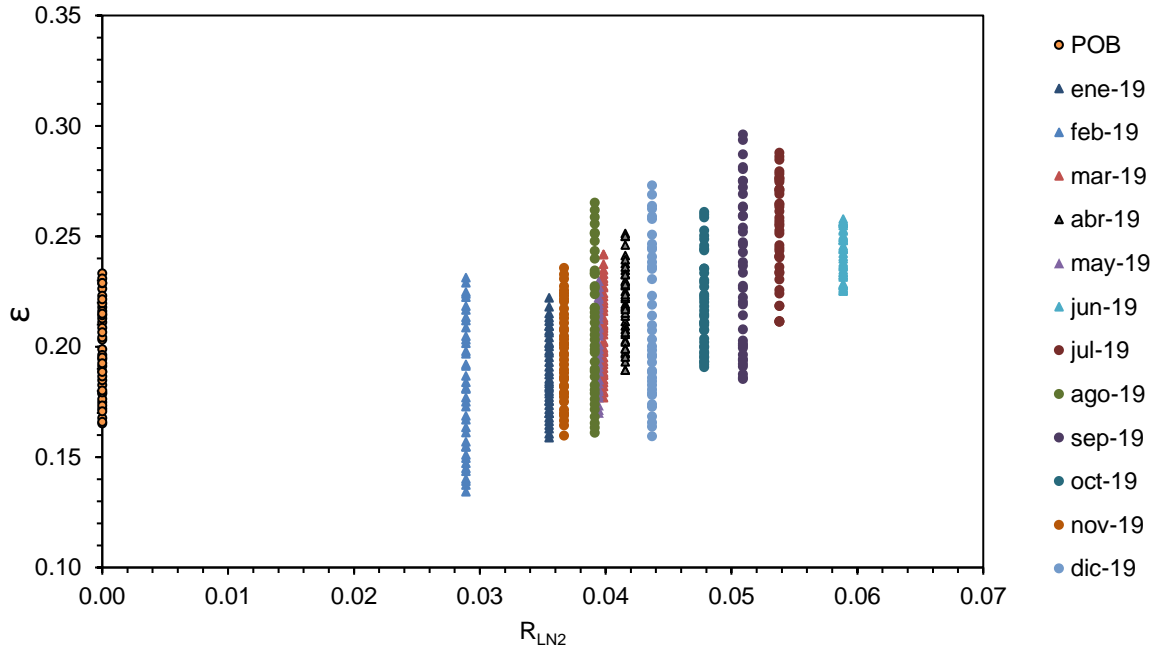


Figura 4-8: Variación de las soluciones Pareto respecto a R_{LN2}

Como se observa, ambas variables contribuyen en el cambio de la solución Pareto y como era de esperarse, se concluye que incrementar la producción X_{prod} favorece el aumento de la eficiencia exergética.

Por último y para una comprensión más general del proceso, en la **Figura 4-9** se presenta el impacto del aumento de la producción en la solución Pareto. En esta figura R_{prod} se define como la relación de producción mensual respecto de la reportada en el EDM para oxígeno y nitrógeno. Para el caso base (PBO) el valor de $R_{prod} = 1$.

Se puede observar claramente que el incremento en la producción X_{prod} permite mayores eficiencias exergéticas. Esto es coherente con la ecuación (13), donde la exergía deseada de la CASU radica en la producción de productos líquidos. Se puede ver la formación de una superficie, sugiriendo que hay un cambio lineal entre la eficiencia exergética y la producción de productos líquidos.

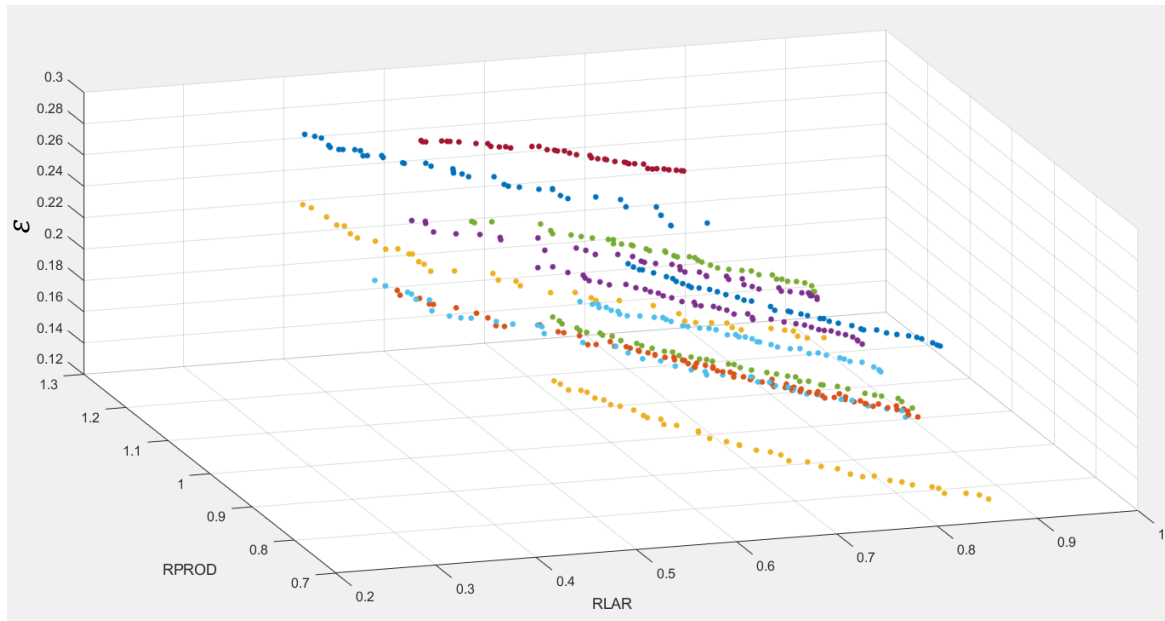


Figura 4-9: Influencia en la producción total (RPROD) en las soluciones Pareto de ε y R_{LAR}

En la **Tabla 4-10** se presenta la información consolidada para valores de relaciones de producción de R_{LAR} cercanos al valor histórico. Se evidencia que bajo las condiciones de X_{prod} , la variación de R_{LAR} histórico fue menor al calculado por la optimización en los meses en **negrita**. Esto indica que la CASU analizada está venteando productos en algunos meses, presentando paros por tanques llenos y/o puede estar operando en una eficiencia exergética muy por debajo de su potencia para un X_{prod} dado. El tiempo de cómputo para encontrar la solución promedio fue de 655.21 min por mes.

Finalmente, en la **Tabla 4-11** se resume las variables operaciones con los valores de producción de argón reportados en la **Tabla 4-10**. Se puede evidenciar que el consumo específico de energía y la eficiencia exergética no presentan cambios estadísticamente significativos con C.V de 8% y 6% respectivamente.

Se comprueba que la relación de alimento a la turbina ($X1 = \text{corriente alimento a la turbina} / \text{corriente de aire de alimento}$) no presenta un cambio significativo (C.V=2%), siendo coherente a la condición óptima de menor retiro de ΔQ_C (ver sección **3.3.3.2**) y óptima capacidad de refrigeración en la *Cold Box*, se puede concluir que para una carga de aire determinada la apertura en el divisor de flujo T-AIR puede ser fijado en $X1=0.77$.

Tabla 4-10: Resultados de R_{LAR} optimizado bajo demanda variable y comparación con el histórico de producción de la planta.

Mes	[RLOX, RLIN]	RLAR			t* (min)
		Histórico	Óptimo	V.P	
PBO	[0.450, 0.000]	0.844	0.840	-0.4	686.4
ene-19	[0.258, 0.036]	0.347	0.531	52.9	671.9
feb-19	[0.219, 0.029]	0.239	0.419	75.0	681.6
mar-19	[0.304, 0.040]	0.453	0.515	13.7	655.8
abr-19	[0.343, 0.042]	0.532	0.560	5.4	614.8
may-19	[0.282, 0.040]	0.431	0.536	24.5	635.6
jun-19	[0.378, 0.059]	0.557	0.556	-0.2	619.1
jul-19	[0.355, 0.054]	0.439	0.437	-0.6	653.4
ago-19	[0.253, 0.040]	0.368	0.361	-1.7	681.0
sep-19	[0.263, 0.051]	0.395	0.398	0.7	604.0
oct-19	[0.310, 0.048]	0.506	0.509	0.6	690.0
nov-19	[0.264, 0.037]	0.348	0.483	38.9	653.0
dic-19	[0.231, 0.044]	0.349	0.351	0.4	671.1
\bar{X}					655.21
σ					28.91
CV					4.4%

* tiempo de cómputo para alcanzar la G30

Tabla 4-11: Resultados de la optimización para R_{LAR} cercanos al histórico

	X1	X2	X3	X4	XF	ϵ	R_{LAR}	C.E (kW/kg)	ED (kWh)
PBO	0.7430	0.7955	1.0000	0.0993	0.0642	0.1826	0.8403	1.3296	3,361
ene-19	0.7428	0.9113	0.2039	0.1393	0.3369	0.2221	0.5313	1.1589	2,310
feb-19	0.7530	0.9979	0.1824	0.0648	0.4760	0.2313	0.4187	1.1035	1,828
mar-19	0.7691	0.9834	0.3977	0.0000	0.3249	0.2419	0.5151	1.0295	2,371
abr-19	0.7742	0.9945	0.5611	0.1152	0.2761	0.2461	0.5602	0.9992	2,547
may-19	0.7535	0.8619	0.3003	0.1232	0.3073	0.2298	0.5361	1.1066	2,422
jun-19	0.7798	0.8846	0.7353	0.0202	0.1782	0.2557	0.5557	0.9596	2,891
jul-19	0.8084	1.0000	0.8450	0.0312	0.3083	0.2711	0.4367	0.8771	2,466
ago-19	0.7897	0.6776	0.8378	0.2253	0.4461	0.2511	0.3615	0.9783	1,974
sep-19	0.7727	0.7070	0.7848	0.0000	0.3641	0.2520	0.3976	0.9943	2,235
oct-19	0.7701	0.8546	0.6815	0.1200	0.2823	0.2443	0.5092	1.0205	2,525
nov-19	0.7567	0.8756	0.3030	0.1525	0.3745	0.2356	0.4832	1.0757	2,183
dic-19	0.7763	0.9465	0.7665	0.0911	0.4620	0.2578	0.3510	0.9694	1,888
\bar{X}	0.7705	0.8912	0.5499	0.0902	0.3447	0.2449	0.4714	1.0227	2,303
σ	0.0178	0.1078	0.2567	0.0691	0.0864	0.0138	0.0752	0.0776	305.1721
CV	2%	12%	47%	77%	25%	6%	16%	8%	13%

El aire no alimentado a la turbina (corriente 3) es dividido en T-LAIR, que controla los flujos de alimento a la HPC (corriente 4) y LPC (corriente 5) y es cuantificada mediante la variable X_2 definida, como la relación de flujos masicos de la corriente 4 entre la corriente 3. Esta variable tiende a valores cercanos a 1, es decir que alimentar el flujo de aire a la columna de baja presión (LPC) favorece las condiciones del proceso debido a los bajos requerimientos de nitrógeno líquido que actualmente ofrece la planta y aumenta la producción de oxígeno por fondos, recordando que por cima de la columna de alta presión (HPC) se realiza la producción de nitrógeno líquido.

El nitrógeno gaseoso saliendo por cima de la LPC se cuantifica mediante la variable X_3 , la cual expresa la recuperación de nitrógeno gaseoso puro como la relación de los flujos masicos de la corriente gaseosa de nitrógeno puro (GN2) entre el flujo de nitrógeno contenido en el aire de alimento (F_{Air, N_2}). X_3 presenta diferentes rangos, y está determinada por la producción de argón (R_{LAR}) requerida incrementando el valor en la corriente de alimento a la Superstage Column (corriente 21). Como se mencionó anteriormente, al maximizar la relación de producción de argón (R_{LAR}) se debe incrementar la composición molar de argón en la corriente de alimento a la Superstage Column (corriente 21), para lograr esto se debe disminuir la corriente de nitrógeno de desperdicio (Waste GN2) la cual contiene una fracción molar de argón de 2×10^{-3} en promedio.

El oxígeno retirado por fondos de la HPC (corriente 13) y dividido por T-KET, alimenta el separador de argón (corriente 15) y la LPC (corriente 14). X_4 fue definido como la relación de los flujos masicos de la corriente 14 entre la corriente 13. Debido a que la corriente 13 está en fase líquida, favorece la concentración de argón en el alimento de la SSC, por esta razón el flujo masico de la corriente 15 va a tender a ser la mínima y necesaria para condensar el argón en el condensador de argón, esto se puede ver en los valores bajos de L/G_{sep} explicados en la sección 3.3.3.5, explicando la tendencia de X_4 a valores cercanos a cero, sin embargo esta variable no presenta gran impacto en R_{LAR} como se presentó en la **Figura 3-37**.

Por su parte, la relación del cambio de flujo del aire respecto al EDM (X_F) va a ser la máxima posible, reduciendo la cantidad de aire que requiere el proceso para un determinado flujo de LOX y LN2. Esto sin afectar las condiciones en el intercambiador principal (PHX alimentando la cantidad optima de GOX). Se resalta que en todo el conjunto de condiciones históricas, el N2 está en exceso.

Reducir el flujo de alimento del aire implica que se deba realizar un estudio detallado sobre la parte hidráulica y de seguridad del compresor y columnas de destilación, con el fin de estimar el flujo de reducción máxima que los equipos pueden permitir sin afectar la seguridad en la operación, en este alcance del estudio

La unidad de compresión puede bajar el flujo de alimento por medio de dos opciones; una bajando el caudal ajustando la velocidad rotacional del motor por medio de un variador de frecuencia (ver sección 3.3.3.8). La otra posibilidad y como lo menciona Kerry, (2007) es revisar la posibilidad de operar con menos compresores en el BLAC, permitiendo reducir de un 40-50% el alimento del compresor.

Como se identificó en la sección 2.2.3 los platos de las columnas deben estar completamente húmedos. Johansson, (2015) realizó la simulación dinámica variando en un $\pm 20\%$ la demanda de la producción, y como conclusión recalca que los valores de la fracción de inundación están entre el 80-90% cuando se tiene una producción normal.

La fracción de inundación $\alpha_i^{\text{inundación}}$ en la etapa i , esta es definida como $\alpha_i^{\text{inundación}} = u_i / u_{\text{inundación},i}$, donde u_i es la velocidad del vapor y $u_{\text{inundación},i}$ es la velocidad de inundación en la etapa i . u_i es función del flujo molar del vapor, la densidad de la mezcla de vapor y el área activa de contacto, todas evaluadas en la etapa i . $u_{\text{inundación},i}$ es función de la tensión superficial del líquido, las densidad y flujos tanto de vapor como de líquido, y el espaciamiento de los platos.

A partir de las optimizaciones realizadas en el EDM y con demanda variable se puede determinar que la reducción de carga del aire o aumento de la relación del cambio de flujo del aire respecto al EDM (XF) impacta considerablemente en la eficiencia exergética. Esto al reducir la potencia del compresor BLAC y reducir los gases de venteo. Por otra parte la variable X1 impacta en la reducción del calor de retiro (ΔQ_C) del condensador principal (Main Cond.), lo que permite operar la Cold Box con la capacidad calorífica adecuada (ver sección de análisis de exergía 2.3.2.3). Las variables X2, X3 y X4 son ajustadas para encontrar la máxima producción de argón.

4.5 Reducción en costos energéticos

En la **Figura 4-10** se puede evidenciar los cambios de la relación del cambio de flujo del aire respecto al EDM (XF) y de la potencia a través de los meses lo cual explica el ahorro energético, además se verifica el comportamiento lineal entre XF y la potencia del compresor. Como se evidencio en la sección 3.2.2.1 el compresor es la unidad que más demanda energía.

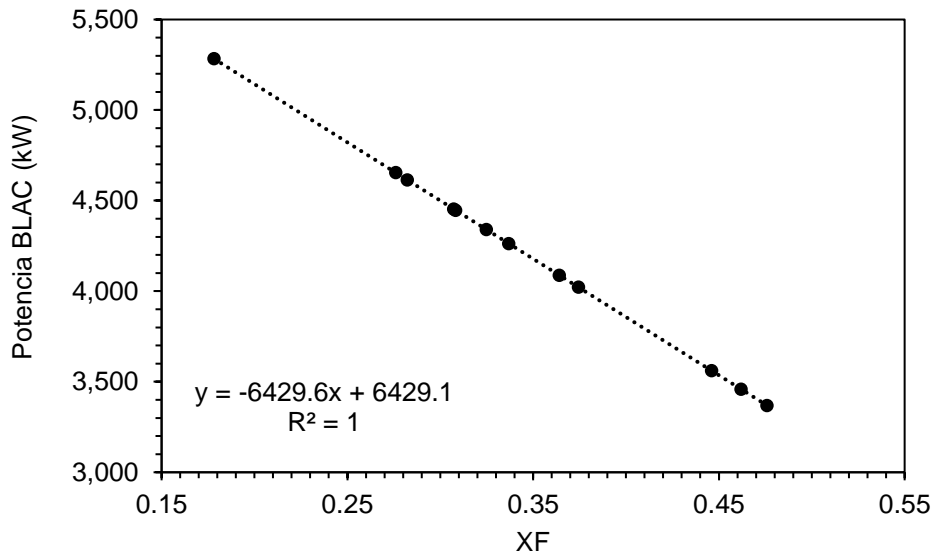


Figura 4-10: Variación de relación del cambio de flujo del aire respecto al EDM versus potencia de compresión en el BLAC

En cuanto a la recuperación de los productos (ver sección **4.4.1**), se puede evidenciar en la **Tabla 4-12** que en la optimización no existen diferencias estadísticamente significativas, con $CV < 9\%$. En el caso de la recuperación de nitrógeno, al estar en exceso, es lógico que varíe según su demanda. Se concluye que se necesita en promedio 56% del oxígeno de alimento para conservar el PHX óptimo vía corriente GOX. El consumo específico de energía no presenta diferencia estadísticamente significativa en los C.E históricos (C.V = 4%) y optimizados (C.V=10%). Se comprueba que es posible trabajar con un consumo específico de energía de 1.023 kW/kg en promedio mes (mejora de 19.5% respecto al promedio histórico).

Tabla 4-12: Comparación del consumo específico de energía histórico frente al optimizado

Mes	Recuperación mediante optimización			C.E (kW/kg)		
	LOX	LN2	LAR	Histórico	Optimizado	V.P (%)
POB	0.4770	0.0000	0.8979	1.419	1.330	-6.3
ene-19	0.3891	0.0535	0.8011	1.237	1.159	-6.3
feb-19	0.4185	0.0551	0.7989	1.250	1.103	-11.8
mar-19	0.4496	0.0590	0.7624	1.235	1.029	-16.6
abr-19	0.4739	0.0574	0.7739	1.218	0.999	-17.9
may-19	0.4077	0.0569	0.7739	1.248	1.107	-11.3
jun-19	0.4600	0.0716	0.6757	1.206	0.960	-20.4
jul-19	0.5138	0.0778	0.6314	1.246	0.877	-29.6
ago-19	0.4569	0.0706	0.6525	1.380	0.978	-29.1
sep-19	0.4136	0.0800	0.6249	1.286	0.994	-22.7
oct-19	0.4326	0.0666	0.7097	1.275	1.021	-20.0
nov-19	0.4220	0.0586	0.7725	1.343	1.076	-19.9
dic-19	0.4298	0.0812	0.6528	1.331	0.969	-27.2
\bar{X}	0.4390	0.0657	0.7192	1.271	1.023	
σ	0.0339	0.0102	0.0682	0.054	0.078	
C.V	8%	16%	9%	4%	8%	

Para comparar la mejora en el consumo de energía, se calcula la energía utilizada en el proceso optimizado y se compara con los datos históricos de la facturación eléctrica. Se obtiene que se puede reducir alrededor de 8.379 MWh por año (V.P=18.1%), lo que equivale a 2.17 veces el consumo mensual promedio histórico. Esto se traduce en una mayor eficiencia exergética para un X_{prod} dado, además de la posibilidad de incrementar la producción de argón y los ingresos de la planta. Según la tarifa eléctrica reportada por Codensa, (2020) el costo por kilovatio hora para el sector industrial está en 332.83 COP/kWh, entonces el ahorro económico es de 2,789 millones de pesos por año.

Si las producciones en la planta fueran similares entre la histórica y la optimizada, se podría utilizar un indicador de ahorro energético por mes basado en estos resultados mediante la ecuación (15).

$$Consumo\ de\ energia = \sum_i^{12} [C.E_{historico} - C.E_{optimizado}]_i * (P_{PLhistorico})_i \quad (15)$$

Aquí, el subíndice i hace referencia al mes, C.E al consumo específico de energía, y P_{PL} a la producción de productos líquidos en kilogramos en el mes i . Por ejemplo, para el mes de junio se tiene una reducción potencial de 0.998 MWh.

Un resultado interesante de la optimización es, como se observa en el mes de junio, que bajo una misma demanda de LOX, LN2 y LAR es posible reducir el consumo específico, permitiendo mejorar las variables operacionales de la CASU. Para una demanda actual de oxígeno y nitrógeno no se está operando a condiciones adecuadas la planta. Un indicador de la mejora en la operación de la planta sería poder alcanzar un mínimo en la producción de argón tal como el que se muestra en la **Tabla 4-10**. Al alcanzar este objetivo es posible tener un ahorro significativo en el consumo de energía y un mayor flujo de producto de alto valor agregado.

Una vez cumplida la demanda de argón mínima (máxima eficiencia exergética) se debe buscar incrementar la demanda X_{prod} . Esto permitirá incrementar la eficiencia exergética de la planta como se evidenció en la **Figura 4-9**.

5. Conclusiones

En este trabajo se realizó un estudio estadístico, de simulación en estado estacionario, y de optimización multiobjetivo de una planta de separación de gases del aire, localizada en Tocancipá – Colombia. El trabajo permitió comparar datos reales de la industria con los resultados de la optimización para demostrar el potencial de reducción en el consumo específico de energía. La metodología y la herramienta aquí desarrollada puede ser utilizada en la optimización de procesos químicos de alto consumo de energía, y con alta integración energética en su diseño.

Inicialmente se describió el diagrama de proceso de la CASU de estudio ubicada en Tocancipá, la cual presenta una alta integración energética, ya que no utiliza corrientes de servicio. Se demostró que la planta opera con una carga de aire estable ($C.V = 3.59\%$), y con demanda variable para los tres productos líquidos ($C.V < 22\%$). Esto permitió determinar que la planta está sobredimensionada a los requerimientos del mercado actual. Actualmente el cliente On-Site no está consumiendo GOX siendo venteado o almacenado en tanques pulmón. Revisando el EDM, se confirmó que la planta está operando a menos de la mitad de la carga para lo que fue diseñada. El promedio mensual de las relaciones de producción para el 2019 fue de: $R_{LOX} = 0.284$, $R_{LN2} = 0.042$, $R_{LAR} = 0.407$. De la revisión histórica también se encontró que el consumo específico de energía más bajo de la planta fue en julio de 2018 (1.20 kW/kg) y el promedio del último año (2019) fue de 1.27 kW/kg.

Una vez realizada la validación del paquete termodinámico (Peng Robinson) que describe adecuadamente la mezcla de gases del aire a las condiciones del proceso se procedió a construir un modelo que representa la operación de la planta de estudio sobre el software Aspen Hysys. Dicho modelo fue comparado respecto de las condiciones de operación reportadas en el manual, y respecto a la base de datos del histórico de la operación. Las diferencias del modelo respecto de los dos referentes fueron menores al 10.4% permitiendo verificar que el modelo representa adecuadamente la operación de la planta.

Una vez validado, el modelo se utilizó para realizar un análisis de sensibilidad sobre la condición de operación base. Esto permitió identificar las variables que tienen mayor impacto sobre la exergía y la producción de argón. En particular, el aumento de la producción de argón líquido disminuye la eficiencia exergética debido a la necesidad de tener mayor cantidad de alimento en la HPC, incrementando la fuga de calor en el condensador principal (ΔQ_C). Además se encontró que X5 es la variable con mayor impacto en ε y todas las variables con excepción de X5 tienen contribuciones importantes en la producción de LAR. Dichas variables fueron utilizadas posteriormente en la optimización de la planta.

Del análisis de exergía en el PBO, se recomienda para futuros esfuerzos realizar una optimización sobre la SSC ($\varepsilon = 0.21$, $\dot{E}_D = 214$ kW) principalmente en aumentar la concentración de Ar en la corriente de alimento a la SSC y disminuir la corriente de venteo Ar_vent. Revisar el sistema de compresión de la planta, el cual presenta el mayor consumo de energía ($\varepsilon = 0.56$, $\dot{E}_D = 1,324.7$ kW) buscando incrementar la eficiencia politrópica del BLAC (Actualmente de 73.8), reducir los cambios significativos de temperatura de la entrada y salida de la turbina ($\varepsilon = 0.59$, $\dot{E}_D = 281.7$ kW) y mejorar el acondicionamiento del proceso global ($\dot{E}_D = 347.78$ kW) con miras en reducir cambios significativos de presiones entre equipos mayores.

Durante la optimización multiobjetivo, con restricciones, se maximizó ε y R_{LAR} manipulando 7 variables (2 variables de demanda y 5 variables de operación). Este proceso se realizó usando un algoritmo genético (NSGA-II). Como resultado, en el PBO ($R_{LOX}=0.45$, $R_{LN2}=0.0$, $R_{LAR}=0.84$) se encontró variaciones porcentuales bajas (ε , E_D , C.E < 6.3%) validando la optimización que incorpora el EDM. La solución del problema de optimización permitió obtener un frente de Pareto para una demanda variable según los reportes mensuales de operación. Se encontró que para una producción de LOX y LN2 establecidas, no se está obteniendo la cantidad de LAR esperada. Esto evita que la planta opere con un óptimo de eficiencia exergética. De ser posible operar de forma continua bajo las condiciones óptimas, se podría reducir el consumo específico de energía en 19.6%, operando la planta con una destrucción de exergía en 2,302 kW y eficiencia exergética en 0.25, para un promedio por mes. Bajo estas condiciones se tendría un ahorro en el consumo de energía de 18.1% (8.38 MWh año) y de 2,789 Millones de COP por año (bajo un costo de 332.83 COP/kWh).

El modelamiento de la planta desarrollado es tan flexible que, de ser reactivado el consumo de GOX para el cliente On-Site, simplemente se debe fijar esta variable en el simulador y volver a realizar la optimización para esa configuración de proceso. Si bien el modelo parece reproducir adecuadamente las condiciones de la planta, la implementación de los puntos óptimos aquí identificados requiere de un trabajo adicional. Primero se debe proceder a hacer un análisis dinámico de la operación, y tratar de observar el impacto en las perturbaciones sobre la seguridad de la planta. Segundo, se deben buscar clientes para el argón adicional y así evitar paros por tanques llenos y/o venteos de productos. Tercero, buscar alternativas para incentivar la demanda de LOX debido que este producto es el que más afecta la eficiencia exergética. Cuarto, se debe mejorar el modelamiento estadístico de la demanda, definiendo una función continua de demanda para oxígeno y nitrógeno. Quinto, se debe analizar el impacto del cambio en los flujos de operación sobre la hidráulica de los equipos pues es posible que se afecten las eficiencias de separación y de transferencia de calor. Finalmente se recomienda optimizar las unidades descritas en la sección **3.3.2**.

Como actividad adicional, se sugiere definir el correcto uso del GOX, si continuar con la producción reactivando el consumo del cliente On-Site o realizar una optimización sobre el proceso para disminuir la producción de GOX. Esta opción puede involucrar la modificación de la estructura actual de la CASU, realizando inversiones en cambios de líneas y nuevos equipos, con el propósito de reducir o aprovechar los gases de venteo de nitrógeno y oxígeno.

Bibliografía

- Alsultanny, Y. A., & Al-Shammari, N. N. (2014). Oxygen specific power consumption comparison for air separation units. *Engineering Journal*, 18(2), 67–80. <https://doi.org/10.4186/ej.2014.18.2.67>
- Anania, B. P. V, & Llc, L. (2006). *Mergers & Acquisitions in the US Industrial Gas Business. PART II – THE MAJOR INDUSTRY SHAPERS.*
- ANDI. (2018). 7 Acciones Prioritarias. *Cámara Sectorial de Gases Industriales y Medicinales.*
- ANDI. (2016). Presentación sector gases industriales y medicinales. In ANDI (Ed.), *Cámara sectorial de gases industriales y medicinales.*
- Banco de la República. (2017). *Grupos económicos de Colombia.* https://enciclopedia.banrepcultural.org/index.php/Grupos_económicos_en_Colombia
- Briones, A., & Gutiérrez, C. (2018). Multiobjective Optimization of Chemical Processes with Complete Models using MATLAB and Aspen plus. *Computacion y Sistemas*, 22(4), 1157–1170. <https://doi.org/10.13053/CyS-22-4-3087>
- British Petroleum. (2020). *The use of energy within industry shifts towards developing economies and lower carbon energy.* <https://www.bp.com/en/global/corporate/energy-economics/energy-outlook/demand-by-sector/industry.html>
- Carlson, E. C. (1996). Don't gamble with physical properties for simulations. *Chemical Engineering Progress*, October, 35–46.
- Chart. (2020). *Brazed Aluminum Heat Exchangers.* <https://www.chartindustries.com/Energy/Brazed-Aluminum-Heat-Exchangers>
- Codensa. (2020). *Tarifas de energía eléctrica reguladas por la CREG.* <https://www.enel.com.co/content/dam/enel-co/español/personas/1-17-1/2020/Tarifario-enero-2020.pdf>
- Cornelissen, R. . (1997). *Thermodynamics and sustainable development: The use of exergy analysis and the reduction of irreversibility.*

- Cornelissen, R. L., & Hirs, G. G. (1998). Exergy analysis of cryogenic air separation. *Energy Conversion and Management*, 39(16–18), 1821–1826. [https://doi.org/10.1016/s0196-8904\(98\)00062-4](https://doi.org/10.1016/s0196-8904(98)00062-4)
- Corpoema. (2014). *Determinación y priorización de alternativas de eficiencia energética para los subsectores manufactureros códigos CIIU 19 a 31 en Colombia*. 1(Contrato UPME C006 – 2014).
- Cryogas Grupo Air Prodcuts. (2020). *Historia corporativa Cryogas*. <https://www.cryogas.com.co/web/co/compania/historia#:~:text=Cryogas es una empresa del,15.000 trabajadores en 50 países.&text=Te invitamos a que viajes,desde el nacimiento de Cryogas>.
- DANE. (2007). *Encuesta anual manufacturera*. <https://www.dane.gov.co/index.php/estadisticas-por-tema/industria/encuesta-anual-manufacturera-enam>
- Deb, K., Pratap, A., Agarwal, S., & Meyarivan, T. (2002). A fast and elitist multiobjective genetic algorithm: NSGA-II. *IEEE Transactions on Evolutionary Computation*, 6(2), 182–197. <https://doi.org/10.1109/4235.996017>
- Demirel, Y. (2004). Thermodynamic analysis of separation systems. *Separation Science and Technology*, 39(16), 3897–3942. <https://doi.org/10.1081/SS-200041152>
- Ebrahimi, A., Meratizaman, M., Reyhani, H. A., Pourali, O., & Amidpour, M. (2015). Energetic, exergetic and economic assessment of oxygen production from two columns cryogenic air separation unit. *Energy*, 90, 1298–1316. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.083>
- Ebrahimi, A., & Ziabasharhagh, M. (2017). Optimal design and integration of a cryogenic Air Separation Unit (ASU) with Liquefied Natural Gas (LNG) as heat sink, thermodynamic and economic analyses. *Energy*, 126, 868–885. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.02.145>
- European Industrial Gases Association AISBL. (2005). *Safe Practices Guide for Cryogenic Air Separation Plants Safe Practices Guide for Cryogenic*.
- Fernández, D., Pozo, C., Folgado, R., Jiménez, L., & Guillén-Gosálbez, G. (2018). Productivity and energy efficiency assessment of existing industrial gases facilities via data envelopment analysis and the Malmquist index. *Applied Energy*, 212(applied energy), 1563–1577. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.12.008>
- Fu, Q., Zhu, L., & Chen, X. (2015). Complete Equation-Oriented Approach for Process Analysis and Optimization of a Cryogenic Air Separation Unit. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 54(48), 12096–12107. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.5b02768>

- Garside, M. (2018). *Global industrial gases market share by company 2017*. Statista. <https://www.statista.com/statistics/933494/global-market-share-industrial-gases-by-company/>
- Ghosh, I., Sarangi, S. K., & Das, P. K. (2006). An alternate algorithm for the analysis of multistream plate fin heat exchangers. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 49(17–18), 2889–2902. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2005.12.022>
- Grasys. (2020). *Tecnología por adsorción*. <https://www.grasys.com/es/technologies/adsorption/>
- Guo, K., Zhang, N., & Smith, R. (2015). Optimisation of fin selection and thermal design of counter-current plate-fin heat exchangers. *Applied Thermal Engineering*, 78, 491–499. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2014.11.071>
- Häring, H.-W. (2008). *Industrial Gas Processing*. WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.
- Hill, M., & Technical, G. (1987). *Group, Inc. * Group Technical 100 Mountain Avenue Murray Hill, NJ 07974*. 37, 153–167.
- Index Mundi. (2020). *Consumo de electricidad mundial*. <https://www.indexmundi.com/map/?v=81&l=es>
- Johansson, T. (2015). *Integrated Scheduling and control of Air Separation Unit Subject to Time-Varying Electricity Price*.
- Kalavani, F., Mohammadi-Ivatloo, B., & Zare, K. (2019). Optimal stochastic scheduling of cryogenic energy storage with wind power in the presence of a demand response program. *Renewable Energy*, 130, 268–280. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2018.06.070>
- Kerry, F. G. (2007). Industrial gas handbook: Gas separation and purification. In *Industrial Gas Handbook: Gas Separation and Purification*. <https://doi.org/10.1201/9781420008265>
- Khaleel, Z., Rabah, A., & Barakat, T. A. M. (2014). Exergy Analysis of Cryogenic Air Separation Unit with Flash Separator. *ICASTOR Journal of Engineering*, 7(3), 135 – 147.
- Kita, H., Tanaka, K., & Koga, T. (2008). Gas Separation Membranes. In *Kobunshi* (Vol. 57, Issue 11). <https://doi.org/10.1295/kobunshi.57.894>
- Lemmon, E. W., Jacobsen, R. T., Penoncello, S. G., & Friend, D. G. (2000). Thermodynamic properties of air and mixtures of nitrogen, argon, and oxygen from 60 to 2000 K at pressures to 2000 MPa. *Journal of Physical and Chemical Reference Data*, 29(3), 331–362. <https://doi.org/10.1063/1.1285884>

- Lin, S. (2011). NGPM — A NSGA-II Program in Matlab. *College of Astronautics, Northwestern Polytechnical University, China*.
<https://www.mathworks.com/matlabcentral/fileexchange/31166-ngpm-a-nsga-ii-program-in-matlab-v1-4>
- Long, K., & Murphy, M. (2009). *World Industrial Gases*.
- Marshall, R., & Scales, B. (2020). *Compressed Air Controls*. Compressed Air Challenge. <https://www.airbestpractices.com/technology/compressor-controls/compressed-air-controls>
- Miller, J., Luyben, W. L., Belanger, P., Blouin, S., & Megan, L. (2008). Improving agility of cryogenic air separation plants. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 47(2), 394–404. <https://doi.org/10.1021/ie070975t>
- Moran, M. J., Shapiro, H. N., Boettner, S., Daisie D., B., & B., M. (2001). Fundamentals of Engineering Thermodynamics. In *International Journal of Mechanical Engineering Education* (Vol. 29, Issue 1).
<https://doi.org/10.7227/ijmee.29.1.2>
- Omar, Q., Mukhtar, A., Shafiq, U., Safdar, F., & Iqbal Ch, S. (2017). Simulation Study for Energy Minimization and Performance Enhancement Using Cryogenic Plate and Packed Bed Column Networks for Air. *Austin Chemical Engineering*, 4(2), 1053.
- Pacio, J. C., & Dorao, C. A. (2011). A review on heat exchanger thermal hydraulic models for cryogenic applications. *Cryogenics*, 51(7), 366–379.
<https://doi.org/10.1016/j.cryogenics.2011.04.005>
- Peng, D. Y., & Robinson, D. B. (1976). A New Two-Constant Equation of State. *Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals*, 15(1), 59–64.
<https://doi.org/10.1021/i160057a011>
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2008). Chemical engineer's handbook. *Journal of the Society of Chemical Industry*. <https://doi.org/10.1002/jctb.5000534310>
- Popov, D., Fikiin, K., Stankov, B., Alvarez, G., Youbi-Idrissi, M., Damas, A., Evans, J., & Brown, T. (2019). Cryogenic heat exchangers for process cooling and renewable energy storage: A review. *Applied Thermal Engineering*, 153(June 2018), 275–290.
<https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.02.106>
- Ramírez Medina, C. (2008). *Modelo y control de una columna de destilación continua*. <https://doi.org/10.1017/CBO9781107415324.004>
- Redacción El Tiempo. (1998). *Fusión en sector de gases*.
<https://www.eltiempo.com/archivo/documento/MAM-834532>
- Redacción El Tiempo. (2003). *Una empresa con excelencia*.

- <https://www.eltiempo.com/archivo/documento/MAM-1017540>
- Research, G. view. (2020). *Industrial Gases Market Size, Share & Trends Analysis Report By Product (Nitrogen, Oxygen), By Application (Healthcare, Manufacturing), By Distribution (Onsite, Bulk), By Region, And Segment Forecasts, 2020 - 2027*. <https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/industrial-gases-market>
- Robert R., S., & F. James, R. (1969). *Introduction to Biostatistics* (Second). Dover Publications. Inc.
- Robeson, L. M. (1991). Correlation of separation factor versus permeability for polymeric membranes. *Journal of Membrane Science*, 62(2), 165–185. [https://doi.org/10.1016/0376-7388\(91\)80060-J](https://doi.org/10.1016/0376-7388(91)80060-J)
- Schmidt, W.Kovak, K. Licht, W., & Feldman, S. (2000). *Managing Trace Contaminants in Cryogenic Air Separation*.
- Schmidt, W. P., Winegardner, K. S., Dennehy, M., & Castle-Smith, H. (2001). Safe design and operation of a cryogenic air separation unit. *Process Safety Progress*, 20(4), 269–279. <https://doi.org/10.1002/prs.680200409>
- Shanghai T.S. Industrial Co., L. S. I. C. (2015). *High flux tube and heat exchanger*. <http://www.lordfintube.com/productShow.asp?id=765>
- Smith, A. ., & Klosek, J. (2001). A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes. *Fuel Processing Technology*, 70(2), 115–134. [https://doi.org/10.1016/S0378-3820\(01\)00131-X](https://doi.org/10.1016/S0378-3820(01)00131-X)
- Sulzer. (2020). *Structured Packings Energy-efficient , innovative and profitable Sulzer Chemtech – Mass Transfer Technology*. https://www.sulzer.com/-/media/files/products/separation-technology/distillation-and-absorption/brochures/structured_packings.ashx?la=enhttps://www.sulzer.com/en/shared/products/2017/03/28/13/27/laboratory-packings
- The Linde Group. (2017). *Compelling Perspectives*. 1–230.
- Theophilos, N. P. (1979). *Engineering fundamentals analytical design data and cryogenic equipment applications*. Union Carbide Corporation.
- Van Der Ham, L. V. (2012). Improving the exergy efficiency of a cryogenic air separation unit as part of an integrated gasification combined cycle. *Energy Conversion and Management*, 61, 31–42. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2012.03.004>
- Weller, S., & Steiner, W. A. (1950). Separation of Gases by Fractional Permeation through Membranes. *Journal of Applied Physics*, 21(4), 279–283. <https://doi.org/10.1063/1.1699653>
- Yan, L., Yu, Y., Li, Y., & Zhang, Z. (2010). Energy Saving Opportunities in an Air

Separation Process. *International Refrigeration and Air Conditioning Conference*, 1131.

- Yao, L., Tong, L., Zhang, A., Xie, Y., Shen, J., Li, H., Wang, L., & Li, S. (2015). Exergy Analysis for Air Separation Process Under Off-Design Conditions. *Journal of Energy Resources Technology*, 137(4).
<https://doi.org/10.1115/1.4029911>
- Zheng, J., Ye, H., Li, Y., Yang, Y., & Si, B. (2019). A Parametric Sensitivity Study and Comparison Analysis on Multiple Air Separation Processes. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 58(21), 9087–9098.
<https://doi.org/10.1021/acs.iecr.8b06046>
- Zhu, L., Chen, Z., Chen, X., Shao, Z., & Qian, J. (2009). Simulation and optimization of cryogenic air separation units using a homotopy-based backtracking method. *Separation and Purification Technology*, 67(3), 262–270. <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2009.03.032>
- Ziębik, A., & Gładysz, P. (2018). Systems approach to energy and exergy analyses. *Energy*, 165, 396–407.
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.08.214>

Anexos

Anexo 1: Resultados de la simulación de la *Cold Box* en el PBO (flujos omitidos).

Corriente	AIR	1	2	3	4
Exergía (kJ/kg)	0.00	343.12	343.12	674.12	653.14
Temperatura (°C)	19.50	32.33	32.33	-179.60	-191.48
Presión (bar)	0.74	44.82	44.82	44.35	1.35
Entalpía (kJ/kg)	-5.73	-3.79	-3.79	-388.90	-388.90
Entropía (kJ/kg-K)	5.32	4.15	4.15	1.70	1.77
Viscosidad (cp)	5.3153	4.1495	4.1495	1.7025	1.7742
Conductividad térmica (W/m-K)	0.0186	0.0201	0.0201	0.1176	
Fracción molar (Nitrógeno)	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812
Fracción molar (Argón)	0.0092	0.0092	0.0092	0.0092	0.0092
Fracción molar (Oxígeno)	0.2096	0.2096	0.2096	0.2096	0.2096

Corriente	4'	5	5'	6	7
Exergía (kJ/kg)	674.12	660.88	674.12	380.11	295.61
Temperatura (°C)	-179.60	-178.95	-179.60	-96.29	-171.60
Presión (bar)	44.35	5.72	44.35	44.16	5.75
Entalpía (kJ/kg)	-388.90	-388.90	-388.90	-152.91	-202.79
Entropía (kJ/kg-K)	1.70	1.75	1.70	3.51	3.63
Viscosidad (cp)	1.7025	1.7477	1.7025	3.5135	3.6319
Conductividad térmica (W/m-K)	0.1176	0.1143	0.1176	0.0141	0.0074
Fracción molar (Nitrógeno)	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812
Fracción molar (Argón)	0.0092	0.0092	0.0092	0.0092	0.0092
Fracción molar (Oxígeno)	0.2096	0.2096	0.2096	0.2096	0.2096

Corriente	8	9	10'	11	11'
Exergía (kJ/kg)	670.04	740.44	740.44	216.22	218.99
Temperatura (°C)	-177.45	-192.19	-192.19	-193.90	-193.81
Presión (bar)	5.68	5.68	5.68	1.21	1.25
Entalpía (kJ/kg)	-388.02	-418.44	-418.44	-225.34	-225.34
Entropía (kJ/kg-K)	1.76	1.42	1.42	3.87	3.86
Viscosidad (cp)	1.7644	1.4198	1.4198	3.8731	3.8637
Conductividad térmica (W/m-K)	0.0966	0.1448	0.1448	0.0055	0.0055
Fracción molar (Nitrógeno)	0.9998	0.9998	0.9998	0.9939	0.9939
Fracción molar (Argón)	0.0002	0.0002	0.0002	0.0020	0.0020
Fracción molar (Oxígeno)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0041	0.0041

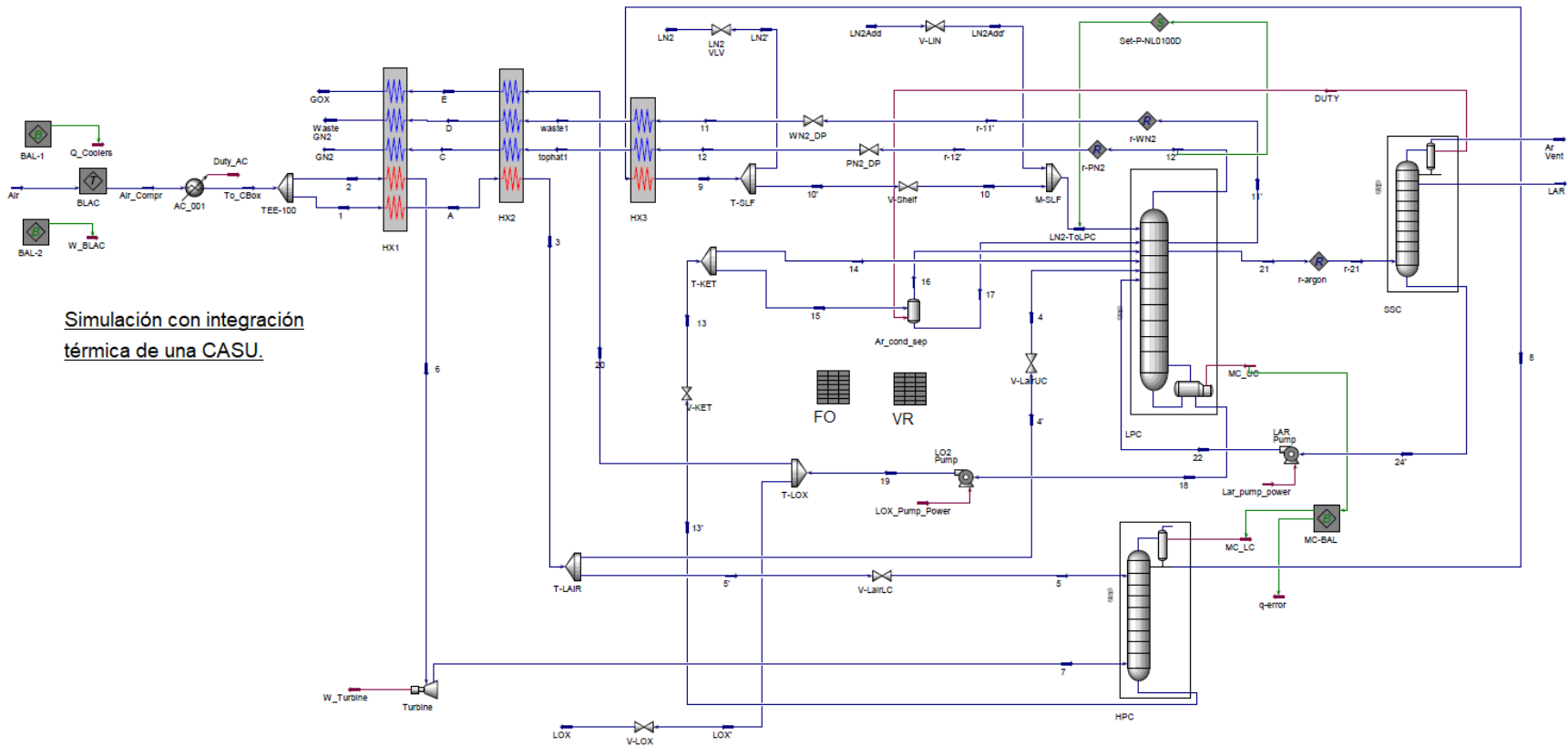
Corriente	12	12'	13	13'	14
Exergía (kJ/kg)	216.50	218.68	618.55	630.29	618.55
Temperatura (°C)	-194.15	-194.08	-190.41	-173.77	-190.41
Presión (bar)	1.20	1.23	1.31	5.72	1.31
Entalpía (kJ/kg)	-226.02	-226.02	-377.33	-377.33	-377.33
Entropía (kJ/kg-K)	3.87	3.86	1.85	1.81	1.85
Viscosidad (cp)	3.8677	3.8603	1.8494	1.8093	1.8494
Conductividad térmica (W/m-K)	0.0055	0.0055		0.1093	
Fracción molar (Nitrógeno)	0.9999	0.9999	0.6460	0.6460	0.6460
Fracción molar (Argón)	0.0001	0.0001	0.0148	0.0148	0.0148
Fracción molar (Oxígeno)	0.0000	0.0000	0.3392	0.3392	0.3392

Corriente	15	16	17	18	19
Exergía (kJ/kg)	618.55	194.81	666.46	613.29	605.01
Temperatura (°C)	-190.41	-188.14	-188.14	-180.12	-176.22
Presión (bar)	1.31	1.28	1.28	1.38	30.65
Entalpía (kJ/kg)	-377.33	-208.02	-401.85	-390.55	-383.16
Entropía (kJ/kg-K)	1.85	3.90	1.39	1.18	1.24
Viscosidad (cp)	1.8494	3.9044	1.3891	1.1837	1.2372
Conductividad térmica (W/m-K)		0.0061	0.1840	0.1963	0.1807
Fracción molar (Nitrógeno)	0.6460	0.6913	0.3740	0.0000	0.0000
Fracción molar (Argón)	0.0148	0.0140	0.0192	0.0014	0.0014
Fracción molar (Oxígeno)	0.3392	0.2947	0.6068	0.9986	0.9986

Corriente	20	21	22	Ar Vent	GN2
Exergía (kJ/kg)	605.01	157.24	603.14	104.96	22.33
Temperatura (°C)	-176.22	-180.95	-181.08	-184.76	31.09
Presión (bar)	30.65	1.32	1.33	1.16	0.95
Entalpía (kJ/kg)	-383.16	-173.72	-380.75	-110.69	6.09
Entropía (kJ/kg-K)	1.24	3.37	1.18	2.33	5.32
Viscosidad (cp)	1.2372	3.3743	1.1813	2.3330	5.3244
Conductividad térmica (W/m-K)	0.1807	0.0072	0.1900	0.0077	0.0186
Fracción molar (Nitrógeno)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003	0.9999
Fracción molar (Argón)	0.0014	0.1022	0.0721	0.9997	0.0001
Fracción molar (Oxígeno)	0.9986	0.8978	0.9279	0.0000	0.0000

Corriente	GOX	LAR	LN2	LN2-ToLPC	LOX	Waste GN2
Exergía (kJ/kg)	280.14	471.70	740.44	738.46	605.01	25.52
Temperatura (°C)	31.09	-184.74	-192.19	-194.08	-176.22	31.09
Presión (bar)	30.26	1.16	5.68	1.23	30.65	0.99
Entalpía (kJ/kg)	-2.86	-269.37	-418.44	-418.44	-383.16	6.07
Entropía (kJ/kg-K)	3.65	0.54	1.42	1.43	1.24	5.32
Viscosidad (cp)	3.6468	0.5365		1.4266	1.2372	5.3155
Conductividad térmica (W/m-K)	0.0219	0.0838			0.1807	0.0186
Fracción molar (Nitrógeno)	0.0000	0.0000	0.9998	0.9998	0.0000	0.9939
Fracción molar (Argón)	0.0014	1.0000	0.0002	0.0002	0.0014	0.0020
Fracción molar (Oxígeno)	0.9986	0.0000	0.0000	0.0000	0.9986	0.0041

Anexo 2: Diagrama de flujo de proceso elaborado en HYSYS.



Simulación con integración
térmica de una CASU.

Anexo 3: Hojas de cálculo elaboradas en HYSYS

Se emplearon dos hojas de cálculo (*SpreadSheet*). La primera (FO) calcula ε , \dot{E}_D , el consumo específico de la CASU y el valor de ΔQ_C , la segunda (VR) es donde se importa los valores de las variables de operación de MATLAB, el cálculo de las restricciones del modelo y las recuperaciones de los productos líquidos. A continuación, se muestra de forma de ejemplo las hojas de cálculo.

	A	B	C	D
1	Stream	Exergy	Mass	Exergy Flow (kW)
2	NGS0100A			0.0000
3	XG0100A			397.2
4	NGW0100A			142.0
5	NGT0100A			66.36
6	LN2_Product			0.0000
7	RL0350A	Datos omitidos por confidencialidad		55.97
8	uc2dum			0.0000
9	NG0350A			0.1841
10	LOX_to_tank			694.0
11	AGE0590A			2791
12	AGP2590A			1064
13	Heat/Work	Temperature	Heat Flow	
14	W_BLAC			6429 kW
15	Q_BLAC	362.9	4872 kW	944.3 kW
16	Q_AC	340.0	1535 kW	214.0 kW
17	Work_LCT			405.7 kW
18	LOX pump power			19.06 kW
19	LAR pump power			1.013e-002 kW
20	Heat Leak	-174.2 C	-0.2927 kW	-0.5731
21	Exergy used out	750.0		
22	Mass exergy GV (k...	605.7		
23	W and Q exergy (k...	4884	Datos omitidos por confidencialidad	
24	Destruction (kW)	3529		
25	Efficiency	0.1753		
26	C.E(kW/kg)	1.421		

Hoja de cálculo VR.

	A	B	C	D	E
1	Variables	Valor			
2	X1	0.8440			
3	X2	0.7240			
4	X3	0.5000			
5	X4	0.3500	Datos omitidos por confidencialidad		
6	X5	0.2648			
7	X6	7.623e-002			
8	XF	0.0000			
9	Restricciones				
10	RLAR	Datos omitidos por confidencialidad		0.8497	
11	RLOX	Datos omitidos por confidencialidad		0.9952	
12	Ratio L/G	Datos omitidos por confidencialidad		0.0000	
13	Recuperacion	Feed	Product	Rec	
14	LOX	Datos omitidos por confidencialidad		0.9952	
15	LN2	Datos omitidos por confidencialidad		3.668e-002	
16	LAR	Datos omitidos por confidencialidad		0.8496	
17					

Anexo 4: Códigos utilizados en Matlab.

El código en TP_CONSTR.m especifica todas las opciones del algoritmo genético y llama la función handle TP_CONSTR_objfun.m.

TP_CONSTR.m

```

%*****
% Test Problem : 'CONSTR'
% Description:
% (1)constrained
%
% Reference : [1] Deb K, Pratap A, Agarwal S, et al. A fast and elitist
% multiobjective genetic algorithm NSGA-II[J]. Evolutionary Computation.
% 2002, 6(2): 182-197.
%*****

clc; clear; close all

options = nsgaopt(); % create default options structure
options.popsiz = 40; % populaion size
options.maxGen = 30; % max generation

options.numObj = 2; % number of objectives
options.numVar = 5; % number of design variables
options.numCons = 5; % number of constraints
options.lb = [0.696 0.290 0.033 0.000 0.000]; % lower bound of x
options.ub = [0.829 1.000 1.000 0.980 0.769]; % upper bound of x

```

```

options.objfun = @TP_CONSTR_objfun;      % objective function handle
options.plotInterval = 5;                % large interval for efficiency
options.outputInterval = 10;
options.vartype = ones(1, options.numVar);

result = nsga2(options);

```

Al momento de ejecutar `nsga2(options)`, se invoca los demás archivos de Matlab los diferentes algoritmos creados en archivos `.m`. En la siguiente página web se puede descargar los archivos utilizados:

<https://www.mathworks.com/matlabcentral/fileexchange/31166-nqpm-a-nsga-ii-program-in-matlab-v1-4>

La función objetivo, restricciones y evaluación se realiza en `TP_CONSTR_objfun.m`

```

function [y, cons] = TP_CONSTR_objfun(x)
% Objective function : Test problem 'CONSTR'.
%*****

%% Linking

Hsys = actxserver('Hsys.Application'); %34.0 ---> V8.8; 35.0 ---> V9.0; and
36.0 ---> V10.0
Simulation_Name = 'PL2-3.0 V8 - Tcipa'; % Simulation Name
simcase=Hsys.SimulationCases.Open([cd, strcat('\', Simulation_Name, '.hsc')]);
simcase.invoke('Activate'); %Opening HYSYS Simulation (Simulation_Name.hsc)
Hsys.Visible = 1; % 1 ---> Aspen is Visible; 0 ---> Aspen is open but not
visible

fs=simcase.get('flowsheet'); %accessing to flowsheet
op=fs.get('Operations'); %accessing to simulated operations (e.g Distillation
column)
ms=fs.get('MaterialStreams'); %accessing to simulated material streams
es=fs.get('EnergyStreams'); %accessing to simulated energy streams
HySolver = simcase.Solver; %Hsys can solve? De/Activating the solver
var = op.Item("VR"); %Hoja de variables de operacion
fo = op.Item("FO"); %Hoja de función objetivo

y=[0,0];
cons=[0,0,0,0,0];

%y = [-fo.Cell("B25").CellValue, -var.Cell("D10").CellValue];
%cons = [op.Item('PHX-WL').MinApproach.GetValue("C"), op.Item('PHX-
CL').MinApproach.GetValue("C"), ...

%op.Item("FO").Cell("C20").CellValue, op.Item("VR").Cell("D12").CellValue, op.Item(
"FO").Cell("B24").CellValue];

%% Selección de variables
var.Cell("B2").CellValue = x(1); %X1
var.Cell("B3").CellValue = x(2); %X2
var.Cell("B4").CellValue = x(3); %X3
var.Cell("B5").CellValue = x(4); %X4

```

```

var.Cell("B8").CellValue = x(5); %XF
%var.Cell("B6").CellValue = x(6); %R5
%var.Cell("B7").CellValue = x(7); %R6

op.Item('Upper').ColumnFlowsheet.Run()
op.Item('Lower').ColumnFlowsheet.Run()
op.Item('Superstage').ColumnFlowsheet.Run()

    if op.Item('Upper').ColumnFlowsheet.CfsConverged == 0
        y(1)= 0;
        y(2)= 0;
    else
        %% Vector objetivo
        y(1)= -op.Item("FO").Cell("B25").CellValue;    %Eficiencia exergetica
        y(2)= -op.Item("VR").Cell("D10").CellValue;    %Recuperación de LAR

%% Vector de restricciones

%T approach min en HX1
c=op.Item('PHX-WL').MinApproach.GetValue("C");
if c<=0
    cons(1)=abs(c);
end

%T approach min en HX2
c=op.Item('PHX-CL').MinApproach.GetValue("C");
if c<=0
    cons(2)=abs(c);
end

%Diferencia de calor en main cond.
c=op.Item("FO").Cell("C20").CellValue;
if c>=0
    cons(3)=abs(c);
end

%Relación L/G mayor a cero en el separador de argón.
c=op.Item("VR").Cell("D12").CellValue;
if c<0.001
    cons(4)=abs(c+1);
end

%Restriccion de destrucción de exergía mayor a cero
c=op.Item("FO").Cell("B24").CellValue;
if c<=0
    cons(5)=abs(c);
end
end
end

```

De forma gráfica se muestra el código utilizado para expresar las relaciones de producción

2019

```

X=[0.250; 0.235; 0.294; 0.343; 0.273; 0.378; 0.344; 0.245; 0.263;
0.300; 0.264; 0.224];
Y=[0.034; 0.031; 0.039; 0.042; 0.038; 0.059; 0.052; 0.038; 0.051;
0.046; 0.037; 0.042];
Z=[0.336; 0.256; 0.438; 0.532; 0.417; 0.557; 0.425; 0.356; 0.395;
0.490; 0.348; 0.338];

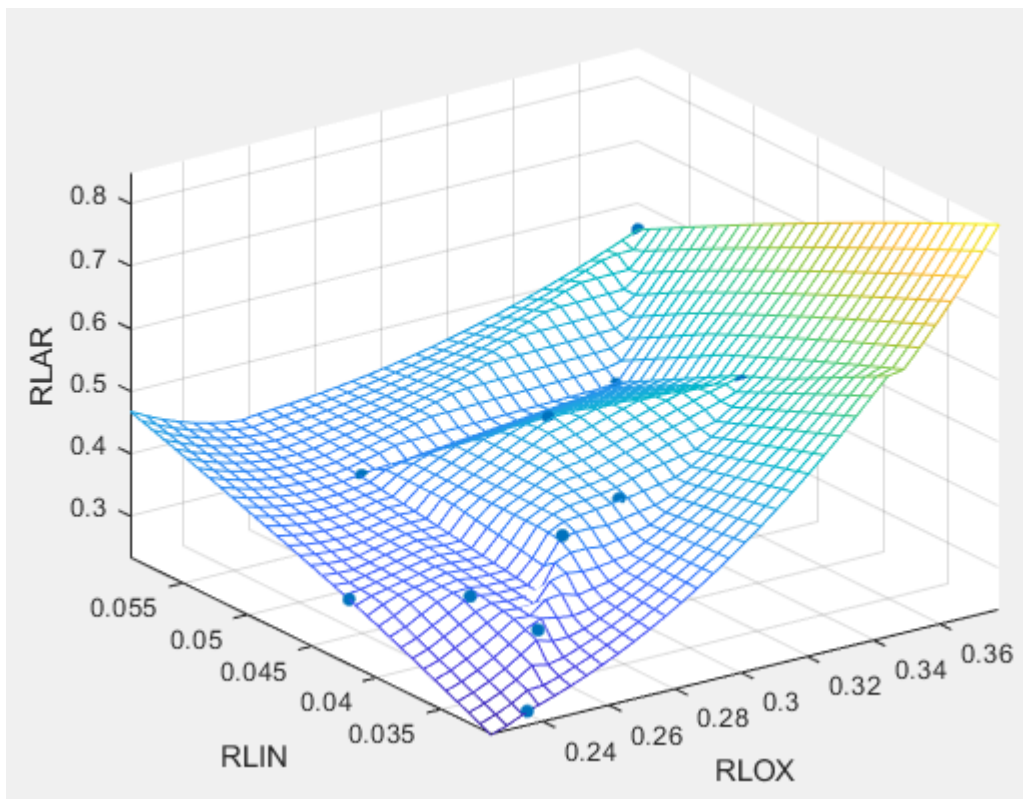
```

```
xlin = linspace(min(X),max(X),33);
ylin = linspace(min(Y),max(Y),33);

[x,y] = meshgrid(xlin,ylin);

f = scatteredInterpolant(X,Y,Z);
z=f(x,y);
```

```
figure
mesh(x,y,z) %interpolated
axis tight; hold on
plot3(X,Y,Z, '.', 'MarkerSize',15)
xlabel('RLOX')
ylabel('RLIN')
zlabel('RLAR')
grid on
```



Creación de vector de soluciones Pareto en función de RLOX

```
filename = 'Libro2.csv';
delimiterIn = ',';
headerlinesIn = 1;
A = importdata(filename,delimiterIn,headerlinesIn);

d=length (A.textdata);
```

```
X=A.data(:, 2:3:d); %Eficiencia exergetica
Y=A.data(:, 3:3:d); %RLAR
Z=A.data(:, 1:3:d); %LOX/LN2

%% Grafico de espacio de busqueda
    xlin = linspace(min(X),max(X),100);
    ylin = linspace(min(Y),max(Y),100);

[x,y] = meshgrid(xlin,ylin);
f = scatteredInterpolant(X,Y,Z);
z=f(x,y);
mesh(x,y,z) %interpolated
axis tight; hold on
plot3(X,Y,Z, '.', 'MarkerSize',15)
```