



# **Universidad Nacional José Faustino Sánchez Carrión**

**Facultad de Ingeniería Química y Metalúrgica**

**Escuela Profesional de Ingeniería Química**

**Diseño y optimización de una planta de oxígeno líquido para elevar su  
pureza al 99,5% mediante Aspen Hysys v12**

**Tesis**

**Para optar por el Título Profesional de Ingeniero Químico**

**Autor**

**Ramírez León, Royler Sthayler**

**Asesor**

**M(o). Ramos Pacheco, Ronald Luis**

**Huacho - Perú**

**2023**



**Reconocimiento - No Comercial – Sin Derivadas - Sin restricciones adicionales**

<https://creativecommons.org/licenses/by-nc-nd/4.0/>

**Reconocimiento:** Debe otorgar el crédito correspondiente, proporcionar un enlace a la licencia e indicar si se realizaron cambios. Puede hacerlo de cualquier manera razonable, pero no de ninguna manera que sugiera que el licenciante lo respalda a usted o su uso. **No Comercial:** No puede utilizar el material con fines comerciales. **Sin Derivadas:** Si remezcla, transforma o construye sobre el material, no puede distribuir el material modificado. **Sin restricciones adicionales:** No puede aplicar términos legales o medidas tecnológicas que restrinjan legalmente a otros de hacer cualquier cosa que permita la licencia.



# UNIVERSIDAD NACIONAL JOSÉ FAUSTINO SÁNCHEZ CARRIÓN

## LICENCIADA

(Resolución de Consejo Directivo N° 012-2020-SUNEDU/CD de fecha 27/01/2020)

*"Año de la unidad, la paz y el desarrollo"*

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA Y METALURGICA

ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERIA QUIMICA

### INFORMACIÓN DE METADATOS

<b>DATOS DEL AUTOR (ES):</b>		
<b>NOMBRES Y APELLIDOS</b>	<b>DNI</b>	<b>FECHA DE SUSTENTACIÓN</b>
Royler Sthayler Ramírez León	72732994	11/10/2023
<b>DATOS DEL ASESOR:</b>		
<b>NOMBRES Y APELLIDOS</b>	<b>DNI</b>	<b>CÓDIGO ORCID</b>
Ronald Luis Ramos Pacheco	15615274	0000-0003-2036-1068
<b>DATOS DE LOS MIEMBROS DE JURADOS – PREGRADO/POSGRADO-MAESTRÍA-DOCTORADO:</b>		
<b>NOMBRES Y APELLIDOS</b>	<b>DNI</b>	<b>CODIGO ORCID</b>
Maximo Tomas Salcedo Meza	15602588	0000-0003-1993-2513
Jaime Iman Mendoza	40936175	0000-0001-6232-0884
Alberto Irhaam Sanchez Guzmán	15758117	0000-0003-0313-9852

# “DISEÑO Y OPTIMIZACIÓN DE UNA PLANTA DE OXÍGENO LÍQUIDO PARA ELEVAR SU PUREZA AL 99,5% MEDIANTE ASPEN HYSYS V12”

## INFORME DE ORIGINALIDAD

15%

INDICE DE SIMILITUD

14%

FUENTES DE INTERNET

3%

PUBLICACIONES

6%

TRABAJOS DEL ESTUDIANTE

## FUENTES PRIMARIAS

1	<a href="https://repositorio.unjfsc.edu.pe">repositorio.unjfsc.edu.pe</a> Fuente de Internet	2%
2	<a href="https://hdl.handle.net">hdl.handle.net</a> Fuente de Internet	1%
3	<a href="https://repositorio.unapiquitos.edu.pe">repositorio.unapiquitos.edu.pe</a> Fuente de Internet	1%
4	<a href="https://oa.upm.es">oa.upm.es</a> Fuente de Internet	1%
5	<a href="https://docplayer.es">docplayer.es</a> Fuente de Internet	1%
6	<a href="https://repositorio.sibdi.ucr.ac.cr:8080">repositorio.sibdi.ucr.ac.cr:8080</a> Fuente de Internet	1%
7	<a href="http://www.dspace.uce.edu.ec">www.dspace.uce.edu.ec</a> Fuente de Internet	1%
8	<a href="https://tesis.ucsm.edu.pe">tesis.ucsm.edu.pe</a> Fuente de Internet	1%

**TESIS**

**DISEÑO Y OPTIMIZACIÓN DE UNA PLANTA DE OXÍGENO  
LÍQUIDO PARA ELEVAR SU PUREZA AL 99,5% MEDIANTE  
ASPEN HYSYS V12**

**JURADO EVALUADOR**

**Dr. MAXIMO TOMAS SALCEDO MEZA**

**PRESIDENTE**

**Mg. JAIME IMAN MENDOZA**

**SECRETARIO**

**Dr. ALBERTO IRHAAM SANCHEZ GUZMAN**

**VOCAL**

## **AGRADECIMIENTO**

A mis padres por brindarme todo su apoyo y su confianza durante mi formación como profesional.

A toda mi familia por ser esa motivación para poder superar cada adversidad y ser mejor cada día de mi vida.

A mi asesor Ronald Luis Ramos Pacheco por el apoyo y confianza durante el desarrollo de este trabajo, por el tiempo, la dedicación y atención que me brindó.

¡Y a todos mis compañeros, amigos que estuvieron y están presentes siempre en mi día a día ayudándome a ser mejor persona y ver la vida de una forma más bonita, Gracias!

***Royler Sthayler Ramírez León***

## **DEDICATORIA**

La presente investigación va dedicada a mi familia, mi madre, mi padre y especialmente a mi tía *Jenny León Ramos* que dejó este mundo en el 2017 convirtiéndose en ese impulso y fortaleza para continuar con mi formación profesional.

A mi primo Piero Gutiérrez León que partió a la eternidad en el año 2020 por enseñarme a ver el lado bueno de ser joven con la responsabilidad que se requiere para salir adelante.

***Royler Sthayler Ramírez León***

## INDICE GENERAL

AGRADECIMIENTO .....	vi
DEDICATORIA .....	vii
INDICE GENERAL .....	viii
INDICE DE TABLAS .....	xii
INDICE DE FIGURAS .....	xiv
INDICE DE ANEXOS .....	xviii
RESUMEN .....	xix
ABSTRACT .....	xx
INTRODUCCIÓN .....	xxi
1. CAPITULO I PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	1
1.1. Descripción de la realidad problemática .....	1
1.2. Formulación del problema .....	2
1.2.1. Problema General .....	2
1.2.2. Problemas específicos .....	2
1.3. Objetivos .....	3
1.3.1. Objetivo general .....	3
1.3.2. Objetivos específicos .....	3
1.4. Justificación de la investigación .....	3
1.5. Delimitación del Estudio .....	4
1.5.1. Delimitación espacial .....	4
1.5.2. Delimitación temporal .....	4
1.5.3. Delimitación social .....	4
1.6. Viabilidad del estudio .....	4
2. CAPITULO II MARCO TEÓRICO .....	5

2.1.	Antecedentes de la investigación.....	5
2.1.1.	Investigaciones Internacionales .....	5
2.1.2.	Investigaciones Nacionales.....	7
2.2.	Bases teóricas .....	11
2.2.1.	Aspectos generales del oxígeno líquido criogénico (LOX) .....	11
2.2.2.	Aspectos generales del simulador (software).....	15
2.2.3.	Paquete de fluidos termodinámico .....	16
2.2.4.	Proceso de obtención del oxígeno líquido “LOX” .....	19
2.2.5.	Sistema de recirculación del agua de enfriamiento.....	41
2.3.	Definición de términos básicos.....	47
2.4.	Formulación de Hipótesis .....	48
2.4.1.	Hipótesis General.....	48
2.4.2.	Hipótesis Específicas .....	48
2.5.	Operacionalización de las variables.....	49
3.	CAPITULO III METODOLOGÍA.....	50
3.1.	Diseño Metodológico .....	50
3.1.1.	Tipo de investigación.....	50
3.1.2.	Nivel de la investigación.....	50
3.1.3.	Diseño de la investigación .....	50
3.1.4.	Enfoque.....	51
3.2.	Población y Muestra .....	51
3.2.1.	Población .....	51
3.2.2.	Muestra .....	51
3.3.	Técnicas de recolección de datos.....	51
3.3.1.	Técnicas a emplear .....	51

3.3.2.	Descripción de los instrumentos .....	51
3.3.3.	Recolección, selección y ajustes de datos en las corrientes de proceso .....	52
3.4.	Técnicas para el procesamiento de la información .....	52
4.	CAPITULO IV PROCESO DE OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO .....	53
4.1.	Determinación de corrientes de ajuste .....	53
4.2.	Ajuste de presiones .....	54
4.2.1.	Selección de una válvula.....	55
4.2.2.	Modelado matemático de la válvula .....	56
4.2.3.	Adición de la válvula en el simulador.....	63
4.2.4.	Ratio de presiones de los compresores .....	68
4.2.5.	Ajuste de presión en la corriente de oxígeno .....	71
4.3.	Ajuste de temperaturas .....	72
4.3.1.	Corriente de descompresión.....	73
4.3.2.	Corriente de alimentación de la columna T - 301 .....	75
4.4.	Ajuste de flujos.....	77
4.4.1.	Ajuste de corriente de descarga columna de absorción (T – 300) .....	77
4.4.2.	Ajuste de proporciones de flujo en el divisor TEE – 300 .....	80
4.4.3.	Reajuste de la corriente de descarga en la columna de absorción T – 300 .....	85
4.5.	Incremento de pureza del LOX.....	87
4.5.1.	Incremento en el volumen de producción final .....	91
4.6.	Implementación de sistemas de recirculación.....	92
4.6.1.	Recirculación de agua.....	92
4.6.2.	Recirculación de nitrógeno residual.....	97
5.	CAPITULO V RESULTADOS .....	104
5.1.	Análisis de resultados .....	104

5.1.1.	Datos técnicos y operación de la planta al 99,5% .....	104
5.1.2.	Comercio del nitrógeno recirculado.....	109
5.1.3.	Comercio del oxígeno líquido.....	112
5.2.	Rentabilidad económica .....	113
5.3.	Caracterización y calidad del producto.....	116
5.4.	Abastecimiento de producción nacional .....	117
6.	CAPITULO VI DISCUSIÓN.....	119
6.1.	Discusión de resultados .....	119
7.	CAPITULO VII CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	121
7.1.	Conclusiones.....	121
7.2.	Recomendaciones .....	123
8.	CAPITULO VII REFERENCIAS.....	124
8.1.	Fuentes bibliográficas.....	124
8.2.	Fuentes electrónicas.....	125
8.3.	Fuentes hemerográficas .....	126
	ANEXOS .....	127

## INDICE DE TABLAS

Tabla 1: Propiedades del Oxígeno Líquido.....	11
Tabla 2: Señalización de peligros del Oxígeno Líquido .....	12
Tabla 3: Almacenaje y suministro del Oxígeno Líquido .....	14
Tabla 4: Resumen de ecuaciones de estado .....	19
Tabla 5: Composición del aire atmosférico .....	20
Tabla 6: Equipos empleados en el sistema de compresión .....	26
Tabla 7: Equipos empleados en el sistema de lavado .....	30
Tabla 8: Equipos empleados en el sistema de criogenización.....	40
Tabla 9: Equipos empleados en la recirculación de agua.....	46
Tabla 10: Operacionalización de las variables.....	49
Tabla 11: Instrumentos utilizados .....	52
Tabla 12: Porcentajes mínimo y máximo de apertura en una válvula de control.....	62
Tabla 13: Valores de flujo Cv en función del porcentaje de apertura según el tipo de obturador .....	62
Tabla 14: Comportamiento del volumen de producción en función de la caída de presión.....	65
Tabla 15: Calidad de vapor .....	67
Tabla 16: Comportamiento de la producción en función de la ratio de presión.....	69
Tabla 17: Comportamiento del volumen de producción en función de la temperatura .....	74
Tabla 18: Comportamiento de la producción en función de la temperatura .....	75
Tabla 19: Comportamiento de la producción y temperatura en función del flujo de descarga .....	78
Tabla 20: Comportamiento de la producción en función de los flujos entregados por el divisor .....	82
Tabla 21: Comportamiento de la producción en función del flujo de nitrógeno lavado .....	84
Tabla 22: Comportamiento de la producción en función del reajuste de descarga de nitrógeno .....	86
Tabla 23: Comportamiento del volumen de producción en función del incremento de pureza .....	90
Tabla 24: Comportamiento de la producción final en función del flujo de descarga de nitrógeno.....	92
Tabla 25: Comportamiento de la temperatura y potencia en función de la presión .....	100
Tabla 26: Equipos empleados en la producción de oxígeno líquido al 99,5% .....	104
Tabla 27: Comparativo de parámetros de las plantas de producción .....	105
Tabla 28: Torres de absorción de la planta de oxígeno al 95% de pureza .....	107
Tabla 29: Torres de absorción de la planta de oxígeno al 99,5% de pureza .....	107

Tabla 30: Flujo de nitrógeno en las corrientes del sistema de recirculación .....	110
Tabla 31: Producción de nitrógeno purificado en el sistema recirculación.....	111
Tabla 32: Flujo de energía requerido para producir nitrógeno purificado .....	111
Tabla 33: Ganancias obtenidas en la comercialización de nitrógeno purificado .....	111
Tabla 34: Producción de oxígeno líquido al 99,5% de pureza.....	112
Tabla 35: Ganancias obtenidas de la comercialización del oxígeno líquido al 99,5% de pureza .....	112
Tabla 36: Convenio de oxígeno líquido 93% - 95% con Southern Peru.....	113
Tabla 37: Ganancias obtenidos de la comercialización de oxígeno líquido a menor pureza .....	113
Tabla 38: Análisis económico de la planta de producción de oxígeno líquido al 99,5% de pureza....	113
Tabla 39: Análisis de sensibilidad Planta de oxígeno líquido al 99,5% .....	114
Tabla 40: Análisis de sensibilidad – Planta de oxígeno líquido al 93 – 95%.....	114
Tabla 41: Calidad del producto.....	116

## INDICE DE FIGURAS

Figura 1: Pictograma del Oxígeno Líquido.....	13
Figura 2: Diagrama BFD del sistema de compresión .....	22
Figura 3: Captación de aire y posterior saturación.....	23
Figura 4: Tren de compresión del aire (producción al 95%).....	24
Figura 5: Tren de compresión de aire (producción al 99,5%).....	24
Figura 6: Diagrama PFD del sistema de lavado.....	25
Figura 7: Diagrama BFD del sistema de lavado .....	26
Figura 8: Captación de agua de lavado y nitrógeno para absorción.....	27
Figura 9: Lavado del aire mediante agua enfriada por nitrógeno (producción al 99,5%) .....	28
Figura 10: Separador de componentes (producción al 99,5%) .....	29
Figura 11: Diagrama PFD del sistema de lavado.....	30
Figura 12: Diagrama BFD del sistema de compresión .....	31
Figura 13: Compresión del aire saturado proveniente del sistema de lavado (producción al 99,5%)...	31
Figura 14: Equipo de licuefacción de gases.....	32
Figura 15: Sistema criogénico al 95% .....	33
Figura 16: Torre de absorción con condensado total y tasa de descarga de 250 kgmole/h.....	34
Figura 17: Torre de absorción con condensado total (producción al 99,5%).....	35
Figura 18: Torre de absorción con rehervidor.....	36
Figura 19: Tanques separadores de nitrógeno refrigerado por criogenización .....	37
Figura 20: Torre de absorción con rehervidor (producción al 99,5%) .....	38
Figura 21: Diagrama PFD del sistema de criogenización .....	40
Figura 22: Diagrama BFD del sistema de recirculación de agua .....	41
Figura 23: Sistema de recirculación del agua de enfriamiento, captación de la etapa de criogenización (producción al 99,5%) .....	42
Figura 24: Sistema de recirculación de agua de enfriamiento, captación de la etapa de lavado (producción al 99,5%) .....	43
Figura 25: Sistema de recirculación de agua de enfriamiento, operador ADJUST (producción al 99,5%) .....	44

Figura 26: Sistema de recirculación de agua de enfriamiento, operador RECYCLE (producción al 99,5%) .....	45
Figura 27: Diagrama PFD del sistema de recirculación de agua .....	45
Figura 28: Determinación de corrientes .....	53
Figura 29: Ajuste del parámetro de presión (Corriente N°50) .....	54
Figura 30: Torre de absorción T – 300 en una planta de producción al 95% .....	55
Figura 31: Criterios empleados para la selección de una válvula .....	55
Figura 32: Partes de una válvula de control .....	56
Figura 33: Fuerzas de acción en una válvula de control .....	57
Figura 34: Valores de operación (Corriente N°50) .....	59
Figura 35: Tipos de obturadores en una válvula de control .....	61
Figura 36: Comportamiento del flujo en función de la apertura en una válvula de control .....	63
Figura 37: Configuración interna de la válvula en el simulador .....	64
Figura 38: Característica de función raíz cuadrada en el simulador .....	64
Figura 39: Producción vs calidad de vapor en función del delta P del nitrógeno .....	65
Figura 40: Ajuste del delta P de la válvula en el simulador .....	66
Figura 41: Ajuste de la torre de absorción T - 300 en una producción de oxígeno líquido al 95% .....	67
Figura 42: Ratio de presión en el compresor K – 300.....	68
Figura 43: Comportamiento de las curvas de ratio de presión y calidad de vapor .....	70
Figura 44: Ajuste de la ratio de presión del compresor K - 300 en una producción de oxígeno líquido al 95% .....	70
Figura 45: Ajuste de presión (Corriente N°58).....	71
Figura 46: Ajuste en la corriente 58 y su influencia en la producción final.....	72
Figura 47: Corrientes de temperatura ajustables en una producción de oxígeno líquido al 95% .....	73
Figura 48: Comportamiento de la curva de descompresión y producción .....	74
Figura 49: Ajuste de temperatura en la corriente de descompresión del expansor K – 300.....	75
Figura 50: Comportamiento de la curva de la corriente 61 y producción .....	76
Figura 51: Ajusta de la corriente 61 y su influencia en la producción final.....	76
Figura 52: Configuración interna de la torre de absorción T – 300 .....	77
Figura 53: Inconsistencias generadas en las corrientes de proceso .....	78

Figura 54: Comportamiento de las curvas de flujo de descarga y producción.....	79
Figura 55: Ajuste realizado en la tasa de descarga de la torre T – 300 .....	79
Figura 56: Flujos de nitrógeno lavado y comprimido al sistema de criogenización .....	80
Figura 57: Configuración interna del divisor TEE – 300.....	81
Figura 58: Comportamiento de la curva producción y el flujo de nitrógeno lavado comprimido .....	82
Figura 59: Ajuste realizado en las proporciones de flujo y su influencia en la producción .....	83
Figura 60: Comportamiento de la curva de producción y flujos .....	84
Figura 61: Ajuste de flujos del divisor hacia el sistema de criogenización.....	85
Figura 62: Comportamiento de la curva de la producción total en función tasa de descarga del nitrógeno producido por la torre T – 300.....	87
Figura 63: Producción total de oxígeno líquido al 95% .....	88
Figura 64: Configuración interna de la torre de absorción T – 301 .....	89
Figura 65: Torre de absorción T - 301 en una producción de oxígeno líquido al 95% .....	90
Figura 66: Comportamiento de la producción total en función del incremento de pureza.....	91
Figura 67: Producción de oxígeno líquido al 99,5% .....	91
Figura 68: Producción final de oxígeno líquido al 99,5%.....	92
Figura 69: Divisor de flujo para la recirculación de agua al sistema de lavado .....	93
Figura 70: Corriente donde será dirigida la recirculación.....	94
Figura 71: Flujos de energía de los equipos empleados en el sistema de lavado .....	94
Figura 72: Bomba empleada en la recirculación de agua al sistema de lavado.....	95
Figura 73: Tanque empleado en la recirculación de agua al sistema de lavado .....	95
Figura 74: Reciclo hacia el sistema de lavado por la corriente 21 .....	96
Figura 75: Recirculación de agua al sistema de lavado .....	96
Figura 76: Corriente de nitrógeno residual en la torre de absorción T – 301.....	97
Figura 77: Corriente 27 (gas nitrógeno) de la torre T – 201 .....	98
Figura 78: Recuperación y purificación de nitrógeno.....	98
Figura 79: Configuración interna del separador de componentes X – 400.....	99
Figura 80: Configuración de parámetros de purificación de nitrógeno.....	100
Figura 81: Nitrógeno recirculado y disipado a la atmósfera .....	101
Figura 82: Recirculación de nitrógeno al sistema de lavado.....	101

Figura 83: Diagrama de bloques del sistema recirculación de nitrógeno.....	102
Figura 84: Diagrama de flujo del sistema de recirculación de nitrógeno.....	103
Figura 85: Aspen Process Economic Analyzer.....	105
Figura 86: Comparativo de plantas de producción.....	106
Figura 87: Consumo energético.....	106
Figura 88: Comparativo de torres de absorción T – 300.....	108
Figura 89: Comparativo de torres de absorción T – 301.....	108
Figura 90: Tratamiento del nitrógeno residual.....	109
Figura 91: Recirculación de nitrógeno.....	110
Figura 92: Comparativo del análisis económico de ambas plantas de producción.....	115
Figura 93: Caracterización del Oxígeno líquido.....	116
Figura 94 : Importación de oxígeno líquido.....	117
Figura 95: Abastecimiento al déficit nacional.....	118

## INDICE DE ANEXOS

Anexo 1. Matriz de Consistencia .....	128
Anexo 2. Process Flow Diagram relizado en Aspen Hysys .....	129
Anexo 3. Cadena de proceso.....	130
Anexo 4. Participación de los tipos de pureza del oxígeno.....	130
Anexo 5. Importadores de oxígeno .....	131
Anexo 6. Precios del oxígeno .....	131
Anexo 7. Promedio de precios por cliente .....	132
Anexo 8. Precio promedio por m <sup>3</sup> .....	132
Anexo 9. Formas de suministro .....	133
Anexo 10. Acoplamiento de válvulas .....	133
Anexo 11. Codificación y equivalencias.....	134

## **Diseño y optimización de una planta de oxígeno líquido para elevar su pureza al 99,5% mediante Aspen Hysys V12**

Royler Sthayler Ramírez León<sup>1</sup>

### **RESUMEN**

**Objetivo:** Realizar una mejora del proceso de producción para incrementar la pureza del oxígeno líquido y la productividad de la planta. **Métodos:** Se realizó una simulación tomando los datos de partida de una planta de producción de oxígeno líquido. Estudio Experimental nivel aplicativo diseño descriptivo con enfoque cuantitativo. Se utilizó software de simulación de procesos industriales para procesar los datos de partida de una planta de producción de oxígeno líquido al 95% de pureza y realizar las mejoras correspondientes a volumen, pureza, calidad y rendimiento. Se analizaron los resultados en base los estudios económicos del comercio de este producto, caracterización en base a las calidades requeridas por los tipos del mercado y perspectiva del abastecimiento al déficit de producción nacional en base a los datos publicados por INDECOPI. **Resultados:** a) Se incrementa la producción final de oxígeno líquido hasta 7014 m<sup>3</sup>/h logrando una pureza del 99,5%. b) Se logra implementar la recirculación del agua de enfriamiento que ingresa al LNG – 300 en el sistema de criogenización con el sistema de lavado. c) Se logra implementar un nuevo sistema de recirculación de gas nitrógeno residual del sistema de criogenización hacia el sistema de lavado, lo cual permite obtener ganancias adicionales como subproducto de venta y aumentar el rendimiento final. **Conclusiones:** El ajuste de presión influye principalmente en la fracción de vapor del producto final, observándose en mayor cantidad gaseosa, lo que incrementa su volumen de producción. El ajuste de temperaturas permite fraccionar mejor el aire comprimido logrando una separación más sencilla al ingresar a la columna de absorción. El ajuste de flujos permite incrementar la producción de nitrógeno a partir del aire comprimido en la columna T – 300. El incremento de pureza se logra por una mejor separación de las moléculas de oxígeno debido a las temperaturas bajas de las corrientes de alimentación a la columna T – 301. Los sistemas de recirculación representan un incremento de utilidades cuando la planta está en operación.

**Palabras Clave:** Simulación, columnas, pureza, criogenización, oxígeno líquido.

<sup>1</sup> Facultad de Ingeniería Química y Metalúrgica, email: sthayler95@gmail.com

## **Design and optimization of a liquid oxygen plant to raise its purity to 99.5% using Aspen Hysys V12**

Royler Sthayler Ramírez León<sup>1</sup>

### **ABSTRACT**

**Objective:** To improve the production process to increase the purity of liquid oxygen and the productivity of the plant. **Methods:** A simulation was carried out taking the starting data of a liquid oxygen production plant. Experimental study with descriptive design and quantitative approach. Industrial process simulation software was used to process the starting data of a 95% purity liquid oxygen production plant and to make the corresponding improvements in volume, purity, quality and yield. The results were analyzed based on the economic studies of the trade of this product, characterization based on the qualities required by the types of the market and perspective of the supply to the deficit of national production based on the data published by INDECOPI. **Results:** a) The final production of liquid oxygen is increased up to 7014 m<sup>3</sup>/h achieving a purity of 99.5%. b) It is possible to implement the recirculation of cooling water entering the LNG - 300 in the cryogenization system with the washing system. c) It is possible to implement a new system of recirculation of residual nitrogen gas from the cryogenization system to the washing system, which allows obtaining additional profits as a by-product of sale and increasing the final yield. **Conclusions:** Pressure adjustment mainly influences the vapor fraction of the final product, being observed in higher gaseous quantity, which increases its production volume. The temperature adjustment allows a better fractionation of the compressed air, achieving an easier separation when entering the absorption column. The purity increase is achieved by a better separation of the oxygen molecules due to the low temperatures of the feed streams to the T-301 column. The recirculation systems represent an increase in profit when the plant is in operation.

**Keywords:** Simulation, columns, purity, cryogenics, liquid oxygen.

<sup>1</sup> Faculty of Chemical and Metallurgical Engineering, email: sthayler95@gmail.com

## INTRODUCCIÓN

La investigación se realizó con el objetivo de mejorar la pureza del producto y el rendimiento del proceso, en vista que este gas es muy necesario y fundamental en distintas industrias, siendo la medicinal una de las más cruciales y a su vez una de las más relegadas, es decir, no se produce a grandes escalas, lo que ocasiona un déficit del mismo.

En el Perú se observó que el requerimiento de este gas fue fundamental en los dos últimos años, debido a la pandemia declarada a nivel mundial durante el año 2020, causando estragos en territorio nacional y miles de pérdidas humanas, por la falta de métodos de contención en el sector salud, siendo una de ellas la accesibilidad de este gas para el correcto tratamiento de los pacientes graves; en el país existen alrededor de 5 plantas de producción con el nivel de pureza al 99,5% y muchas otras con el nivel de pureza mínimo para su uso medicinal (93% – 95%), sin embargo, el nivel de participación de esta última se vio relegada por la participación de la pureza más alta, esto debido a factores constitucionales o en algunos casos factores netamente de utilidad; las purezas bajas, son también aptas para el consumo medicinal, pero no representa un mejor tratamiento como la de mayor pureza, puesto que el uso de la primera está más direccionada al sector industrial y la segunda abarca ampliamente los sectores industriales y medicinales.

El grado de participación de la pureza de este gas fue mayor al 85% en promedio en todo el territorio nacional, lo que ocasionó su déficit y agotamiento de los recursos, tanto insumos, como las reservas de todas las plantas de producción, originando un mercado negro en el comercio de este gas.

Las importaciones de este gas, solo en el año 2020, fue la más alta en el último lustro, representando un 1095% de la suma total de las importaciones en los años, 2017, 2018 y 2019, originando pérdidas en la economía del país, debido a que no se producía el volumen óptimo requerido para hacer frente a la pandemia.

La planta de producción cuenta con 2 columnas de absorción principales las cuales trabajan con el método de la destilación fraccionada del aire para lograr obtener oxígeno líquido.

Se evaluaron los datos de partida de dichas columnas, así como también de una planta de producción convencional con una pureza de oxígeno líquido al 95%, el índice de producción de esta es mucho mayor, pero representa una calidad más baja en términos de fracción de vapor. Se evaluó la cantidad de nitrógeno requerido para lograr la criogenización del oxígeno líquido identificándose un déficit en la misma, originado por la proporción de flujos proveniente del sistema de lavado. Se evaluaron las causas de la baja producción y pureza, identificándose a los parámetros de presión, en la salida del producto del condensador de la columna T – 300 y los parámetros de temperatura en corriente de descompresión del expansor EXP – 300 y alimentación de la columna T – 301.

En ese sentido se formularon los objetivos específicos a) Ajustar la variación de presión en la corriente de descarga del nitrógeno del condensador para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido. b) Ajustar la temperatura en la corriente de descompresión para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido. c) Ajustar la tasa de descarga de nitrógeno en la columna de absorción con condensado total para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido. d) Implementar sistemas de recirculación para incrementar el rendimiento de la planta.

En el desarrollo de la investigación se manipularon los parámetros de presión, temperatura y flujo, por ser una investigación experimental aplicada con enfoque cuantitativo a partir de la recopilación de los datos de partida.

Asimismo, se analizaron e identificaron las posibles corrientes óptimas para una recirculación de subproductos y servicios, lográndose una optimización de todo el proceso de producción que se rige principalmente por la destilación fraccionada del aire.

Por lo expuesto, la investigación tiene como propósito realizar el diseño y optimización de una planta de oxígeno líquido para elevar su pureza al 99,5% mediante Aspen Hysys V12.

## CAPITULO I

### PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

#### 1.1. Descripción de la realidad problemática

La pureza del oxígeno líquido medicinal en el país actualmente borda entre el 93% según la ley N.º 5669/2020 CR, siendo la productividad del mismo muy baja, aproximadamente de, 150 a 200 toneladas por día; con un promedio de producción de 166 TPD, en intervalos de tiempo relativamente mayores, de acorde a la demanda del país (250 toneladas por día). Si bien existen plantas de oxígeno líquido medicinal a una pureza mayor (95%, 96% hasta 99,5%), estas no producen lo suficiente como para satisfacer la necesidad del país a través del tiempo, la mayoría de ellas son plantas pequeñas a nivel industrial y granel, muchas de ellas no producen lo que produce hoy en día el Perú una planta de oxígeno líquido medicinal a nivel industrial al 93% de pureza.

Con estos datos, podemos deducir que existe un déficit de hasta 50 TPD, motivo por el cual muchas industrias peruanas productoras de oxígeno medicinal han utilizado la totalidad del insumo/producto disponible en sus reservas, lo que ha conllevado un incremento en los costos operacionales, generando escasez nacional de este gas medicinal en 2020.

El proceso de producción sigue el método de destilación fraccionada criogénica, que consiste en “enfriar el aire” previamente filtrado y purificado, mediante métodos de compresión y descompresión se logra criogenizar el aire hasta una temperatura de -183°C y 1 bar de presión.

Este proceso es manejado de manera convencional, es decir, sin corrientes de recirculación, por ejemplo, en este proceso tenemos la importancia de recircular el agua de enfriamiento, evitando así generar pérdidas de la misma.

La pureza obtenida en el Perú es del 95% (en promedio), esto representa una productividad (flujo) mucho mayor. Si incrementáramos la pureza al 99,5% utilizando la misma metodología del proceso, obtendríamos una productividad más baja, lo cual no es aprovechable ni factible, debido a las demandas en el país afines a este sector.

Bajo esta regla, podemos deducir que, a menor pureza, mayor productividad; sin embargo, debido a las altas demandas generadas en los dos últimos años, esto ocasiona un esfuerzo mucho mayor en el proceso y como consecuencia agotamiento de los servicios (agua y/o nitrógeno).

Por lo tanto, la necesidad surge en elevar la productividad del gas a niveles más amplios y en el mejor de los casos incrementar la pureza, de tal modo que nos permita generar menor costo operacional y reaprovechar los servicios del agua de enfriamiento y el nitrógeno en la etapa de la criogenización.

Para esto se hace una evaluación previa con los datos de partida y la data de campo, utilizando el software de simulación ASPEN HYSYS, de tal forma que nos permita una mejora del proceso y que sea sostenible en el tiempo, para que la pureza obtenida se incremente y posteriormente el rendimiento de la planta sea mejor.

## **1.2. Formulación del problema**

### **1.2.1. Problema General**

¿Cómo la simulación y modelado del proceso nos permitirá a incrementar la pureza del oxígeno líquido y elevar la productividad de la planta?

### **1.2.2. Problemas específicos**

¿En qué medida la variación de presión utilizada en el proceso de criogenización incrementará la productividad y pureza del oxígeno líquido?

¿En qué medida la variación de temperatura utilizada en la corriente de descompresión incrementara la productividad del oxígeno líquido?

¿En qué medida la tasa de descarga de nitrógeno en la columna de absorción con condensado total incrementara la productividad y pureza de oxígeno líquido?

¿En qué medida la implementación de sistemas de recirculación incrementará el rendimiento de planta?

### **1.3. Objetivos**

#### **1.3.1. Objetivo general**

Realizar una mejora del proceso de producción para incrementar la pureza del oxígeno líquido y la productividad de la planta.

#### **1.3.2. Objetivos específicos**

Ajustar la variación de presión en la corriente de descarga del nitrógeno del condensador para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.

Ajustar la temperatura en la corriente de descompresión para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.

Ajustar la tasa de descarga de nitrógeno en la columna de absorción con condensado total para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.

Implementar sistemas de recirculación para incrementar el rendimiento de la planta.

### **1.4. Justificación de la investigación**

La modificación y posterior evaluación técnica de los parámetros de temperatura y presión en el esquema simulado de la planta nos arrojan valores óptimos y favorables,

de cara al futuro en referencia a esta industria, que en los dos últimos años ha sido crucial a nivel internacional.

El presente trabajo se centra principalmente en el análisis de la relación de los parámetros mencionados anteriormente; con el flujo de productividad y la pureza de este gas; para lograr una mejora óptima del proceso y su posterior impacto en el incremento del volumen final de oxígeno líquido producido.

## **1.5. Delimitación del Estudio**

### **1.5.1. Delimitación espacial**

El estudio se lleva a cabo en el departamento de Lima en base a los datos obtenidos de las plantas generadoras de oxígeno líquido de cada distrito.

### **1.5.2. Delimitación temporal**

El estudio, evaluación y propuesta será realizado en el periodo noviembre 2021 a agosto del 2022.

### **1.5.3. Delimitación social**

El estudio implica ampliamente a las empresas de producción de oxígeno líquido a nivel nacional, puesto que, los equipos y recursos necesarios son propios de esta industria.

## **1.6. Viabilidad del estudio**

La presente investigación es viable desde el punto de vista técnico, temporal y económico, ya que se cuenta con los recursos necesarios para lograr la simulación de proceso mediante software, logrando una mejora en productividad que acarrea actualmente la situación mundial.

## CAPITULO II

### MARCO TEÓRICO

#### **2.1. Antecedentes de la investigación**

##### **2.1.1. Investigaciones Internacionales**

(Cerrada P., 2017) en su investigación “Diseño y análisis de una planta de separación de aire” llego a la siguiente conclusión: El proceso más delicado es la destilación en las columnas. Estos equipos requieren de un diseño detallado y riguroso para que el funcionamiento de la planta sea óptimo y no una ruina. Esta parte del proceso es la más crítica y de importancia debido a que en este tramo se lleva a cabo la criogenización y se evidencia que a partir de dichas columnas se logra la pureza de este gas. Todos los aspectos de la destilación son importantes: la altura de la columna, el número de platos, el diámetro de los platos, las realimentaciones y sangrados. No solo en la separación de aire, sino en cualquier proceso de destilación, no se puede dejar nada al azar (Cerrada, 2017). En definitiva, las plantas de separación de aire son plantas costosas que no son rentables económicamente a volúmenes de producción bajos. Son complejas y deben ser diseñadas con gran esmero y rigurosidad, puesto que, si no, no trabajan en las condiciones óptimas y esas pérdidas se suman a los costes de inversión. Sin embargo, pese a ser plantas delicadas, cumplen una función con el desarrollo humano y la sociedad. Los productos que generan permiten conservar la comida, el tratamiento de metales sin oxidación, reacciones químicas en procesos productivos en la industria química, participan activamente en la salud de las personas...Las plantas de separación de aire son totalmente necesarias para la sociedad hoy en día (Cerrada, 2017).

(Bracero K., Cárdenas L. 2020) en su investigación “Diseño de una planta de obtención de nitrógeno y oxígeno líquido para la Facultad de Ingeniería Química”

recomendó lo siguiente: Si se desea obtener oxígeno a alta pureza (>90%) se recomienda diseñar una planta específica para su producción. Esta recomendación resulta ser la base para una propuesta en el aumento de pureza y productividad de este gas, debido a que, en un ambiente de desarrollo simulado, podemos manipular las variables necesarias para lograr nuestro objetivo, sin la necesidad de intervenir directamente en una planta de producción y afectar dichos parámetros, obteniendo los resultados más favorables posibles. En el mercado el oxígeno se comercializa a concentraciones superiores al 90%, por lo que se recomienda determinar si el oxígeno al 58%, podría ser utilizado en hornos y calderas para mejorar el proceso de combustión, en el tratamiento de agua, u otras aplicaciones industriales (Bracero et. Al. 2020). La relación nitrógeno-aire es del 5% en masa, siendo la eficiencia del proceso baja, esto se debe a la concentración que se desea alcanzar, 99,9% (alta pureza). Mientras mayor es la concentración deseada mayor es la relación aire nitrógeno. Esta relación indica que se necesita cantidades altas de aire para obtener cantidades pequeñas de nitrógeno gas (Bracero et. Al., 2020).

(Arandia, M. 2014) realizó una tesis titulada “Estudio de factibilidad para la implementación de una fábrica de oxígeno criogénico” que tuvo como objetivo definir la tecnología, el proceso y la distribución más adecuada para el consumo de oxígeno criogénico, la investigación fue llevada a cabo de forma analítica, obteniéndose la siguiente conclusión: el oxígeno líquido medicinal permite el almacenamiento de una mayor cantidad de gas en forma más fácil que el oxígeno gaseoso medicinal. Un litro de oxígeno líquido medicinal al evaporarse equivale a aproximadamente 860 litros de oxígeno gaseoso medicinal (Arandia, 2014). El oxígeno producto del proceso de licuefacción es único, no existe en el mercado algún producto comparable, ya que en

este proceso se separan los elementos componentes del aire mediante etapas sucesivas de compresión y descompresión, logrando gases de alta pureza (Arandia, 2014).

(Barahona A., 2017) en su investigación “Simulación de una planta de separación de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno” concluyó que la simulación realizada en su proyecto es una buena aproximación a los datos reales de una planta, es decir, que los resultados obtenidos de productividad y pureza son muy aproximados si son llevados a nivel industrial, esto va a depender del modelo termodinámico y el software empleado para diseñar el proceso. Se observa que el simulador empleado por el autor fue el software Unisim Design R440. Las variables de respuesta que se definen para el proceso de validación de datos, debido a su relación al desempeño de la planta son: los perfiles de temperatura de ambas columnas y la caracterización de cada una de las corrientes de la planta, tales como, fracción de vapor, temperatura, presión, flujo másico y composición molar (Barahona, 2017). La habilidad para modelar el comportamiento del modelo dependiente del tiempo es especialmente valiosa para sistemas no lineales y para su uso en creación, establecimiento, ajuste y prueba de esquemas y estrategias de control. Además, plantear los balances con su dependencia del tiempo, permite representar el comportamiento “Batch” de algunos equipos o bien, analizar la evolución que se manifiesta en el transiente entre dos estados estacionarios para un equipo o planta completa (Barahona, 2017). El primer paso que se debe realizar para llevar a cabo una simulación, es el suministro de la información general, esta está constituida por los componentes químicos, las unidades de medición y el paquete termodinámico (Barahona, 2017).

### **2.1.2. Investigaciones Nacionales**

(Salazar F., 2020) en su tesis “Estandarización del proceso productivo basado en la norma ISO 9001:2015 en la empresa OXICUSCO SRL, Cusco 2019” empleo la

metodología descriptiva y aplicada, puesto que su proposición se basó en alternativas de mejora para los problemas de calidad en los servicios de la empresa. Su enfoque se realizó al nivel cuantitativo ya que usa la recolección de datos estadísticos y métodos experimentales para poder demostrar la lógica empírico – deductiva. Fue explicativo ya que han sido exploradas las causas o relaciones entre la estandarización de los procesos y la mejora obtenida en base a la norma ISO 9001:2015 de los procesos de producción de oxígeno medicinal empresa OXICUSCO (Salazar, 2020). Fue descriptiva, ya que describió las características y condiciones en las que se encontraba el proceso productivo de oxígeno medicinal de la empresa OXICUSCO y las necesidades de esta para su mejora mediante la estandarización del proceso (Salazar, 2020). La estandarización del proceso productivo de oxígeno medicinal ha sido seleccionada para mejorar en todas sus fases, desde la recepción de los cilindros a llenar hasta la obtención del producto final; con la consigna de mantener la continuidad de los procesos y aumentar su eficacia y la satisfacción del cliente (Salazar, 2020). Al estandarizar el proceso productivo de oxígeno medicinal la producción se verá incrementada, evitando el desabastecimiento y esto junto a la atención personalizada que brinda la empresa; significaran alcanzar de manera continua y progresiva los objetivos trazados por la misma empresa basados en estándares de calidad y la normatividad ISO 9001:2015 (Salazar, 2020).

(Tello et. Al. 2015) realizaron la siguiente investigación “Estudio de prefactibilidad para la instalación de una planta obtener oxígeno líquido, para uso medicinal e industrial en la región loreto” concluyó que el proceso productivo del PSA para la obtención de oxígeno medicinal e industrial es técnico, financiero, ambientalmente aceptable. Se observa que el proceso PSA (proceso de adsorción de oscilación de presión) no causa modificación importante. Como todo estado de la materia, puede variar entre sólido,

líquido y gaseoso, dependiendo de las condiciones de presión y temperatura; se condensa formando un líquido azul pálido fuertemente magnético; el oxígeno sólido se obtiene comprimiendo el líquido (Tello et. Al. 2015). La tecnología PSA se adapta especialmente a los ambientes extremos (temperaturas elevadas, humedad, polvo, altura, etc.) donde demuestra una gran resistencia, este sistema permite disociar el aire ambiente en oxígeno y nitrógeno mediante una filtración molecular (Tello et. Al. 2015). La relación Oxígeno Líquido/Oxígeno gaseoso es  $1 \text{ m}^3 / 864 \text{ m}^3$  aproximadamente, es decir, produciendo  $125\ 157 \text{ m}^3/\text{año}$ , de oxígeno líquido, necesitaríamos  $108\ 135\ 700 \text{ m}^3/\text{año}$  de oxígeno gaseoso, considerando que la composición del aire es 21% de oxígeno, 78% de nitrógeno y 1% otros gases (Tello et. Al. 2015). La instalación de la planta y la producción del producto final, cual es oxígeno medicinal e industrial, no provocará un impacto ambiental negativo, es decir, no generara residuos sólidos ni productos tóxicos. En términos generales, la fracción de gases que pueden escarpase se difumina en la atmósfera sin causar daños al cambio climático, dado que los gases son puros porque son separados durante el proceso de producción (Tello et. Al. 2015).

(Alcalde H., 2014) en su investigación “Diseño del sistema de transporte de oxígeno medicinal mediante tuberías de cobre en el Hospital Alberto Leopoldo Barton Thompson” tuvo como objetivo realizar el diseño para el transporte de oxígeno medicinal mediante tuberías de cobre, bajo la norma NFPA 99, realizando una investigación descriptiva y aplicada. La NFPA 99 establece los criterios para las instalaciones de carácter medicinal, está basada en el riesgo que pueden sufrir los pacientes, trabajadores y visitantes a los establecimientos médicos; establece los criterios para minimizar el riesgo de incendio, explosión y electricidad (Alcalde, 2014). Entre los gases del aire más comunes tenemos: Oxígeno, Nitrógeno, Argón, Helio, Hidrógeno, Kriptón, etc. La separación de estos gases se produce por licuefacción,

bajando la temperatura del aire y separándolos por los puntos de ebullición hasta obtenerlos en estado líquido a bajísimas temperaturas (Alcalde, 2014). La investigación propone y recomienda que para el transporte de oxígeno medicinal; debido a una exigencia de la NFPA 99, se emplearán tuberías de cobre para el transporte de cualquier gas medicinal, esto debido a que el cobre no contiene grandes cantidades de impurezas (Alcalde, 2014). Sin embargo, para la fase líquida (LOX) del sistema, la investigación propone las tuberías de acero inoxidable, debido al frío extremo al que estará sometido el material. En metalurgia, el acero inoxidable se define como una aleación de acero con un mínimo del 10% al 12% de cromo contenido en masa. En criogenia es común el uso de Acero Inoxidable 316L SCHD60, debido a su alta resistencia a las bajas temperaturas y debido a que no emite sustancias contaminantes al proceso (Alcalde, 2014).

(Polo M., 2013) en su investigación “Análisis de viabilidad para la instalación de una sub-planta industrial de oxígeno en la ciudad de Puerto Maldonado para optimizar el servicio de oxígeno de la empresa INSUMOS INDUSTRIAL POLO S.C.R.L.” la investigación tiene un enfoque cuantitativo porque recoge y analiza datos cuantificables sobre variables y tiene un alcance del tipo explicativo con una metodología experimental puro. La fundición de hierro en acero consume el 55% del oxígeno producido comercialmente, Otro 25% de este oxígeno se dedica a la industria química. El etileno reacciona con el  $O_2$  para crear óxido de etileno, que, se convierte en etilenglicol, el material usado como base para fabricar una gran variedad de productos, La mayor parte del 20% restante se usa para aplicaciones medicinales, oxicorte, como oxidante en combustible de cohetes y en tratamiento de aguas (Polo, 2013). Los hábitos de consumo para el sector medicinal: Está enfocado de acuerdo a la necesidad en que lo requiera sus pacientes hospitalizados. Para ello el  $O_2$  deberá tener una pureza del 93 al 99%, el cual es un requisito muy importante para la salud humana (Polo, 2013). Uno de

los objetivos del autor es evaluar el impacto social y ambiental de la investigación, concluyendo que el impacto social y ambiental vendría a ser el excesivo ruido que se genera por parte del vaporizador.

## 2.2. Bases teóricas

### 2.2.1. Aspectos generales del oxígeno líquido criogénico (LOX)

El oxígeno líquido criogénico, llámese LOX, es un gas refrigerado para uso industrial, medicinal, respiración para aviadores y en otras condiciones puede utilizarse para uso de corte y soldadura acetilénica, etc. Tiene un color ligeramente azul y si bien no es combustible, facilita la combustión de otras sustancias originando riesgo de incendio o explosión en contacto con ellas o reductores.

Por ser un componente del aire, el oxígeno líquido es una sustancia paramagnética, es decir, en un campo magnético, este sufre el mismo tipo de atracción y repulsión que los imanes convencionales, estos se alinean paralelamente, pero si se retira el campo magnético, dicho alineamiento se destruye por la entropía ya que no está favorecido de manera energética.

**Tabla 1: Propiedades del Oxígeno Líquido**

<b>Propiedades físicas y químicas del Oxígeno Líquido (LOX)</b>	
Formula	O <sub>2</sub>
Peso molecular	32
Temperatura de fusión	-218,8
Temperatura de ebullición	-182,9
Temperatura critica	-118,6
Presión (kpa)	101
Densidad relativa del gas	1,1
Densidad relativa del líquido a -182,9 C	1,14
Solubilidad en el agua a 20 °C	3,1 cm <sup>3</sup> /l
Apariencia y color	Líquido azulado
Olor	Sin olor
Otros datos	Se le conoce también como oxígeno criogénico y es más pesado que el aire, almacenable en espacios confinados y a nivel del suelo.

Fuente: OMS y la comisión europea Instituto nacional de seguridad y salud en el trabajo (INSST España 2018)

### 2.2.1.1. Identificación de peligros

Al ser un gas licuado a temperaturas criogénicas el contacto directo con él, puede ocasionar quemaduras por frío o congelación. Como sabemos, el oxígeno es altamente oxidante, por lo cual acelera la combustión de manera eficaz y su capacidad de reacción es violenta con materiales combustibles (genera riesgos explosivos), mientras esté fuera del alcance de dichos materiales, el riesgo de reactividad es nulo

No tiene efectos toxicológicos y su ingestión no se considera una vía potencial de exposición de riesgo, no ocasiona daños ecológicos, su vertido no daña la zona afectada, pero se debe prevenir su entrada en alcantarillas o fosas de trabajo, se debe asegurar la adecuada ventilación de aire, en casos de riesgo por derrame accidental en instalaciones cerradas, se tomará las medidas de evacuar el área y eliminar inmediatamente fuentes de ignición, utilizar equipos de respiración autónoma si no se comprueba que la atmosfera del lugar es segura y detener el vertido sin riesgo si es posible.

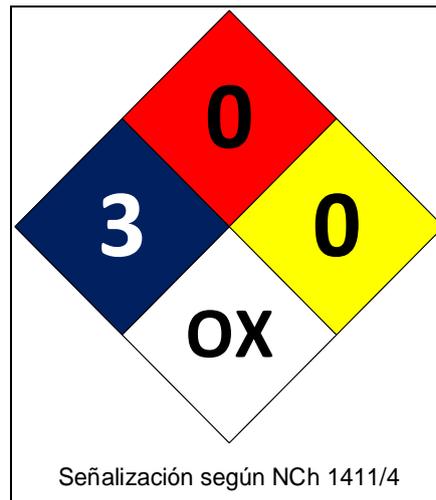
A continuación, se muestra los siguientes pictogramas, con referencia al sistema de gestión ambiental de nuestro producto final, más adelante se incluirá las condiciones de transporte.

#### a) Señalización del Oxígeno Líquido

Tabla 2: Señalización de peligros del Oxígeno Líquido

Señalización del Oxígeno Líquido		
NFPA peligro para la salud	3	La corta exposición podría causar lesiones graves temporales o residuales.
NFPA peligro de incendio	0	Materiales que no se queman.
NFPA reactividad	0	Normalmente estable, incluso bajo condiciones de exposición de fuego, reactiva con el agua.
NFPA peligro específico	OX	Oxidante, aumenta la velocidad de combustión y fuego.

Fuente: Linde Perú (Hoja de datos de seguridad 2020) NFPA



**Figura 1: Pictograma del Oxígeno Líquido**

*Fuente: Linde Perú*

La NCh 1411/4 establece los riesgos relacionados con la salud, inflamabilidad y la reactividad de los materiales durante su manejo, relaciona los riesgos que se puedan presentar a corto plazo por exposiciones agudas bajo condiciones de incendio, derrames o emergencias.

#### **2.2.1.2. Almacenamiento y suministro**

Su almacenamiento es en envases criogénicos móviles fabricados de acero inoxidable, mientras que los contenedores móviles (industrial) es fabricado con una doble capa de acero inoxidable, los contenedores no móviles están reservados para uso terapéutico y se debe tener en cuenta lo anteriormente dicho, que si entra contacto con la piel puede provocar quemaduras si no se tiene los equipos de protección adecuados EPP.

Se debe tener en cuenta las condiciones adecuadas del almacenamiento, tales como, la señalización del lugar (figuras, indicaciones, etc.), no debe almacenarse en lugares confinados.

Su suministro es bajo presión a muy baja temperatura (aprox.  $-183^{\circ}\text{C}$ ) en depósitos con aislamiento térmico diseñado especialmente para el almacenamiento de líquidos criogénicos.

**Tabla 3: Almacenaje y suministro del Oxígeno Líquido**

<b>Formas de suministro</b>			
<b>Tipo de envase</b>	<b>Capacidad geométrica (L)</b>	<b>Capacidad de gas (<math>\text{Nm}^3</math>)</b>	<b>Presión de llenado (bar a <math>15^{\circ}\text{C}</math>)</b>
X30S	30	6.4	200
D200Z	195	112	8 ~ 12
D450Z	450	291	20
D600S	666	430	8

Fuente: Carburos Metálicos S.A. Barcelona - España

Su capacidad de expansión por calentamiento es 850 veces su volumen líquido, es decir, un litro de oxígeno líquido libera por vaporización y calentamiento a condiciones normales, 850 L de gas. Por este motivo debemos tener en cuenta las precauciones a las sobrepresiones en espacios o instalaciones cerradas.

Para el almacenamiento de un contenedor en el servicio de usuario a domicilio, se debe tener en cuenta lo siguiente:

- Debe instalarse en una ubicación que esté protegida de golpes o caídas, de fuentes de calor o ignición ( $<50^{\circ}\text{C}$ ).
- Mantener los recipientes siempre en posición vertical.
- Debe evitarse el almacenamiento excesivo
- Separar los recipientes vacíos y llenos

Asimismo, para un correcto uso del producto debemos comprobar el sistema de gas, los indicadores de presión y asegurar la compatibilidad de ambos con los materiales de construcción del contenedor, no debe existir fugas en el sistema de gas antes del uso.

### **2.2.1.3. Posibles efectos adversos**

Como cualquier medicamento, puede presentar efectos adversos, lo cual aparecen cuando es utilizado por tiempo prolongado (más de 12 horas), estos se clasifican de la siguiente forma:

Poco frecuentes, 1 y 10 de cada 1000 pacientes:

- Trastornos respiratorios: Atelectasia (colapso alveolos pulmonares), tos seca y dolor al momento de respirar.
- Con oxígeno a alta presión: Trastornos del oído, sensación de presión en el oído.

Raros, 1 y 10 de cada 10000 pacientes:

- Trastornos oculares: Daño ocular que puede afectar la visión (Fibroplasia retrolental).

Muy raros, 1 de cada 10000 pacientes:

- Trastornos respiratorios: Dificultad severa para respirar por fallo pulmonar agudo (Síndrome de distress respiratorio agudo).
- Trastornos del sistema nervioso: Ansiedad, confusión, pérdida de consciencia y convulsiones epilépticas.

### **2.2.2. Aspectos generales del simulador (software)**

El simulador empleado en el presente trabajo, es el Aspen HYSYS el cual es una herramienta de simulación de procesos muy poderosa y ampliamente utilizada, en muchas ramas industriales, tales como, industria de los hidrocarburos (petróleo y gas), procesamiento de gases, instalaciones criogénicas, industria farmacéutica, procesos

químicos y refinación, el software permite la simulación tanto en estado estacionario como dinámico.

Al poseer una amplia cantidad de componentes, así como también paquetes de propiedades, este software permite llevar una presentación del modelo mucho más realista por su base termodinámica, utilizado ampliamente en la ingeniería química.

Además de ello, el software permite la optimización de la cantidad de material procesado, la calidad del producto final y el uso de energía por equipos, etapas y lotes continuos y combinados.

Decimos entonces que HYSYS, es un software que permite realizar un diseño al proceso y una selección adecuada de modelos termodinámicos para predecir el desempeño de nuestro proceso químico mediante la ayuda de sus modelos matemáticos, que también se le conoce como paquete de fluidos termodinámico.

### **2.2.3. Paquete de fluidos termodinámico**

El paquete termodinámico en el simulador es la ecuación de estado, a partir de la cual va a regir todo el proceso, es decir, el corazón de todos los cálculos que va a realizar el simulador, esta ecuación nos brindará; según cual seleccionemos; un mejor cálculo en el proceso, ya sea una mayor cantidad de producto final, mejor cálculo en la cantidad de energía empleada en las etapas de cada proceso, mayor pureza del producto deseado, o mejor rendimiento en todo el sistema, entre otros factores.

#### **2.2.3.1. Ecuación de estado cúbica Peng – Robinson Stryjek y Vera (PRSV)**

Para el proceso de obtención de oxígeno medicinal, originalmente se trabaja con la ecuación de estado Peng – Robinson Stryjek y Vera (PRSV), el cual es una ecuación de estado cúbica (EEC).

Esto debido a que tiene la característica constante  $\kappa_1$ , que es específica para cada tipo de sustancia y su incorporación se debió para ajustar las presiones de vapor a temperaturas bajas y para compuestos diferentes a los hidrocarburos (Zavaleta, 2010).

La ecuación de estado cúbica PRSV es la siguiente:

$$\kappa = \kappa_0 + \kappa_1(1 + T_r^{0.5})(0.7 - T_r)$$

Para  $\kappa_0$ :

$$\kappa_0 = 0.378893464 + 1.4897153\omega - 0.1713184\omega^2 + 0.0196554\omega^3$$

Donde “ $\kappa$ ” es una función exclusiva del factor acéntrico que se desprende de PR (Peng – Robinson), para el caso de la ecuación de estado PRSV adopta la siguiente variable  $\kappa(\omega)$ , puesto que, esta toma en cuenta el factor acéntrico del compuesto involucrado.

Se define como:

$$\kappa(\omega) = 0.037464 + 1.5422\omega - 0.26992\omega^2$$

El cual parte desde una función “ $\alpha(T_r, \omega)$ ” que se desprende de PR que explicaremos más adelante; dicha función se define de la siguiente forma:

$$\alpha(T_r, \omega) = [1 + \kappa(\omega)(1 - T_r^{0.5})]^2$$

Como podemos observar, en esta función aparece la variable  $\kappa(\omega)$  planteada anteriormente, para posteriormente reemplazar a la ecuación inicial y finalmente aplicarse a la ecuación de Peng – Robinson en reemplazo de  $a(T)$ .

Dicha ecuación se presentará en el siguiente punto.

### 2.2.3.2. Ecuación de estado cúbica Peng – Robinson (PR)

Para este trabajo emplearemos la ecuación de estado cúbica de Peng – Robinson, por ser la más usada en termodinámica en la ingeniería química y es aplicable a todos los cálculos de todas las propiedades en los procesos naturales de gases.

Esta mejora las predicciones realizadas en sistemas compuestos de moléculas más complejas (Maldonado, 2014). Esta EEC obtiene una mejor aproximación cercanas al punto crítico, principalmente en el factor de compresión y la densidad de la fase líquida, esto se ve mucho para procesos de licuefacción y criogenización, los cuales son procesos en la que los gases están involucrados.

La ecuación de estado PR es la siguiente:

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a(T)}{V(V + b) + b(V - b)}$$

Donde  $a(T)$  es considerado de la siguiente forma:

$$a(T) = a(T_c)\alpha(T_r, \omega)$$

Vemos que aquí aparece la función “ $\alpha(T_r, \omega)$ ” y se definió en el punto 2.2.3.1 como una función que se desprende de PR mientras que,  $\omega$  es el factor acéntrico del compuesto, utilizado en la ecuación PRSV.

Para  $T_r$  se define como:

$$T_r = \frac{T}{T_c}$$

Puntos críticos:

$$a(T_c) = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} ; b(T_c) = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c} ; z_c = 0.307$$

Donde  $z$  es el factor de compresibilidad considerado por PR para todas las sustancias y se puede expresar de la siguiente forma:

$$z^3 - (1 - B)z^2 + (A - 3B^2 - 2B)z - (AB - B^2 - B^3) = 0$$

$$A = a\alpha \frac{P}{RT} = 0.45724 \frac{\alpha P_r}{T_r^2} ; B = \frac{bP}{RT} = 0.07780 \frac{P_r}{T_r^2}$$

Concluimos entonces que, la ecuación PRSV busca y está en función del factor acéntrico como una necesidad de calcular el factor de compresibilidad de un gas mientras que la ecuación PR al trabajar mejor en las proximidades del punto crítico; debido a que obtiene una mejor aproximación de las propiedades; tiene ya calculado el factor de compresibilidad sin necesidad de incluir el factor acéntrico, obteniendo así un cálculo más rápido y exacto.

Resumiendo:

**Tabla 4: Resumen de ecuaciones de estado**

<b>Ecuaciones de estado</b>	
PRSV	PR
$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{[1 + \kappa_0 + \kappa_1(1 + T_r^{0.5})(0.7 - T_r)(1 - T_r^{0.5})]^2}{V(V+b) + b(V-b)}$	$P = \frac{RT}{V - 0.07780 \frac{RT_c}{P_c}} - \frac{0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c}}{v^2 + 2 \left(0.07780 \frac{RT_c}{P_c}\right) v - \left(0.07780 \frac{RT_c}{P_c}\right)^2}$

Fuente: Elaboración propia

#### 2.2.4. Proceso de obtención del oxígeno líquido “LOX”

El proceso de obtención del oxígeno, se obtiene mediante la captura de aire atmosférico, para posteriormente elevar el porcentaje de oxígeno en el mismo; oxígeno medicinal es el nombre que recibe una mezcla de gases el cual tiene un porcentaje de 93% hasta 99,5% en oxígeno, dependiendo de la calidad del proceso.

Se considera a partir del 95% como el porcentaje ampliamente recomendado y recetado para pacientes, el estándar conocido como “Oxygen 93 percent”, contiene no

menos del 90% ni más del 96% de oxígeno, y el resto de nitrógeno y argón, además no contiene más de 0,03% de CO<sub>2</sub> ni más 0,001% de CO (Pharmacopeia, 2020).

La presente investigación se centra en la obtención del oxígeno líquido al 99,5%, el cual es empleado en 2 campos, medicina e industrias.

Para obtener una pureza más alta del estándar y por ende de mejor calidad y rendimiento, el aire atmosférico pasa por 3 procesos, los cuales son: compresión, lavado y criogenización, siendo esta última, de mayor delicadeza.

#### 2.2.4.1. Materia prima

Como materia prima tenemos al aire atmosférico, que tiene por composición a los siguientes elementos: nitrógeno (78%), oxígeno (21%), argón (0,9%) CO<sub>2</sub> (0,1%) y otros gases en un porcentaje muy inferior.

**Tabla 5: Composición del aire atmosférico**

<b>Materia prima</b>		
<b>Elemento</b>	<b>Composición</b>	<b>Porcentaje</b>
Nitrógeno	0,78	78,00%
Oxígeno	0,21	21,00%
Argón	0,009	0,90%
CO <sub>2</sub> *	0,001	0,10%
Total	1	100,00%

\*El dióxido de carbono como tal no es un elemento, pero es tomado en cuenta debido a la localización geográfica desde donde captamos el aire.

Fuente: Elaboración propia

Nitrógeno: Gas inerte, incoloro, inodoro, su falta de “reactividad” es lo que hace a este gas su amplia utilidad en distintas industrias, por ejemplo, la electrónica en la fabricación de circuitos es utilizado para producir una oxidación lenta (corrosión), lo cual nos lleva a que tiene la propiedad de retrasar la oxidación, propiedad utilizada también en industrias alimentarias.

Oxígeno: Gas incoloro, inodoro e insípido, tiene una propiedad alta de combustión, es mucho más soluble que el nitrógeno y es un elemento fundamental para la vida ya que permite la respiración de todos los seres vivos.

Argón: Gas incoloro, inodoro e insípido, puede ser licuado y solidificarse con facilidad, al ser un elemento “noble” no forma compuestos químicos, relativamente suele formar compuestos clatratos débilmente enlazados con agua, hidroquinona y fenol (Lenntech, 2016).

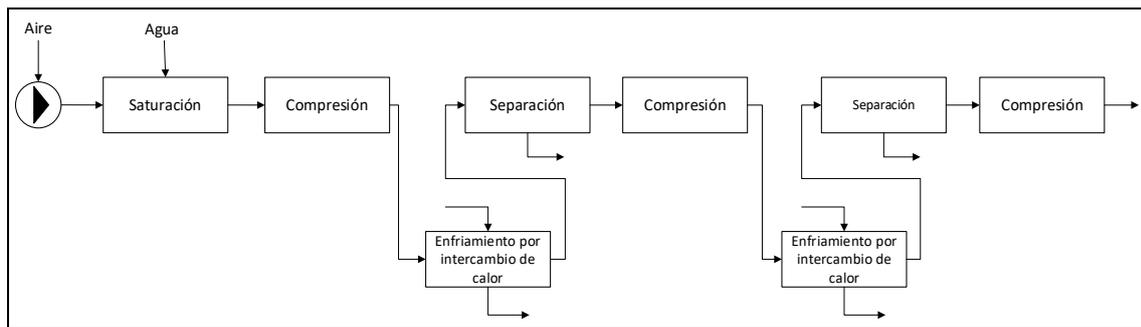
Finalizando tenemos el siguiente componente, que, si bien representa una “problemática” ambiental, los seres humanos estamos ligados vitalmente a él.

Dióxido de carbono: Molécula esencial para la respiración interna en los seres humanos, proceso por el cual el oxígeno es transportado a los tejidos y el CO<sub>2</sub> es tomado de ellos y liberados hacia el exterior, encargado de “resguardar” el pH de la sangre (Lenntech, 2016).

Por último, tenemos otros componentes en menor proporción, los cuales son: CO, Pb, Benceno, CH<sub>4</sub>, SO<sub>2</sub>, As, vapor de agua y partículas en suspensión.

#### **2.2.4.2. Sistema de compresión**

Se conoce también como adsorción por cambio de presiones, utilizada ampliamente a nivel industrial, permite realizar una separación selectiva, la cual es difícil de conseguir por otros métodos.

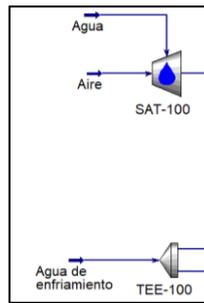


**Figura 2: Diagrama BFD del sistema de compresión**

*Fuente: Elaboración del autor*

En esta parte del proceso se captura el aire atmosférico y una corriente de agua que ingresará al saturador (SAT – 100), este equipo trabaja a una humedad relativa del 80% ingresando dos corrientes de alimentación; aire atmosférico (materia prima) y agua, ocurriendo la adsorción, para obtener “Aire húmedo”, con la siguiente composición, nitrógeno al 76%, oxígeno al 20,6% y agua al 0,02% a temperatura ambiente, este aire húmedo ingresa al primer compresor del sistema (K – 100), dando inicio al proceso de compresión; se emplea 3 etapas de compresión; el nitrógeno comprimido ingresa al primer intercambiador calor (E – 100), enfriándose, para luego ingresar al separador (V – 100), obteniendo así agua de fondo por la corriente “6” y nitrógeno saturado comprimido como producto de cabeza, que posteriormente irá al 2do compresor del proceso (K – 101), elevando la presión hasta 368,9 kPa y 114,9 ° C, que nuevamente tendrá que ser enfriado en el intercambiador (E – 101) y enviado a un segundo separador (V – 101), obteniendo nuevamente agua de fondo y nitrógeno saturado comprimido como producto de cabeza, variando la presión a 348,9 kPa, el nitrógeno irá a un 3er compresor (K – 102), el último de este proceso, con la finalidad de elevar la presión hasta 585 kPa.

Debemos tener en cuenta que en esta parte del proceso se utiliza dos corrientes de agua, la primera en donde ocurre la adsorción y la segunda utilizada como agua de enfriamiento para los intercambiadores de calor.



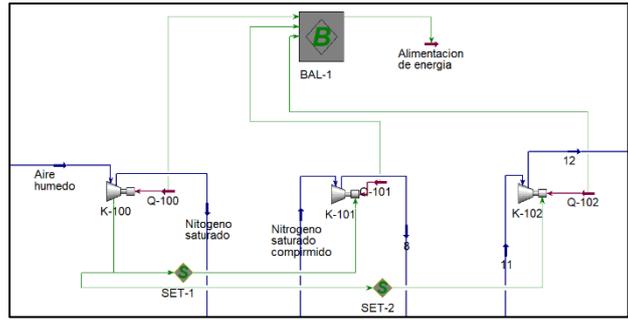
**Figura 3: Captación de aire y posterior saturación**  
*Fuente: Cerrada (2017)*

Como vemos, el objetivo de este proceso es elevar la presión del aire húmedo, producto de ello, tenemos que la temperatura también se eleva, cumpliéndose la ley de Gay-Lussac, en consecuencia, utilizamos dos intercambiadores a la mitad del proceso con el fin de disminuir la temperatura.

La razón del por qué utilizamos múltiples compresores se debe a temas de costos y rendimiento, si en caso empleáramos un solo compresor, este sería mucho más grande y por ende consumiría mayor potencia (energía), mayor volumen de agua de enfriamiento y mayor volumen de agua de proceso (utilizada para “humedecer” el aire), empleamos un operador lógico de balance de energía (BAL – 1) que nos permite visualizar el total de potencia utilizada para los compresores.

#### **2.2.4.2.1. Operatividad del tren de compresores**

Inicialmente los 3 compresores trabajaban con el mismo ratio de presión; 2,125; el mismo que el primer compresor (K – 100), mediante un conector lógico SET, esto fue retirado debido a que en el último compresor, el producto salía a muy alta presión, por ende se necesitaba más energía para lograr enfriar nuestro producto previo a la criogenización e inconsistencia en el intercambiador LNG – 301, no lográndose elevar la pureza del producto final.

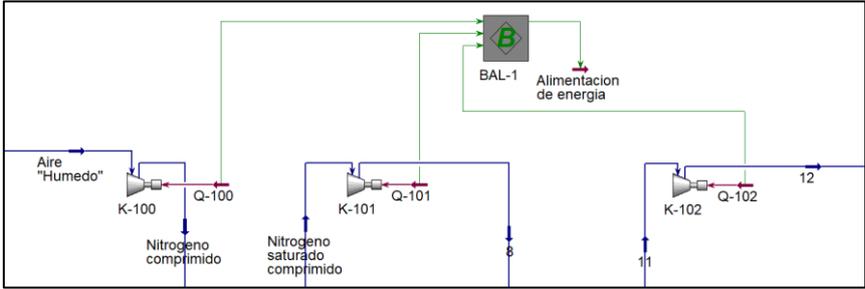


**Figura 4: Tren de compresión del aire (producción al 95%)**  
*Fuente: Leiva et.Al. 2020*

En general, la eficiencia de los compresores se describe en términos de eficiencia volumétrica y eficiencia isentrópica, la eficiencia volumétrica es el cociente entre el rendimiento real del compresor y el desplazamiento de barrido.

Los 3 compresores, trabajan a una eficiencia isentrópica también conocida eficiencia adiabática de 85 pies cúbicos por minuto, este valor representa el cociente entre el trabajo real y el teórico para producir una capacidad determinada.

Estos operan en modo centrífugo, siguiendo el método politrópico de Schultz; el cual nos dice que, si existe una transferencia de energía en el interior del sistema que contienen los gases como una transferencia de energía con el exterior; sus motores están a una velocidad sincrónica de 1800 rpm, entre los 3 consumen un total de 3884 kW de potencia.



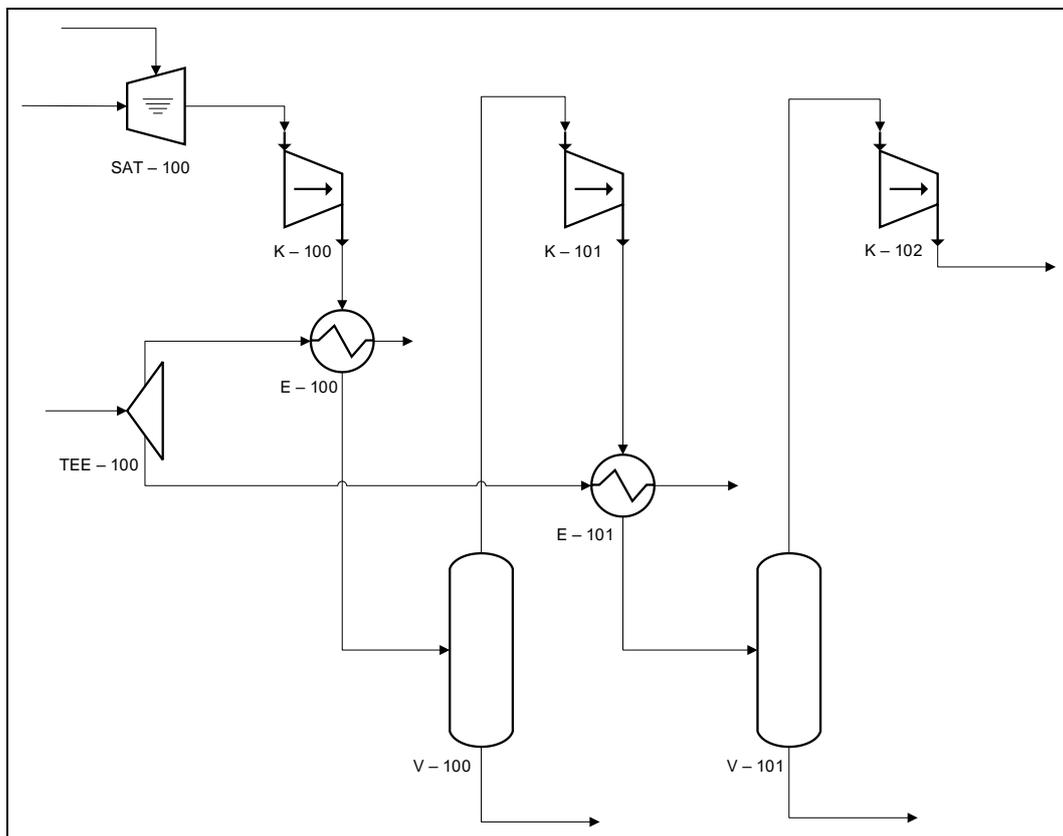
**Figura 5: Tren de compresión de aire (producción al 99,5%)**  
*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

Las corrientes de energía de estos están conectadas en simultáneo mediante un operador lógico llamado balance (BAL – 1), que nos proporciona el total de potencia consumida.

Para los compresores K – 100 y K – 101, se coloca una ratio de presión de 2,125 y 2,025 respectivamente.

#### 2.2.4.2.2. Esquematización del sistema de compresión

Se ha realizado el diagrama PFD en el software MS Visio, donde se muestra los equipos empleados y la distribución de los mismos.



**Figura 6: Diagrama PFD del sistema de lavado**

*Fuente: Elaboración del autor*

A continuación, se muestra la tabla resumen del esquema con los equipos empleados con sus respectivas corrientes de alimentación y salida

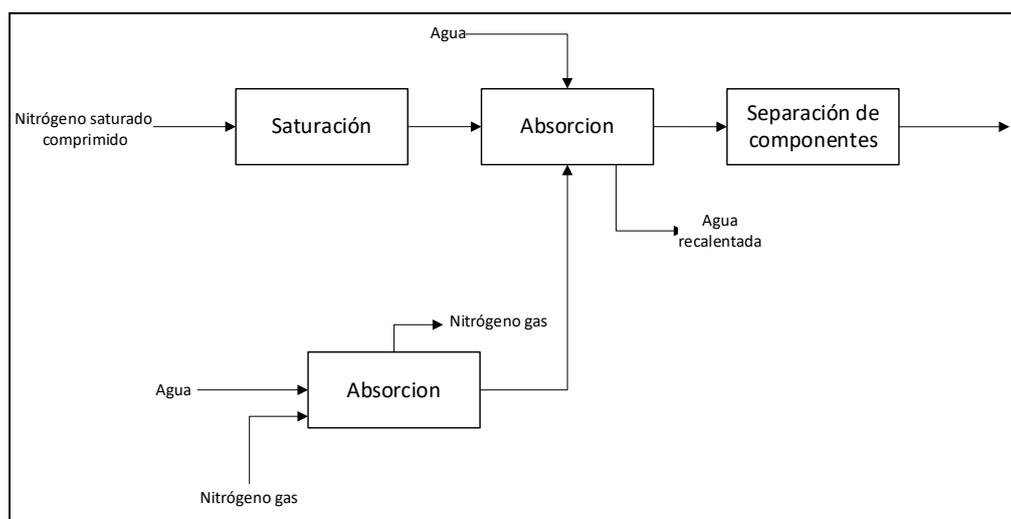
**Tabla 6: Equipos empleados en el sistema de compresión**

Proceso de compresión				
Equipos	Nomenclatura	Corrientes de entrada	Corriente de energía	Corrientes de Salida
Saturador	SAT - 100	Aire, Agua	No aplica	Aire húmedo
Compresor 1	K - 100	Aire húmedo	Q - 100	Nitrógeno comprimido
Compresor 2	K - 101	N <sub>2</sub> saturado comprimido	Q - 101	8
Compresor 3	K - 102	11	Q - 102	12
Divisor (Te)	TEE - 100	Agua de enfriamiento	No aplica	14, 16
Intercambiador de calor 1	E - 100	14 y N <sub>2</sub> comprimido	No aplica	15, 5
Intercambiador de calor 2	E - 101	16, 8	No aplica	17, 9
Separador 1	V - 100	5	No aplica	6 y N <sub>2</sub> saturado comprimido
Separador 2	V - 101	9	No aplica	10, 11

Fuente: Elaboración propia

### 2.2.4.3. Sistema de lavado

En este proceso, tenemos el nitrógeno a alta presión (585 kPa y 92,13°C) que necesitamos para la criogenización; gracias a la previa compresión; el cual va a ingresar a otro saturador SAT – 200 con la finalidad de conservar las condiciones del nitrógeno saturado a alta presión, “nitrógeno húmedo”, para posteriormente ingresar a un absorbedor T – 200 de 5 etapas por la corriente “19”.

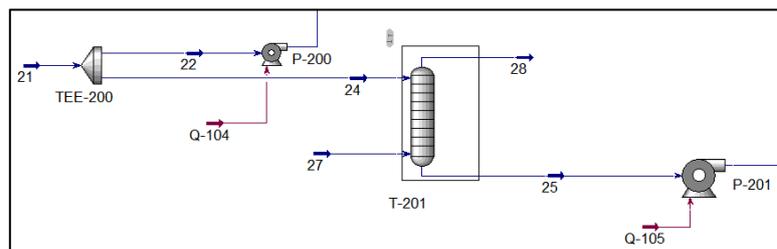


**Figura 7: Diagrama BFD del sistema de lavado**

Fuente: Elaboración del autor

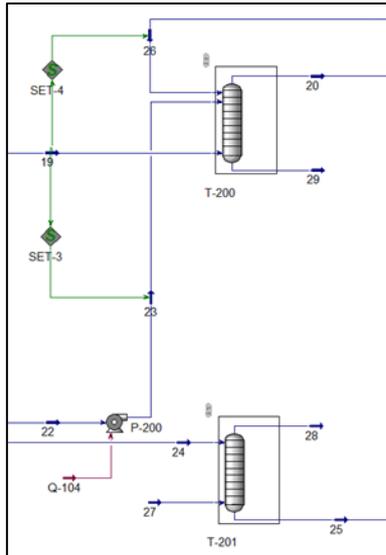
A continuación, se detallará el proceso del agua de lavado que empleamos para disminuir la temperatura del nitrógeno.

Tenemos la captación de agua que ingresa a un divisor por la corriente 21, dividiéndose en 2 corrientes de 10% para el bombeo directo y lo restante ingresará al absorbedor T – 201 de 3 etapas, en el absorbedor ingresan 2 corrientes de alimentación, las cuales son, el agua que proviene de la captación ingresando por la etapa superior (corriente 24 tope) y nitrógeno al 100% a 392 kgmol/h por la etapa inferior (corriente 27 fondos), ocurriendo el proceso isentrópico, obtendremos como producto de fondo por la corriente 25, agua (6,8°C) de lavado que será bombeado a 585 kPa al primer absorbedor T – 200 indicado anteriormente; y como producto de cabeza por la corriente 28, nitrógeno gaseoso a la atmosfera.



**Figura 8: Captación de agua de lavado y nitrógeno para absorción**  
*Fuente: Leiva et.Al. (2020)*

En el absorbedor T – 200 indicado al inicio, ingresan 3 corrientes de alimentación, las cuales son seteadas mediante un operador lógico en el parámetro de presión; aquí ocurre lo siguiente; los controladores lógicos; nos ayudarán a que, la presión de la corriente “19” que proviene del saturador SAT – 200, sea la misma para la corriente “26” que proviene del bombeo del agua de proceso a 6,8°C y se incremente en 20 kPa para la corriente “23” el cual es agua bombeada a condiciones normales, proveniente del divisor TEE – 200 colocado al inicio.



**Figura 9: Lavado del aire mediante agua enfriada por nitrógeno (producción al 99,5%)**

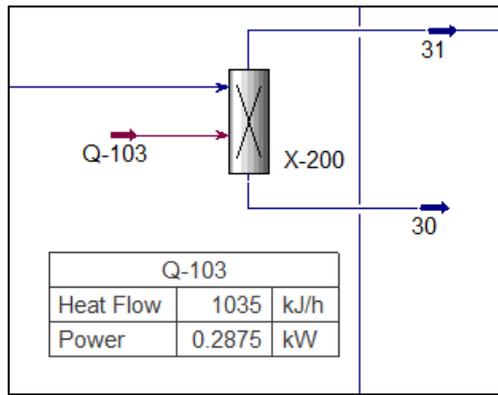
*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

Siguiendo con el proceso de absorción, obtendremos 2 productos provenientes del primer absorbedor V – 200, como producto de cabeza “20” tenemos el nitrógeno humedecido a alta presión (572 kPa y 8,4°C), el cual ingresará a un separador de componentes, y como producto de fondo por la corriente “29”, agua recalentada a 42,52°C el cual será enviada al sistema de reciclo de agua de enfriamiento.

#### **2.2.4.3.1. Operatividad del separador de componentes**

El separador de componentes empleado en esta sección, cumple la función de “dividir la composición molar” de nuestro producto requerido; como sabemos, nuestra corriente de alimentación contiene agua y CO<sub>2</sub> de forma mínima, pero que, al recorrer todo el proceso criogénico, podría afectar la integridad de los equipos y en todo caso la pureza del producto; debido a ello el proceso de criogenización es el más delicado.

Recordemos que, el separador de componente X – 200, utiliza corriente de energía para poder operar, así como los compresores y bombas que hemos mencionado en estas 2 últimas etapas del proceso, “Compresión” y “Lavado”.



**Figura 10: Separador de componentes (producción al 99,5%)**

*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

Nuestro separador (splitter) X – 200, cumple la función de entregarnos el “aire” sin la presencia de agua o CO<sub>2</sub>, solo compuesto por nitrógeno, oxígeno y argón (gas noble no reactivo); es decir; de 2135 moles de alimentación, nos entregará 2129 moles de producto y 6,5 moles de fondos (agua y CO<sub>2</sub>) el cual representa un rendimiento del equipo en un 99,6 %.

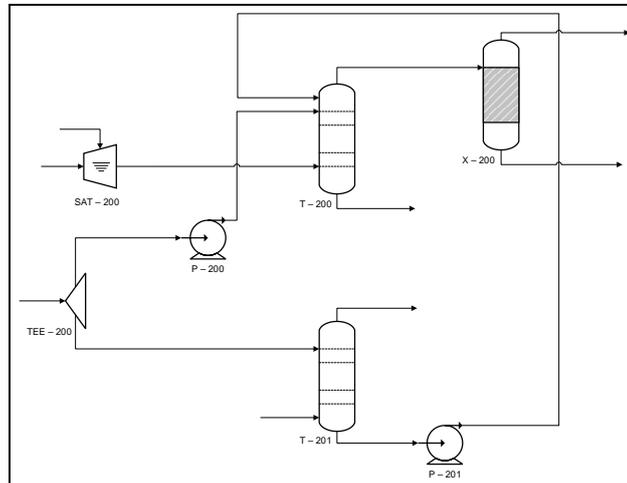
Como vemos, se ha colocado una tabla en el simulador, el cual nos muestra la potencia y la energía empleada por la corriente Q – 103 para llevar a cabo dicha operación, en capítulos posteriores trataremos cuanto representa esta energía en términos económicos.

Finalizando con el detalle del proceso, las corrientes de salida “30” y “31” estarán a 11,43°C y 540 kPa, dichas variables, son totalmente modificables, de tal forma que podemos adecuarlas para que nos ayuden a elevar la producción total del producto principal “LOX”, sin alterar el proceso en general.

El sistema de reciclo del agua para enfriamiento que mencionamos anteriormente, será tratado luego de describir el proceso de criogenización.

### 2.2.4.3.2. Esquematación del sistema de lavado

Se ha realizado el diagrama PFD en el software MS Visio, donde se muestra los equipos utilizados y la distribución de los mismos.



**Figura 11: Diagrama PFD del sistema de lavado**  
Fuente: Elaboración del autor

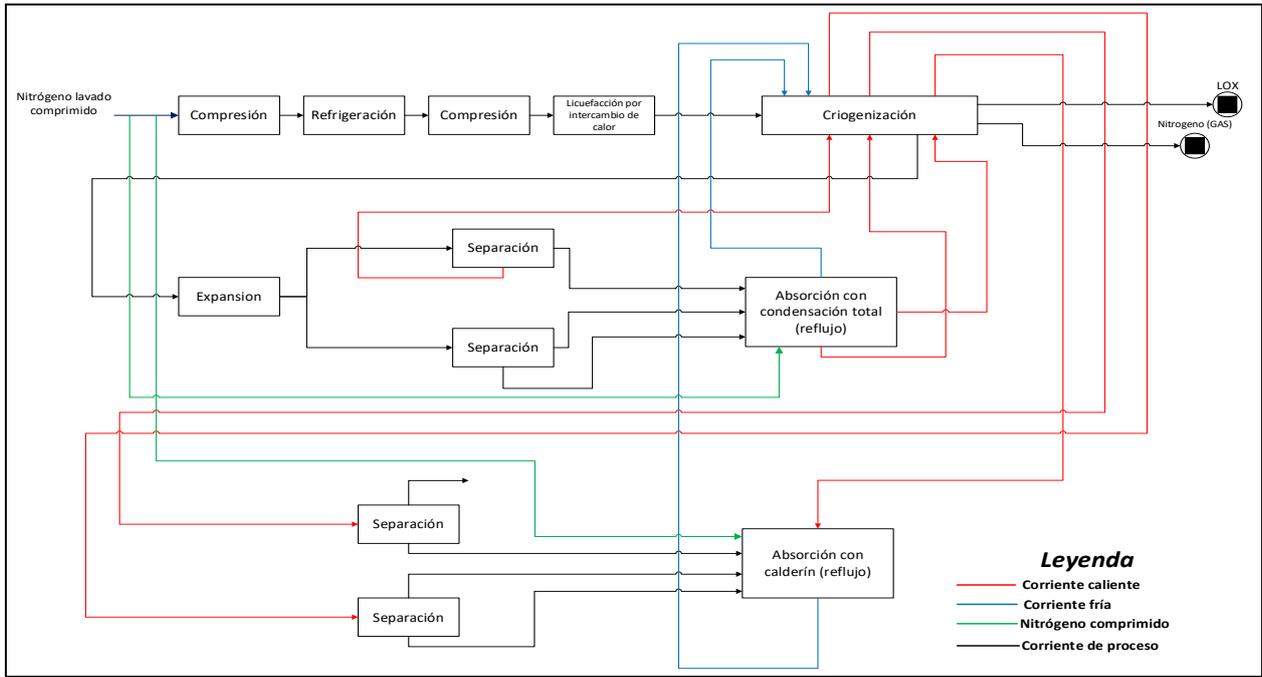
**Tabla 7: Equipos empleados en el sistema de lavado**

Proceso de lavado				
Equipos	Nomenclatura	Corrientes de entrada	Corriente de energía	Corrientes de salida
Saturador	SAT - 200	18, 12	No aplica	19
Absorbedor 1	T - 200	26, 19, 23	No aplica	20, 29
Absorbedor 2	T - 201	24, 27	No aplica	28, 25
Separador de componentes	X - 200	20	Q - 103	31, 30
Divisor (Te)	TEE - 200	21	No aplica	22, 24
Bomba centrífuga	P - 200	22	Q - 104	23
Bomba centrífuga 2	P - 201	25	Q - 105	26

Fuente: Elaboración propia

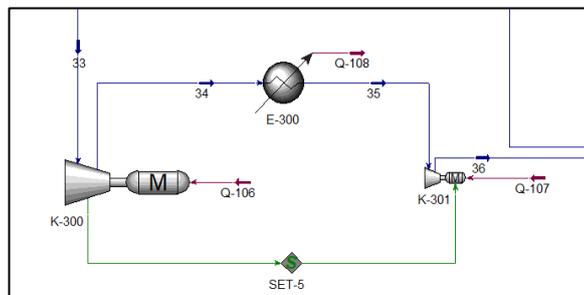
### 2.2.4.4. Sistema de criogenización

Iniciamos con una TEE – 300 de 3 corrientes, donde la corriente “32” será enviada a un absorbedor con rehervidor, la corriente “64” a un absorbedor con reflujo y la corriente “33” hacia el primer compresor de esta etapa.



**Figura 12: Diagrama BFD del sistema de criogenización**  
*Fuente: Elaboración del autor*

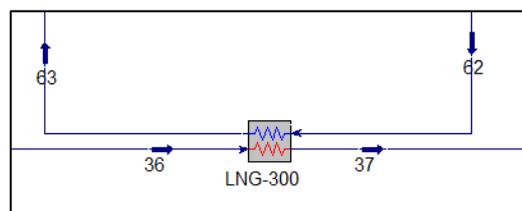
En el primer compresor K – 300, la temperatura y la presión del producto son elevados a 1137 kPa y 100°C, cumpliéndose la ley de Gay-Lussac, motivo por el cual, es ingresado a un “Cooler” E – 300 con una caída de presión de 10 kPa y una temperatura de salida de 35°C, posteriormente volvemos a comprimirlo hasta 2372 kPa con una temperatura final de 131,3°C; ambos compresores están seteados con un operador lógico que ajusta el ratio de presión en una proporción de 2,1; es decir, nuestro segundo compresor K – 301 nos entrega el doble de presión aproximadamente que el primero.



**Figura 13: Compresión del aire saturado proveniente del sistema de lavado (producción al 99,5%)**

*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

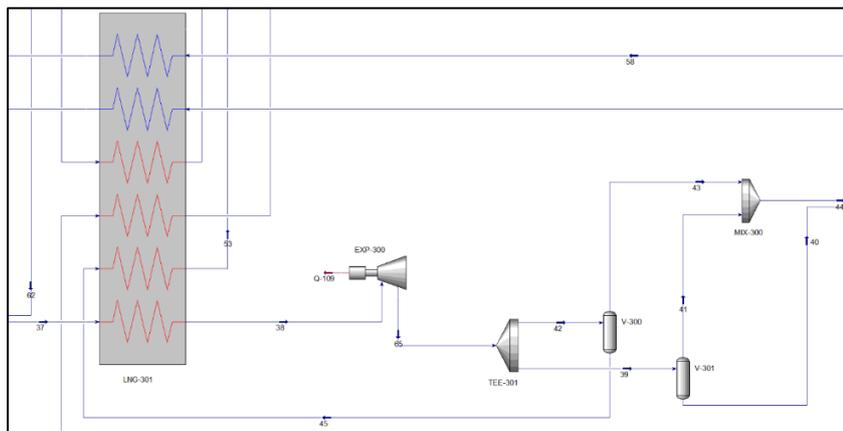
Nuestro producto de la corriente “36” ingresa a un intercambiador “LNG” (LNG – 300); equipo de licuefacción, empleado principalmente para alcanzar temperaturas criogénicas o una caída de temperatura amplia operando con múltiples corrientes; aquí ocurrirá lo siguiente; tenemos una corriente “62” de agua de alta presión a 23°C, siendo esta, nuestra corriente fría, mientras que la corriente “36” nuestra corriente caliente con las condiciones anteriormente descritas, este equipo funciona de tal forma que el gas que ingresa se enfríe hasta 35°C gracias a nuestra corriente fría (agua) y se mantenga esta temperatura con un delta de presión mínima; a diferencia de un intercambiador de calor convencional, este equipo trabaja con gases, que se encuentran a alta presión “licuados” esto se conoce como sobrepresiones elevadas; por la corriente “63” tendremos agua a 480 kPa y 32°C producto del proceso de enfriamiento, para posteriormente ser redirigido al sistema de reciclo de agua de enfriamiento. El gas enfriado que sale por la corriente “37” ingresará a otro intercambiador LNG (LNG – 301), donde posteriormente se llevará a cabo el proceso criogénico para obtener el oxígeno líquido.



**Figura 14: Equipo de licuefacción de gases**  
*Fuente: Leiva et. Al. (2020)*

La corriente “38” deberá de salir con una temperatura de -150,5°C, producto de ello se presenta una caída de presión de 25 kPa, esto se logra gracias a la criogenización del equipo LNG, posteriormente será dirigido a un expansor de tal forma que disminuya la presión a 550 kPa, como consecuencia de ello la temperatura también disminuirá mucho más, hasta llega a -174,1°C; el producto obtenido sale por la corriente “65” y va hacia

un divisor TEE – 301 que opera con un radio de flujo de 50%, donde ambas corrientes “42” y “39” ingresan a los separadores V – 300 y V – 301 obteniendo como producto de cabeza 357,6 kgmole/h de nitrógeno al 81% y 18,8% de oxígeno en las corrientes “43” y “41”; como productos de fondo, tenemos un flujo molar de 68,15 kgmole/h compuesta por nitrógeno líquido al 62,7% y 36% de oxígeno en la corriente “45”, el cual es enviada al intercambiador LNG – 301 como corriente caliente que descenderá su temperatura desde -174,7°C hasta -193,2°C, saliendo por la corriente “53”, mientras que la corriente “40” es enviada al absorbedor con reflujo.



**Figura 15: Sistema criogénico al 95%**  
*Fuente: Leiva et. Al. (2020), Cerrada (2017)*

Ambas corrientes “43” y “41” (productos de cabeza) ingresan a un mezclador MIX – 300 obteniéndose la corriente “44” con un total de 715,3 kgmole/h, que posteriormente ingresará al absorbedor con reflujo.

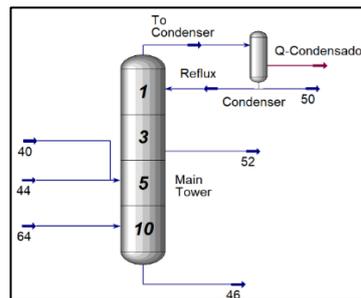
Debemos tener en cuenta que, en lo descrito anteriormente hay una corriente de energía Q – 109 que proviene del expansor EXP – 300.

#### **2.2.4.4.1. Torre de absorción con reflujo (condensado total) T – 300.**

Para nuestro absorbedor con reflujo tenemos las siguientes corrientes de alimentación; la primera “44” que proviene del mezclador, la segunda “40” que es el

producto de fondo del separador V – 301 y la tercera “64” como alimentación de fondo, proveniente del divisor TEE – 300. Las corrientes “44” y “40” ingresan por la etapa 5, mientras que la alimentación de fondo, ingresa por la etapa 10.

En la siguiente imagen se muestra el absorbedor de un sistema de criogenización que trabaja al 95% en pureza de oxígeno líquido, a partir de dicho sistema se realizará un ajuste que permita incrementarla, tal cual se describe posteriormente.



**Figura 16: Torre de absorción con condensado total y tasa de descarga de 250 kgmole/h**  
*Fuente: Leiva et. Al. (2020)*

En nuestro absorbedor con reflujo (condensado total) de 10 etapas, ingresamos al área interna (monitor) del simulador y añadimos la especificación deseada, en este caso una tasa de descargar de producto, de tal forma que nos permita manejar los flujos de subproducto (nitrógeno) para lograr un incremento de productividad a la salida del intercambiador LNG “LNG – 301” en la corriente de LOX. Obtendremos entonces la corriente “52” (etapa 3) con una tasa de descarga de 950 kgmole/h compuesta por nitrógeno al 87% y 11% de oxígeno enviada hacia el intercambiador LNG como corriente caliente que descenderá su temperatura hasta  $-188,2^{\circ}\text{C}$ , saliendo por la corriente “61”. La corriente 52 es modificable hasta cierto punto, a fin de lograr incrementar lo máximo posible la cantidad de producto final.

Como producto de fondo en la etapa inferior (10) en la corriente “46” obtendremos 487,9 kgmole/h de oxígeno líquido al 61% (LOX), enviada hacia el intercambiador

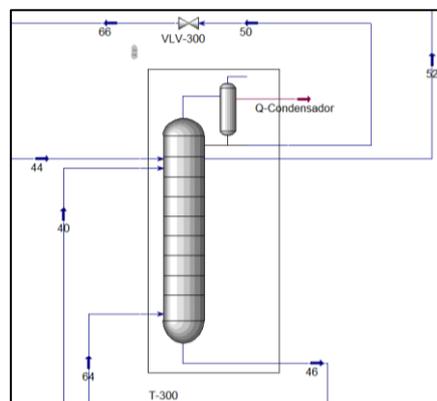
LNG como corriente caliente que descenderá su temperatura hasta  $-193,2^{\circ}\text{C}$ , saliendo por la corriente “47”.

Por último, como producto de cabeza en la etapa superior (1), vemos que, en la corriente de salida de esta etapa (gas), está compuesta por nitrógeno al 98,6%, oxígeno al 1,2% y argón al 0,1% a un flujo molar de 3551 kgmole/h en fase gaseosa que ingresa al condensador, este opera a 525 kPa con condensado total a reflujo con una capacidad 2  $\text{m}^3$  y orientación vertical, retornando un total 2959 de kgmole/h a la torre.

Como producto final en fase líquida, obtendremos 591,9 kgmole/h de nitrógeno líquido al 98%, que va hacia una válvula con caída de presión de 495 kPa (ajustable) y porcentaje de abertura del 50% (según diseño de simulador) saliendo por la corriente “66”.

Originalmente, el modelo no se presentaba con dicha válvula, esta fue añadida con la finalidad de controlar la salida de presión del subproducto y lograr la mejora en la corriente de producto principal.

En capítulos posteriores trataremos la operación dicha válvula para elevar la productividad del oxígeno líquido y como se involucra para mejorar la pureza del mismo.



**Figura 17: Torre de absorción con condensado total (producción al 99,5%)**

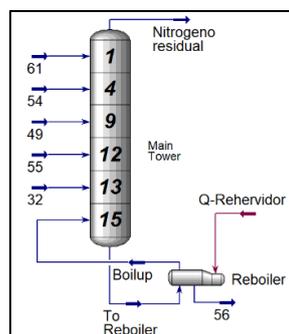
*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

El producto proveniente de la válvula irá hacia el intercambiador LNG como corriente fría que elevará su temperatura, donde posteriormente tendremos como resultado nitrógeno gaseoso a temperatura ambiente a baja presión saliendo por la corriente “51” como subproducto.

Continuando con el proceso de criogenización, explicaremos la operación de la siguiente torre de producción, la cual nos da la obtención del oxígeno líquido al 99,5% de pureza.

#### 2.2.4.4.2. Torre de absorción con rehervidor (calderín) T – 301

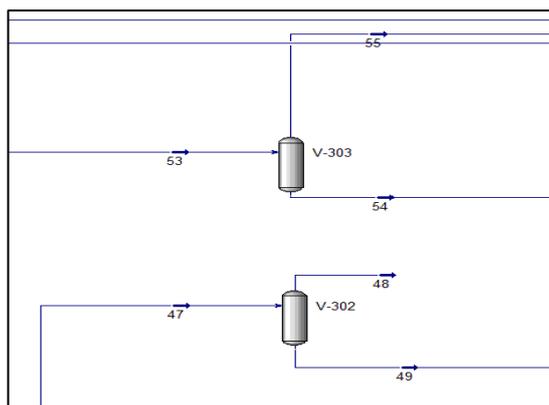
En nuestro absorbedor con rehervidor, tenemos como principal especificación el número de etapas, las cuales son un total de 15, en total tenemos 5 corrientes de alimentación, las cuales son; la primera “61” proveniente del intercambiador LNG – 301 que ingresa por la etapa 1, la segunda “55” proveniente del separador V – 303 que ingresa por la etapa 12, la tercera “32” proveniente del divisor TEE – 300 al inicio del proceso que ingresa por la etapa 13, la cuarta “54” proveniente del producto de fondo del separador V – 303 que ingresa por la etapa 4 y la última “49” proveniente del producto de fondo del segundo separador V – 302 que ingresa por la etapa 9.



**Figura 18: Torre de absorción con rehervidor**

*Fuente: Leiva et. Al. (2020), Bracero, K. y Cárdenas L. (2020)*

Primero explicaremos brevemente la operación de los 2 separadores V – 303 y V – 302.



**Figura 19: Tanques separadores de nitrógeno refrigerado por criogenización**

*Fuente: Leiva et. Al. (2020)*

Como corrientes de alimentación de estos 2 separadores tenemos las siguientes; la corriente “53” de 68,15 kgmole/h a  $-193,2^{\circ}\text{C}$  y 500 kPa, compuesta por nitrógeno al 62,7%, oxígeno al 36% y argón al 1,2% que alimenta al separador V – 303 y la corriente “47” de 487,9 kgmole/h a  $-193,2^{\circ}\text{C}$  y 525 kPa compuesta por nitrógeno al 36,8%, oxígeno al 61,4% y argón al 1,6%, que alimenta al separador V – 302.

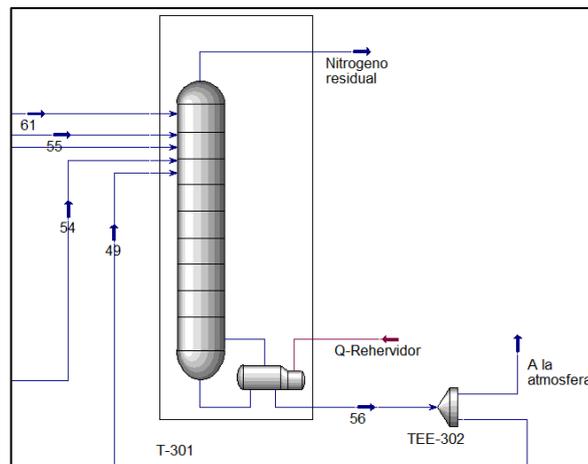
En ambos separadores se presenta una caída de presión de 100 kPa; en el primer separador V – 302 se va a recuperar el 100% de flujo molar de producto líquido (oxígeno al 61%) por la corriente “49” que alimentará a nuestro absorbedor, mientras que la corriente “48” se disipará a la atmosfera. En el segundo separador V – 303 también se recupera 100% de producto líquido (nitrógeno al 61%) por la corriente “54” y por la corriente “55” una parte de nitrógeno gaseoso al 88,9%, ambos productos (cabeza y fondo) ingresarán al absorbedor.

Continuando con la torre de absorción con rehervidor de 15 etapas, en el área interna (monitor) de nuestro simulador, añadiremos la especificación que nos permitirá obtener una composición (pureza) de oxígeno de 0,995 (99,5%) el cual saldrá por la etapa inferior, es decir, como producto de fondo, debido a que es oxígeno líquido (LOX), dicho producto sale por el fondo de la torre, ingresa al rehervidor con una pureza del

99,2% y un flujo molar de 1323 kgmole/h, este producto se “hierve” con un flujo calorífico de  $7,675 \times 10^6$  kJ/h, a fin de reducir la cantidad de nitrógeno para luego retornar a la torre a un flujo molar de 1004 kgmole/h, nuestro producto final obtenido del rehervidor saldrá por la corriente “56” con un flujo molar de 318,6 kgmole/h a -181°C y 126 kPa.

Como producto de cabeza obtenemos nitrógeno residual para lavado con un flujo molar de 1219 kgmole/h a -191,6°C y 125 kPa compuesto por 87,8% nitrógeno, 10,8% de oxígeno y 1,3% de argón.

Finalizando, nuestro LOX que sale por la corriente ingresará a un divisor TEE – 302 que opera con un radio de flujo del 99% enviado al LNG exchanger y 1% disipado a la atmósfera, esto definido como principio fundamental de recuperar la máxima cantidad posible; el producto LOX al 99,5% ingresa al intercambiador criogénico por la corriente “58” como corriente fría, y sale como producto final por la corriente “59” con un delta de temperatura de 2°C, es decir, mantenemos la temperatura lo más estable posible a fin de que nuestro producto final siga líquido, cumpliendo el principio fundamental del LNG exchanger descrito al inicio.



**Figura 20: Torre de absorción con rehervidor (producción al 99,5%)**  
*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

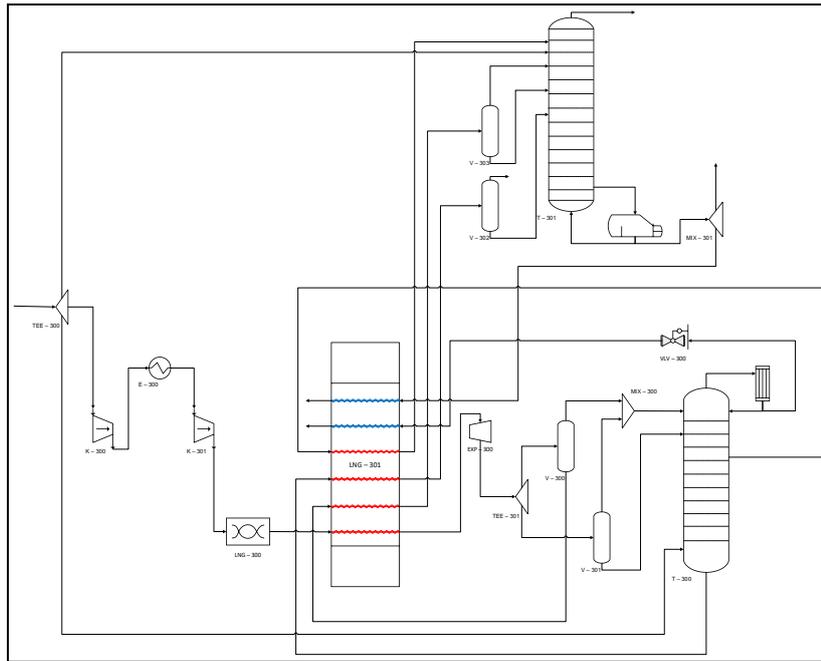
El producto final obtenido es un flujo aproximado de 7000 Nm<sup>3</sup>/gas oxígeno al 99,5%, esto se logra gracias al ajuste en la corriente de descarga en la torre de absorción de condensado total, pudiéndose ajustar aún más la cantidad de flujo final, es decir, podemos elevar la productividad de la planta, realizando el ajuste necesario en distintas secciones de la planta, podemos ajustar la variable de ratio de presión de los compresores al inicio de la criogenización, así como también, el ratio de flujo del divisor TEE – 300.

Para este trabajo se adicionó la válvula VLV – 300 en la criogenización; ya que ajustando la caída de presión de la corriente de descarga se lograba una mayor cantidad de flujo del producto final. Los ajustes realizados en las determinadas corrientes, así como la implementación de la válvula, serán tratados en capítulos posteriores, donde mostraremos como se realiza la mejora de un proceso de obtención de LOX al 95% hasta un 99,5% (descrito a lo largo de esta parte de la investigación), asimismo trataremos sus respectivos análisis de rendimiento.

#### **2.2.4.4.3. Esquematización del sistema de criogenización**

Se ha realizado el diagrama PFD en el software MS Visio, donde se muestra los equipos empleados, así como también la distribución de los mismos.

Se detalla el sistema mejor amplificado en el Anexo 2.



**Figura 21: Diagrama PFD del sistema de criogenización**  
*Fuente: Elaboración propia*

**Tabla 8: Equipos empleados en el sistema de criogenización**

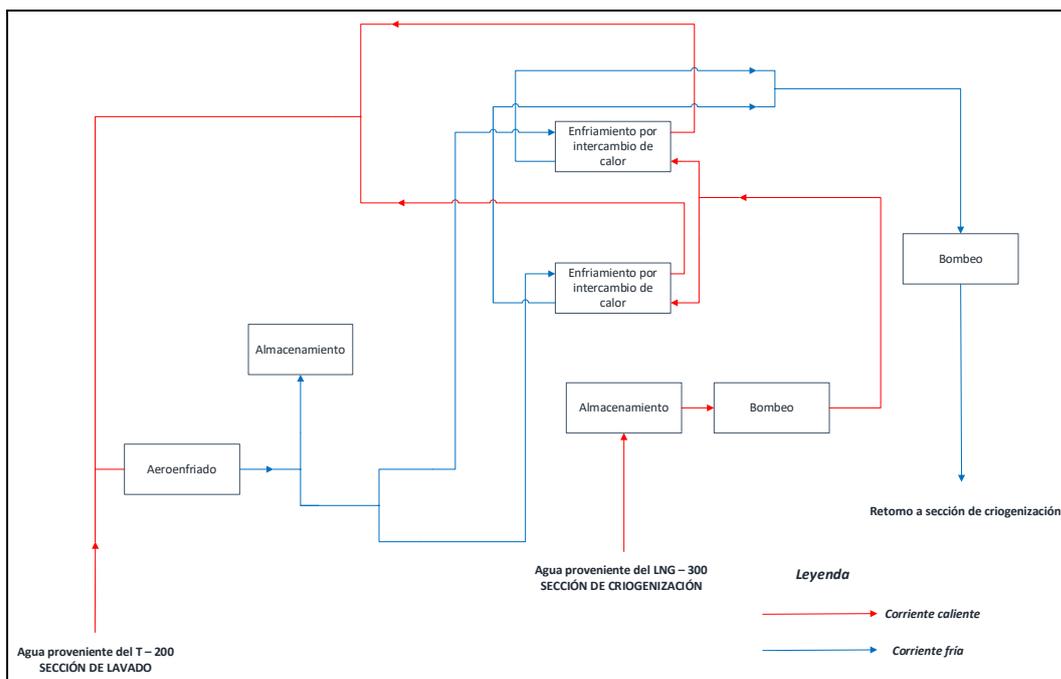
Proceso de criogenización				
Equipos	Nomenclatura	Corrientes de entrada	Corriente de energía	Corrientes de salida
Divisor (Te)	TEE - 300	1	No aplica	3
Compresor 1	K - 300	1	Q - 106	1
Compresor 2	K - 301	1	Q - 107	1
Enfriador	E - 300	1	Q - 108	1
Intercambiador LNG 1	LNG - 300	2	No aplica	2
Intercambiador LNG 2	LNG - 301	6	No aplica	6
Expansor	EXP - 300	1	Q - 109	1
Divisor (Te)	TEE - 301	1	No aplica	2
Separador 1	V - 300	1	No aplica	2
Separador 2	V - 301	1	No aplica	2
Mezclador	MIX - 300	2	No aplica	1
Torre de absorción con reflujo	T-300	3	No aplica	2
	<b>Condensador</b>	1	Q -Condensador	2
Válvula	VLV - 300	1	No aplica	1
Separador 3	V - 303	1	No aplica	2
Separador 4	V - 304	1	No aplica	2
Torre de absorción con rehervidor	T - 301	5	No aplica	1
	<b>Reboiler</b>	1	Q - Rehervidor	2
Divisor (Te)	TEE - 302	1	No aplica	2

Fuente: Elaboración propia

### 2.2.5. Sistema de recirculación del agua de enfriamiento

Para este sistema, es necesario realizar una correcta conexión de las corrientes implicadas, es decir, desde que corriente es más beneficioso recircular el agua, caso al ser un diseño nuevo para este grado de pureza del proceso, es decir, una implementación de este sistema, se tiene la libertad de escoger el mismo.

En esta investigación se escogen dos corrientes para realizar la recirculación, la primera, proviene desde la torre T – 200 del sistema de lavado, la segunda, proviene desde el LNG – 300 del sistema de criogenización, las cuales detallaremos a continuación.

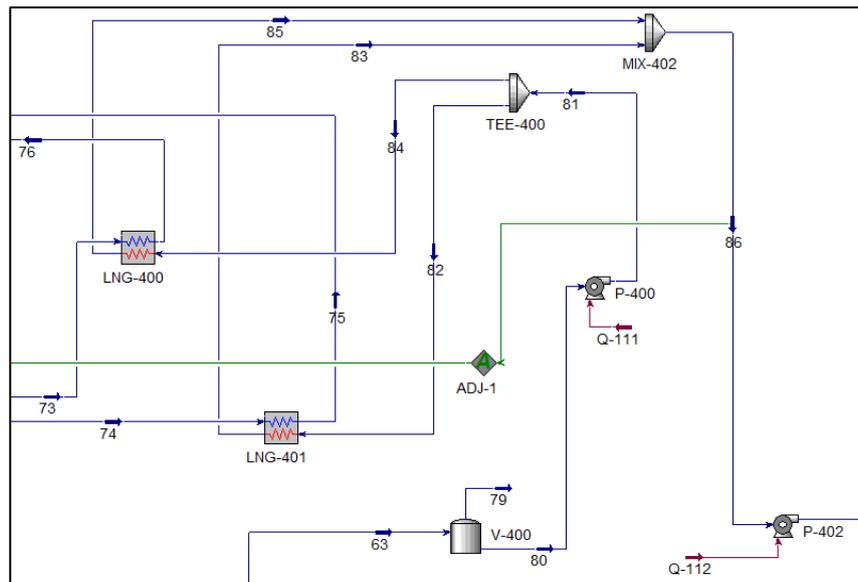


**Figura 22: Diagrama BFD del sistema de recirculación de agua**  
*Fuente: Elaboración propia*

Procedemos entonces, a escoger como primer punto de recirculación del agua, a la corriente “63”, el cual es la corriente de salida del primer intercambiador LNG (LNG – 300) de la etapa de criogenización y como otro punto de recirculación, la corriente “29” de la etapa del lavado.

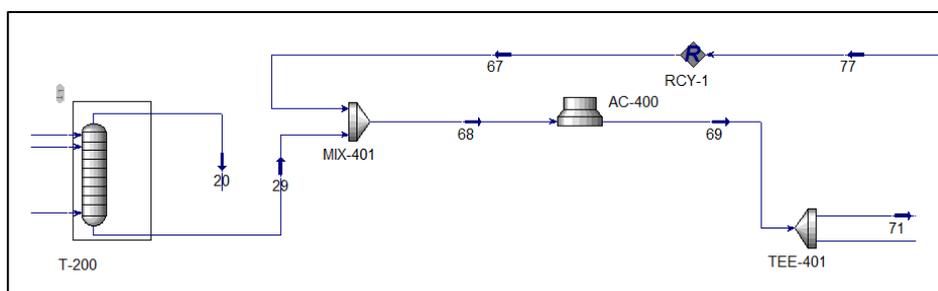
A continuación, detallaremos el tramo de la corriente de reciclo “63”.

La corriente “63” irá hacia un tanque de almacenamiento con un flujo molar de 3852 kgmole/h, este será llenado al 50% de su capacidad volumétrica, originando un delta P de 349,6 kPa como consecuencia del llenado, obteniendo las corrientes de salida del tanque de almacenamiento “79” y “80”, la corriente “79” es para salida de vapor, lo cual no presenta ningún flujo al no haber calentamiento o corriente de energía en el tanque, nos centraremos entonces en la corriente “80”, este saldrá a 130,4 kPa y será enviado hacia una bomba centrífuga P – 400, al 75% de eficiencia adiabática, saliendo por “81” a 349,6 kPa, este ira a un divisor TEE – 400, que opera en relación de 40% y 60%, como corrientes de salida del divisor tenemos “82” y “84” los cuales irán cada uno a un LNG exchanger cada uno (LNG – 401 y LNG – 400) respectivamente, como corrientes calientes a 32°C, donde descenderán su temperatura hasta 25°C, saliendo por las corrientes “83” y “85” e ingresando al mezclador MIX – 402, que lo hará retornar al sistema criogénico por la corriente “86” mediante un operador lógico “Adjust” que explicaremos más adelante.



**Figura 23: Sistema de recirculación del agua de enfriamiento, captación de la etapa de criogenización (producción al 99,5%)**  
*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

Por otra parte, desde la sección de lavado en la torre T – 200 tenemos la corriente “29” que ingresará a un mezclador MIX – 401, conjuntamente con la corriente “67” que proviene del reciclo; el cual detallaremos su obtención a lo largo de esta descripción; posteriormente a la salida del mezclador obtenemos la corriente “68” con un flujo de 6116 kgmole/h que se dirigirá a un Aero-enfriador AC – 400, a fin de descender la temperatura del agua a 21°C y una caída de presión de 1 kPa, saliendo por la corriente “69” e ingresando a un primer divisor TEE – 401 operando a razón aproximada de 58,8% y 41,1% definidas gracias al operador lógico “Adjust” mencionado anteriormente, obteniéndose las corrientes “71” y “72”, entre estas 2 corrientes podemos escoger a libertad propia una de ellas, escogemos entonces, la corriente “72” que también ingresará a un segundo divisor TEE – 402 que opera a razón de 50% de flujo, obteniéndose las corrientes “73” y “74” que ingresarán cada una de ellas a los LNG exchanger; detallados anteriormente LNG – 400 y LNG – 401 respectivamente; como corrientes frías a 21°C, que incrementarán su temperatura hasta 29,4°C, saliendo por las corrientes “76” y “75” respectivamente e ingresando al mezclador MIX – 400 saliendo por la corriente “77”, donde retornará al nuevamente al sistema, ingresando mezclador MIX – 401 mencionado al inicio, mediante un operador lógico “Recycle”.



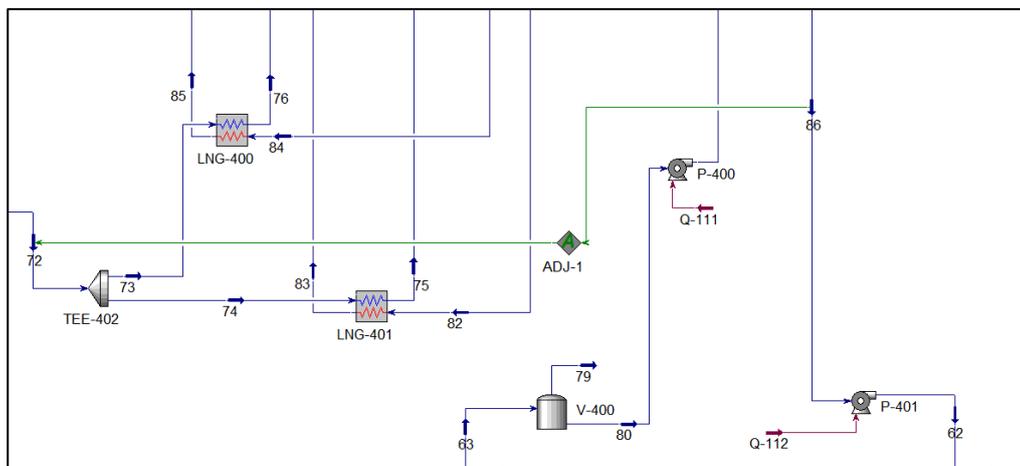
**Figura 24: Sistema de recirculación de agua de enfriamiento, captación de la etapa de lavado (producción al 99,5%)**

*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

A continuación, explicaremos entonces como funcionan los operadores lógicos mencionados anteriormente.

### 2.2.5.1. Operatividad de conectores lógicos

Tenemos el operador lógico “Adjust” (ADJ-1), este hará que la corriente “86” retorne al proceso de criogénico, buscando que esta salga a la misma temperatura que la corriente “62” (23,6°C) con el fin de que se cumpla las condiciones necesarias para el retorno, para lograr dicha temperatura tenemos que escoger una variable de ajuste en la corriente “72”, ya que dicha corriente es la que nos permite enfriar a las corrientes calientes “83” y “85” mediante los LNG exchanger. La variable ajustar será el flujo molar, porque esta es la que define la cantidad necesaria de agua que tiene que ingresar por las corrientes “frías” para poder “enfriar” las corrientes calientes, posteriormente el operador lógico nos indica que, el flujo necesario para lograr la temperatura de 23,6°C a la salida de la corriente “86” es 3597 kgmole/h. retornando a la corriente “62” mediante una bomba centrífuga P – 401.

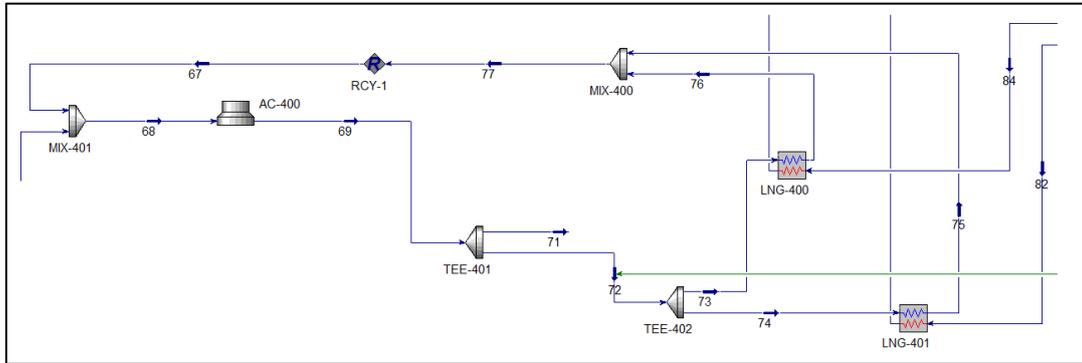


**Figura 25: Sistema de recirculación de agua de enfriamiento, operador ADJUST (producción al 99,5%)**

*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

Finalmente, tenemos el operador lógico “Recycle” (RCY-1) el cual tiene la función de ocasionar el reciclo de la corriente “77” hacia el mezclador MIX – 401, ya que mediante la conexión directa de corrientes se origina un error de especificación, no permitiendo el retorno, es por ello que se adiciona el operador lógico, obteniendo la

corriente “67” como salida, dicha corriente opera a las mismas condiciones que la corriente “77”, ya que el operador lógico no ajusta ninguna variable.

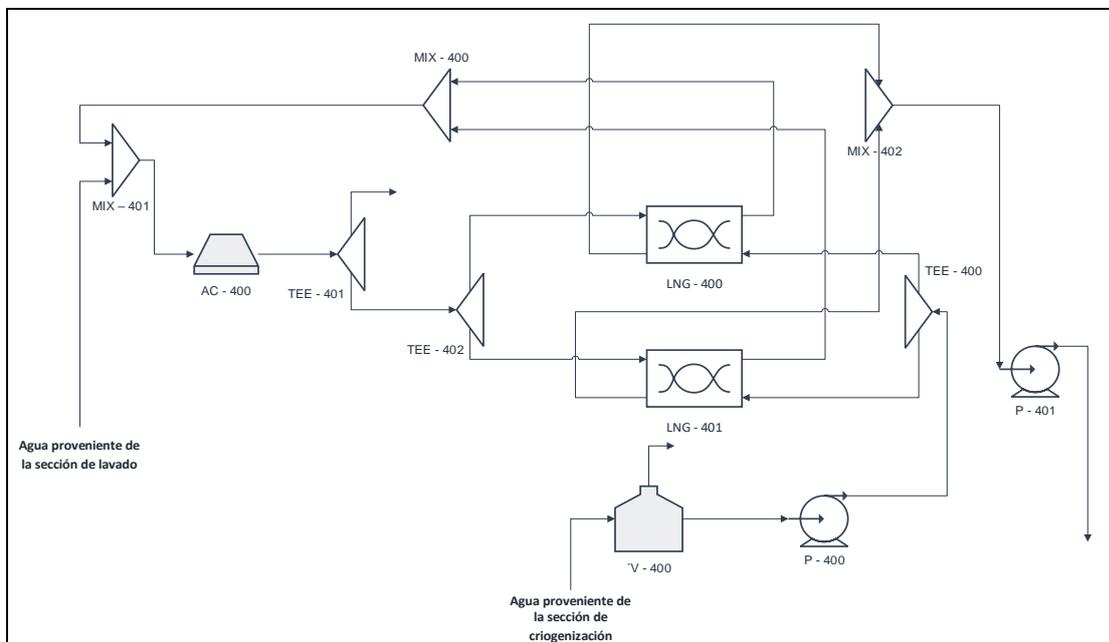


**Figura 26: Sistema de recirculación de agua de enfriamiento, operador RECYCLE (producción al 99,5%)**

*Fuente: Ajuste realizado por el autor*

### 2.2.5.2. Esquematzación del sistema de reciclo de agua enfriamiento.

Se ha realizado el diagrama PFD, donde se muestran los respectivos equipos y la distribución de los mismos.



**Figura 27: Diagrama PFD del sistema de recirculación de agua**

*Fuente: Elaboración del autor*

**Tabla 9: Equipos empleados en la recirculación de agua**

<b>Recirculación de agua de enfriamiento</b>				
<b>Equipos</b>	<b>Nomenclatura</b>	<b>Corrientes de entrada</b>	<b>Corriente de energía</b>	<b>Corrientes de Salida</b>
Tanque	V - 400	61	No aplica	79, 80
Bomba centrífuga	P - 400	80	Q - 111	81
Divisor (Te)	TEE - 400	81	No aplica	84, 82
Intercambiador LNG 1	LNG - 400	84, 73	No aplica	85, 76
Intercambiador LNG 2	LNG - 401	82, 74	No aplica	83, 75
Mezclador 1	MIX - 400	76, 75	No aplica	77
Mezclador 2	MIX - 401	67, 29	No aplica	68
Mezclador 3	MIX - 402	85, 83	No aplica	86
Aeroenfriador	AC - 400	68	No aplica	69
Divisor 2 (Te)	TEE - 401	69	No aplica	71, 72
Divisor 3 (Te)	TEE - 402	72	No aplica	73, 74
Bomba centrífuga	P - 401	86	Q - 112	62

Fuente: Elaboración propia

### **2.3. Definición de términos básicos**

#### **Simulación**

Es una herramienta que permite reproducir virtualmente los procesos y estudiar su comportamiento, para analizar el impacto de las distintas variables que puedan intervenir en el mismo, o para comparar diferentes alternativas de diseño, sin el alto coste de los experimentos a escala real.

#### **Optimización**

Tiene como propósito analizar e identificar la mejor solución posible, entre todas las soluciones potenciales, se enfoca en utilizar de forma eficiente los recursos limitados, en resumen, la optimización busca desarrollar mejoras en un determinado proceso.

#### **Compresión**

Es la resultante de las presiones que existen dentro de un fluido deformable o medio continuo, para los gases del presente trabajo la compresión está determinada por un proceso isocórico, donde la presión y temperatura varían mientras que el volumen (flujo) permanece constante.

#### **Criogenización**

La criogenia o criogenización es un proceso o conjunto de técnicas utilizadas para enfriar un fluido a temperatura muy bajas, en algunos casos se involucra directamente el nitrógeno o el dióxido de carbono, a fin de reducir mucho más la temperatura.

#### **Recirculación**

Técnica empleada para el retorno o reutilización de un fluido o material hacia un determinado proceso, involucra directamente al subproducto de un proceso que requiere de su reingreso en una determinada etapa para poder realizar un cambio específico.

## **Licuefacción**

Conocido también como licuación, es el cambio de estado que ocurre, cuando una sustancia pasa del estado gaseoso al líquido, por el aumento de presión y disminución de la temperatura, llegando a una sobrepresión elevada.

### **2.4. Formulación de Hipótesis**

#### **2.4.1. Hipótesis General**

Es posible la mejora del proceso mediante la simulación para incrementar la pureza del oxígeno y elevar la productividad de la planta

#### **2.4.2. Hipótesis Específicas**

Es posible ajustar la variación de presión en la corriente de descarga del nitrógeno del condensador para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.

Es posible ajustar la temperatura en la corriente de descompresión para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.

Es posible ajustar la tasa de descarga de nitrógeno en la columna de absorción con condensado total para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.

Es posible implementar sistemas de recirculación para incrementar el rendimiento de la planta.

## 2.5. Operacionalización de las variables

Tabla 10: Operacionalización de las variables

Variables	Definición operacional	Dimensión	Indicadores
Diseño y optimización de una planta de oxígeno líquido (V.I.)	Se lleva a cabo la realización del diseño del proceso convencional en un ambiente simulado para obtener información precisa y confiable con la finalidad de argumentar las propuestas de mejora.	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Temperatura</li> <li>• Presión</li> <li>• Flujo</li> <li>• Fracción de vapor</li> <li>• Fracción molar</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Temperatura (°C)</li> <li>• Presión (kPa)</li> <li>• Flujo (kgmole/h)</li> <li>• Fracción de vapor (%)</li> <li>• Fracción Molar (%)</li> </ul>
Elevar su pureza al 99,5% mediante Aspen Hysys V12 (V.D.)	Se evalúa el proceso de criogenización, analizando cada equipo y corriente de proceso involucrada, así como sus variables que afectan la pureza y están involucradas en la productividad.	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Rendimiento</li> <li>• Optimización</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Calidad</li> <li>• Utilidad</li> </ul>

Fuente: Elaboración propia

## **CAPITULO III**

### **METODOLOGÍA**

#### **3.1. Diseño Metodológico**

##### **3.1.1. Tipo de investigación**

La presente investigación es experimental, puesto que, con la facilidad de la utilidad del simulador, permite realizar la manipulación de variables en condiciones controladas y observar el grado en que estas producen un efecto determinado en las diferentes etapas del proceso de producción, concretamente en el proceso de criogenización.

##### **3.1.2. Nivel de la investigación**

La presente investigación es a nivel aplicativo, puesto que, en la evaluación del proceso de criogenización para controlar la productividad y la pureza del LOX, se aplican los cambios en los parámetros planteados según los objetivos de la investigación, se observa que la manipulación de dichos parámetros aumenta el rendimiento de la planta. Se debe tomar en cuenta los parámetros del proceso de criogenización del sistema actual con los parámetros del proceso del sistema a proponer, a fin de, comparar los resultados y realizar las propuestas con datos cuantitativos y medibles en el tiempo.

##### **3.1.3. Diseño de la investigación**

La presente investigación presenta un diseño descriptivo, puesto que, describe todo el proceso, sub procesos y equipos con la finalidad de detallar las operaciones realizadas en el proceso de producción de oxígeno líquido (LOX) hasta la manipulación de las variables indicadas en los objetivos de la investigación.

### **3.1.4. Enfoque**

La presente investigación tiene un enfoque cuantitativo y aplicativo, dado que, nos permite modificar parámetros en una determinada corriente de proceso para ver cómo influye en la cantidad producida de producto final, a su vez nos permite también aumentar la pureza del mismo.

## **3.2. Población y Muestra**

### **3.2.1. Población**

Proceso de producción de oxígeno líquido mediante la separación del aire, 2131 kgmole/h de aire, 2500 kgmole/h de N<sub>2</sub> y 95% de pureza de oxígeno líquido como producto final.

### **3.2.2. Muestra**

Proceso de criogenización, 250 kgmole/h tasa de descarga en la torre de absorción con reflujo, 0,95 de composición en fracción molar de la torre de absorción con rehervidor, ratio de presión de 1,25 en compresores K – 300 y K – 301, temperatura y presión de determinadas corrientes en esta etapa.

## **3.3. Técnicas de recolección de datos**

### **3.3.1. Técnicas a emplear**

Para la recolección de información para la presente investigación se utilizó la técnica de análisis de documentos (libros, publicaciones “papers” y revistas), se tomó también información sobre documentos audiovisuales.

### **3.3.2. Descripción de los instrumentos**

Se muestra la siguiente tabla, de las técnicas empleadas para la recolección de datos.

**Tabla 11: Instrumentos utilizados**

<b>Técnica</b>	<b>Instrumento</b>	<b>Acciones tomadas</b>
Revisión bibliográfica	Literatura, normas y publicaciones	Recolección de datos e información
Cálculos	Software MS Excel	Balances de materia y energía
Simulación	Software Aspen HYSYS V12	Simular y corroborar la mejora del sistema

Fuente: Elaboración propia

### **3.3.3. Recolección, selección y ajustes de datos en las corrientes de proceso**

Los datos utilizados provienen de un proceso de producción de oxígeno líquido (LOX) convencional a nivel nacional (95%), el cual se realiza mediante la separación del aire por métodos de adsorción, por cambio de presiones y destilación criogénica

El proceso de selección de corrientes es de gran importancia ya que se debe seleccionar aquellas que están involucradas directamente con la productividad y pureza del oxígeno líquido (LOX).

### **3.4. Técnicas para el procesamiento de la información**

La recolección de los datos y la información se realiza para el diseño de la mejora del proceso, tomando los datos del funcionamiento de una planta de producción de oxígeno líquido convencional de menor pureza y la productividad de la misma.

La información de dicha productividad se obtiene según la pureza del producto final y se realiza un análisis de la operatividad del sistema criogénico mediante el simulador, los cuales son necesarios para elevar la pureza del producto y la producción.

## CAPITULO IV

### PROCESO DE OPTIMIZACIÓN DEL DISEÑO

#### 4.1. Determinación de corrientes de ajuste

Para una correcta selección de una corriente a modificar debemos tener en cuenta los principios básicos de la interfaz de la misma, en el simulador.

Las corrientes de proceso a manipular tienen la característica principal de presentar parámetros independientes, es decir, aquellas que no son calculadas directamente por Aspen HYSYS, estos pueden ser, temperatura, presión, flujo, etc. por lo tanto, permite al investigador establecer el valor más óptimo en uno o más parámetros.

Los parámetros ajustables en las corrientes y/o equipos tienen un color azul en la interfaz del simulador, mientras que los parámetros en color negro son los calculados por un determinado equipo o el paquete de fluidos termodinámico.

Worksheet	Stream Name	12	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	92.13	92.13
Composition	Pressure [kPa]	585.0	585.0
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	2167	2167
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	6.239e+004	6.239e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	71.66	71.66
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2454	-2454
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	144.3	144.3
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-5.318e+006	-5.318e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	5.119e+004	5.119e+004
Emissions	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

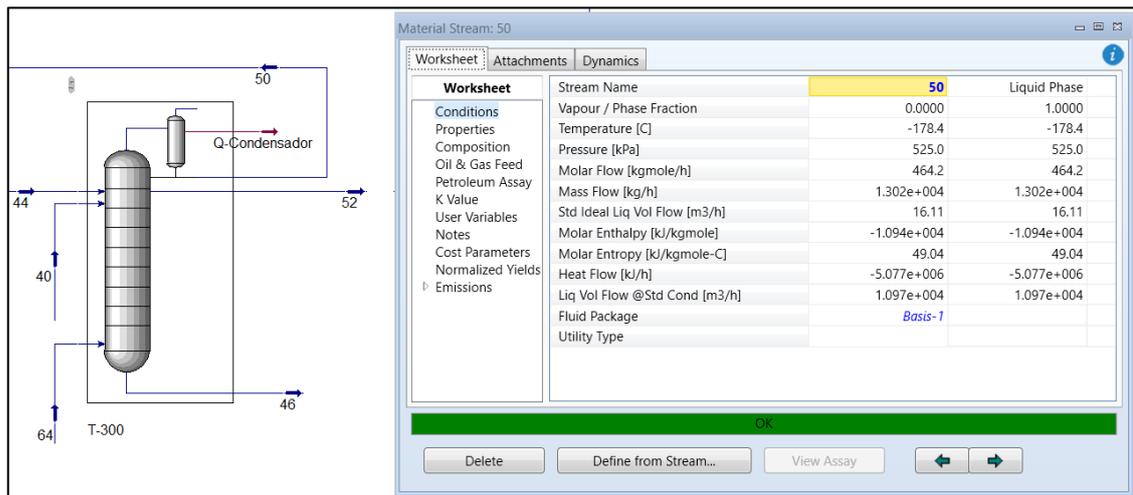
**Figura 28: Determinación de corrientes**

*Fuente: Simulador Aspen Hysys*

Establecido el criterio anterior, procedemos a ajustar las corrientes del sistema simulado. Recordemos que según los objetivos de la investigación los parámetros a ajustar son; presión, temperatura y flujo.

## 4.2. Ajuste de presiones

Para el ajuste de presiones, tomando en cuenta el primer objetivo específico, debemos ajustar dicho parámetro en la corriente de descarga de nitrógeno. Según la Figura 17 del punto 2.2.4.4.1. la corriente de descarga de nitrógeno “50” se encuentra a la salida del condensador de la torre.

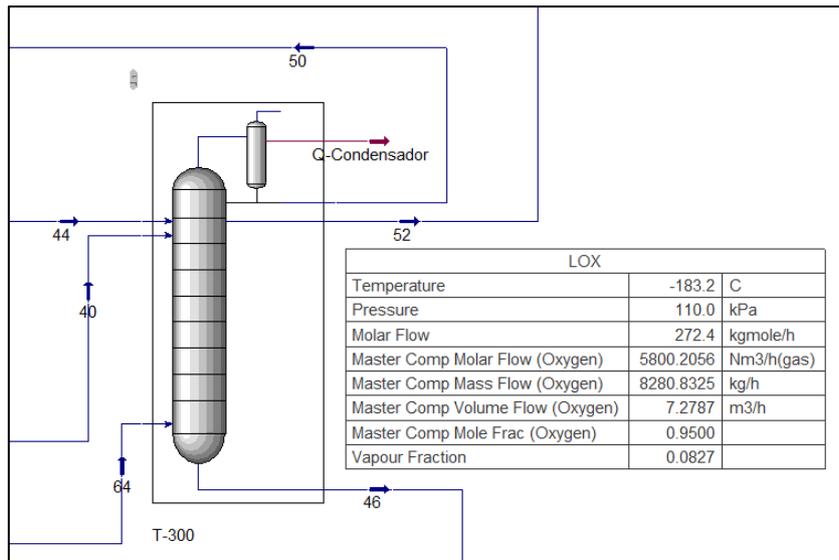


**Figura 29: Ajuste del parámetro de presión (Corriente N°50)**

*Fuente: Elaboración propia*

La figura 29 es una columna de absorción de una producción de oxígeno líquido al 95%, como se observa, dicha corriente no permite el ajuste de sus parámetros debido a que éstas son calculadas por el equipo, para ello emplearemos un instrumento de control, en este caso una válvula (VLV – 300).

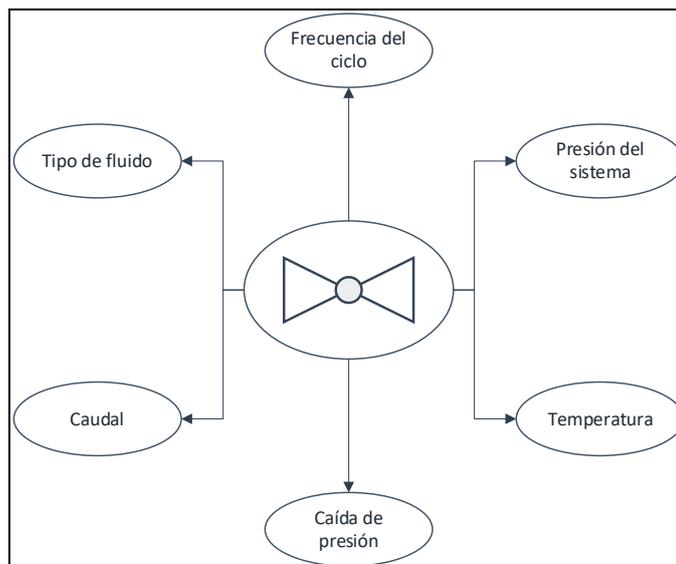
Asimismo, tenemos la figura 30 que nos muestra el volumen producido de oxígeno líquido como producto final sin la adición de dicha válvula, el cual es un total de 5800 Nm<sup>3</sup>/h.



**Figura 30: Torre de absorción T – 300 en una planta de producción al 95%**  
*Fuente: Leiva et. Al. (2020)*

#### 4.2.1. Selección de una válvula

En la selección de una válvula de control debemos tomar en cuenta el tipo del proceso en el que se encuentra, para este caso al ser una válvula que se encuentra en un proceso criogénico, debemos tomar en cuenta los parámetros brindados por el fabricante.

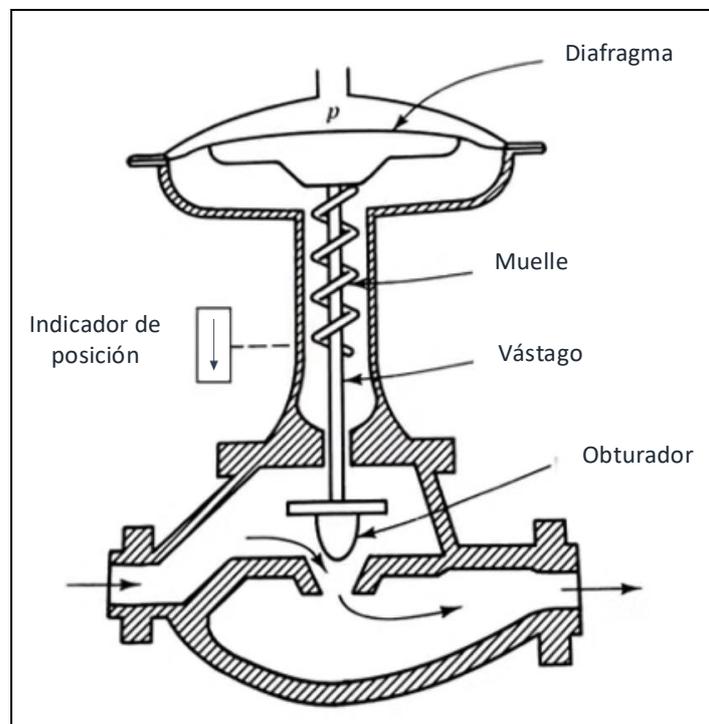


**Figura 31: Criterios empleados para la selección de una válvula**  
*Fuente: Elaboración propia*

#### 4.2.2. Modelado matemático de la válvula

Para un correcto modelado matemático de la válvula debemos tomar en cuenta principalmente el tipo de fluido circulante, en este caso tenemos nitrógeno líquido.

Asimismo, es importante tomar en cuenta las propiedades del fluido, tales como, gravedad específica, presión y flujo con el que circula. Con estos datos de partida procedemos a modelar la válvula.

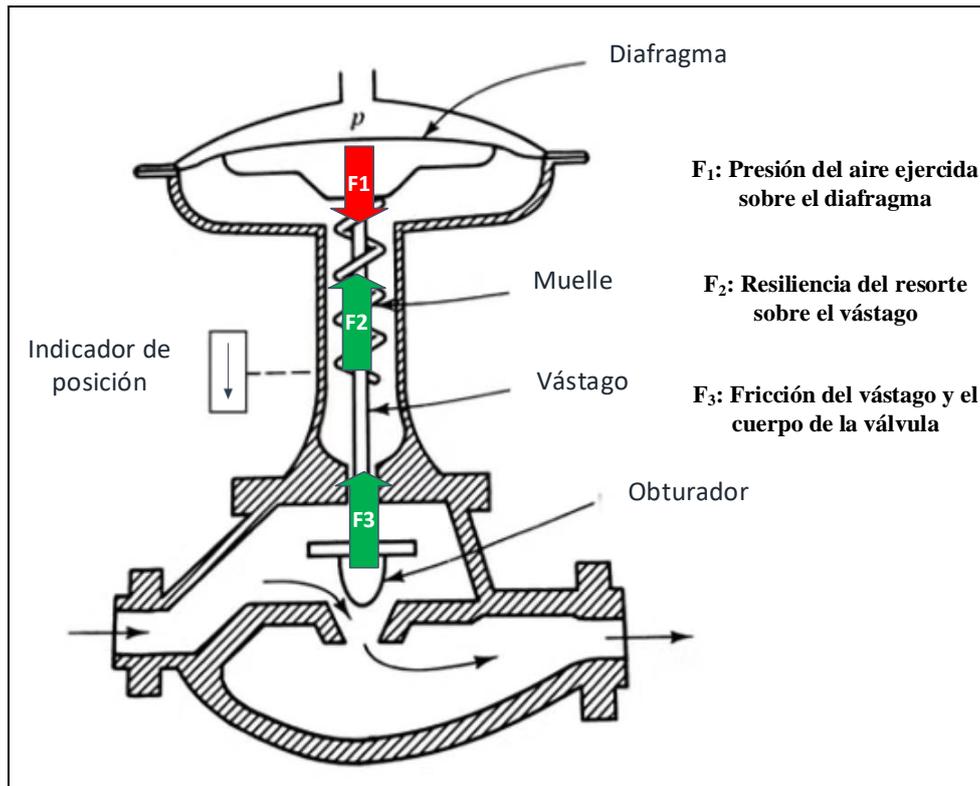


**Figura 32: Partes de una válvula de control**

Fuente: <https://controlautomaticoeducacion.com>

En la figura 32 se muestra el esquema típico de una válvula de control, con actuator neumático, el tipo de actuator es a selección propia del investigador, encontrándose muchos tipos de ellos en el mercado, lo cual queda abierta a selecciones futuras en posibles mejoras del proceso.

Lo siguiente es definir el balance de las fuerzas que actúan en la válvula.



**Figura 33: Fuerzas de acción en una válvula de control**

*Fuente: Elaboración propia*

Donde:

$$F_1 = \text{Presión} * \text{Area}$$

$$F_2 = K (\text{constante de Hooke}) * x (\text{desplazamiento})$$

$$F_3 = C (\text{fricción}) * \frac{dx}{dt} (\text{velocidad de cierre de la válvula})$$

Aplicando la Segunda Ley de Newton:

$$\sum F = m * a$$

$$F_1 - F_2 - F_3 = m * a$$

$$P * A - Kx - C \frac{dx}{dt} = \frac{m}{gc} * \frac{d^2x}{dt^2}$$

$$gc = \text{factor de conversión de masa a fuerza} \rightarrow gc = \frac{ma}{F}$$

Agrupando y dividiendo por K (constante de Hooke):

$$\frac{P * A}{K} = x + \frac{C}{K} \frac{dx}{dt} + \frac{m}{K * gc} * \frac{d^2x}{dt^2}$$

Definiendo según la ecuación de sistemas de control:

$$\tau^2 = \frac{m}{K * gc} \quad , \quad 2\zeta\tau = \frac{C}{K} \quad , \quad K_v = \frac{A}{K}$$

Tenemos la ecuación diferencial de la válvula:

$$K_v P = x + 2\zeta\tau \frac{dx}{dt} + \tau^2 \frac{d^2x}{dt^2}$$

Aplicando transformada de Laplace (para conversión a ecuación algebraica):

$$\frac{x(s)}{P(s)} = \frac{K_v}{\tau^2 s^2 + 2\zeta\tau s + 1} = \frac{\frac{A}{K}}{\frac{m}{K * gc} s^2 + \frac{C}{K} s + 1}$$

En la mayoría de casos “m” (masa de la válvula) es menor que el producto de la constante de Hooke y el factor de conversión “gc”, por lo que nos queda la siguiente expresión:

$$\frac{x(s)}{P(s)} = \frac{K_v}{\tau s + 1} \text{ , Reemplazando } \rightarrow \frac{\frac{A}{K}}{\frac{C}{K} s + 1}$$

#### 4.2.2.1. Dinámica del fluido circulante

Este punto se define como, la circulación del fluido a través de la válvula, para ello se debe conocer el tipo de flujo (laminar o turbulento) que ingresará a la válvula, mediante el cálculo del número de Reynolds.

$$Re = \frac{D_i V \rho}{\mu}$$

Según la literatura, el transporte de nitrógeno líquido debe realizarse en tuberías aisladas al vacío fabricadas en acero inoxidable flexible, como nuestro flujo está a alta presión para que el nitrógeno permanezca en estado líquido, es recomendable utilizar tuberías roscadas para mantener la presión constante, ya que en tuberías soldadas se corre el riesgo de fugas y que ocurran cambios de fase.

Los datos de flujo del nitrógeno en el sistema (corriente “50”), según el simulador son los siguientes:

50		
Temperature	-178.4	C
Pressure	525.0	kPa
Molar Flow	464.4	kgmole/h
Std Ideal Liq Vol Flow	16.11	m3/h
Total Component Liquid Volume Flows	16.1134	m3/h
Viscosity	9.946e-002	cP
Liq. Mass Density (Std. Cond)	1.187	kg/m3

**Figura 34: Valores de operación (Corriente N°50)**

*Fuente. Simulador Aspen Hysys*

El diámetro de la tubería queda a selección propia del investigador, para este caso emplearemos una tubería de 2 pulgadas.

Conversión:

- Pulgadas a metros:

$$2 \text{ pulg} * \frac{0,0254 \text{ m}}{\text{pulg}} = 0,0508 \text{ m}$$

- Flujo volumétrico a velocidad:

$$\text{Flujo volumetrico} = 16.11 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 0,004475 \text{ m}^3/\text{s} = 4,475 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q = V * A \rightarrow V = \frac{Q}{A}$$

$$A = \pi * r^2 = \pi * 0,0254^2 = 0,002027 \text{ m}^2$$

$$Velocidad = \frac{4,475 \times 10^{-3} m^3/s}{0,002027m^2} = 2.208 m/s$$

Calculando el número de Reynolds, con los datos de viscosidad y densidad a la salida del condensador, facilitados por el simulador:

$$Re = \frac{D_i V \rho}{\mu} = \frac{(0,0508 m)(2,208 \frac{m}{s})(1,187 \frac{kg}{m^3})}{9,946 \times 10^{-5} \frac{kg}{m * s}}$$

$$Re = 1338,57 \rightarrow Flujo laminar < 2100$$

Decimos entonces que el flujo que circulará a través de la válvula es del tipo laminar, este flujo se representa mediante la siguiente ecuación:

$$F = f(x)C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho}}$$

Donde:

$f(x)$  = Curva característica de la válvula en función del % de apertura (establecido según tipo de obturador).

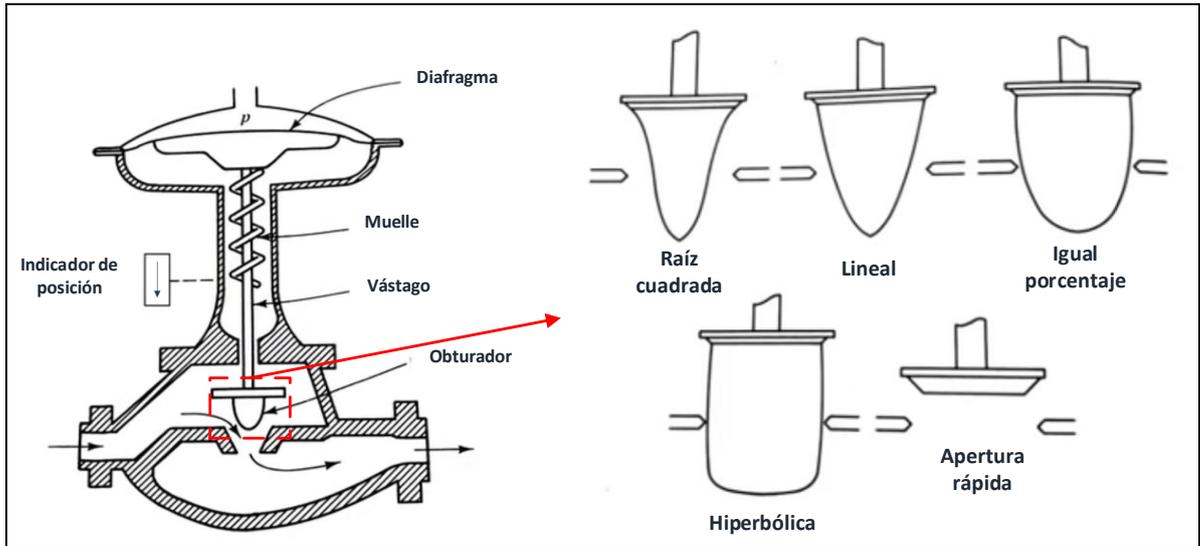
$C_v$  = Flujo en galones US por minuto que fluye a través de una válvula a una caída de presión 1 psi (coeficiente de flujo facilitado por el simulador).

$\Delta P$  = Caída de presión.

$\rho$  = Densidad del fluido.

Para  $f(x)$  tenemos distintas expresiones según el tipo de obturador (lineal, raíz cuadrada, igual porcentaje, hiperbólica y apertura rápida)

#### 4.2.2.2. Obturador de la válvula



**Figura 35: Tipos de obturadores en una válvula de control**

*Fuente: Elaboración propia*

En la figura 35 se muestra los tipos de obturador que pueden ser parte de la válvula y representan el comportamiento de la misma, los cuales se representan por las siguientes funciones:

$$\text{Raíz cuadrada} \rightarrow f(x) = \sqrt{x}$$

$$\text{Lineal} \rightarrow f(x) = x$$

$$\text{Igual porcentaje} \rightarrow f(x) = \alpha^{x-1}$$

$$\text{Hiperbólica} \rightarrow f(x) = \frac{1}{\alpha - (\alpha - 1)x}$$

Vemos que en las funciones de igual porcentaje e hiperbólica aparece la variable " $\alpha$ " el cual depende de la amplitud de caudales que puede manejar la válvula; este parámetro es facilitado por el fabricante.

**Tabla 12: Porcentajes mínimo y máximo de apertura en una válvula de control**

Características de apertura			
Válvula cerrada	$x = 0$	$C_v = C_{v \min}$	$F = F_{\min}$
Válvula abierta	$x = 1$	$C_v = C_{v \max}$	$F = F_{\max}$

Fuente: Universidad de Buenos Aires

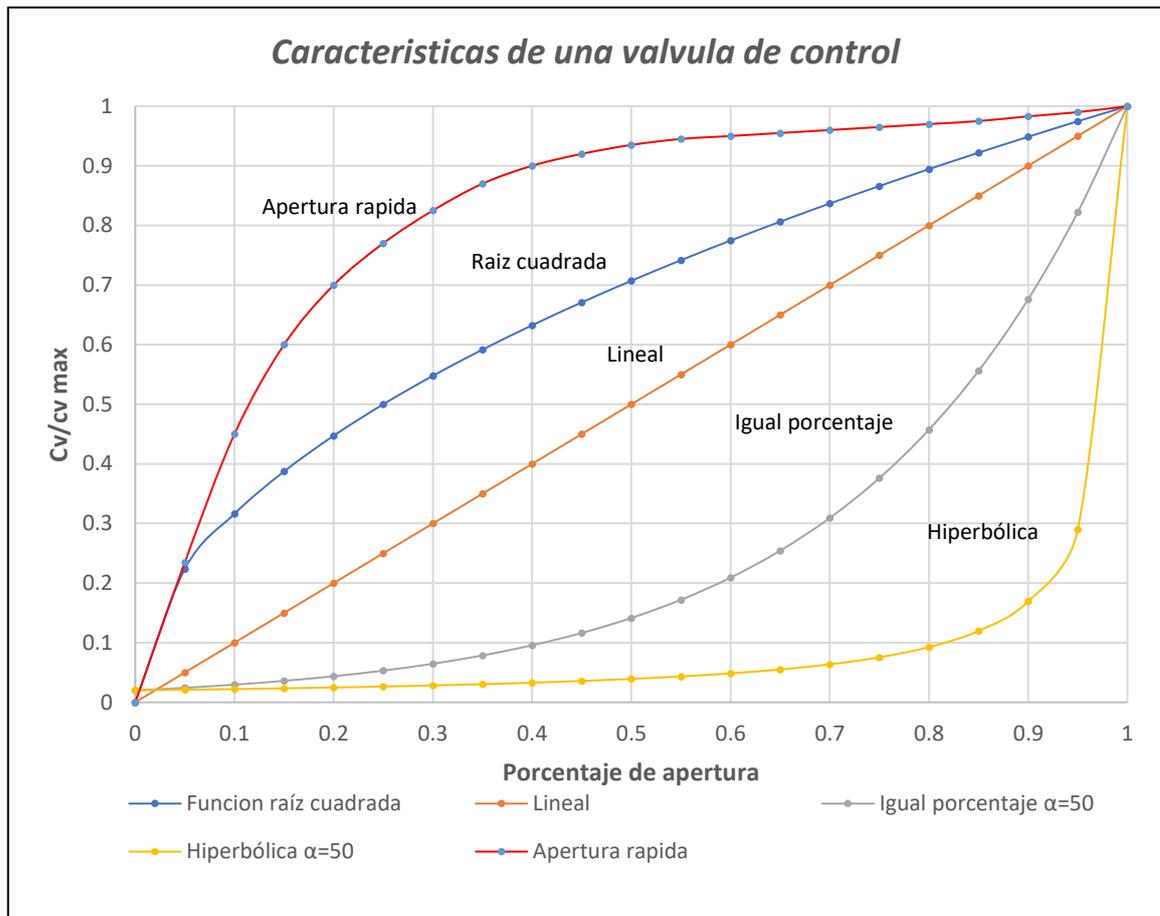
La tabla 12 define los valores extremos de coeficiente flujo “Cv” y porcentaje de apertura “x” de la válvula

Para la selección del tipo de obturador a utilizar, queda a criterio del investigador y a las futuras mejoras del proceso, para este caso utilizaremos un obturador del tipo raíz cuadrada, por su uso recomendado en válvulas, representada por la función  $f(x) = \sqrt{x}$ .

**Tabla 13: Valores de flujo Cv en función del porcentaje de apertura según el tipo de obturador**

Porcentaje de apertura (x)	Tipos de obturadores				
	Raíz cuadrada	Lineal	Igual porcentaje $\alpha=50$	Hiperbólica $\alpha=50$	Apertura rápida
0	0	0	0,02	0,02	0
0,05	0,2236	0,05	0,0243208	0,0210305	0,235
0,1	0,3162	0,1	0,0295752	0,0221729	0,45
0,15	0,3873	0,15	0,0359646	0,0234467	0,6
0,2	0,4472	0,2	0,0437345	0,0248756	0,7
0,25	0,5000	0,25	0,053183	0,0264901	0,77
0,3	0,5477	0,3	0,0646727	0,0283286	0,825
0,35	0,5916	0,35	0,0786447	0,0304414	0,87
0,4	0,6325	0,4	0,0956352	0,0328947	0,9
0,45	0,6708	0,45	0,1162965	0,0357782	0,92
0,5	0,7071	0,5	0,1414214	0,0392157	0,935
0,55	0,7416	0,55	0,1719743	0,0433839	0,945
0,6	0,7746	0,6	0,2091279	0,0485437	0,95
0,65	0,8062	0,65	0,2543083	0,0550964	0,955
0,7	0,8367	0,7	0,3092495	0,0636943	0,96
0,75	0,8660	0,75	0,3760603	0,0754717	0,965
0,8	0,8944	0,8	0,4573051	0,0925926	0,97
0,85	0,9220	0,85	0,5561021	0,1197605	0,975
0,9	0,9487	0,9	0,6762433	0,1694915	0,98
0,95	0,9747	0,95	0,8223402	0,2898551	0,99
1	1	1	1	1	1

Fuente: Elaboración propia

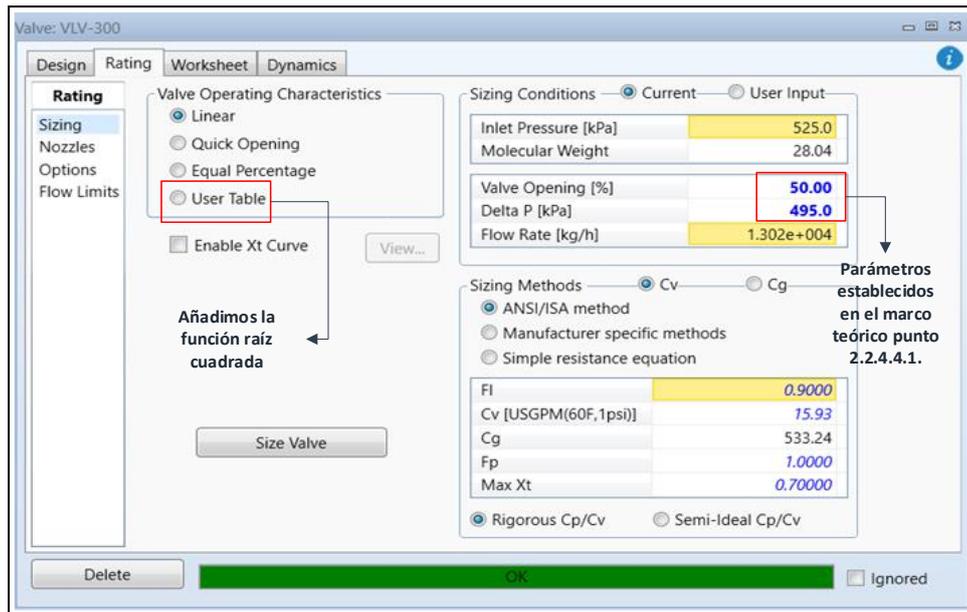


**Figura 36: Comportamiento del flujo en función de la apertura en una válvula de control**  
*Fuente: Elaboración propia*

En la figura 36 se encuentran todas las funciones realizadas en Excel, los datos de la tabla (función raíz cuadrada) son ingresados en el simulador, en la interfaz de la válvula que veremos posteriormente.

#### 4.2.3. Adición de la válvula en el simulador

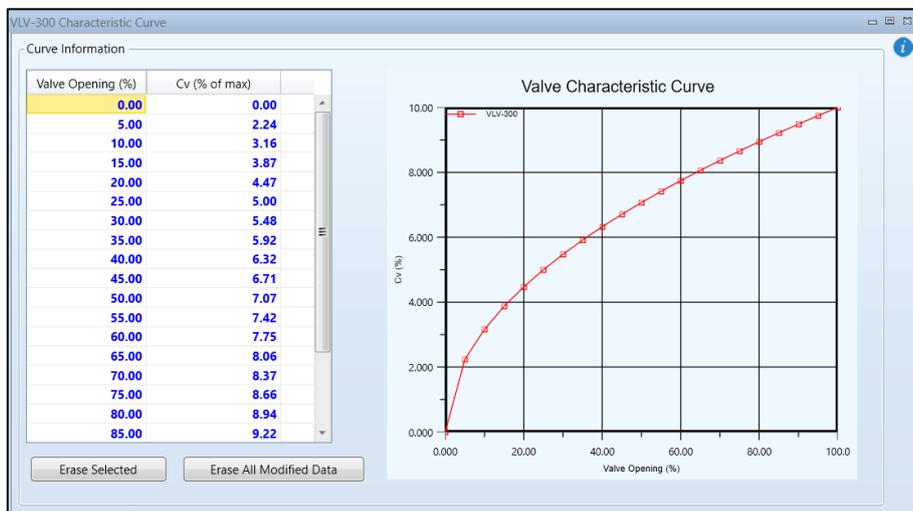
Tomando en cuenta los datos anteriores procedemos a tabular el delta de presión de la válvula, previamente añadimos la función raíz cuadrada del obturador de la válvula desde la opción “User Table”.



**Figura 37: Configuración interna de la válvula en el simulador**

*Fuente: Elaboración propia*

Vemos que la característica del obturador se añade correctamente al simulador, la función “User Table” nos permite caracterizar la válvula según las propiedades del fabricante o futuras propuestas de mejora.



**Figura 38: Característica de función raíz cuadrada en el simulador**

*Fuente: Elaboración propia*

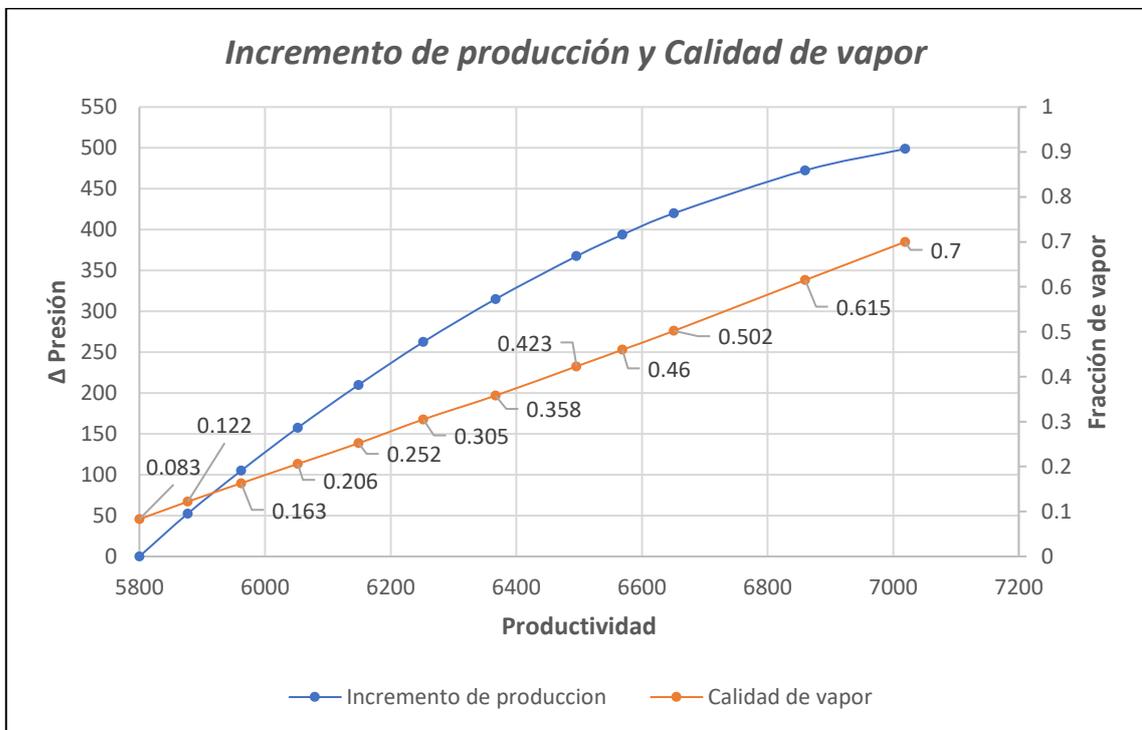
Según la literatura de control, se considera por cuestiones prácticas que el grado de apertura óptimo debe oscilar entre el 20% al 80%, así que no manipularemos dicha variable ya que por defecto el simulador nos deja caracterizado un valor de 50% de

apertura. Una vez añadida la válvula al sistema y colocada su respectiva caracterización, procedemos evaluar los valores de la producción final del oxígeno líquido.

**Tabla 14: Comportamiento del volumen de producción en función de la caída de presión**

Presión Inicial (kPa)	Presión Final (kPa)	$\Delta$ Presión	Volumen de Producto Final	Calidad de vapor
525	525	0	5800	0,083
525	472,5	52,5	5877	0,122
525	420	105	5962	0,163
525	367,5	157,5	6052	0,206
525	315	210	6149	0,252
525	262,5	262,5	6252	0,309
525	210	315	6367	0,358
525	157,5	367,5	6496	0,423
<b>525</b>	<b>131,25</b>	<b>393,75</b>	<b>6569</b>	<b>0,46</b>
525	105	420	6651	0,502
525	52,5	472,5	6860	0,615
525	26,25	498,75	7019	0,7

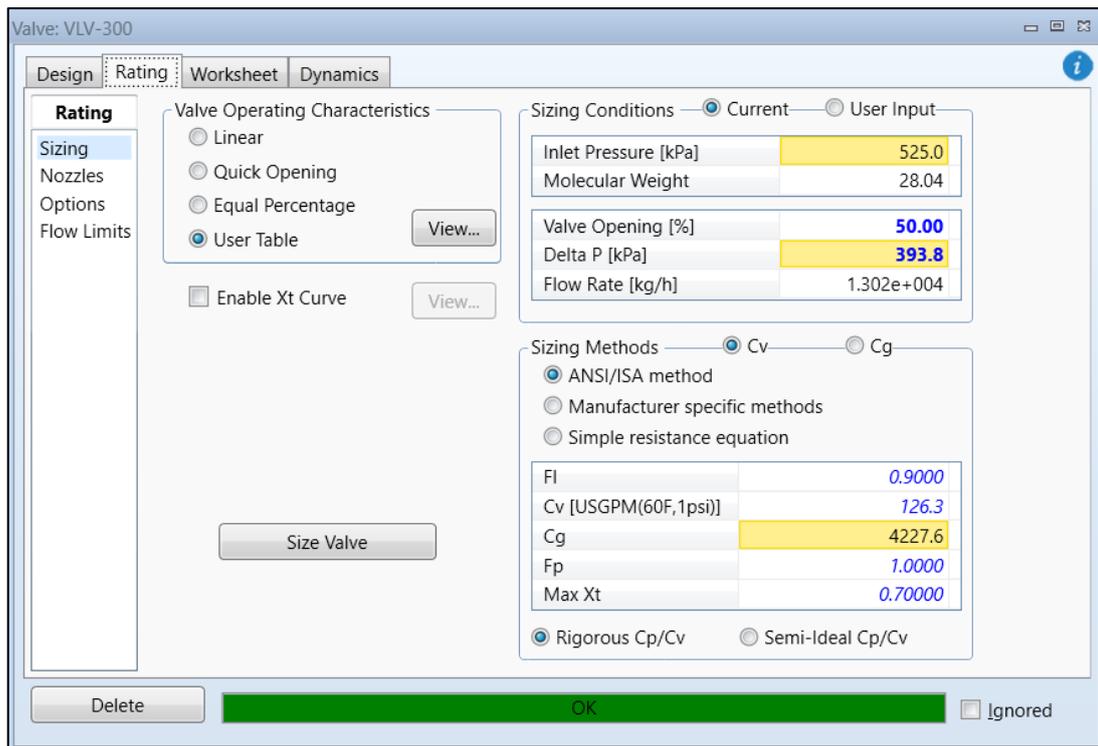
Fuente: Elaboración propia



**Figura 39: Producción vs calidad de vapor en función del delta P del nitrógeno**

Fuente: Elaboración propia

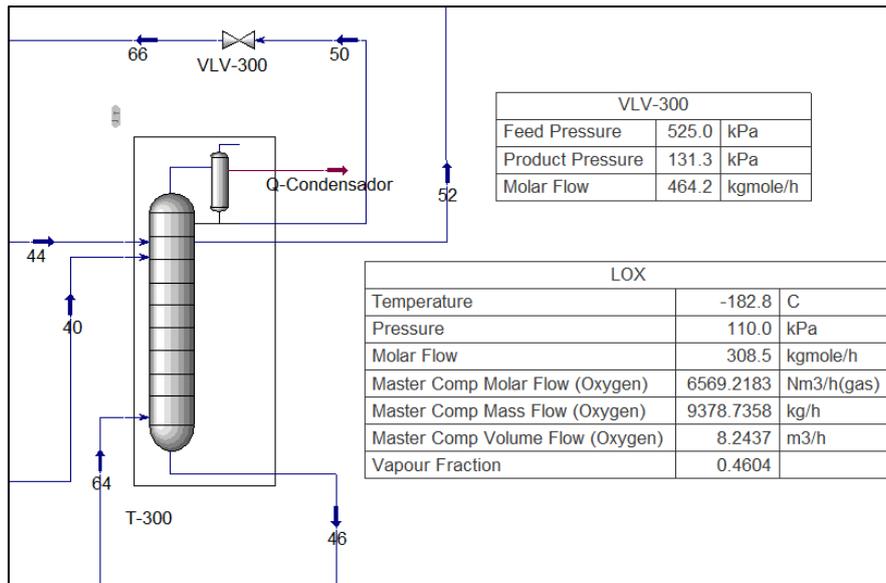
En la figura 39 vemos cómo se comporta la caída de presión del nitrógeno líquido en la corriente “50” con la productividad de la planta, es decir, la producción total de oxígeno líquido, asimismo observamos que, a mayor caída de presión del nitrógeno líquido, el oxígeno líquido cambia de fase, llegando a una fracción de vapor de 1, que veremos posteriormente, debido a ello la producción llega a ser mayor porque pasa a estar en mayor concentración gaseosa que líquida.



**Figura 40: Ajuste del delta P de la válvula en el simulador**

*Fuente: Elaboración propia*

El valor de Cv entregado por el simulador de 126,3 es un valor que se usa para dimensionar la válvula, según catálogo de fabricante podemos encontrar el diámetro de dicha válvula para una determinada apertura, en futuras mejoras, esto se puede ajustar a un porcentaje de apertura más óptimo, manteniendo el rango de 20% y 80%.



**Figura 41: Ajuste de la torre de absorción T - 300 en una producción de oxígeno líquido al 95%**  
*Fuente: Elaboración propia*

Dejamos entonces el valor de caída de presión en 393,75 kPa y 6569 Nm<sup>3</sup>/h de producción, por cuestiones de calidad en la fracción de vapor del producto final, que se define según la siguiente tabla.

**Tabla 15: Calidad de vapor**

Composición	Estado	Observación
0	100% Líquido	
1	100% Vapor	
0,95*	95% Vapor	95% vapor y 5% de arrastre de líquido
0,5	50% Vapor	50% vapor y 50% de arrastre de líquido

(\*) 1 libra de vapor Fuente: Blog MasterSI.

El siguiente ajuste de presión que se tiene que hacer, es en los compresores K – 300 y K – 301, recordemos que nuestra principal prioridad para realizar un ajuste de presión en la columna T – 300 del sistema criogénico es incrementar la productividad, más no la pureza, por el momento.

Uno de los motivos, por el cual, primero se ha realizado el ajuste de presión en la columna T – 300, es por su delicadeza y superioridad a la hora de producir nitrógeno líquido para alcanzar una mayor producción de oxígeno líquido (LOX). Teniendo en cuenta lo anterior, procedemos a ajustar los compresores.

#### 4.2.4. Ratio de presiones de los compresores

Para realizar el ajuste de presión de los compresores, debemos hacerlo de tal forma, que ambos trabajen a razones proporcionales, esto se logra por el conector lógico SET, el cual conecta las ratios de presiones de ambos compresores, lo que nos permite realizar el ajuste en uno de ellos, en este caso K – 300; que trabaja originalmente a razón de 1,25 en una planta de oxígeno al 95% de pureza.

En la siguiente figura tenemos la interfaz del compresor con la ratio de presión asignada según la producción de la planta.

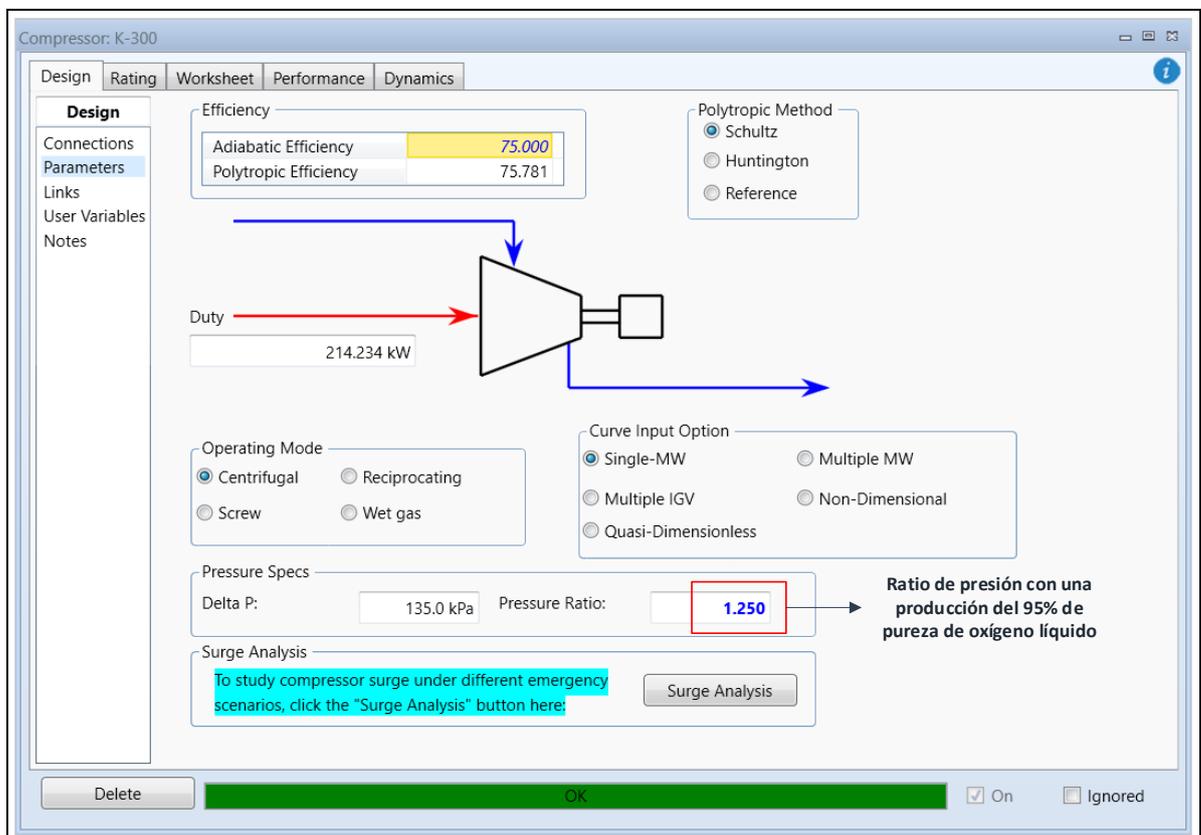


Figura 42: Ratio de presión en el compresor K – 300

Fuente: Leiva et. Al. (2020)

La presente investigación realiza el ajuste de la ratio de presión bajo dos condiciones que analizaremos a continuación.

- La primera, que el oxígeno líquido tenga un tope de fracción de vapor de 0,9 aproximadamente, debido a que, si esta alcanza un valor de 1, el producto final quedaría en 100% vapor y no se lograría la criogenización.
- La segunda condición es que, trabajar a ratio de presiones mayores a 2,5; conlleva un mayor consumo de energía y la sobre especificación en el compresor K – 301.

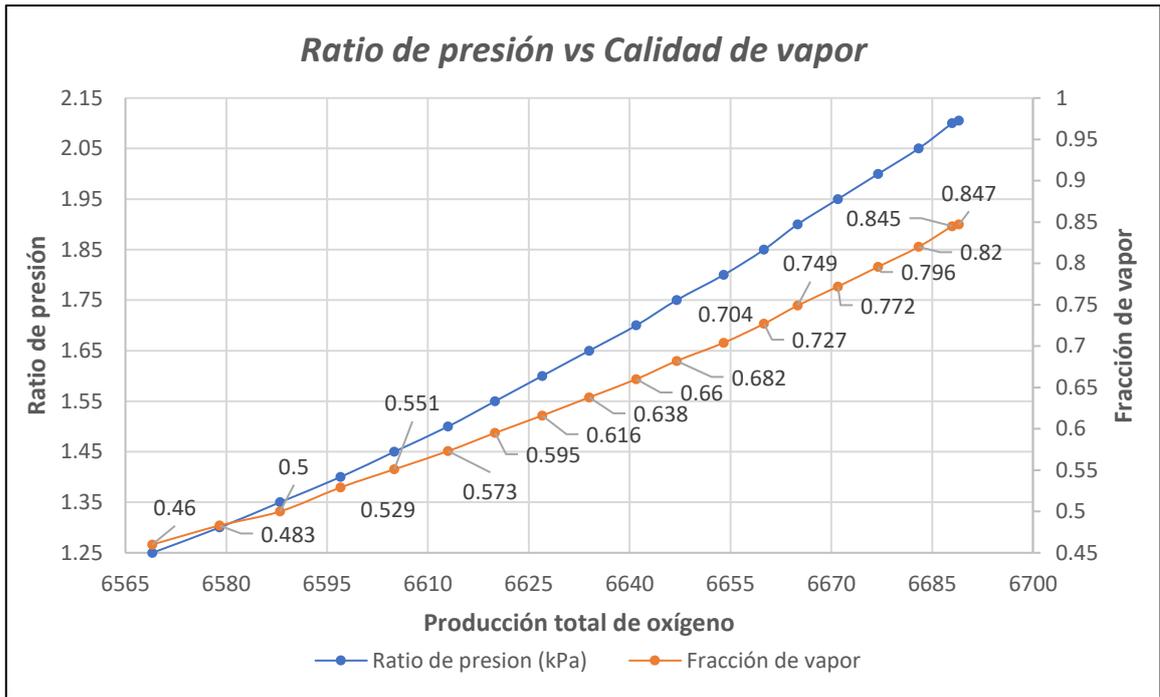
Procedemos a tabular las ratios de presiones en el simulador de tal forma que se cumplan las 2 condiciones establecidas anteriormente. En la siguiente tabla relacionamos la producción total de oxígeno líquido, la fracción de vapor y la variable a ajustar. Se ha añadido la columna de consumo de energía en los compresores para analizar cómo se comporta por la modificación de la ratio de presión.

**Tabla 16: Comportamiento de la producción en función de la ratio de presión**

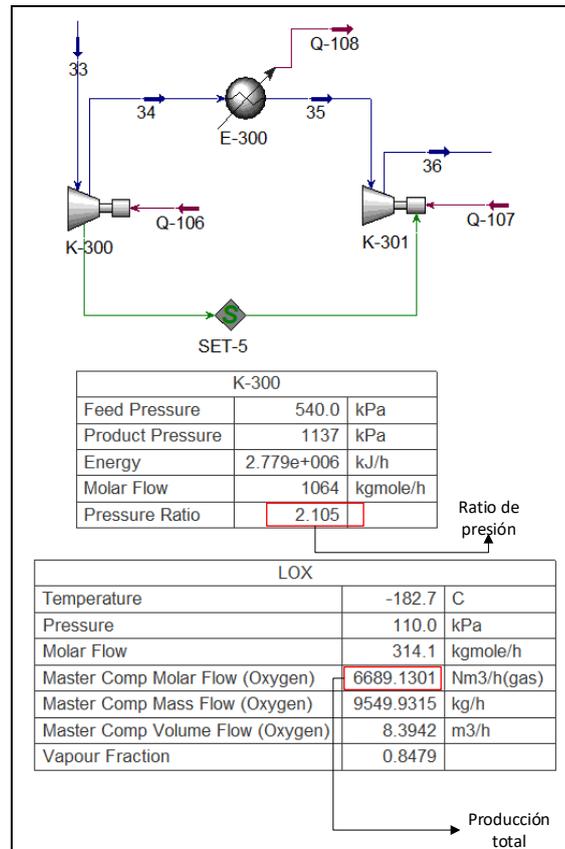
Ratio de presión (variable a ajustar)	Energía Q - 106 y Q - 107 (kW)	Producción total de LOX	Fracción de vapor
1,25	446,4	6569	0,46
1,3	527,863	6579	0,483
1,35	607,123	6588	0,5
1,4	684,322	6597	0,529
1,45	759,582	6605	0,551
1,5	833,018	6613	0,573
1,55	904,834	6620	0,595
1,6	974,824	6627	0,616
1,65	1043,376	6634	0,638
1,7	1110,468	6641	0,66
1,75	1176,175	6647	0,682
1,8	1240,565	6654	0,704
1,85	1303,7	6660	0,727
1,9	1365,639	6665	0,749
1,95	1426,436	6671	0,772
2	1436,141	6677	0,796
2,05	1544,801	6683	0,82
2,1	1602,462	6688	0,845
<b>2,105</b>	<b>1608,175</b>	<b>6689</b>	<b>0,848</b>

Fuente: Elaboración propia

La siguiente figura nos muestra la relación de la ratio de presión y la calidad de vapor, observándose su tendencia de incremento en la producción total.



**Figura 43: Comportamiento de las curvas de ratio de presión y calidad de vapor**  
*Fuente: Elaboración propia*

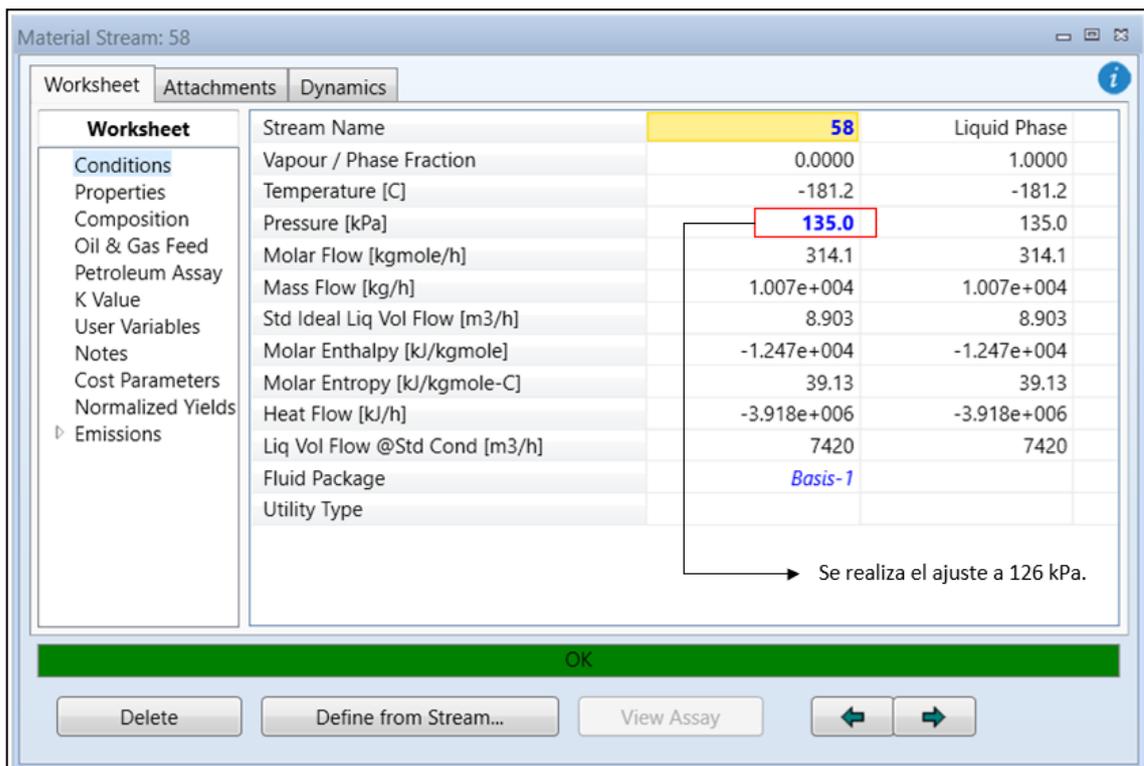


**Figura 44: Ajuste de la ratio de presión del compresor K - 300 en una producción de oxígeno líquido al 95%**  
*Fuente: Elaboración propia*

Finalizando con el ajuste de la ratio de presión, observamos que su elevación afecta de forma significativa a la calidad de vapor, esto nos dice que el producto está mayormente gaseoso, lo cual indica una calidad muy precaria, sin embargo, hemos logrado incrementar la producción total de 6569 Nm<sup>3</sup> (con la adición de la válvula V – 300) hasta 6689 Nm<sup>3</sup> (ajuste de ratio de presiones en compresores K – 300 y K – 301).

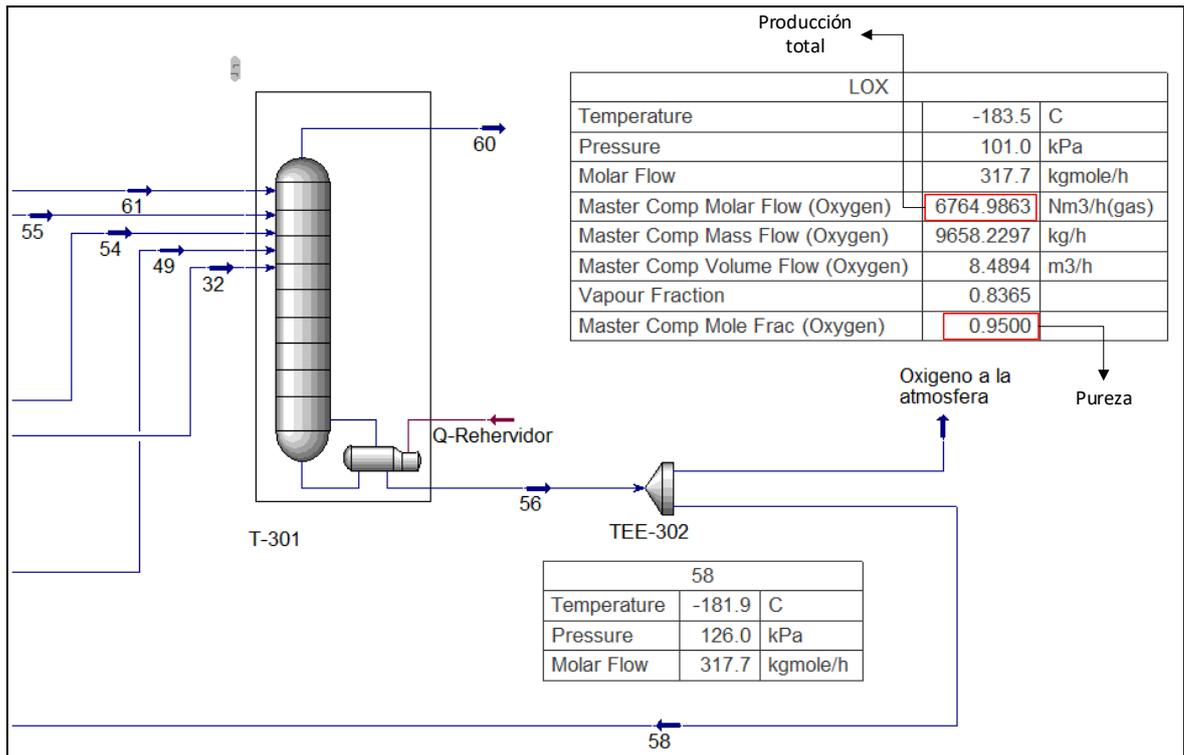
#### 4.2.5. Ajuste de presión en la corriente de oxígeno

Procedemos a realizar un último ajuste de presión, este ajuste se realiza en la corriente de proceso “58” desde su interfaz, que proviene desde el rehervidor de la columna de absorción T – 301, pasando por un divisor TEE – 302. Esta corriente es la que transporta el oxígeno líquido al 95%.



**Figura 45: Ajuste de presión (Corriente N°58)**

*Fuente: Elaboración propia*

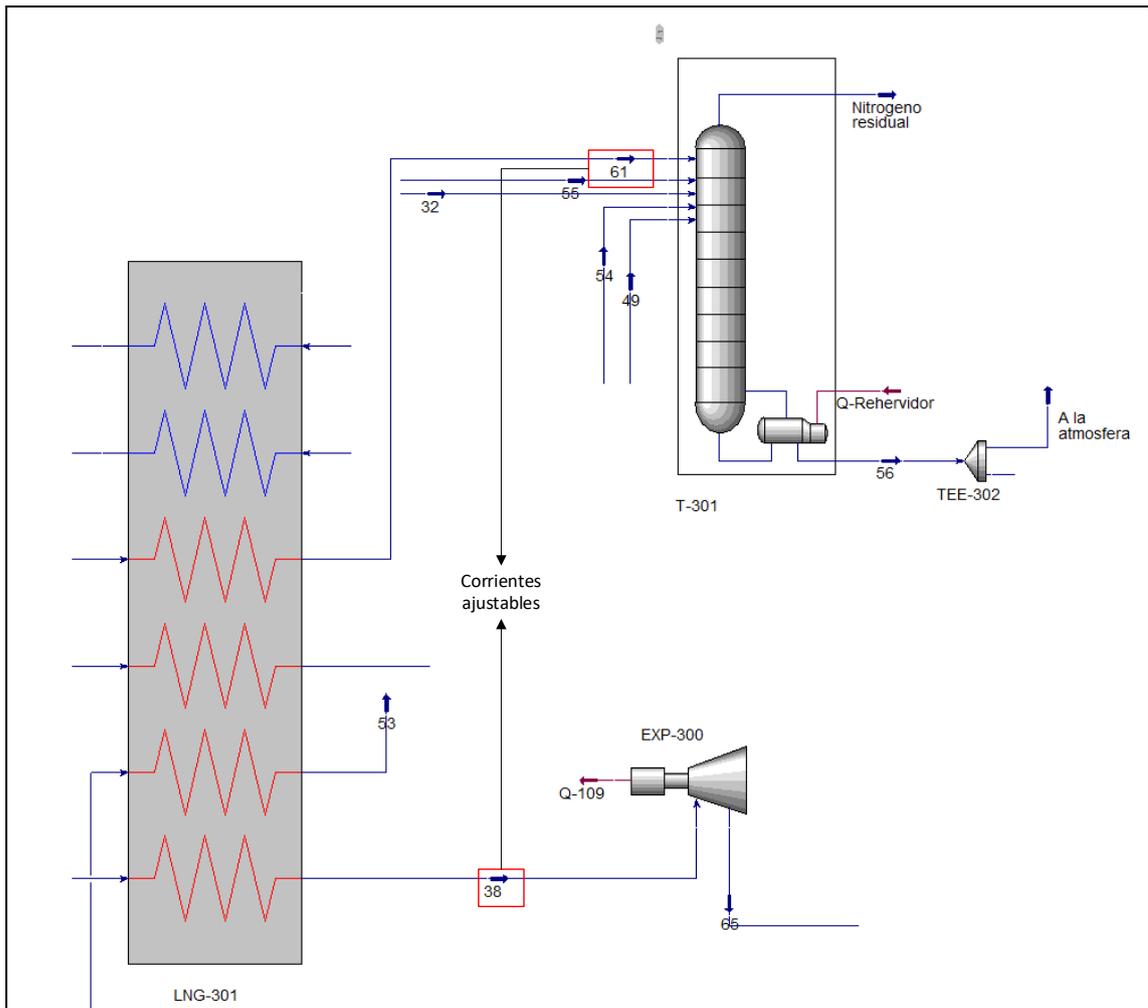


**Figura 46: Ajuste en la corriente 58 y su influencia en la producción final.**  
*Fuente: Elaboración propia*

El motivo por el cual ajustamos la presión a un valor de 126 kPa, se debe a las características del oxígeno líquido como producto final establecidas en la **Tabla 1**, que nos dice que este debe encontrarse a 101 kPa de presión como producto final, asimismo observamos que la producción se incrementó llegando a un total de 6764 Nm<sup>3</sup>.

### 4.3. Ajuste de temperaturas

En este punto de la investigación se realiza el ajuste a los parámetros de temperatura tomando en cuenta el segundo objetivo específico, las corrientes de descompresión “38” y la corriente de proceso “61”, las cuales son, la corriente de alimentación del expansor (EXP – 300) y la corriente de alimentación de la columna (T – 301), respectivamente.



**Figura 47: Corrientes de temperatura ajustables en una producción de oxígeno líquido al 95%**  
*Fuente: Elaboración propia*

#### 4.3.1. Corriente de descompresión

Al igual que en puntos anteriores ajustamos la corriente “38” mediante tabulaciones en el simulador, lo particular en esta corriente es que esta nos permite incrementar la tasa de descarga de nitrógeno por la corriente “52” en la columna T – 300, lo cual más adelante nos permitirá elevar la pureza del 95% al 99,5% que en puntos posteriores.

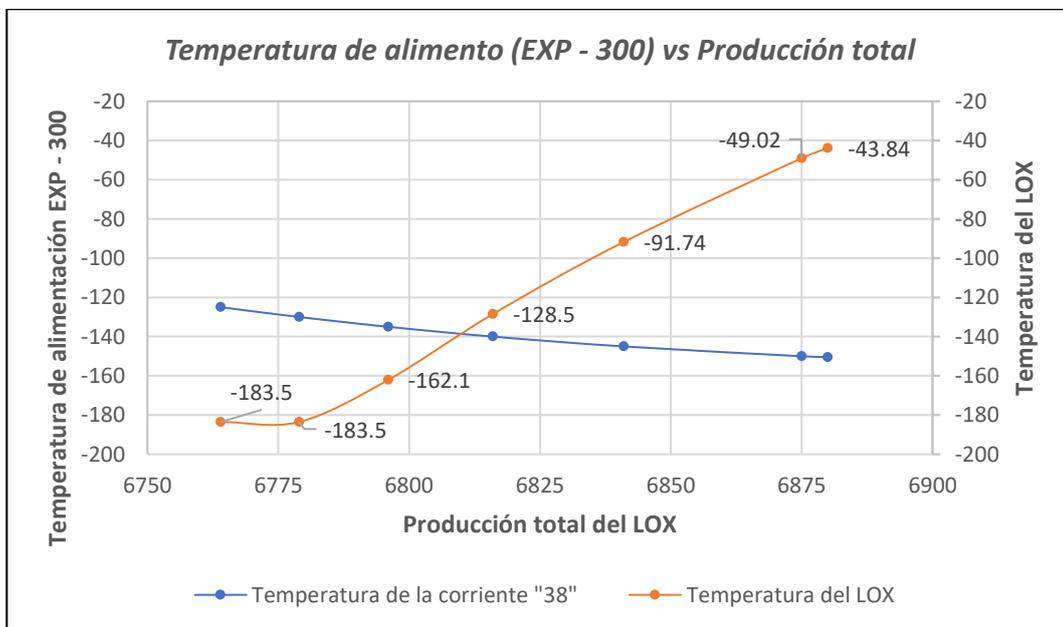
A continuación, se muestra la siguiente tabla, observamos que el LOX en el producto final, cambió totalmente de fase, debido a que su fracción de vapor llegó a 1.

**Tabla 17: Comportamiento del volumen de producción en función de la temperatura**

Temperatura (°C)	Producción total de LOX	Fracción de vapor	Temperatura del LOX (°C)
-125	6764	0,836	-183,5
-130	6779	0,952	-183,5
-135	6796	1	-162,1
-140	6816	1	-128,5
-145	6841	1	-91,74
-150	6875	1	-49,02
<b>-150,5</b>	<b>6880</b>	<b>1</b>	<b>-43,84</b>

Fuente: Elaboración propia

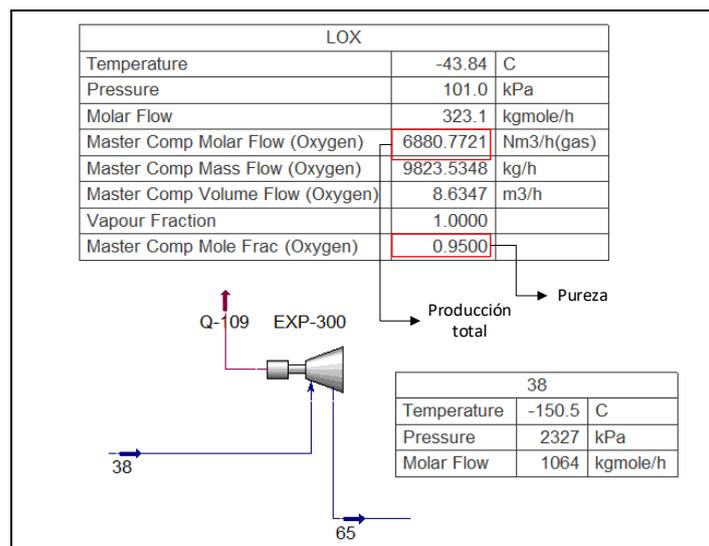
La siguiente figura nos muestra cómo se comportan las curvas de temperatura de la corriente de alimentación del expansor con la temperatura del producto final.



**Figura 48: Comportamiento de la curva de descompresión y producción**

Fuente: Elaboración propia

Como vemos, la fracción de vapor ha llegado a un valor de 1, esto nos indica que nuestro producto final está totalmente gaseoso y se debe a que la tasa de descarga de la columna T – 300 en la corriente “52” no ha sufrido ningún cambio de momento, esta corriente es la que nos permite llegar la criogenización debido a que, la cantidad de volumen de nitrógeno para lograrla, depende únicamente de esta corriente y será tratada más adelante en el punto de ajustes de flujo.



**Figura 49: Ajuste de temperatura en la corriente de descompresión del expansor K – 300**  
*Fuente: Elaboración propia*

### 4.3.2. Corriente de alimentación de la columna T - 301

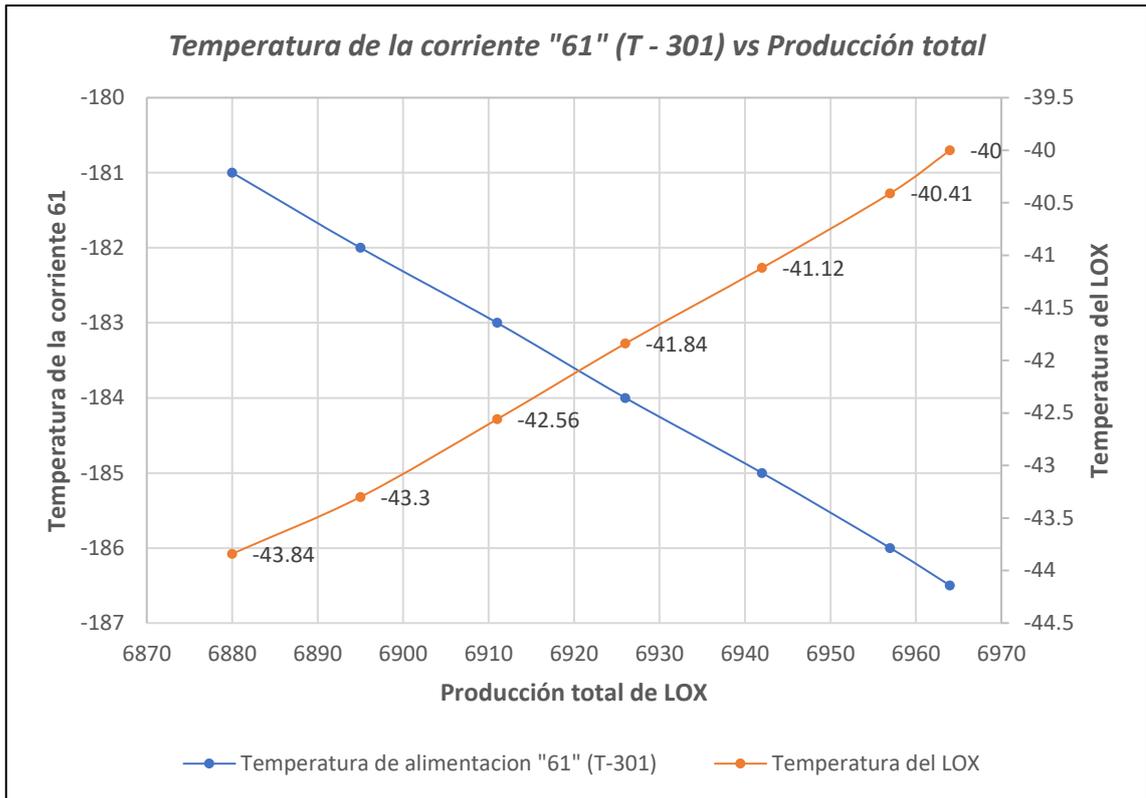
Procedemos a tabular los valores de temperatura de la corriente “61”. En la siguiente tabla observamos que la producción total se incrementó, pero en intervalos menores, esto se debe a que el producto final está totalmente gaseoso.

**Tabla 18: Comportamiento de la producción en función de la temperatura**

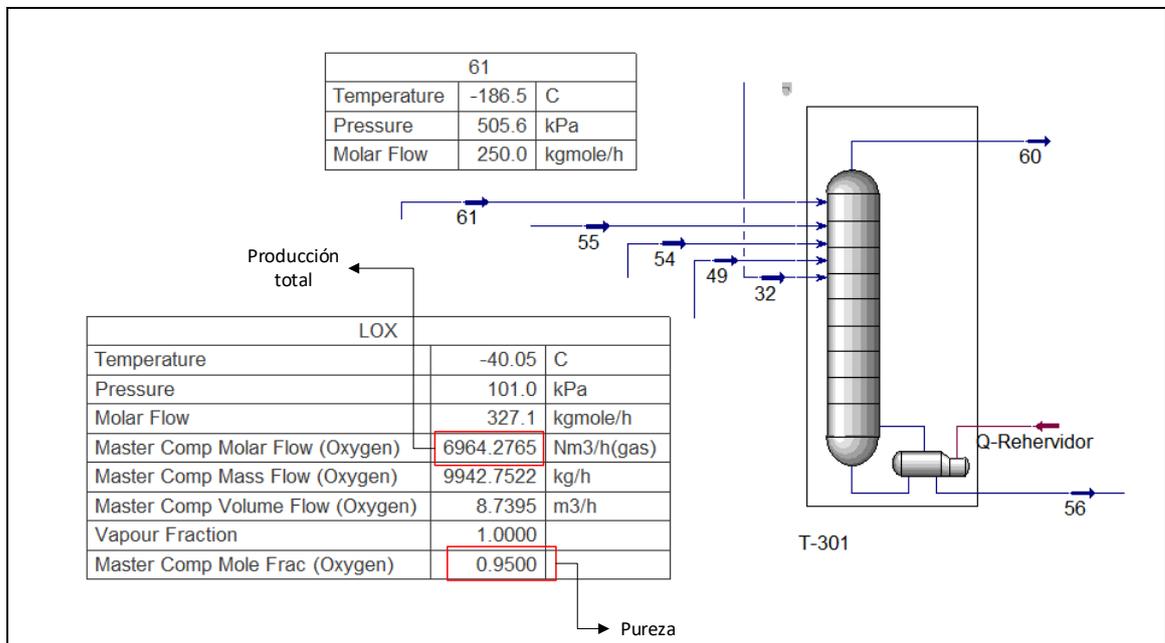
Temperatura (°C)	Producción total de LOX	Fracción de vapor	Temperatura del LOX (°C)
-181	6880	1	-43,84
-182	6895	1	-43,3
-183	6911	1	-42,56
-184	6926	1	-41,84
-185	6942	1	-41,12
-186	6957	1	-40,41
<b>-186,5</b>	<b>6964</b>	<b>1</b>	<b>-40</b>

Fuente: Elaboración propia

En la figura 50 observamos que el comportamiento de las curvas no representa una diferencia muy notoria, esto se debe a que la producción total no aumentó considerablemente.



**Figura 50: Comportamiento de la curva de la corriente 61 y producción**  
*Fuente: Elaboración propia*



**Figura 51: Ajusta de la corriente 61 y su influencia en la producción final**  
*Fuente: Elaboración propia*

## 4.4. Ajuste de flujos

### 4.4.1. Ajuste de corriente de descarga columna de absorción (T – 300)

Para este punto trataremos las corrientes de flujo a ajustar, según lo detallado anteriormente, tenemos que, la tasa de descarga de la columna T – 300 que sale por la corriente “52” es la que debe ser ajustada, cumpliendo y tomando en cuenta con el tercer objetivo específico. Para ajustar la corriente la “52” tenemos que ingresar directamente al equipo T – 300, debido a que no es posible ajustarla directamente ya que esta corriente es calculada por la columna.

Para ello, ingresamos a la configuración interna de la columna y luego en la pestaña monitor.

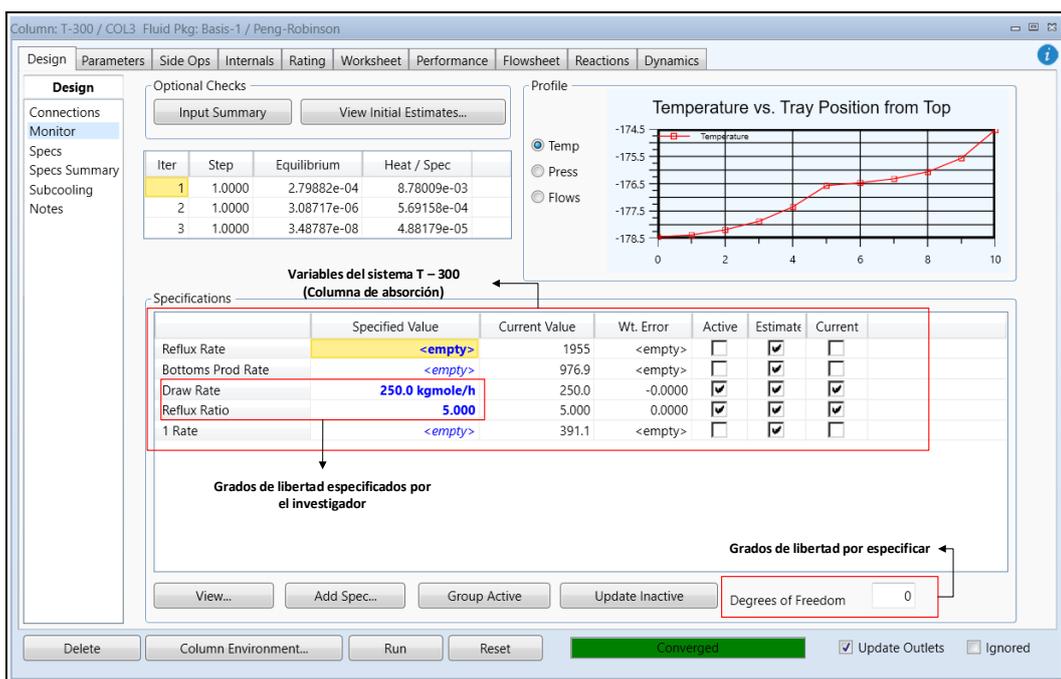


Figura 52: Configuración interna de la torre de absorción T – 300

Fuente: Elaboración propia

En la figura 52 tenemos el diseño interno de la columna T – 300, en el apartado “monitor”, observamos 5 variables, 2 de ellas son especificadas por el investigador y las otras 3 estimadas y calculadas por ASPEN HYSYS, las variables que son especificadas

por el investigador son conocidas como grados de libertad las cuales fueron añadidas manualmente y especificadas por la literatura de obtención de una producción de LOX al 95% de pureza.

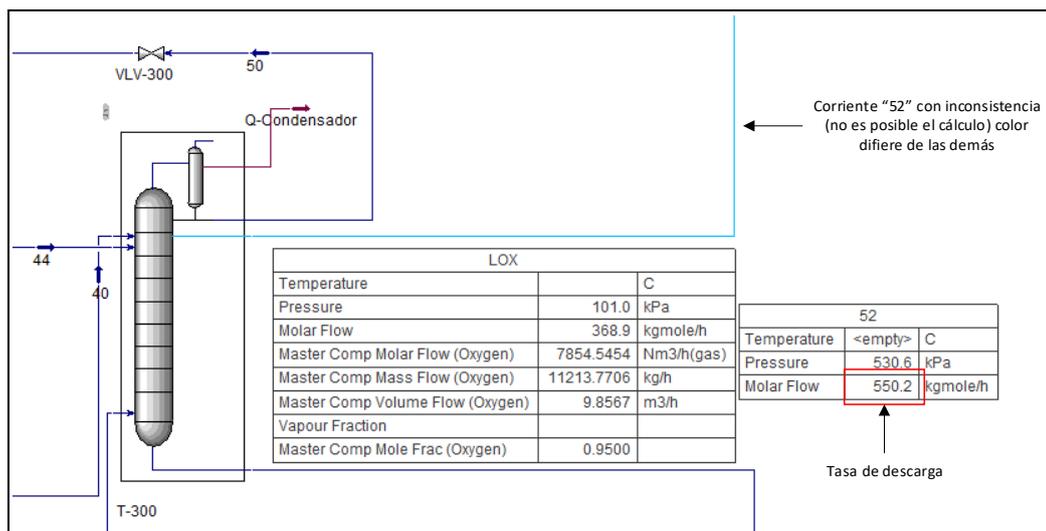
La variable “Draw Rate” es la tasa de descarga del producto (nitrógeno impuro) que sale por la corriente “52” y como en puntos anteriores ajustaremos dicha variable mediante tabulaciones hasta un determinado valor óptimo.

**Tabla 19: Comportamiento de la producción y temperatura en función del flujo de descarga**

Descarga de nitrógeno	Temperatura	Producción total de LOX	Fracción de vapor
250	-40,05	6964	1
300	-49,47	7114	1
350	-58,59	7267	1
400	-67,38	7421	1
450	-75,62	7575	1
<b>500</b>	<b>-83,44</b>	<b>7718</b>	<b>1</b>

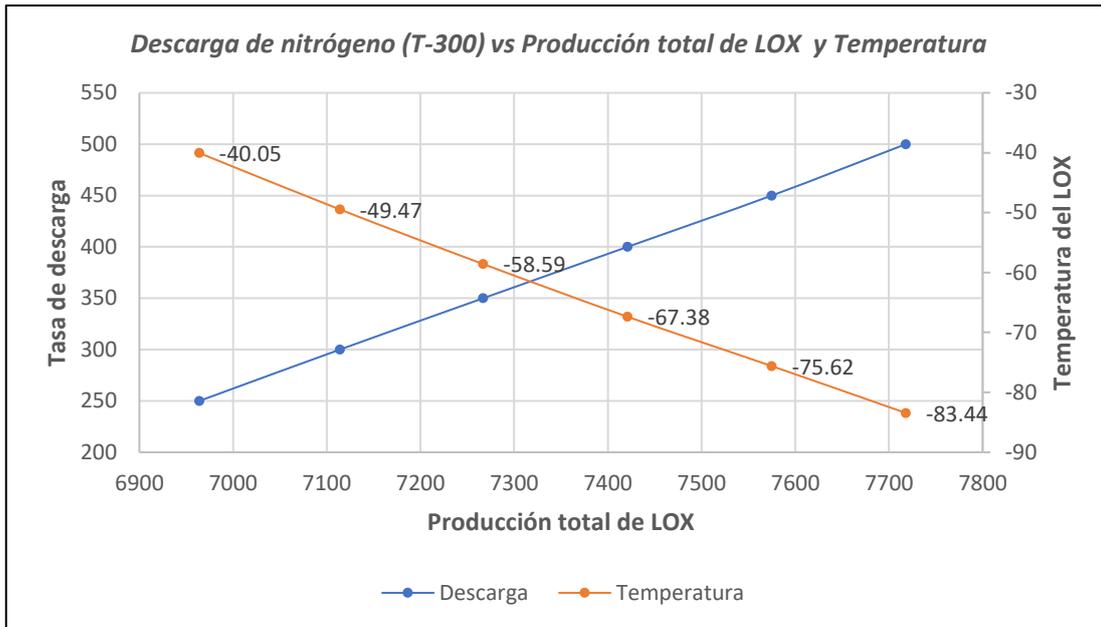
Fuente: Elaboración propia

En la tabla 19 vemos que se ha ajustado la tasa de descarga hasta 500 kgmole/h, esto debido a que, si ajustamos a valores más elevados, por ejemplo 550 kgmole/h, generamos inconsistencia en la propia corriente.



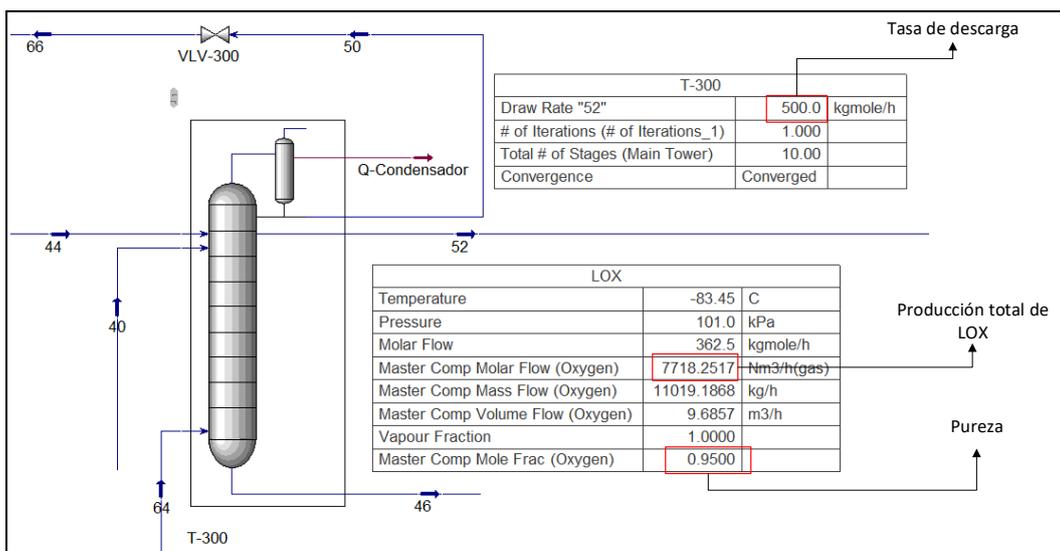
**Figura 53: Inconsistencias generadas en las corrientes de proceso**

Fuente: Elaboración propia



**Figura 54: Comportamiento de las curvas de flujo de descarga y producción**  
*Fuente: Elaboración propia*

La curva de la tasa descarga afecta directamente a la producción, esto quiere decir, que a mayor nitrógeno producido podemos lograr la criogenización, pasando de valores de temperatura de  $-40^{\circ}\text{C}$  hasta  $-83^{\circ}\text{C}$  aproximadamente; concluyendo, la corriente de descarga de nitrógeno nos permite descender la temperatura a tal punto que podemos lograr la criogenización del oxígeno.

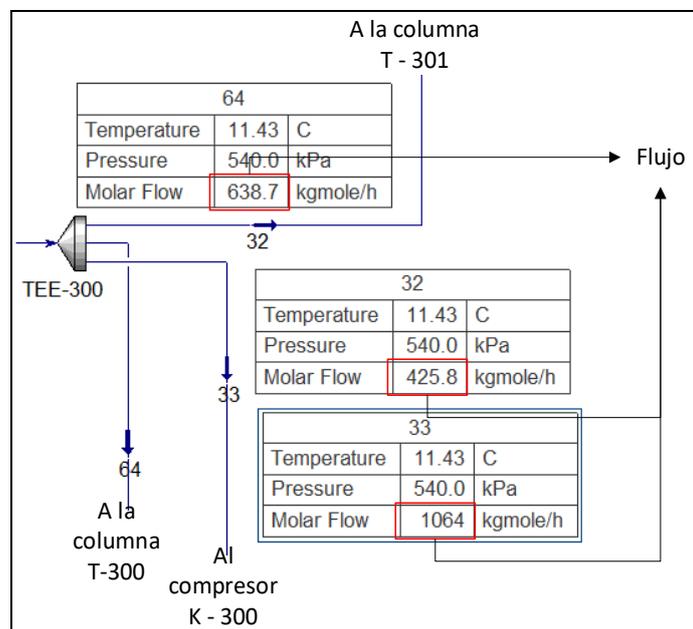


**Figura 55: Ajuste realizado en la tasa de descarga de la torre T – 300**  
*Fuente: Elaboración propia*

Sin embargo, observamos que la producción total sigue estando en fase gas, debido a que su fracción de vapor no se alteró, quedándose en un valor de 1. Esto se debe a que el aire lavado comprimido que ingresa como alimentación a la columna T – 300 por la corriente “64”, es muy deficiente, por lo cual el balance de materia que realiza ASPEN HYSYS y el equipo (columna de absorción T – 300) no logra la convergencia para valores de tasa descarga (producción de nitrógeno impuro) mayores a 500 kgmole/h, este parámetro será ajustado a continuación.

#### 4.4.2. Ajuste de proporciones de flujo en el divisor TEE – 300

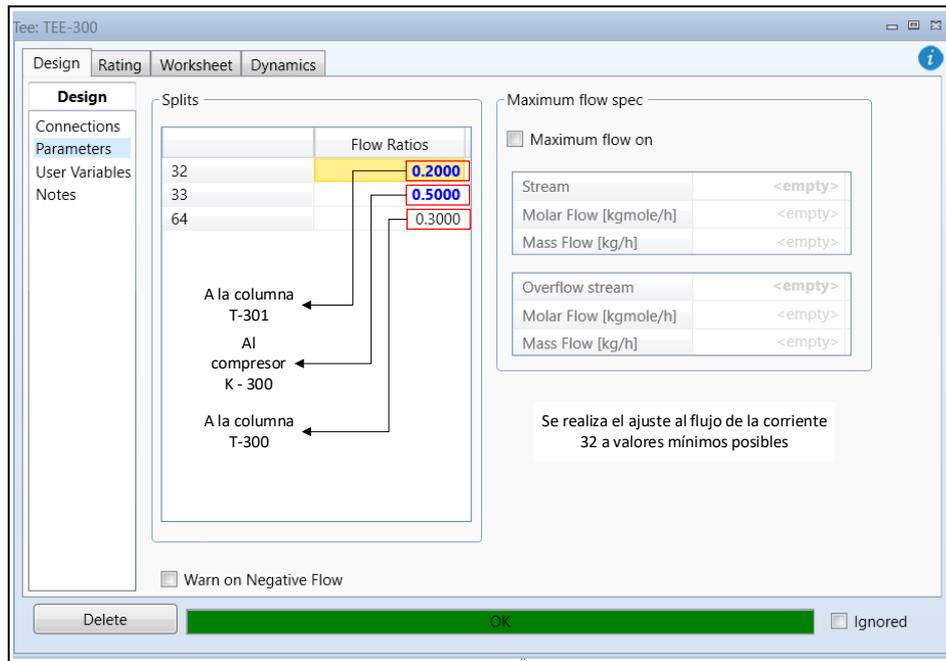
Observamos que la corriente “64” proviene del divisor TEE – 300 que se encuentra al inicio del sistema de criogenización, esta reparte la corriente total de aire lavado comprimido, hacia la columna T – 301, al compresor K – 300 y por último a la columna T – 300.



**Figura 56: Flujos de nitrógeno lavado y comprimido al sistema de criogenización**  
*Fuente: Elaboración propia*

La necesidad surge en otorgarle mayor volumen de flujo hacia la columna T – 300 debido a que ésta, es la que produce nitrógeno necesario para la criogenización en el equipo LNG – 301.

En la configuración del divisor es posible ajustar 2 parámetros de flujo, que más adelante observaremos el comportamiento en la modificación de cada una de estas.



**Figura 57: Configuración interna del divisor TEE – 300**

*Fuente: Elaboración propia*

#### 4.4.2.1. Ajuste de proporción de flujo en la corriente 32

Procedemos entonces en una primera instancia a reducir la cantidad de flujo a la columna T – 301, debido a que en esta columna solo se produce el oxígeno líquido a alta pureza, mas no nitrógeno.

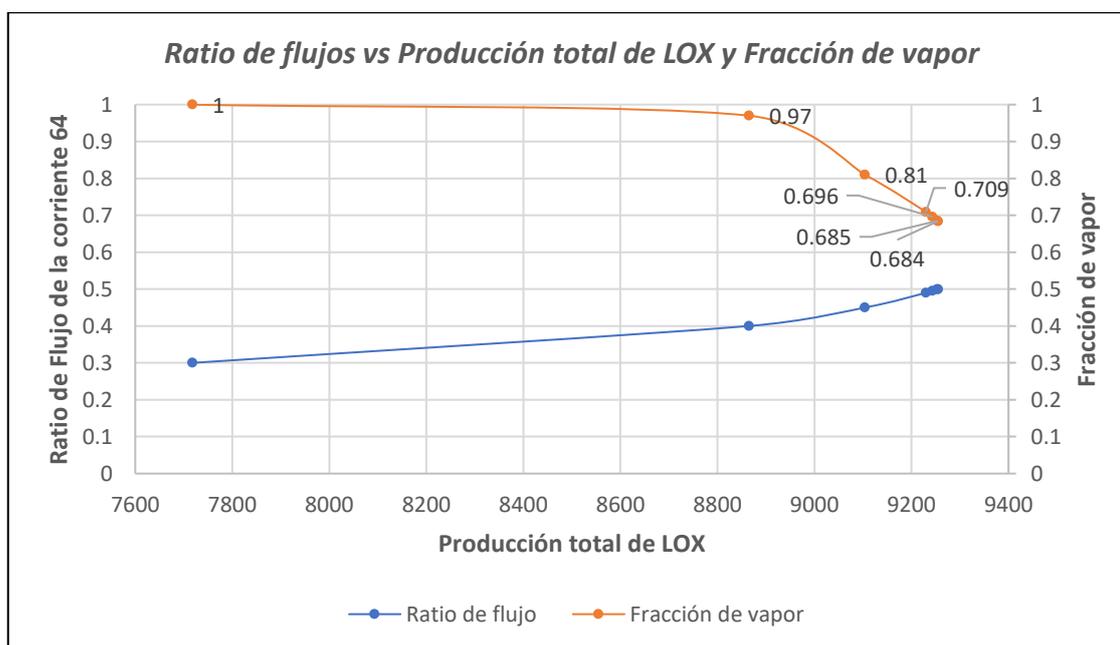
Realizamos el ajuste a valores mínimos de la corriente “32” que es la que ingresa como una de las corrientes de alimentación hacia la torre T – 301, como en puntos anteriores tabulamos valores menores a 0,1 y observamos como afecta la producción total de LOX.

**Tabla 20: Comportamiento de la producción en función de los flujos entregados por el divisor**

Corriente 32	Ratio de flujo		Producción total de LOX	Temperatura	Fracción de vapor
	Corriente 33	Corriente 64			
0,2	0,5	0,3	7718	-83,45	1
0,1	0,5	0,4	8865	-183,45	0,97
0,05	0,5	0,45	9104	-183,5	0,81
0,01	0,5	0,49	9230	-183,5	0,709
0,005	0,5	0,495	9243	-183,5	0,696
0,001	0,5	0,499	9253	-183,5	0,685
<b>0,0005</b>	<b>0,5</b>	<b>0,4995</b>	<b>9255</b>	<b>-183,5</b>	<b>0,684</b>

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 20 vemos que la reducción de ratio de flujo a la corriente de “32” afecta considerablemente la temperatura y el volumen producido de LOX esto debido a que la corriente “64” incrementó el volumen de flujo hasta lograr una proporción del 50% total de aire lavado comprimido. En la figura 58 vemos el comportamiento de las curvas tanto para producción total como la fracción vapor.

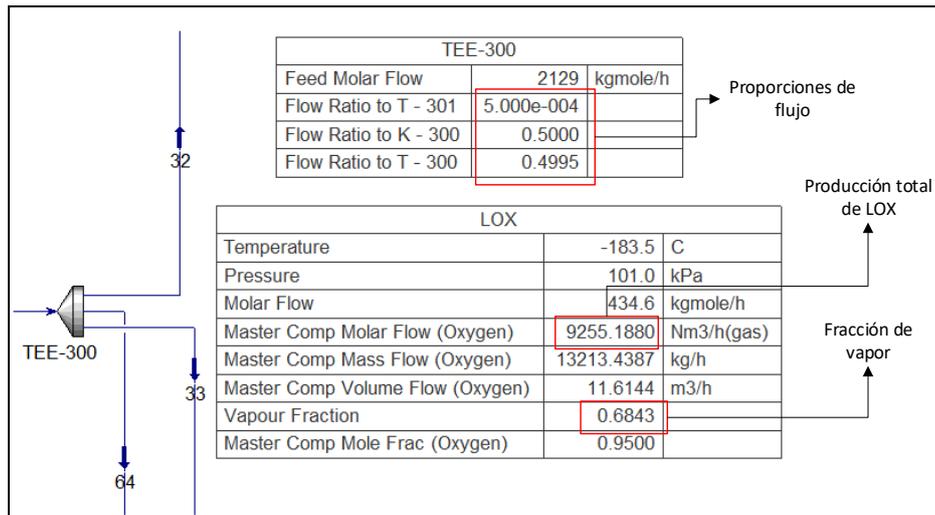


**Figura 58: Comportamiento de la curva producción y el flujo de nitrógeno lavado comprimido**  
Fuente: Elaboración propia

Observamos que hasta cierto punto de ajuste en la corriente “32”, ya no se puede apreciar cambio alguno, es decir, ya no es posible colocar valores cercanos a 0 sin poder

visualizar un aumento considerable de volumen total de producción de LOX o una disminución en la fracción de vapor.

En este punto tenemos un aumento de producción desde 7718 Nm<sup>3</sup>/h hasta 9255 Nm<sup>3</sup>/h de LOX, sin embargo, gran parte de ese volumen se encuentra en estado gaseoso, un 70% aproximadamente, esto indica que la calidad del producto final es muy precaria.



**Figura 59: Ajuste realizado en las proporciones de flujo y su influencia en la producción**  
*Fuente: Elaboración propia*

#### 4.4.2.2. Ajuste de proporción de flujo en la corriente 33

Continuando con el ajuste de flujos del divisor TEE – 300, procederemos ajustar el segundo parámetro, el cual es la proporción de flujo para la corriente “33” que va hacia el compresor K – 300.

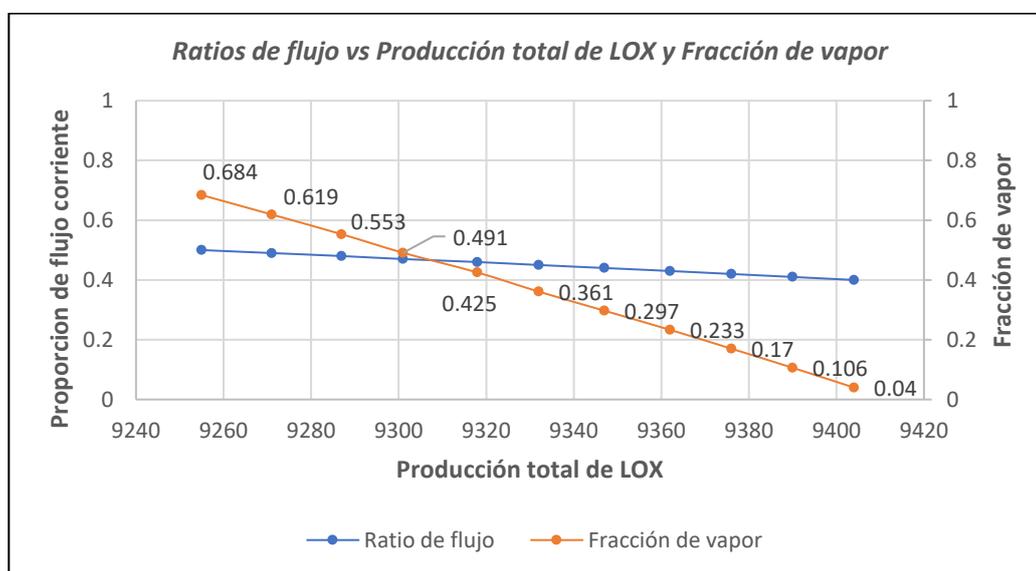
Para este caso, debemos tomar en cuenta que las proporciones de flujo para el compresor K – 300 como para la columna de absorción T – 300, deben mantenerse en proporciones como máximo en un 40% y 60% respectivamente, ya que al ingresar un flujo muy reducido al compresor K – 300 estaríamos generando inconsistencia en el mismo, debido a la operatividad de su ratio de presión.

**Tabla 21: Comportamiento de la producción en función del flujo de nitrógeno lavado**

Corriente 32	Ratio de flujo		Producción total de LOX	Temperatura	Fracción de vapor
	Corriente 33	Corriente 64			
0,0005	0,5	0,4995	9255	-183,5	0,684
0,0005	0,49	0,5095	9271	-183,5	0,619
0,0005	0,48	0,5195	9287	-183,5	0,553
0,0005	0,47	0,5295	9301	-183,6	0,491
0,0005	0,46	0,5395	9318	-183,6	0,425
0,0005	0,45	0,5495	9332	-183,6	0,361
0,0005	0,44	0,5595	9347	-183,6	0,297
0,0005	0,43	0,5695	9362	-183,7	0,233
0,0005	0,42	0,5795	9376	-183,7	0,17
0,0005	0,41	0,5895	9390	-183,7	0,106
<b>0,0005</b>	<b>0,4</b>	<b>0,5995</b>	<b>9404</b>	<b>-183,8</b>	<b>0,04</b>

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 21 vemos que el ajuste realizado a la corriente de flujo “33” afecta considerablemente la fracción de vapor esto debido a que estamos otorgando mayor proporción de flujo que va hacia la columna de absorción T – 300, sin reducir considerablemente la alimentación al compresor K – 300.



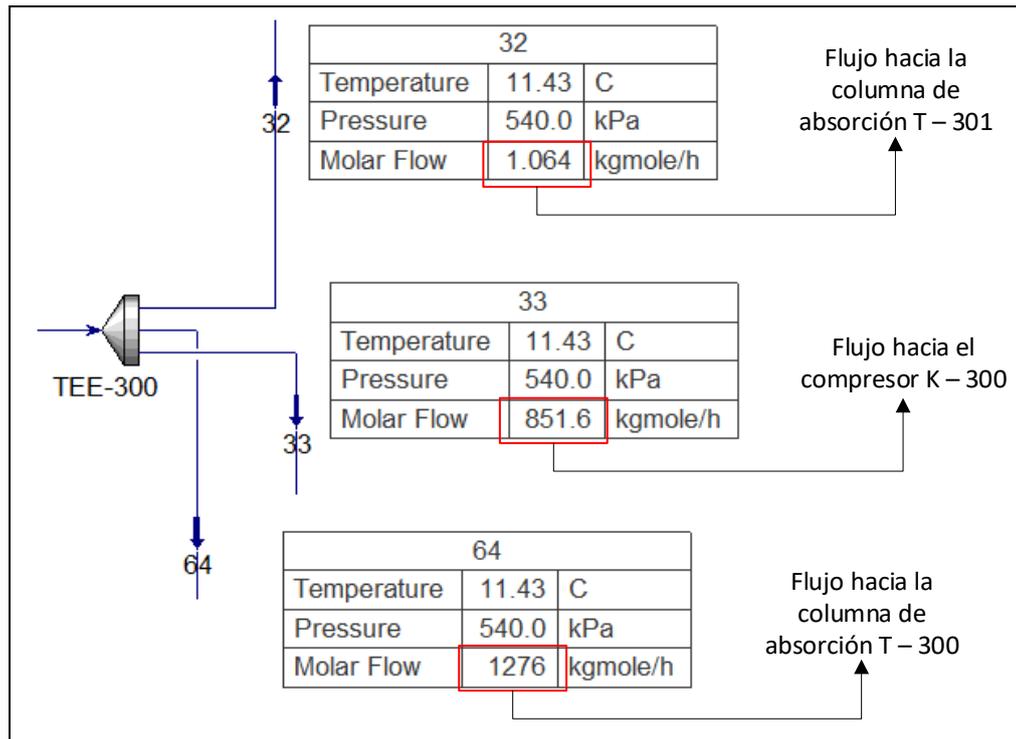
**Figura 60: Comportamiento de la curva de producción y flujos**

Fuente: Elaboración propia

Observamos que el comportamiento de la producción total de LOX no muestra un cambio considerable, sin embargo, la fracción de vapor se ha reducido hasta obtener un

valor de 0,04 lo que indica que la producción total de LOX está al 99,6% en fase líquida, mejorando de manera considerable la calidad del producto, esto debido a que la columna de absorción T – 300 produce un mayor volumen de nitrógeno.

Finalizando, tenemos la siguiente figura 61 que nos muestra los volúmenes de flujos repartidos por el divisor TEE – 300 hacia el sistema de criogenización.



**Figura 61: Ajuste de flujos del divisor hacia el sistema de criogenización**  
*Fuente: Elaboración propia*

Con este ajuste realizado es posible realizar un nuevo ajuste a la tasa de descarga de la columna de absorción T – 300 (corriente 52).

#### 4.4.3. Reajuste de la corriente de descarga en la columna de absorción T – 300

Como hemos mencionado anteriormente en el punto 4.4.1., la tasa de descarga quedó establecida en 500 kgmole/h por motivos de inconsistencia en el balance de materia de la columna de absorción T – 300.

Sin embargo, al otorgarle un mayor volumen en proporción de flujo a dicha columna como indicamos en el punto anterior, es posible realizar un reajuste en la tasa de descarga a la columna de absorción T – 300 y así obtener un mayor volumen de producción total de LOX sin ocasionar inconsistencia en la corriente “52”.

Procedemos a realizar las tabulaciones en la columna desde la configuración interna del equipo en la pestaña monitor.

La siguiente tabla muestra los valores ajustados de la tasa descarga hasta un máximo de 950 kgmole/h como se indica en el punto 2.2.4.4.1.

**Tabla 22: Comportamiento de la producción en función del reajuste de descarga de nitrógeno**

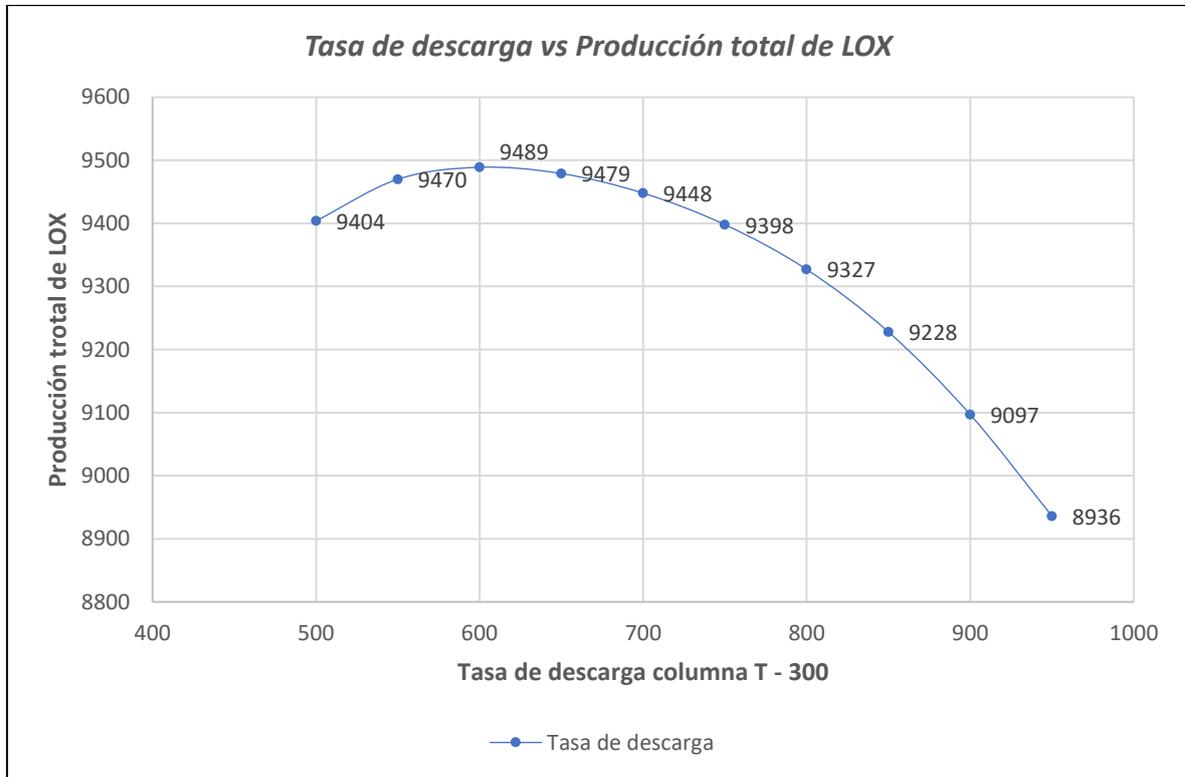
Descarga de nitrógeno	Temperatura	Producción total de LOX	Fracción de vapor
500	-183,8	9404	0,04
550	-183,8	9470	0,03
600	-183,8	9489	0,03
650	-183,8	9479	0,03
700	-183,8	9448	0,02
750	-183,8	9398	0,02
800	-183,8	9327	0,02
850	-183,8	9228	0,01
900	-183,8	9097	0,01
<b>950</b>	<b>-183,9</b>	<b>8936</b>	<b>0,008</b>

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 22 podemos apreciar que a mayor tasa de descarga en la corriente “52” la producción total de LOX disminuye, sin embargo, recordemos que al inicio de esta investigación se dejó aclarado que a mayor pureza del LOX, existe menor volumen de producción, lo que nos lleva a concluir la siguiente expresión.

El producto final aumentó su calidad, en términos de fracción vapor, obteniendo un grado óptimo ideal para ser comercializado el mercado, sin embargo, la producción se vio afectada, es decir, mientras mayor calidad de producto obtenemos menor volumen de producto final.

Este ajuste realizado será de mucha utilidad a la hora producir oxígeno líquido al 99,5% de pureza, ya que elevar su pureza conlleva a una mayor producción de nitrógeno necesario para la criogenización en el equipo LNG – 301.



**Figura 62: Comportamiento de la curva de la producción total en función tasa de descarga del nitrógeno producido por la torre T – 300**

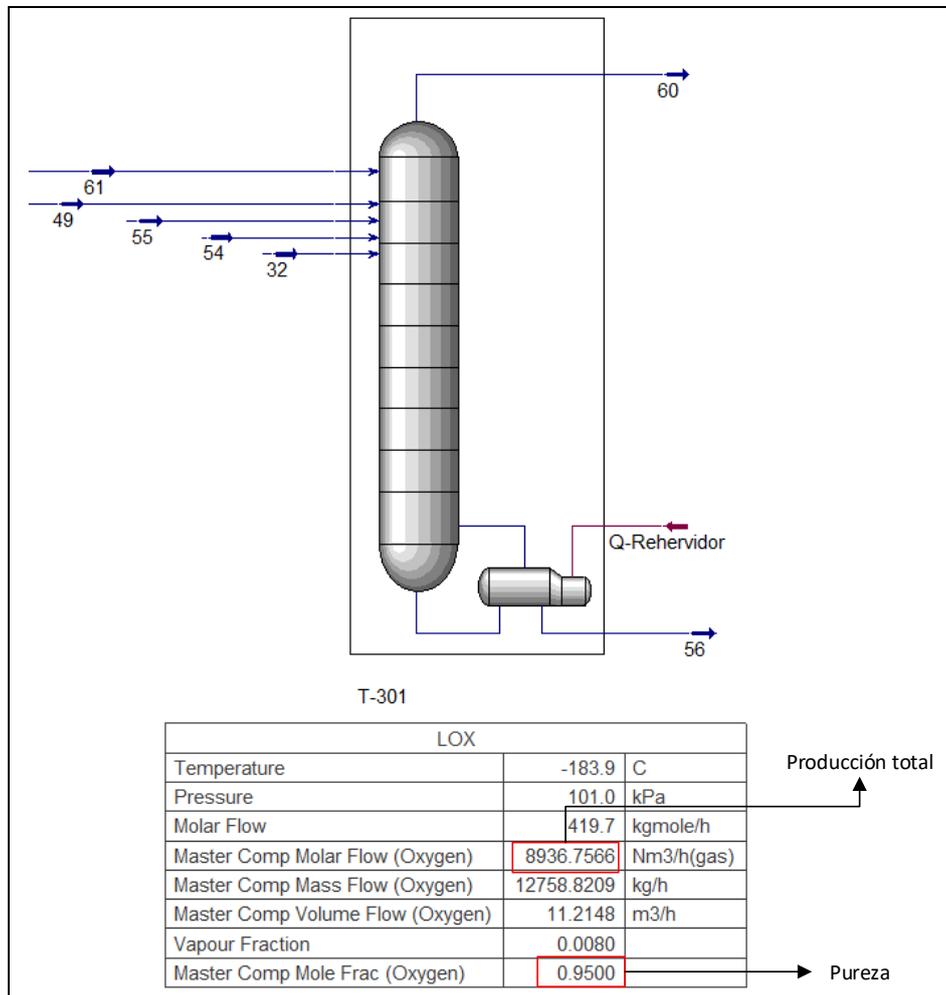
*Fuente: Elaboración propia*

En la siguiente figura podemos observar el comportamiento de la curva de tasa de descarga con respecto al volumen producido del oxígeno líquido, tal cual hemos indicado anteriormente, la producción total disminuyó.

#### 4.5. Incremento de pureza del LOX

En esta parte de la investigación veremos la trascendencia de los ajustes previos realizados, de cara al incremento de la pureza del LOX, ya que una vez realizados los ajustes necesarios y finalizados los objetivos específicos cumpliremos con el objetivo general de la investigación.

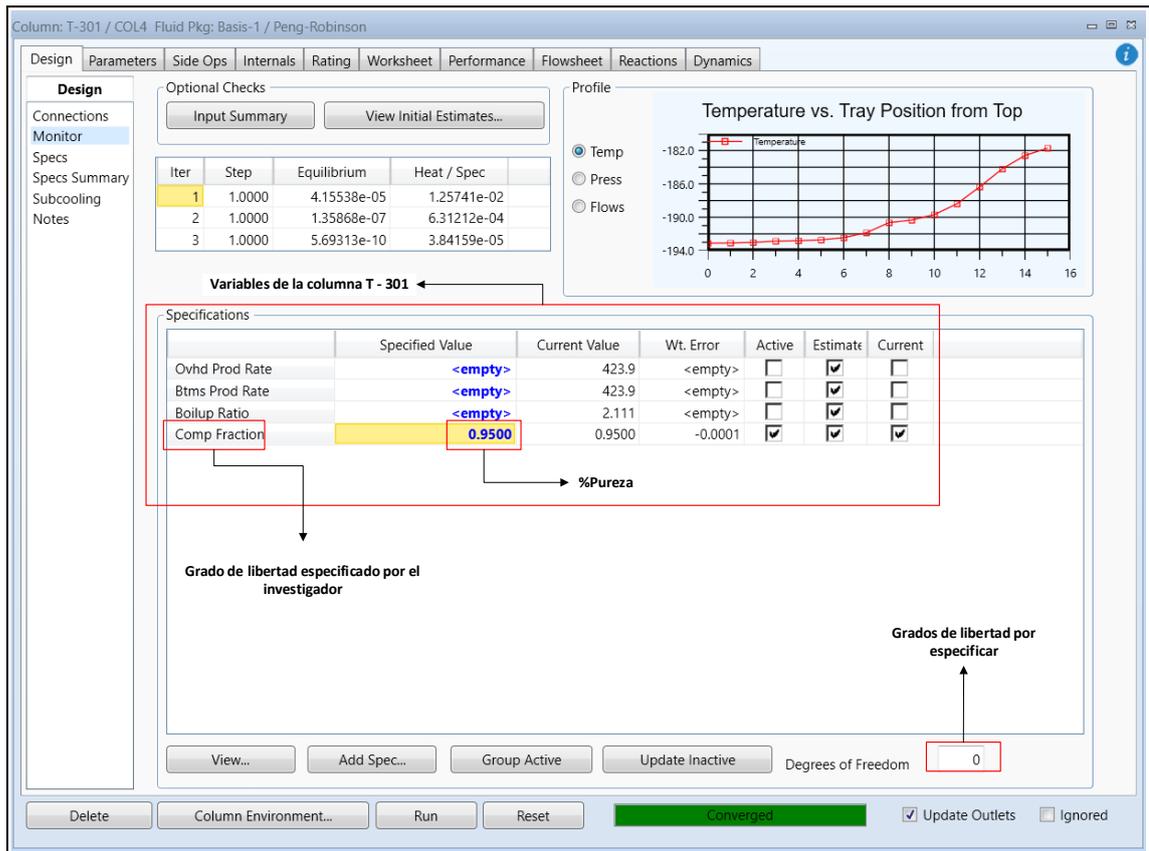
Para incrementar la pureza del LOX, debemos ir a la torre donde se produce, es decir, la torre de absorción T – 301.



**Figura 63: Producción total de oxígeno líquido al 95%**  
*Fuente: Elaboración propia*

La figura 63, nos muestra el inicio del volumen de producción antes de elevar la pureza del producto final.

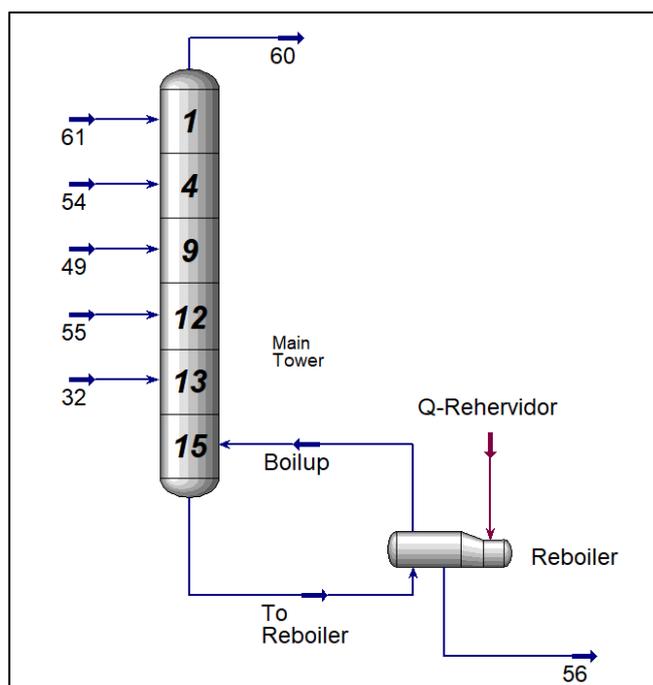
Para incrementar la pureza del LOX, debemos ingresar a la configuración interna de la columna y luego a la pestaña monitor, como se muestra en la siguiente figura.



**Figura 64: Configuración interna de la torre de absorción T – 301**  
*Fuente: Elaboración propia*

Al igual que en la torre T – 300, esta columna, no tenía especificados los grados de libertad, por lo que se añadió la variable de pureza, en este caso, la fracción molar del oxígeno, según la literatura de una planta de producción de oxígeno líquido al 95% de pureza y especificando la salida del producto final por la corriente “56”.

Recordemos que, el producto final se encuentra en estado líquido, por lo que este saldrá por el fondo de la columna e ingresará al rehervidor en donde elevará levemente su temperatura, la finalidad de este equipo, es eliminar impurezas, en su mayoría nitrógeno, por incremento de temperatura.



**Figura 65: Torre de absorción T - 301 en una producción de oxígeno líquido al 95%**  
*Fuente: Elaboración propia*

En la figura 65 vemos el entorno de la columna T – 301 desde una perspectiva más detallada.

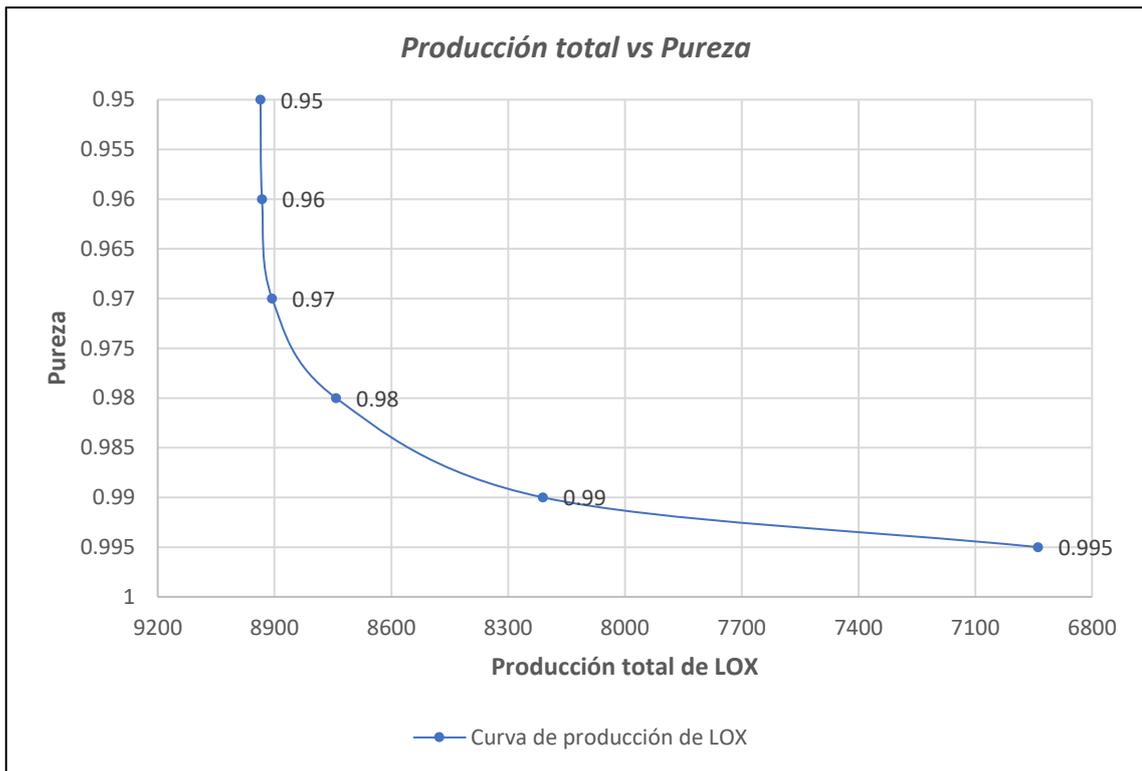
Como en puntos anteriores, veremos cómo se comporta la producción total de LOX a medida que elevamos la pureza mediante tabulaciones.

**Tabla 23: Comportamiento del volumen de producción en función del incremento de pureza**

Pureza	Temperatura	Producción total de LOX	Fracción de vapor
0,95	-183,9	8936	0,008
0,96	-183,9	8932	0,008
0,97	-183,4	8906	0,008
0,98	-183,3	8742	0,008
0,99	-183,3	8210	0,01
<b>0,995</b>	<b>-183,2</b>	<b>6939</b>	<b>0,006</b>

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 23 se muestran los valores óptimos para una producción de LOX al 99,5%, obteniéndose 6939 Nm<sup>3</sup>/h, sin embargo, este volumen puede ser incrementado, si elevamos el volumen producido de nitrógeno en la columna T – 300.



**Figura 66: Comportamiento de la producción total en función del incremento de pureza**  
*Fuente: Elaboración propia*

La figura 66, nos muestra cómo se comporta la producción total LOX a medida que elevamos la pureza del mismo, la curva adopta la forma de una función racional.

LOX		
Temperature	-183.2	C
Pressure	101.0	kPa
Molar Flow	311.2	kgmole/h
Master Comp Molar Flow (Oxygen)	6939.7919	Nm3/h(gas)
Master Comp Mass Flow (Oxygen)	9907.7961	kg/h
Master Comp Volume Flow (Oxygen)	8.7088	m3/h
Vapour Fraction	0.0068	
Master Comp Mole Frac (Oxygen)	0.9950	

**Figura 67: Producción de oxígeno líquido al 99,5%**  
*Fuente: Simulador Aspen Hysys*

#### 4.5.1. Incremento en el volumen de producción final

Como indicamos anteriormente, la producción total de LOX es de 6939 Nm3/h, sin embargo, es posible, incrementar dicho volumen, realizando un nuevo reajuste a la

corriente de descarga “52” en la columna T – 300, que actualmente produce 950 kgmole/h de nitrógeno impuro.

Tabulamos entonces, los valores más óptimos en la corriente de descarga para incrementar nuestra producción final.

**Tabla 24: Comportamiento de la producción final en función del flujo de descarga de nitrógeno**

Descarga de nitrógeno	Temperatura	Producción total de LOX	Fracción de vapor
950	-183,8	6939	0,006
960	-183,8	6967	0,004
970	-183,8	6994	0,006
<b>980</b>	<b>-183,8</b>	<b>7014</b>	<b>0,002</b>

Fuente: Elaboración propia

LOX		
Temperature	-183.2	C
Pressure	101.0	kPa
Molar Flow	314.5	kgmole/h
Master Comp Molar Flow (Oxygen)	7014.4308	Nm3/h(gas)
Master Comp Mass Flow (Oxygen)	10014.3564	kg/h
Master Comp Volume Flow (Oxygen)	8.8024	m3/h
Vapour Fraction	0.0029	
Master Comp Mole Frac (Oxygen)	0.9950	

**Figura 68: Producción final de oxígeno líquido al 99,5%**

Fuente: Simulador Aspen Hysys

## 4.6. Implementación de sistemas de recirculación

### 4.6.1. Recirculación de agua

En esta parte del proceso, tenemos que realizar un análisis de los equipos en los que el agua está como alimentación o producto final/secundario, debemos tener en cuenta que esta debe encontrarse en 100% líquido.

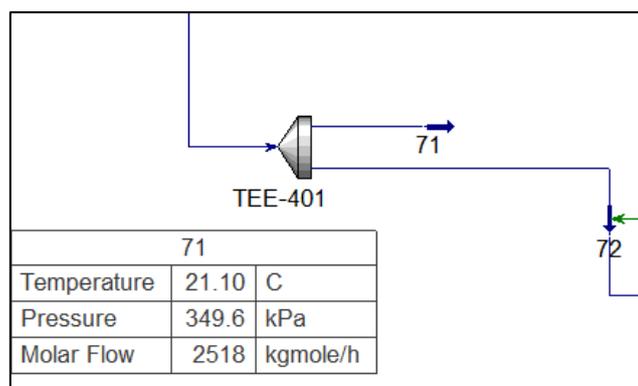
Como hemos explicado en el punto 2.2.4.3. del marco teórico, en la torre T – 200 del sistema de lavado, por la corriente “29” tenemos como producto de fondo, agua recalentada,

Asimismo, en el punto 2.2.4.4. en el intercambiador de calor por etapas LNG – 300 del sistema de criogenización, por la corriente “63” tenemos agua a 31,9 °C producto del intercambio de calor en una etapa.

Ambas corrientes presentan una merma total de 6370 kgmole/h de agua, lo cual puede ser almacenada o recirculada, este último caso aumenta el rendimiento de la planta.

Para la recirculación es necesario acondicionar los parámetros de temperatura, presión y flujo, de ambas corrientes (29 y 63) y lograr que estas puedan ser conectadas por un operador lógico “RECYCLE” como hemos planteado en el punto 2.2.5.

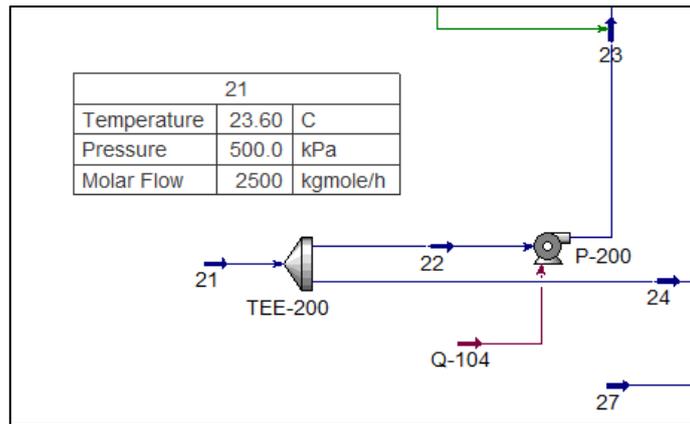
Sin embargo, observando el punto 2.2.5., vemos que hay una corriente en el cual existe una merma de agua, la cual es la corriente “71”.



**Figura 69: Divisor de flujo para la recirculación de agua al sistema de lavado**  
*Fuente: Elaboración propia*

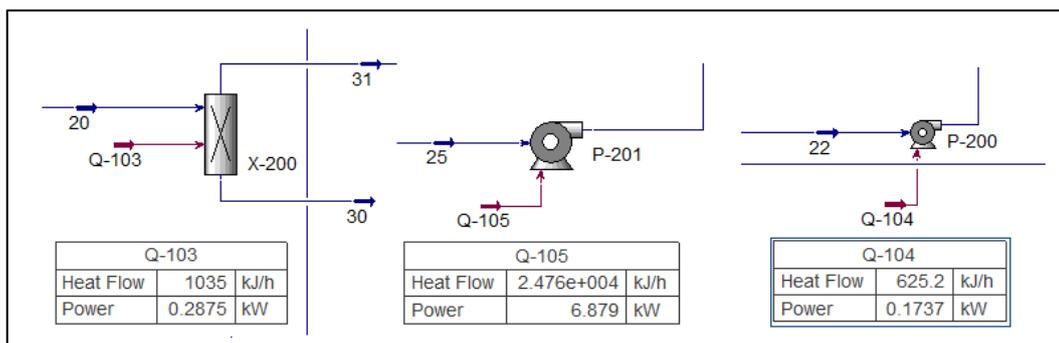
Esta corriente también puede ser recirculada hacia el sistema de lavado, con un sistema de recirculación completo, estaríamos aumentando el rendimiento de planta, sin ocasionar pérdida de agua alguna y originando un menor coste operativo de agua de proceso, lo cual se refleja en términos de energía y economía.

La corriente del sistema de lavado a recircular viene a ser la “21”, por presentar los valores de los parámetros más semejantes a la anterior corriente.



**Figura 70: Corriente donde será dirigida la recirculación**  
*Fuente: Elaboración propia*

Para tener una mejor perspectiva de cómo influye este reciclo, debemos tomar en cuenta las corrientes de energía en esta parte del proceso.



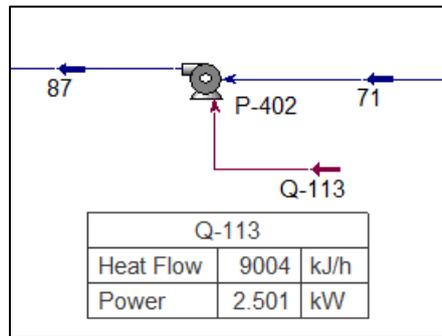
**Figura 71: Flujos de energía de los equipos empleados en el sistema de lavado**  
*Fuente: Elaboración propia*

En la figura 71 vemos un total de 3 corrientes de energía, las cuales nos permitirán obtener un mejor análisis de la implementación de este sistema.

Utilizaremos entonces 2 equipos (bomba y tanque) y 1 operador lógico (Recycle), para lograr el reciclo correctamente

Iniciamos haciendo la conexión de la corriente “71” hacia una bomba P – 402, ya que esta es la que nos permite incrementar la presión de 349.6 kPa hasta los 500 kPa saliendo por la corriente “87”, el incremento de presión se debe principalmente a la

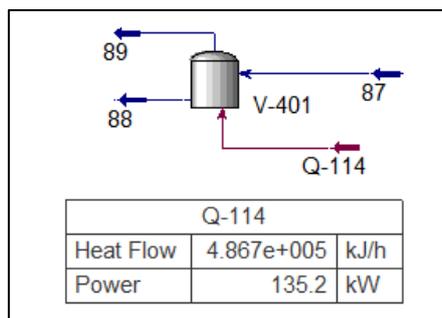
necesidad de realizar la convergencia del sistema a la hora de hacer el reciclo hacia lo corriente “21” debido a que esta tiene un valor de presión de 500 kPa según la figura 70.



**Figura 72: Bomba empleada en la recirculación de agua al sistema de lavado**  
*Fuente: Elaboración propia*

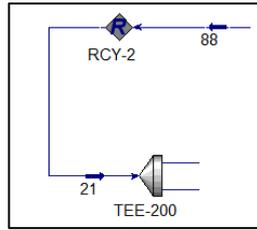
En la figura 72 tenemos los valores de energía necesarios para que la bomba trabaje correctamente, dichos valores representan un determinado costo que analizaremos más adelante.

Continuando, tenemos la corriente “87” a 500 kPa y 21 °C, dicha corriente aún no cumple con los parámetros necesarios para el reciclo, ya que esta debe encontrarse a 23,6 °C según la figura 70, para ello colocamos un tanque V – 402 que nos permitirá elevar levemente la temperatura gracias a una corriente de energía.



**Figura 73: Tanque empleado en la recirculación de agua al sistema de lavado**  
*Fuente: Elaboración propia*

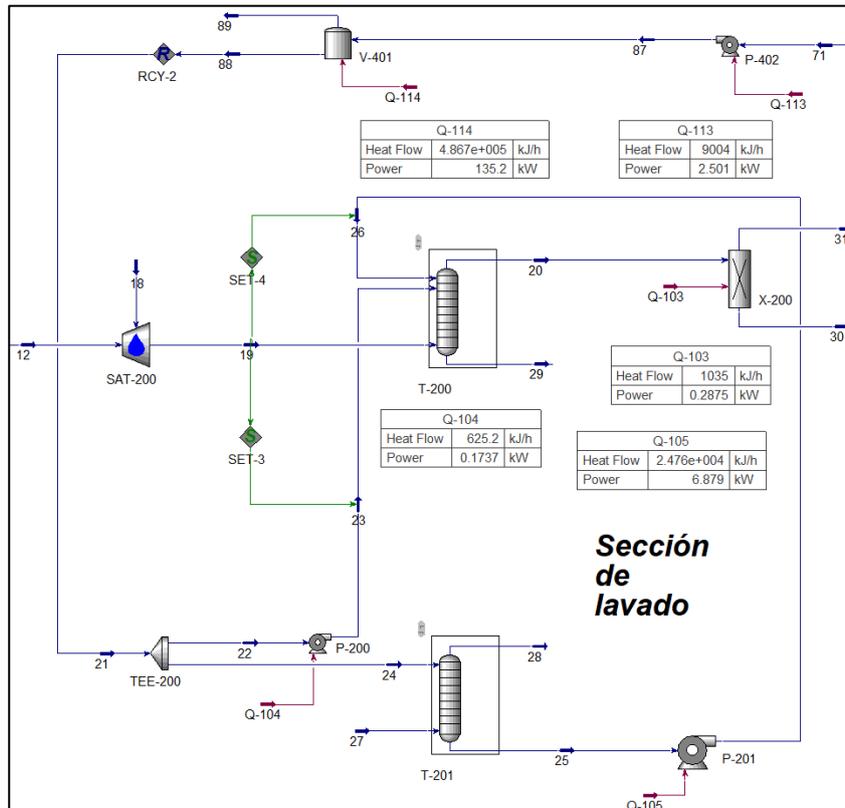
En la figura 73 tenemos los valores de energía necesario para lograr una salida de 23,6 °C por la corriente “88”, ya que al encontrarse el agua 100% líquido, esta sale por el fondo.



**Figura 74: Reciclo hacia el sistema de lavado por la corriente 21**  
*Fuente: Elaboración propia*

Una vez cumplidos los parámetros necesarios para lograr la recirculación, procedemos a conectar la corriente “88” con la corriente “21” gracias al operador lógico “Recycle” como se muestra en la figura 74.

Finalmente, tenemos una nueva implementación del sistema de recirculación de agua que anteriormente planteamos en el punto 2.2.5. con esta implementación logramos que ninguna corriente de agua se presente como merma.

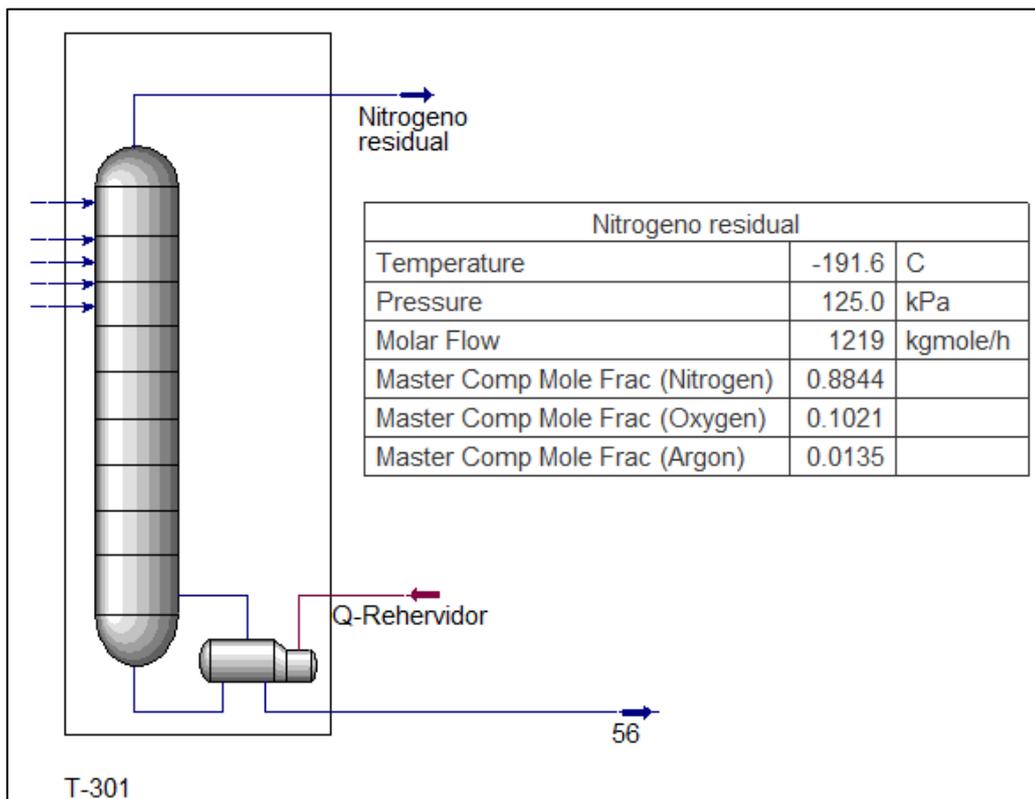


**Figura 75: Recirculación de agua al sistema de lavado**  
*Fuente: Elaboración propia*

#### 4.6.2. Recirculación de nitrógeno residual

En esta última fase de recirculación, procedemos a realizar una nueva implementación, esta nos permite recircular y lavar el nitrógeno residual de la torre T – 301 hacia el sistema de lavado, la cual nos servirá como alimentación para la torre T – 201, originando así un sistema recirculación genuino sin pérdida alguna gracias al reaprovechamiento del nitrógeno residual.

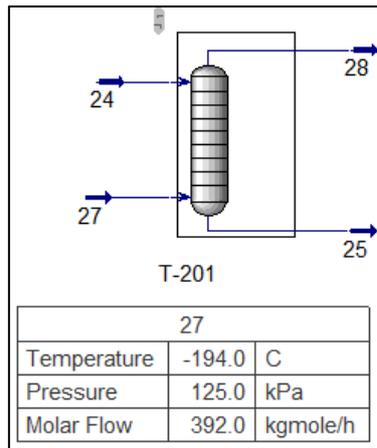
Para lograr dicha recirculación tenemos que analizar la composición del nitrógeno residual, así como también los valores de sus parámetros de temperatura, presión y flujo.



**Figura 76: Corriente de nitrógeno residual en la torre de absorción T – 301**

*Fuente: Elaboración propia*

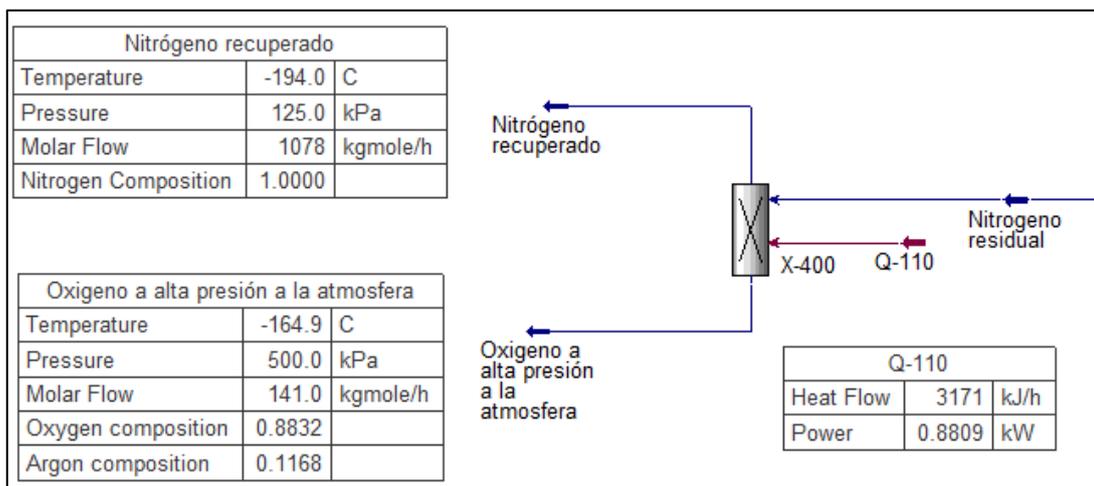
Asimismo, tenemos que tomar en cuenta los parámetros de la corriente hacia donde se va a recircular el nitrógeno, en este caso es la corriente “27” que ingresa como alimentación de la torre T – 201.



**Figura 77: Corriente 27 (gas nitrógeno) de la torre T – 201**  
*Fuente: Elaboración propia*

En la corriente “27” tenemos nitrógeno puro en fase gas, dado que, aún no alcanza la criogenización por el valor de su temperatura.

El nitrógeno residual también está en fase gas y presenta en su composición oxígeno y argón, los cuales deben ser separados para lograr el reciclo correctamente, para ello utilizaremos 2 equipos (separador de componentes y divisor) y un operador lógico (recycle).

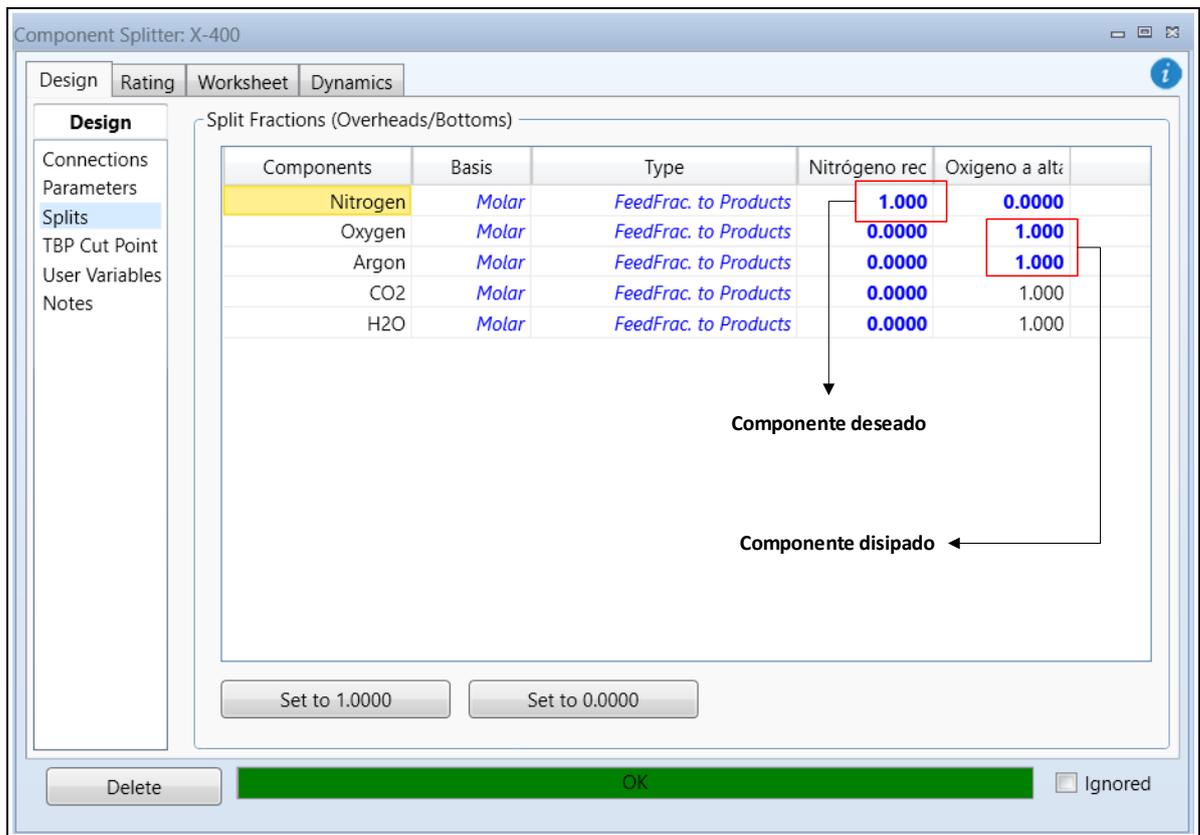


**Figura 78: Recuperación y purificación de nitrógeno**  
*Fuente: Elaboración propia*

En la figura 78 tenemos el primer equipo empleado, el separador de componentes, como podemos observar, se tiene dos corrientes de salida, la primera es donde

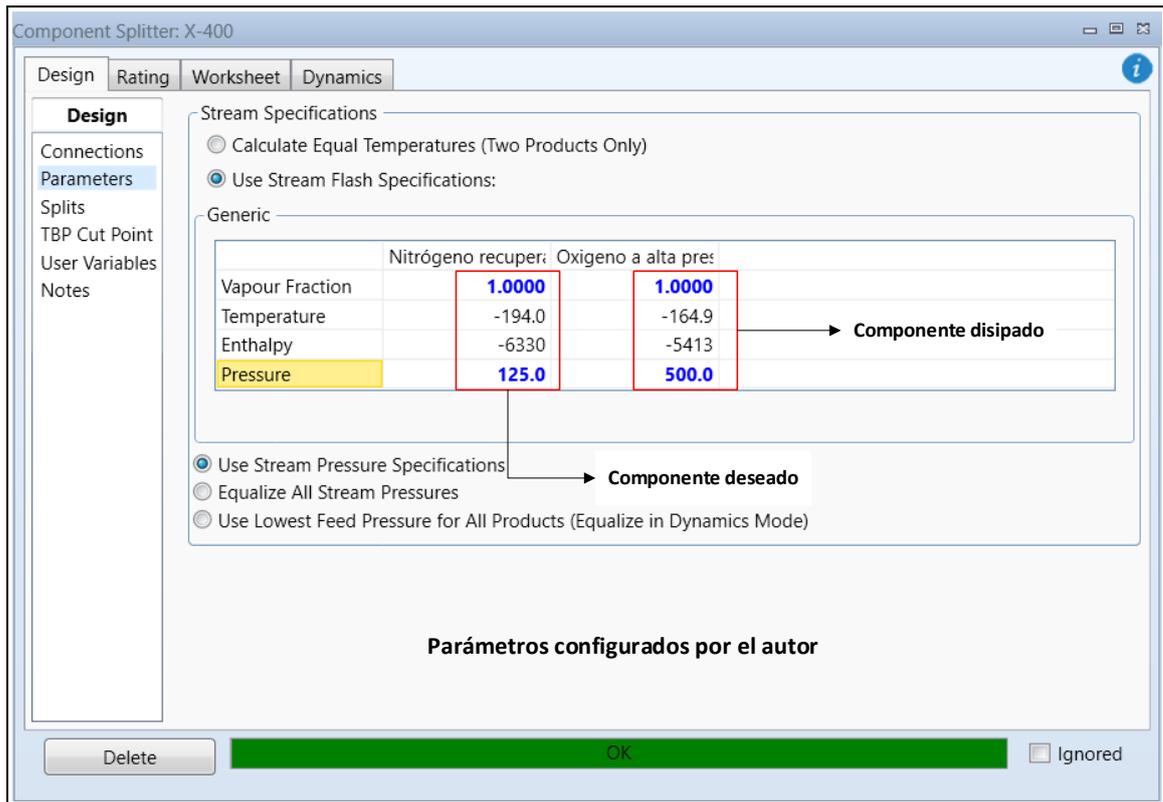
obtenemos el nitrógeno recuperado y la segunda donde obtenemos oxígeno disipado a la atmosfera.

La configuración interna del equipo, se realiza de tal forma que, obtengamos el componente deseado al 100% en una corriente, en este caso, el nitrógeno. El cálculo flash es realizado por el simulador en función del equipo empleado. Dicha configuración es realizada por el investigador como se aprecia en la siguiente figura.



**Figura 79: Configuración interna del separador de componentes X – 400**  
*Fuente: Elaboración propia*

Asimismo, se debe colocar los parámetros adecuados al componente deseado, en función de la corriente del reciclo (27), es decir, debemos cumplir con los mismos valores de dicha corriente a recircular. Dichos parámetros se muestran en la siguiente figura y son colocados en base al requerimiento de potencia (energía) del equipo.



**Figura 80: Configuración de parámetros de purificación de nitrógeno**

*Fuente: Elaboración propia*

Los valores de presión del oxígeno según la figura anterior, fueron tabulados de acuerdo al requerimiento de energía para lograr una adecuada convergencia en el equipo, como se muestra en la siguiente tabla.

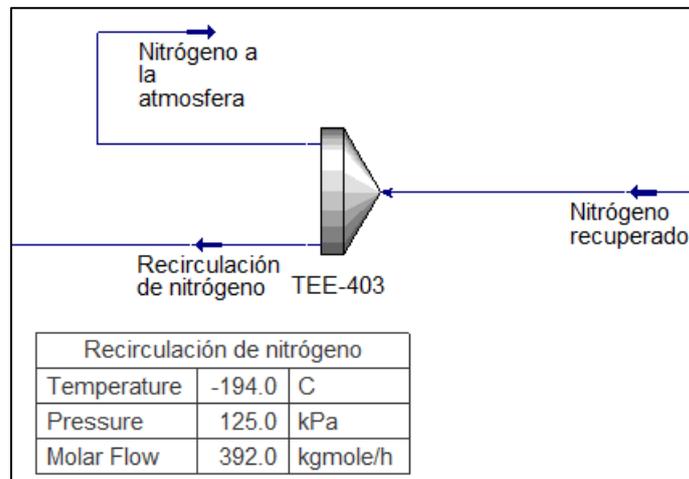
**Tabla 25: Comportamiento de la temperatura y potencia en función de la presión**

Presión (kPa)	Potencia (kW)	Temperatura (°C)
125	-9,9	-181,5
200	-6,1	-176,5
250	-4,3	-173,9
300	-2,8	-171,7
350	-1,7	-169,8
400	-0,6	-168
500	0,88	-164,9

Fuente: Elaboración propia

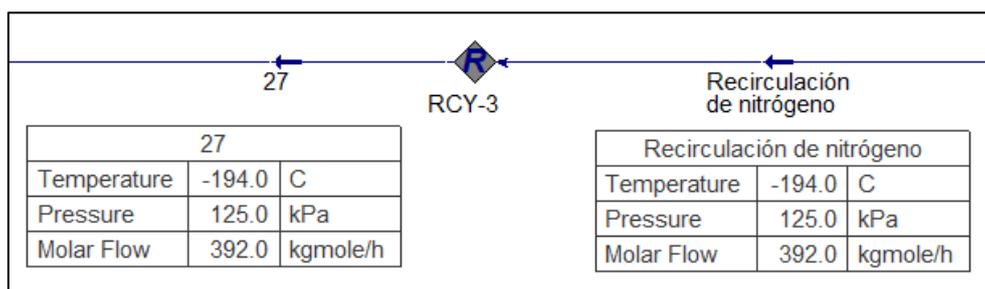
Continuando, tenemos el último equipo empleado TEE – 403, por donde ingresa el nitrógeno recuperado saliendo por dos corrientes, la primera es el nitrógeno recirculado

y la segunda, nitrógeno a la atmosfera, en la primera corriente de salida, se ha colocado el valor de flujo molar necesario para lograr recirculación, tomando en cuenta los valores de la corriente “27”, que es donde recircularemos el nitrógeno.



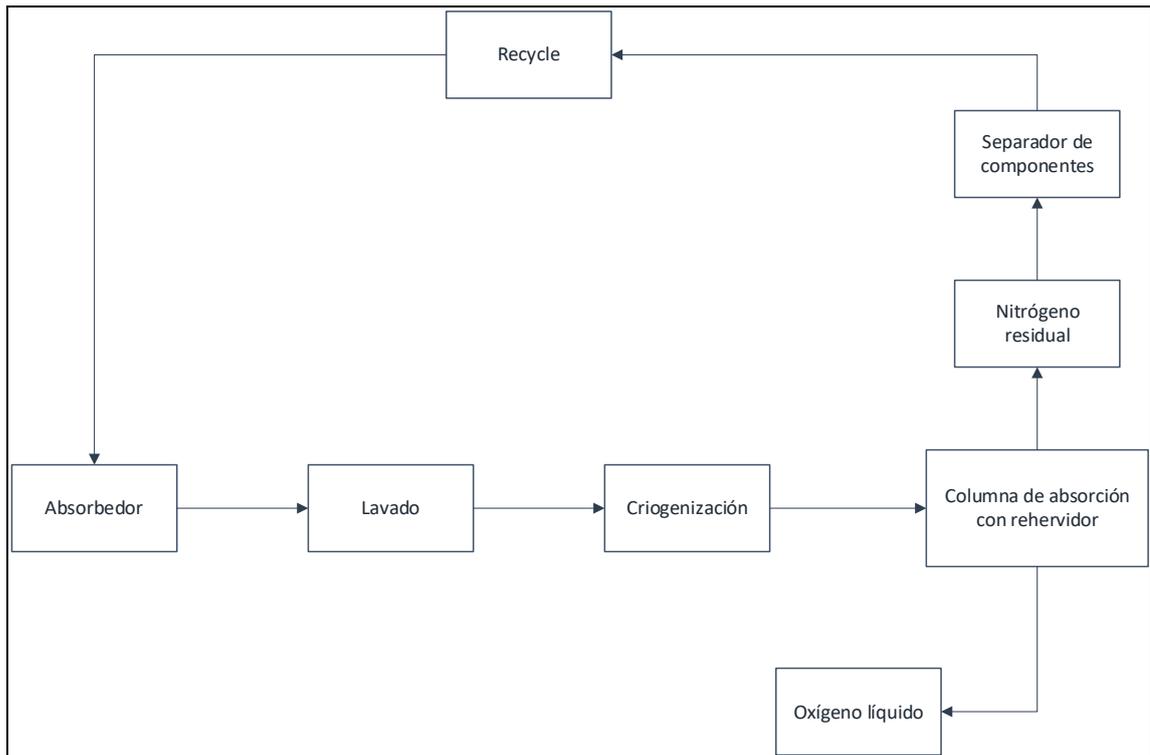
**Figura 81: Nitrógeno recirculado y disipado a la atmósfera**  
*Fuente: Elaboración propia*

En la figura anterior, observamos que la segunda corriente se disipa hacia la atmosfera, por cuestiones de flujo molar, ya que al recuperarse 1078 kgmole de nitrógeno de un total de 1219 kgmole de nitrógeno residual, esta no puede ser recirculada al 100%, debido a que ocasionaría una sobre-especificación del sistema de lavado.



**Figura 82: Recirculación de nitrógeno al sistema de lavado**  
*Fuente: Elaboración propia*

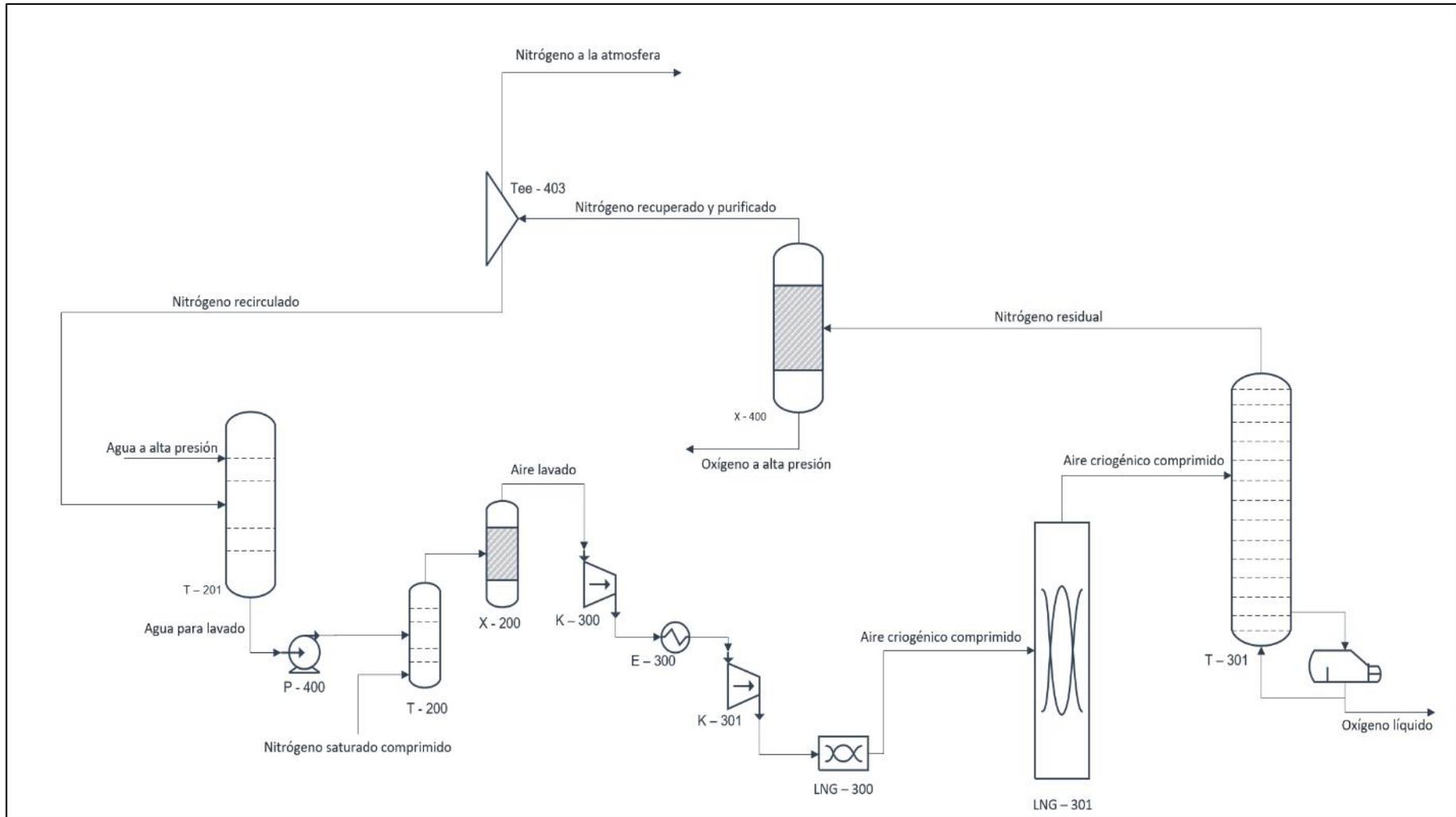
En la figura 82, tenemos el operador lógico Recycle (RCY – 3), el cual nos permite lograr la recirculación, de la corriente de nitrógeno como alimentación de la torre T – 201 por la corriente "27" mostrada en la figura 77.



**Figura 83: Diagrama de bloques del sistema recirculación de nitrógeno**  
*Fuente: Elaboración propia*

Concluimos que, este último sistema de recirculación nos permite la posibilidad de comercializar el gas nitrógeno puro, que analizaremos posteriormente, evaluando previamente la distribución de planta, los datos operacionales ya fueron detallados anteriormente.

Finalmente tenemos que por la columna de absorción con rehervidor se hace recircular el nitrógeno residual hacia el absorbedor T – 201, previamente separado y purificado mediante un separador de componentes X – 400, posteriormente este absorbedor va alimentándose de nitrógeno puro y finalmente dicha corriente sigue su proceso como nitrógeno para lavado.



**Figura 84: Diagrama de flujo del sistema de recirculación de nitrógeno**  
*Fuente: Elaboración propia*

## CAPITULO V

### RESULTADOS

#### 5.1. Análisis de resultados

##### 5.1.1. Datos técnicos y operación de la planta al 99,5%

La planta de producción de oxígeno líquido al 99,5% cuenta con un total de 5 sistemas de operación, de las cuales, 3 de ellas son para la producción de oxígeno líquido y las 2 siguientes son sistemas de recirculación.

**Tabla 26: Equipos empleados en la producción de oxígeno líquido al 99,5%**

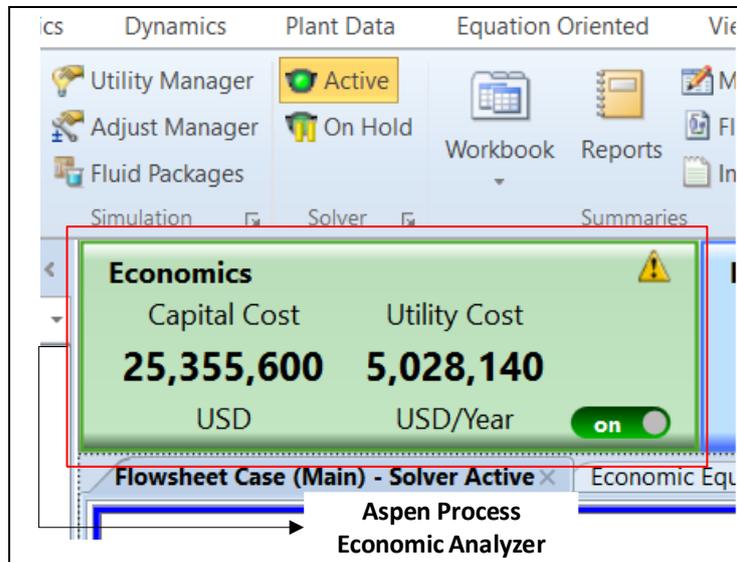
PLANTA DE PRODUCCIÓN DE OXÍGENO LÍQUIDO AL 99,5%	
Sistema y/o Áreas de producción	Nº de Equipos empleados
Sistema de Compresión	9
Sistema de Lavado	7
Sistema de Criogenización	18
Sistema de Recirculación de Agua de Enfriamiento	14
Sistema de Recirculación de Gas Nitrógeno Purificado	2
<b>TOTAL, DE EQUIPOS EMPLEADOS</b>	<b>50</b>

Fuente: Elaboración propia

Asimismo, la planta de producción cuenta principalmente con 2 columnas de absorción (torres de destilación), la primera T – 300 equipada con un condensador y la segunda T – 301 con un rehervidor, estas torres presentan la ventaja de poder recircular sus corrientes de producto, que han sido detallados anteriormente.

La operación del diseño convencional (Planta de producción de oxígeno al 95% de pureza) y el diseño propuesto (Planta de producción de oxígeno al 99,5% de pureza) son diferentes en distintos aspectos en sus parámetros de operación y calidad, así como

también en términos económicos, esto último lo podemos saber gracias a una herramienta incorporada en el simulador



**Figura 85: Aspen Process Economic Analyzer**  
Fuente: AspenTech

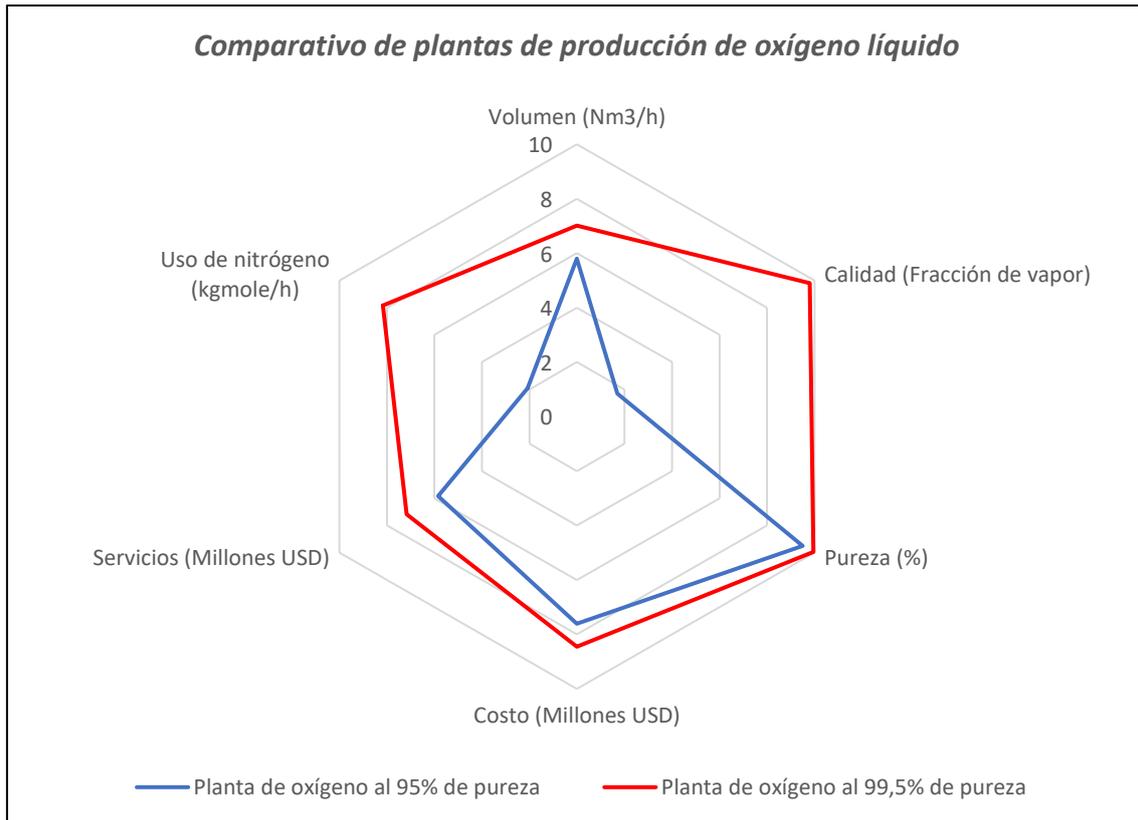
Asimismo, podemos obtener los costos de consumo energético y generar un reporte en Excel para una mejor interpretación y análisis de los datos obtenidos, el consumo energético lo veremos posteriormente.

**Tabla 27: Comparativo de parámetros de las plantas de producción**

Parámetros	Diseño convencional Planta al 95% de pureza	Diseño propuesto Planta al 99,5% de pureza
Volumen (Nm <sup>3</sup> /h)	5800	7014
Calidad (Fracción de vapor)	0,083	0,002
Pureza (%)	95	99,5
Costo de capital (Millones USD)	22,82	25,35
Costo de servicios (Millones USD)	4,06	5,02
Flujo de nitrógeno requerido (Kgmole/h)	250	980

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 28 observamos los parámetros de mayor influencia al momento de realizar la investigación para incrementar la pureza de nuestro producto.



**Figura 86: Comparativo de plantas de producción**  
Fuente: *Elaboración propia*

### 5.1.1.1. Consumo energético de la planta

El consumo energético de la planta desde el punto de vista económico lo podemos obtener gracias a la herramienta que mostramos en la figura 85.

Flowsheet Case (Main) - Solver Active Economic Equipment Data Summary x +

\$ Enabled by Aspen Process Economic Analyzer (APEA)

Template: <Default>
Save
Save as new
Reset
Paste

Summary
Utilities
Unit operation
Equipment
Quoted equipment
Plate f

	Name	Rate	Rate Units	Cost per Hour	Cost Units
▶	Electricity	6639.82	KW	514.586	USD/H

**Figura 87: Consumo energético**  
Fuente: *Aspen Process Economic Analyzer*

El consumo total de energía es de 6639 kW lo que equivalen a 514,586 USD/h según el simulador; lo que nos da un valor de 12,9 USD por kW consumido; posteriormente utilizaremos dicha información para analizar el consumo de energía entre el diseño de planta al 95% y el de 99,5%, en términos económicos.

### 5.1.1.2. Evaluación técnica de las torres de absorción T – 300 y T – 301

En este punto se analizará la funcionalidad de las torres de absorción en mención de ambos, este concepto abarca principalmente a términos económicos en función de, la instalación, el peso del equipo, el “rate” de utilidad por hora, etc.

Esto se obtiene mediante la herramienta Aspen Process Economic Analyzer detallada anteriormente.

**Tabla 28: Torres de absorción de la planta de oxígeno al 95% de pureza**

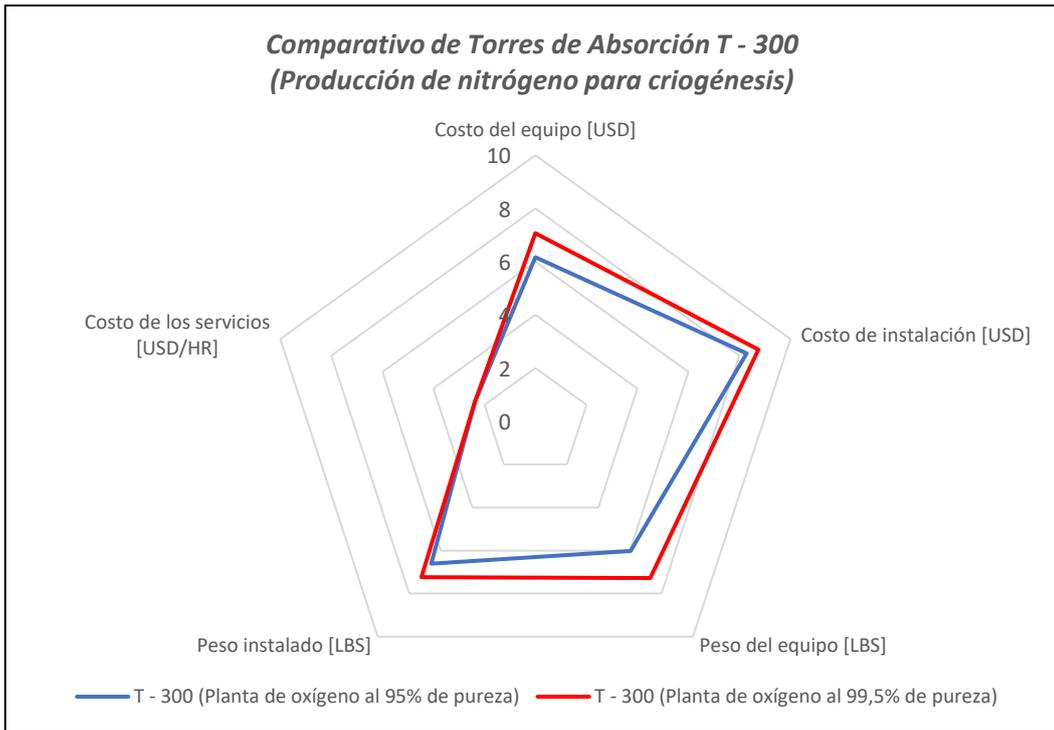
Funcionalidad de las torres de absorción de una planta de oxígeno líquido al 95% de pureza					
Equipo	Costo del equipo [USD]	Costo de instalación [USD]	Peso del equipo [LBS]	Peso instalado [LBS]	Costo de los servicios [USD/HR]
T-300	185000	828300	42200	132190	2,3126
T-301	146600	640300	27660	88348	18,026608

Fuente: Datos obtenidos del simulador Aspen Hysys (Aspen Process Economic Analyzer)

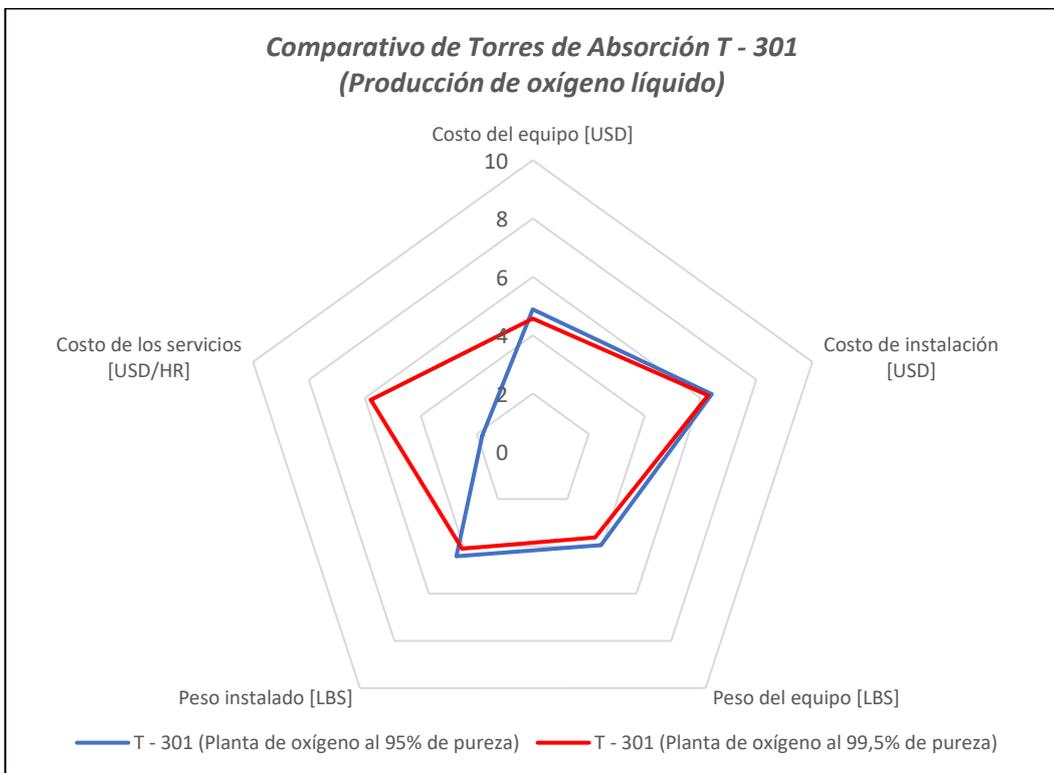
**Tabla 29: Torres de absorción de la planta de oxígeno al 99,5% de pureza**

Funcionalidad de las torres de absorción de una planta de oxígeno líquido al 99,5% de pureza					
Equipo	Costo del equipo [USD]	Costo de instalación [USD]	Peso del equipo [LBS]	Peso instalado [LBS]	Costo de los servicios [USD/HR]
T-300	212100	874500	50950	144622	2,3126
T-301	137100	627100	25300	81921	57,869466

Fuente: Datos obtenidos del simulador Aspen Hysys (Aspen Process Economic Analyzer)



**Figura 88: Comparativo de torres de absorción T – 300**  
Fuente: Elaboración propia

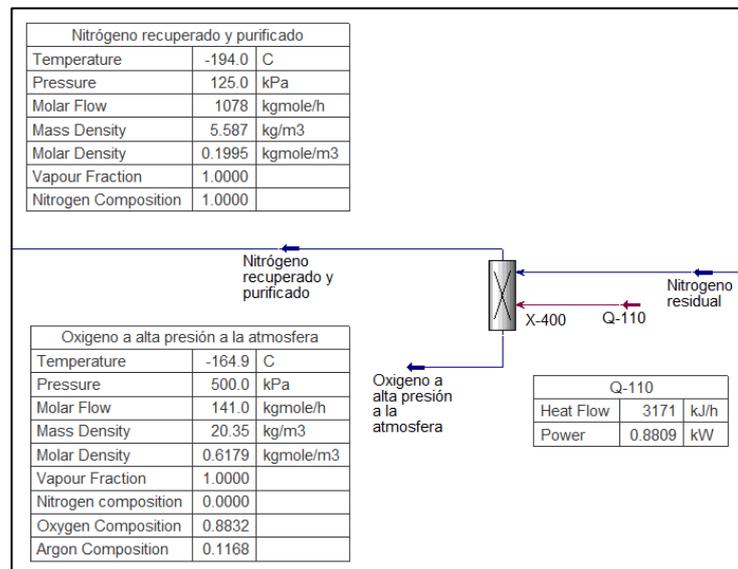


**Figura 89: Comparativo de torres de absorción T – 301**  
Fuente: Elaboración propia

### 5.1.2. Comercio del nitrógeno recirculado

Recordemos que el nitrógeno recirculado solo interviene para lavar el agua de proceso, que, a su vez, este influye de forma directa al lavar el aire comprimido saturado proveniente del sistema de compresión.

El nitrógeno residual que ingresa al separador de componentes X – 400 se obtiene por el tope, mientras que el oxígeno a alta presión sale por los fondos, esto ocurre principalmente por la densidad de nuestros productos, ya que ambos son fluidos.



**Figura 90: Tratamiento del nitrógeno residual**  
Fuente: Elaboración propia

En la figura anterior tomada de las tablas del simulador observamos que el oxígeno líquido es más denso que el nitrógeno recuperado, por ende, este sale por los fondos y no representa un valor crítico para realizar una recirculación al sistema criogénico, asimismo, ambos productos cuentan con una fracción de vapor igual a 1, lo que indica que ambos son gases al 100% en un sistema ideal.

Según la figura 90, observamos que el total de nitrógeno recuperado es 1078 kgmole/h y recirculado es de 392 kgmole/h

**Tabla 30: Flujo de nitrógeno en las corrientes del sistema de recirculación**

	Nitrógeno residual (kgmole/h)	Nitrógeno recuperado y purificado (kgmole/h)	Nitrógeno recirculado (kgmole/h)	Nitrógeno a la atmosfera (kgmole/h)
Volumen	1219	1078	392	686
Porcentaje	100%	88%	36%	64%

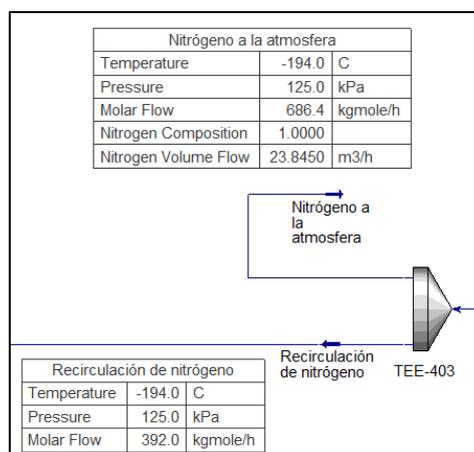
Fuente: Elaboración propia

El valor de 392 kgmole/h representa un 36% del total de nitrógeno recuperado, más no, del residual, en un primer plano se planteó realizar la recuperación total del nitrógeno purificado o el disipado hacia la atmósfera, pero dicha opción no es posible, por dos factores.

La primera es debido a que, en la planta de producción no contamos con una captación de nitrógeno o una alimentación para un determinado equipo que requiera 686 kgmole/h o 1078 kgmole/h en el mejor de los casos.

La segunda es por temas de literatura en un sistema real de producción, que nos dice que, en un determinado proceso la recuperación del 100% de un subproducto no es factible debido a costos y operación.

Lo que nos lleva a concluir que el 64% de nitrógeno que no se recupera, puede ser comercializado o disipado.



**Figura 91: Recirculación de nitrógeno**

Fuente: Elaboración propia

Los datos necesarios para una posible comercialización se muestran en las siguientes tablas, en base a los valores obtenidos del simulador y las referencias del mercado internacional y nacional

**Tabla 31: Producción de nitrógeno purificado en el sistema recirculación**

	Nitrógeno (N <sub>2</sub> )	Producción de planta (L/h)
Volumen (L)	20	23845
Pureza (%)	99,9999	99,9999
Precio (USD)*	2,5	-

\*Precio de referencia en base al comercio internacional de aire puro industrial.

Fuente: Elaboración propia

**Tabla 32: Flujo de energía requerido para producir nitrógeno purificado**

	Flujo de energía (kW/h) - (kJ/h)
Energía (kJ/h)	3171
Potencia (kW/h)	0,8809
Precio (USD)*	12,9

\* Precio de referencia en base a los datos obtenidos del simulador Aspen Hysys (Aspen Process Economic Analyzer)

Fuente: Elaboración propia

Asimismo, con estos valores podemos calcular las utilidades obtenidas solo con la comercialización del nitrógeno gas recuperado y purificado en un día de producción en la planta.

**Tabla 33: Ganancias obtenidas en la comercialización de nitrógeno purificado**

Horas	Prod. planta (L)	kW	Ventas (USD)	Costo Operacional (USD)	Utilidades
1	23845	0.8809	\$ 2,980.63	\$ 11,36	\$ 2,969.26
6	143070	5.2854	\$ 17,883.75	\$ 68,18	\$ 17,815.57
12	286140	10.5708	\$ 35,767.50	\$ 136,36	\$ 35,631.14
18	429210	15.8562	\$ 53,651.25	\$ 204,54	\$ 53,446.71
24	572280	21.1416	\$ 71,535.00	\$ 272,73	\$ <b>71,262.27</b>

Fuente: Elaboración propia

Con los datos de la tabla anterior, observamos que el comercio del gas nitrógeno recuperado y purificado de la planta de oxígeno al 99,5% nos otorga unas utilidades aproximadamente de 71 mil dólares por día, dichas ganancias ayudan a cubrir los costos operacionales de toda la planta de producción.

### 5.1.3. Comercio del oxígeno líquido

En este punto de la investigación tomaremos el valor producido total de la planta de oxígeno líquido al 99,5%, porque es este valor y esta pureza la que vamos a comercializar en el mercado. Asimismo, analizaremos el comercio de un producto a menor pureza, gracias al convenio realizado por Southern Peru y el Estado Peruano.

Como hemos visto a lo largo de esta investigación, la mejora y optimización del proceso de obtención del oxígeno líquido ha sufrido muchos cambios con el fin de obtener un producto más puro y de mayor calidad, con un volumen de producción mucho mayor que su contraparte convencional, dando un total de 7014 Nm<sup>3</sup>/h, lo que equivale a 10 toneladas métricas por hora aproximadamente.

Primero analizamos la producción diaria de oxígeno de nuestra planta de producción en relación con los precios observados en los últimos años según los reportes de los entes estatales, privados y la comercialización privada a escalas industriales.

**Tabla 34: Producción de oxígeno líquido al 99,5% de pureza**

	Oxígeno líquido (O <sub>2</sub> )	Producción de planta (Nm <sup>3</sup> /h)
Volumen (Nm <sup>3</sup> )	10	7014
Pureza (%)	99,5	99,5
Precio (USD)*	14,8	-
Precio (USD)**	18,02	-
Precio (USD)***	32,83	-

\*Precio de referencia en base al comercio medicinal por el sector público (Promedio Junio - Setiembre 2020)

\*\*Precio de referencia en base al comercio medicinal por el sector privado (Promedio Junio - Setiembre 2020)

\*\*\*Precio de referencia en base al total del comercio medicinal

Fuente: Elaboración propia

**Tabla 35: Ganancias obtenidas de la comercialización del oxígeno líquido al 99,5% de pureza**

Horas	Prod. planta (Nm <sup>3</sup> )	Ventas (USD)		
		Sector publico	Sector privado	Ganancia bruta
1	7014	\$ 10,380.72	\$ 12,645.24	\$ 23,025.96
6	42084	\$ 62,284.32	\$ 75,871.44	\$ 138,155.76
12	84168	\$ 124,568.64	\$ 151,742.88	\$ 276,311.52
18	126252	\$ 186,852.96	\$ 227,614.32	\$ 414,467.28
24	168336	\$ 249,137.28	\$ 303,485.76	\$ <b>552,623.04</b>

Fuente: Elaboración propia

Las siguientes tablas (tabla 36 y 37) representan el valor de las ganancias obtenidas mediante el comercio del oxígeno líquido a menor pureza.

**Tabla 36: Convenio de oxígeno líquido 93% - 95% con Southern Peru**

	Oxígeno (O2)	Producción de planta (TM/h)	Producción de planta (Nm3/h)
Tonelada métrica <sup>TM</sup>	1000	8,28	5800
Pureza (%)	93-95	93-95	93-95
Precio (USD)*	1400000	-	-

\*Precio de referencia en base al convenio de Southern Peru (marzo 2021)

Fuente: Minsa marzo 2021

**Tabla 37: Ganancias obtenidos de la comercialización de oxígeno líquido a menor pureza**

Horas	Prod. planta (TM/h)	Ventas (USD)	
		Comercio medicinal	
1	8,28	\$	11,592.00
6	49,68	\$	69,552.00
12	99,36	\$	139,104.00
18	149,04	\$	208,656.00
24	19,72	\$	<b>278,208.00</b>

Fuente: Elaboración propia

## 5.2. Rentabilidad económica

En este punto de la investigación veremos la rentabilidad económica del diseño de nuestra planta de producción propuesta.

**Tabla 38: Análisis económico de la planta de producción de oxígeno líquido al 99,5% de pureza**

Análisis económico	
Consumo de energía (kW)	6639.82
Costo anual de energía	\$ 31,263,606.60
Costo anual de los servicios	\$ 5,028,140.00
Costo anual de las operaciones	\$ 8,346,900.00
Costo de los equipos e instalación	\$ 29,801,200.00
Capital necesario	\$ 25,355,600.00
Costo total del proyecto (Año)	\$ <b>99,795,446.60</b>
Ganancia bruta anual	\$ <b>227,726,916.90</b>
Ganancia neta anual	\$ <b>127,931,470.30</b>
VAN	\$ <b>111,102,487.37</b>
TIR %	28.2
Flujo de caja	\$ 83,292,823.71
PAY OUT TIME	1.2

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 38 se observa el VAN y TIR, estos son calculados en base a los ingresos y egresos que tenemos en la planta de producción.

El PAY OUT TIME, es un concepto que se conoce como el periodo de retorno total de la inversión, se calcula de forma anual, en este caso, según la tabla 38, tenemos 1,2 años (14,4 meses) en lo cual tendremos el retorno de nuestra inversión capital

Sin embargo, para comprender mejor estos valores, se debe analizar la sensibilidad del precio de venta del producto. Asimismo, también se muestra la sensibilidad del precio de venta del diseño convencional de la planta de oxígeno al 95%.

**Tabla 39: Análisis de sensibilidad Planta de oxígeno líquido al 99,5%**

Sensibilidad al precio de venta del oxígeno líquido en el sector medicinal											
Variación	-50%	-40%	-30%	-20%	-10%	BASE	10%	20%	30%	40%	50%
Precio de venta (\$)	16.42	19.70	22.98	26.26	29.55	<b>32.83</b>	36.11	39.40	42.68	45.96	49.25
VAN (MDD) 28% COK Base	-144	-93	-42	8.8	60	<b>111</b>	162	213	264	315	366
TIR	-73%	-53%	-32%	-12%	-8%	<b>28%</b>	48%	69%	89%	109%	129%
PAY OUT TIME (meses)	*	457*	53*	27.6	19.2	<b>14.4</b>	12	9.6	8.4	7.2	6

\* Proyecto inviable

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 39 observamos el valor de la Tasa Interna de Retorno a un (TIR) al 28%, lo que se traduce en un rendimiento económico del 28%, es decir, según la inversión realizada en un mes de operación obtenemos un 28% más en ganancias.

**Tabla 40: Análisis de sensibilidad – Planta de oxígeno líquido al 93 – 95%**

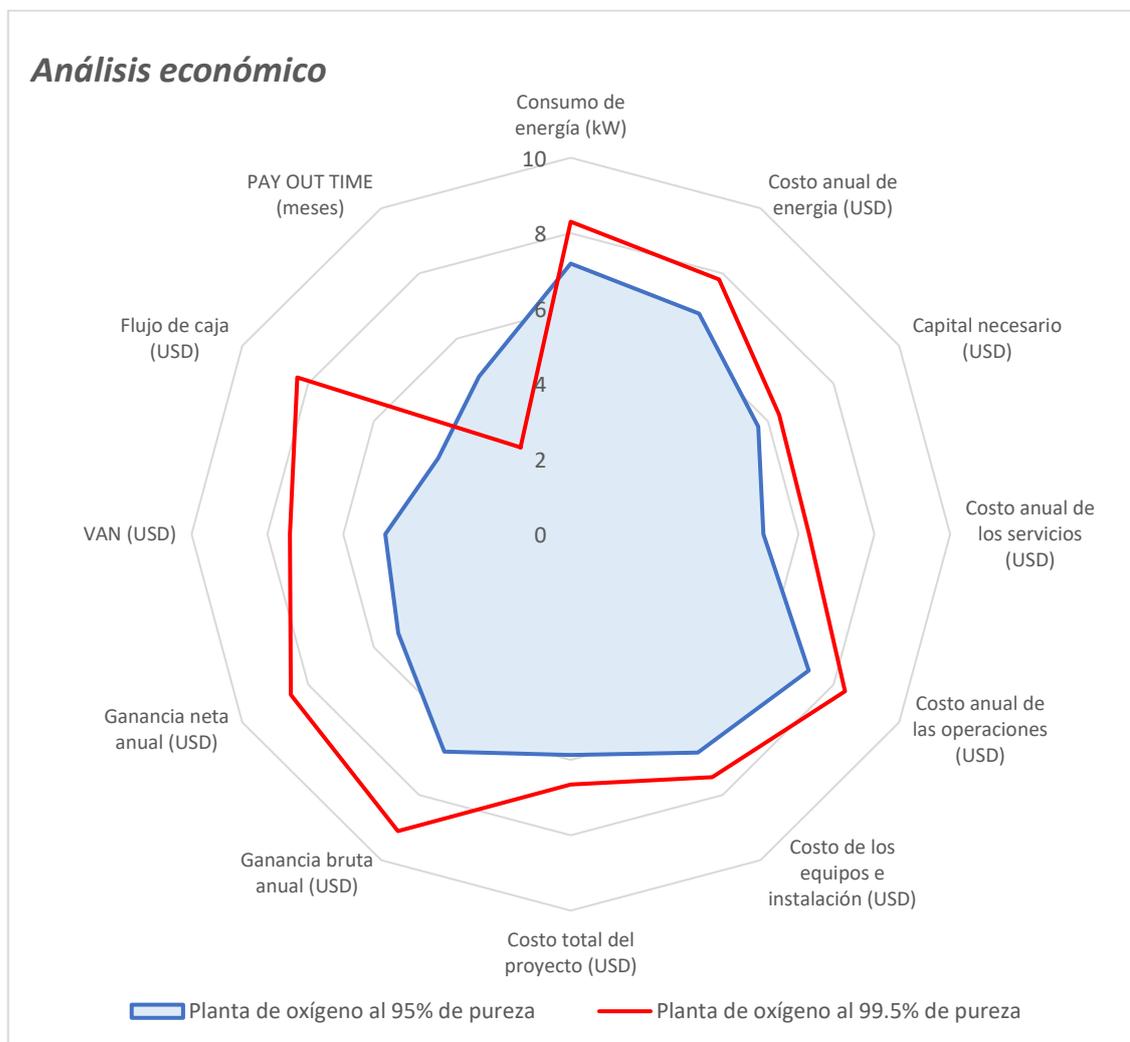
Sensibilidad al precio de venta del oxígeno líquido en el sector medicinal								
Variación	-20%	-10%	BASE	10%	20%	30%	40%	50%
Precio de venta (\$)	26.26	29.55	<b>32.83</b>	36.11	39.4	42.68	45.96	49.25
VAN (MDD) (8%) COK Base	-59	6.80	<b>73.30</b>	139.00	206.60	273.20	339.70	406.40
TIR	-48%	-29%	<b>-10%</b>	9%	28%	46%	65%	84%
PAY OUT TIME (meses)	150*	44.4*	<b>26.4</b>	18	14.4	12	9.6	8.4

\*Proyecto inviable

Fuente: Elaboración propia

En la tabla 40 según la inversión empleada para una planta de oxígeno líquido a una menor pureza, vemos que el TIR es negativo, esto indica que en un mes de operación estamos obteniendo pérdida de inversión en las ventas a precio base del producto en el mercado medicinal, esto no puede traducirse como un proyecto inviable, debido a que este producto también ofrece una demanda en el mercado industrial (minería, automotriz, mecánica, etc).

Sin embargo, para esta investigación, podemos concluir que, una planta de oxígeno al 99,5% ofrece mayor rendimiento, tanto en el sector medicinal como industrial.



**Figura 92: Comparativo del análisis económico de ambas plantas de producción**  
*Fuente: Elaboración propia*

### 5.3. Caracterización y calidad del producto.

Para caracterizar correctamente el producto debemos tomar en cuenta la cantidad de producción final, expresada en litros y/o m<sup>3</sup> y kg.

Liquid Oxygen		
Temperature	-183.2	C
Pressure	101.0	kPa
Molar Flow	314.5	kgmole/h
Master Comp Molar Flow (Oxygen)	7014.6773	Nm3/h(gas)
Oxygen Volume Flow	8.8027	m3/h
Oxygen Mass Flow	10014.7083	kg/h
Oxygen Composition	0.9950	
Nitrogen Composition	0.0001	
Argon Composition	0.0049	

**Figura 93: Caracterización del Oxígeno líquido**

*Fuente: Simulador Aspen Hysys*

Según los datos del simulador, tenemos una producción aproximada de 10 mil kilos por hora de oxígeno líquido. Para comprobar la calidad del producto debemos tomar en cuenta la composición general, la misma que nos permite obtener los ppm con relación al volumen

**Tabla 41: Calidad del producto**

Composición	Producto		Calidad	
	ppm (v/v)	Oxígeno líquido criogénico (ppm v/v)	Oxígeno líquido medicinal (ppm v/v)	Oxígeno UltraPuro (ppm v/v)
CO2	0	0	≤ 300 vpm *	0
H2O	0	0	≤ 67 vpm *	≤ 1 vpm *
Nitrógeno	0.01 vpm **	≤ 1 vpm *	≤ 1 vpm *	≤ 5 vpm *
Argón	0.49 vpm **	≤ 0.1 vpm *	≤ 0.1 vpm *	≤ 0.1 vpm *

\*El término vpm está especificado en ppm con relación al volumen, datos obtenidos según Grupo Air Products

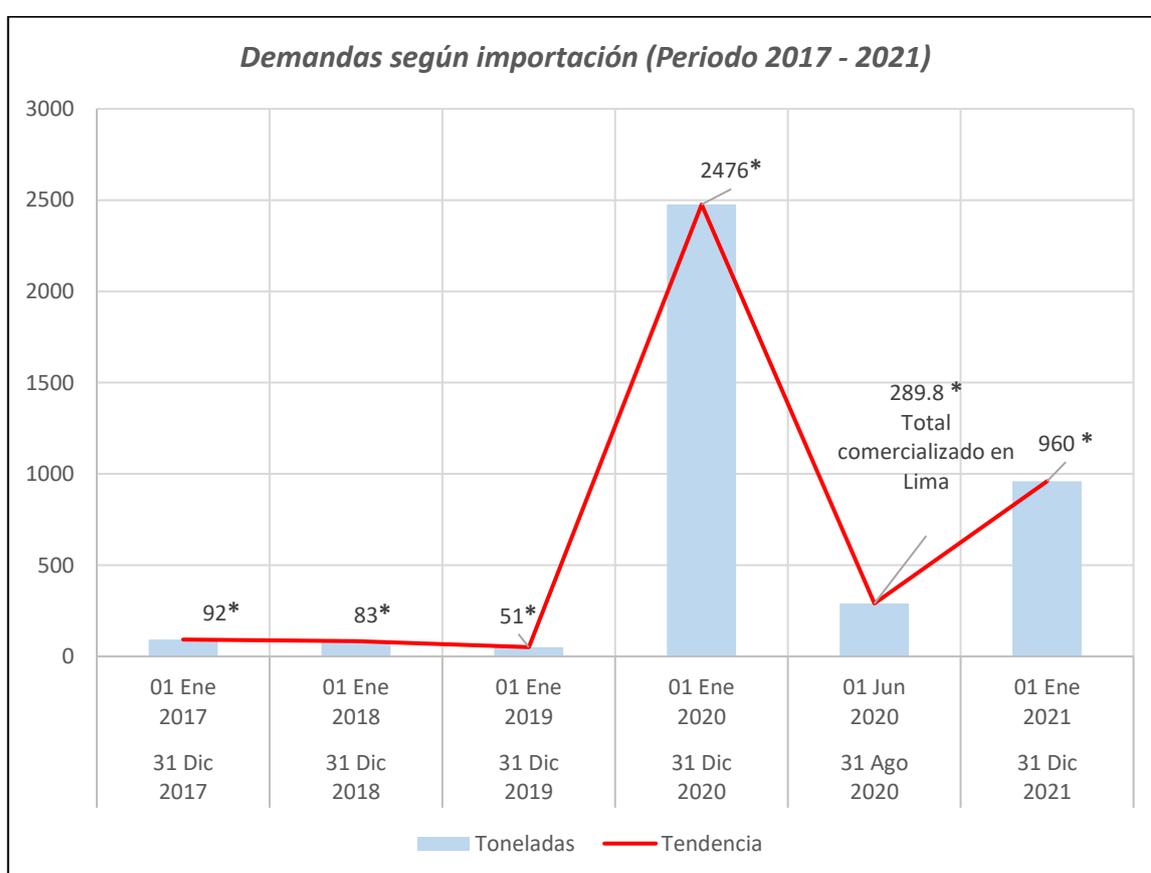
\*\* Datos obtenidos según simulador

Fuente: Elaboración propia

Según la tabla 41, vemos que, el producto cumple con las especificaciones requeridas para poder ser comercializado en 3 tipos de calidad, según el Grupo Air Products.

#### 5.4. Abastecimiento de producción nacional

Según los datos de la figura 93, tenemos una producción de 10 mil kilos por hora, que se traduce en 10 toneladas aproximadamente, según la problemática planteada al inicio de la investigación, en el territorio nacional existe un déficit en promedio de 50 TPD (toneladas por día). La participación que tuvo el oxígeno líquido al 99,5% fue mucho mayor que a purezas menores según los datos publicados por INDECOPI, motivo por el cual se llegó a importar este producto desde el extranjero.

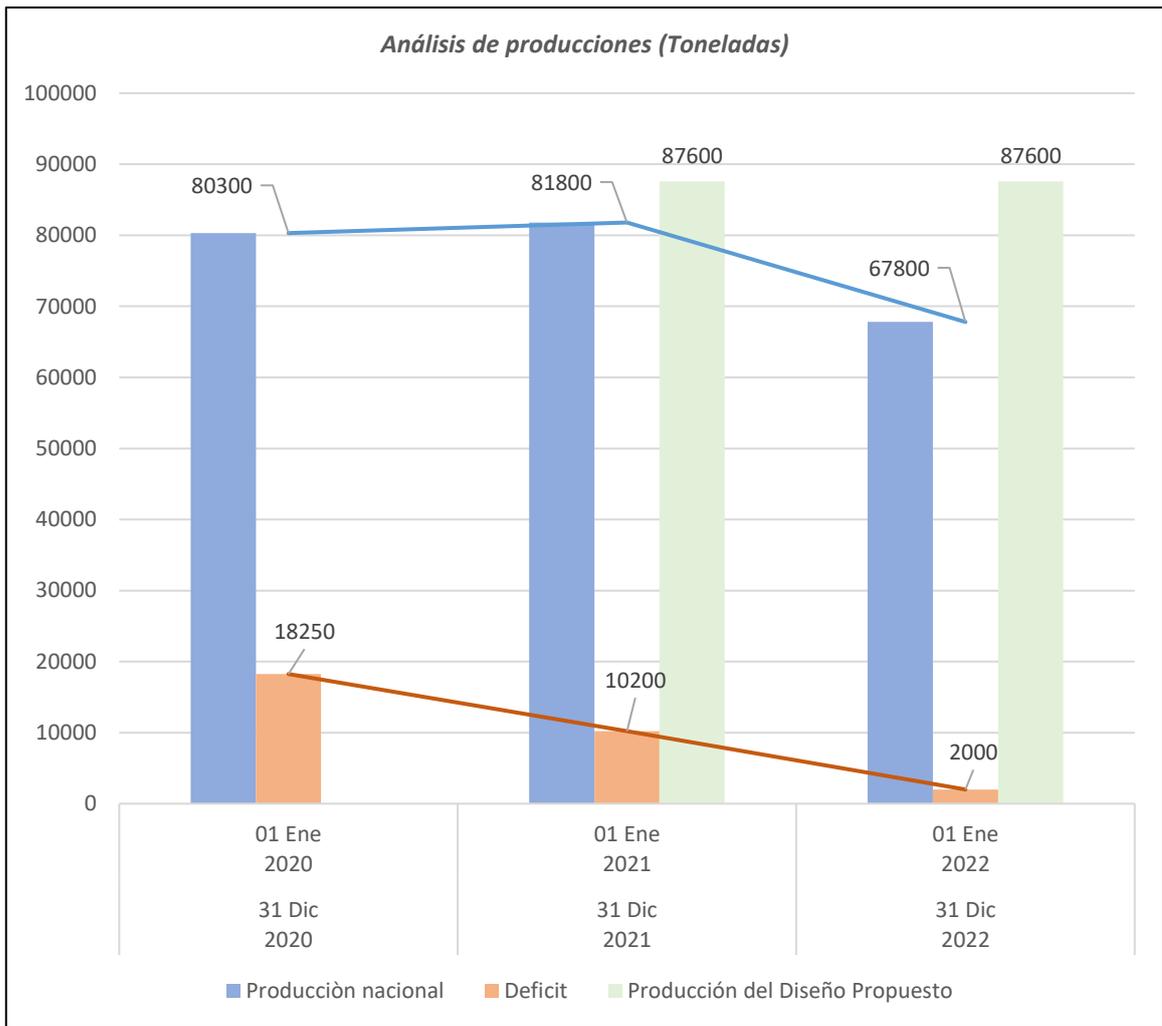


**Figura 94 : Importación de oxígeno líquido**

*Fuente: Elaboración propia en base a los datos publicados por INDECOPI*

*Nota: \*Datos obtenidos de la importación total anual*

En la gráfica 94, el año 2020 representa una importación aproximada de 1095% del total de los 3 años anteriores.



**Figura 95: Abastecimiento al déficit nacional**  
*Fuente: Elaboración propia*

En la figura 95, vemos que el diseño propuesto puede abastecer el déficit nacional y aportar a la producción nacional, haciendo que esta disminuya periódicamente evitando más agotamiento de recursos.

## CAPITULO VI

### DISCUSIÓN

#### 6.1. Discusión de resultados

El proyecto tiene como finalidad un aumento de la pureza del producto, puesto que, la participación de esta dicha pureza y calidad de producto en el año 2020, se presentó a niveles nunca antes vistos en el país, lo que ocasionó déficit y agotamiento de recursos, traduciéndose en pérdidas humanas.

La presente investigación propone un diseño mucho más amplio, como se ha podido observar en el capítulo IV

En lo que respecta a las investigaciones de Leiva et. Al (2020) quienes realizaron estudios con la finalidad de ampliar el volumen de producción y mejorar la producción a escalas granel; definieron sus investigaciones como mejorables, ya que las herramientas necesarias para lograr tal fin, fueron utilizadas en dichas investigaciones, los cuales se encuentran a disposición del potencial investigador en el futuro.

En contraste y tomando en cuenta los antecedentes en la investigación de Cerrada (2017), una planta de producción de oxígeno líquido no es rentable a volúmenes de producción muy bajos. Por ello se realizó rigurosamente el aumento de producción de la planta, ajustando cada mínimo detalle influyente en el volumen final de producto. De tal forma que podamos comercializar no solo una mayor cantidad de oxígeno líquido, sino, un producto de pureza y calidad más alta.

En referencia a la investigación realizada por Barahona (2017) la cual determinó que las variables que definen el desempeño de la planta son, temperatura, presión, flujo, composición molar y fracción de vapor. La investigación realizada sugiere que dichos parámetros son primordiales a la hora de mejorar la producción de nitrógeno requerida

para lograr la criogenización del producto final, asimismo, las dos últimas variables mencionadas son las que corresponden a las requeridas a la hora comercializar el producto.

De acuerdo a la investigación de Arandia (2014), el cual concluyó que la distribución más adecuada para el oxígeno criogénico es en estado líquido ya que permite el almacenamiento de una mayor cantidad de gas que el oxígeno gaseoso medicinal. Nuestro estudio llevado a cabo comercializa aproximadamente 7014 Nm<sup>3</sup>, aproximadamente esto se traduce como 10 toneladas de oxígeno líquido medicinal, lo cual permite lograr un abastecimiento del producto en tiempos de déficit y altas demandas.

En cuanto a la investigación realizada por Tello et. Al. (2015), sostiene que, la fracción de gases que pueden escarpase se difumina en la atmósfera sin causar daños al cambio climático, dado que los gases son puros porque son separados durante el proceso de producción. Nuestro estudio arroja que el gas disipado hacia la atmosfera es el nitrógeno ultrapuro, producido en el tope de la torre T – 301, este último gas representa una ganancia adicional puesto que, su potencial comercialización otorga ingresos del 13% con respecto a la ganancia bruta anual de la planta de producción.

Referente a la investigación de Polo (2013) quien manifiesta que el 55% de oxígeno producido comercialmente se utiliza en la industria metálica (fundición de hierro en acero) el 25% siguiente se emplea en la industria química en la producción de etilenglicol a partir de la reacción del O<sub>2</sub> con el etileno, por último, el 20% restante es usado en la industria medicinal. Nuestra investigación llevada a cabo solo reporta datos de abastecimiento nacional a nivel medicinal y sus respectivos ingresos económico, por lo cual resulta factible analizar los ingresos a un nivel más amplio en el futuro.

## CAPITULO VII

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 7.1. Conclusiones

- La caída de presión de la válvula VLV – 300 evidencia un aumento de la producción de oxígeno líquido, se observa cómo influye principalmente en la fracción de vapor, llegando casi a valores de 1, en consecuencia, aumentando la producción total del producto, debido a que este pasa a estar en concentración gaseosa.
- El ajuste en la proporción de presión con la que trabajan los compresores K – 300 y K – 301 nos reporta también un aumento en la producción total del producto, principalmente ocasionado por la fracción de vapor del producto.
- El descenso de la temperatura en la corriente de descompresión “38” origina un cambio de fase totalmente en el producto final, puesto que este se encuentra en estado 100% gas, en el punto 4.3.1. mencionamos que esta corriente nos permite producir mayor nitrógeno, esto sucede principalmente porque al descomprimirse el aire a temperaturas más bajas, ocasiona que los elementos que lo conforma estén mucho más fraccionados y dispersos lo que permite su separación mucho más fácil al momento de ingresar a la torre de absorción.
- El descenso de temperatura realizado en la alimentación de la columna T – 301, también nos permite aumentar la producción, sin embargo, esta no se refleja de forma considerable, debido a que lo único que nos permite este ajuste es poder separar mucho mejor el oxígeno del aire comprimido que proviene del LNG – 301, lo que se traduce en poder incrementar la pureza.

- El ajuste de flujo realizado en la columna T – 300 es la que nos permite incrementar la producción nitrógeno a partir del aire comprimido que ingresa a la misma.
- Las proporciones de flujo realizados en el divisor TEE – 300, otorgan un mayor volumen de aire comprimido a la sección de criogenización, por ende, un mayor volumen de nitrógeno producido para lograr la criogenización del oxígeno, sin embargo, una de las corrientes que ingresan a la torre T – 301 presentan menor volumen de producción, debido a que la mayor concentración de aire es la que se necesita en el LNG – 301 para que pueda ingresar como alimentación a dicha columna.
- Se observa que al incrementar la pureza del oxígeno líquido la cantidad de volumen producida disminuye considerablemente, como hemos mencionado al inicio de la investigación, a mayor pureza, menor volumen. Dicho incremento se logra principalmente por las temperaturas bajas de las corrientes que ingresan a la columna, logrando una mejor y mayor separación del oxígeno, no sin antes mencionar los ajustes de presión y flujo que fueron necesarios para lograr la criogenización y aumento de volumen.
- Los sistemas de recirculación que fueron implementados, representan un incremento económico a la hora de operar la planta de producción.
- Se establecieron los criterios para una correcta caracterización a la hora de comercializar el producto, dependiendo principalmente de la calidad del mismo.
- El abastecimiento que otorga la planta de producción fueron medidas en escalas anuales para una mejor lectura y proyección de los resultados obtenidos.
- El TIR calculado en la planta de producción de menor pureza, muestra un valor negativo, debido a la participación que se le dio en un determinado año.

## 7.2. Recomendaciones

- La eficiencia de la planta producción no está medida en escalas comerciales más amplias, por lo que se sugiere tomar en cuenta estos factores a la hora de realizar o proponer futuras opciones de mejora.
- Al realizar el comercio del producto se sugiere ajustar los valores del porcentaje de pureza del mismo, puesto que, los diferentes mercados trabajan con calidades determinadas.
- El VAN calculado está establecido en un lapso de tiempo de vida de 5 años del proyecto, por lo que se recomienda tomar en cuenta dicho valor a la hora de realizar un análisis en el despliegue de dicha planta en territorio nacional o internacional, siempre y cuando se conozca el índice de riesgo país.
- Para futura propuestas de mejora o para una mejora en aumento de volumen, se sugiere trabajar con cantidades de aire mayores a las facilitadas por esta investigación, tomando en cuenta la viabilidad de la misma.
- Se recomienda asegurar la correcta operación de las columnas de absorción en todo momento, ya que estas son muy delicadas y pueden representar un despilfarro de capitales si se trabajan con valores que otorguen rendimientos muy precarios.
- Automatizar la operación de la válvula en base las especificaciones del fabricante que se desea adquirir, de tal forma que podamos tener una mejor perspectiva de la variación del volumen de producción.

## CAPITULO VII

### REFERENCIAS

#### 8.1. Fuentes bibliográficas

Barahona, A. (2017) *Simulación de una planta de separación de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno* (Tesis de grado). Universidad de Costa Rica, San José, Costa Rica.

Arandia, M. (2014) *Estudio de factibilidad para la implementación de una fábrica de oxígeno criogénico* (Tesis de grado). Universidad Nacional de Cordoba, Ciudad de Cordoba, Argentina.

Cerrada, P. (2017) *Diseño y análisis de una planta de separación de aire* (Tesis de grado). Universidad Politécnica de Madrid, Madrid, España.

Leiva et. Al. (2020) *Unidades de separación de Aire simulación usando Aspen Hysys* (publicación científica). Polish Journal Of Chemical Technology, Polonia.

Bracero, K. y Cárdenas L. (2020) *Diseño de una planta de obtención de nitrógeno y oxígeno líquido para la facultad de ingeniería química* (Tesis de grado). Universidad Central del Ecuador, Quito, Ecuador.

Bilbao, R. y Cardenas R. (2016) *Proyecto de una planta PSA de generación de oxígeno medicinal para el Hospital Regional Honorio Delgado de Arequipa* (Tesis de grado). Univerisdad Católica de Santa María, Arequipa, Perú.

Luque, S. y Minauro, R (2012) *Diseño del proyecto de un sistema de gestión de la calidad de un laboratorio producto de oxígeno y validación del proceso productivo de oxígeno medicinal en aerosol* (Tesis de grado). Universidad Nacional de San Antonio Abad del Cusco, Cusco, Perú.

Polo, M (2013) *Análisis de viabilidad para la instalación de una sub-planta industrial de oxígeno en la ciudad de puerto Maldonado para optimizar el servicio de*

*oxígeno de la empresa insumos industrial POLO S.C.R.L.* (Tesis de grado).

Universidad Católica de Santa María, Arequipa, Perú.

Alcalde, H. (2014) *Diseño del sistema de transporte de oxígeno medicinal mediante tuberías de cobre en el Hospital Alberto Leopoldo Barton Thompson* (Tesis de grado). Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Lima. Perú.

Salazar, F. (2020) *Estandarización del proceso productivo basado en la norma ISO 9001:2015 en la empresa OXICUSCO SRL, Cusco 2019* (Tesis de grado). Universidad Andina del Cusco, Cusco, Perú.

Arévalo, L. y Ramírez, S. (2018) *Mejora de la disposición del área de envasado de la empresa Messer gases del Perú sede Callao* (Tesis de grado). Universidad de Lima, Lima, Perú.

Tello, J. y Porras, M. & Inga, P. (2015) *Estudio de pre-factibilidad para la instalación de una planta para obtener oxígeno líquido, para uso medicinal e industrial en la región Loreto* (Tesis de grado). Universidad Nacional de la Amazonía Peruana, Iquitos, Perú.

## **8.2. Fuentes electrónicas**

Carburos Metalicos (2010) *Oxígeno*. Recuperado de [http://www.tcbilbao.com/doc\\_prev/fichas/31.pdf](http://www.tcbilbao.com/doc_prev/fichas/31.pdf)

Ingeniería de Fluidos (2016) *Valvula reductora de presión*. Recuperado de <https://www.ingenieriadefluidos.com/valvula-reductora-de-presion>

Tecnología de control Co. (2019) *¿Qué es la válvula criogénica?* Recuperado de <http://www.parrict.com/info/what-is-cryogenic-valve-32240611.html>

Linde Perú (2020) *Oxígeno Líquido Refrigerado*. Recuperado de <https://www.linde.pe/-/media/corporate/praxair-peru/documents/hojas-de-datos-de-seguridad/oxigeno-liquido-2020.pdf?la=es-pe>

Infrasal del Salvador (2020) *Tanques criogénicos*. Recuperado de <https://www.infrasal.com/gases/formas-de-suministro/tanques-criogenicos>

### 8.3. Fuentes hemerográficas

Gestión Perú (2020) *Demanda de oxígeno superó su capacidad de producción*. Recuperado de <https://gestion.pe/peru/planta-de-oxigeno-advierte-que-demanda-supero-su-capacidad-de-produccion-nndc-noticia/?ref=gesr>

Defensoría del pueblo (2020) *Crisis de oxígeno para pacientes COVID – 19: Alternativas de solución*. Recuperado de <https://www.defensoria.gob.pe/wp-content/uploads/2020/06/Serie-Informes-Especiales-N%C2%BA-017-2020-DP.pdf>

Indecopi Perú (2020) *Sobre el mercado de oxígeno medicinal*. Recuperado de <https://www.indecopi.gob.pe/documents/1902049/2501877/Reporte+de+Mercad+de+Ox%C3%ADgeno.pdf/9ad5d9db-3e19-50bd-b4d2-f8559c4fe1fa>

Indecopi Perú (2020) *Mercado de oxígeno medicinal*. Recuperado de <https://www.indecopi.gob.pe/documents/1902049/2501877/Reporte+de+Mercad+de+Ox%C3%ADgeno.pdf/9ad5d9db-3e19-50bd-b4d2-f8559c4fe1fa>

Congreso de la República (2020) *Ley que autoriza de manera permanente el uso de oxígeno medicinal a una concentración no menor al 93%*. Recuperado de [https://www.leyes.congreso.gob.pe/Documentos/2016\\_2021/Proyectos\\_de\\_Ley\\_y\\_de\\_Resoluciones\\_Legislativas/PL05669-20200701.pdf](https://www.leyes.congreso.gob.pe/Documentos/2016_2021/Proyectos_de_Ley_y_de_Resoluciones_Legislativas/PL05669-20200701.pdf)

Diario el Peruano (2021) *Ley que regula, autoriza, asegura y garantiza el uso de oxígeno medicinal en los establecimientos de salud públicos y privados*. Recuperado de <https://busquedas.elperuano.pe/download/url/decreto-supremo-que-aprueba-el-reglamento-de-la-ley-n-31113-decreto-supremo-n-010-2021-minsa-1931251-3>

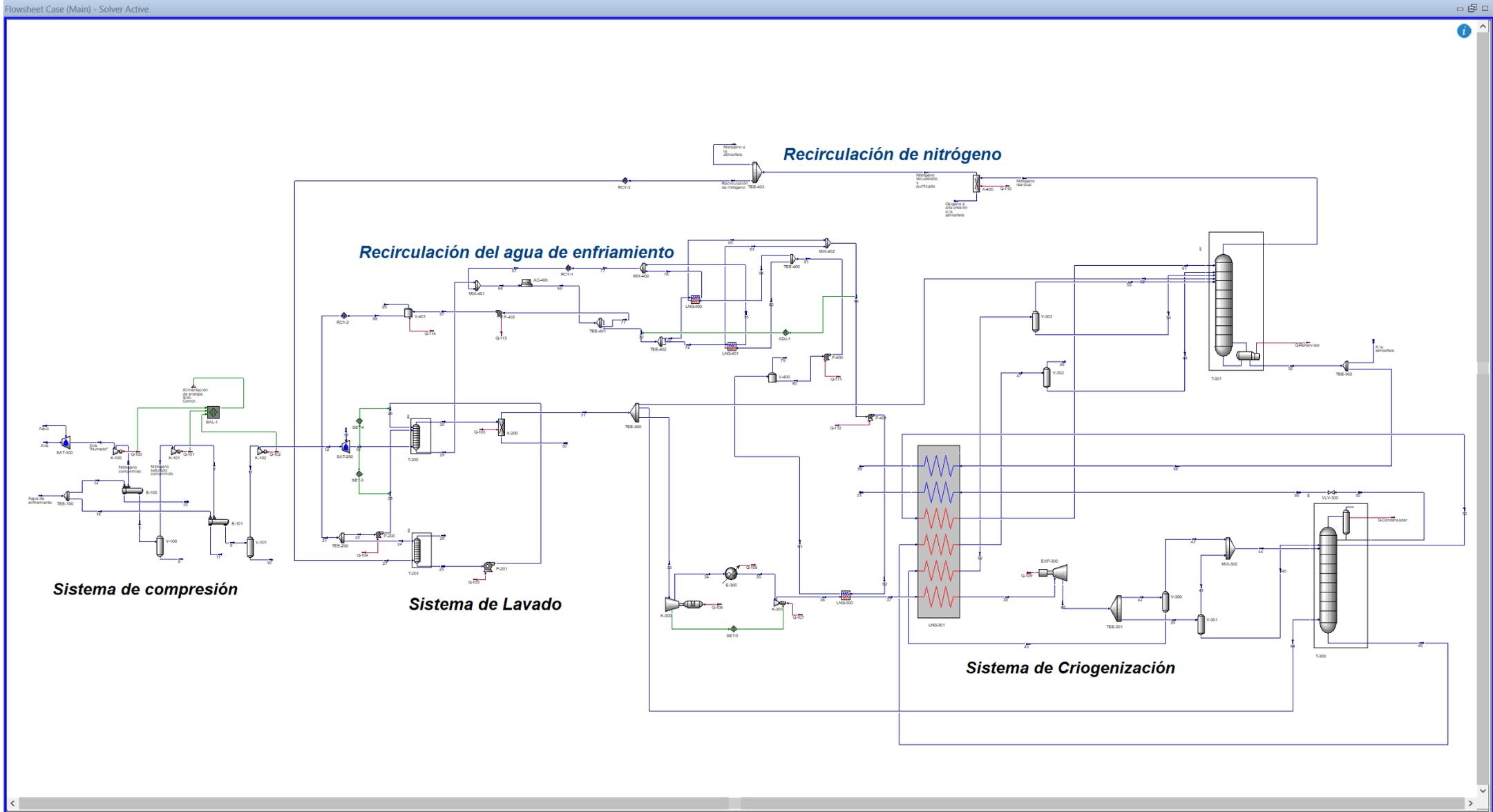
## **ANEXOS**

### Anexo 1. Matriz de Consistencia

PROBLEMA	OBJETIVOS	HIPOTESIS	VARIABLES E INDICADORES	METODOLOGIA Y TECNICAS	INSTRUMENTOS
<b>Problema General</b>	<b>Objetivo General</b>	<b>Hipótesis general</b>	<b>Variables</b>	<b>Tipo de investigación</b>	<b>Software y Cálculos</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>¿Cómo la simulación y modelado del proceso nos permitirá a incrementar la pureza del oxígeno líquido y elevar la productividad de la planta?</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Realizar una mejora del proceso de producción para incrementar la pureza del oxígeno líquido y la productividad de la planta.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Es posible la mejora del proceso mediante la simulación para incrementar la pureza del oxígeno y elevar la productividad de la planta.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li><b>Variable independiente (X)</b></li> <li>X: Diseño y optimización de una planta de oxígeno líquido</li> </ul>	<p>La presente investigación es experimental, puesto que, con la facilidad de la utilidad del simulador, permite realizar la manipulación de variables en condiciones controladas y observar el grado en que estas producen un efecto determinado en las diferentes etapas del proceso de producción, concretamente en el proceso de criogenización.</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Se utilizó Aspen Hysys para simular, analizar y corroborar la mejora del sistema</li> <li>Se utilizó el software MS Excel para los cálculos básicos de balances</li> </ul>
<b>Problemas Específicos</b>	<b>Objetivos Específicos</b>	<b>Hipótesis específicas</b>	<b>Indicadores</b>	<b>Diseño de la investigación</b>	<b>Literatura</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>¿En qué medida la variación de presión utilizada en el proceso de criogenización incrementará la productividad y pureza del oxígeno líquido?</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Ajustar la variación de presión en la corriente de descarga del nitrógeno del condensador para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Es posible ajustar la variación de presión en la corriente de descarga del nitrógeno del condensador para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li><b>Variable dependiente (Y)</b></li> <li>Y: Elevar su pureza al 99,5%</li> </ul>	<p>La presente investigación presenta un diseño descriptivo, puesto que, describe todo el proceso, sub procesos y equipos con la finalidad de detallar las operaciones realizadas en el proceso de producción de oxígeno líquido (LOX) hasta la manipulación de las variables indicadas en los objetivos de la investigación.</p>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Se utilizó las referencias bibliográficas para la recolección de datos e información</li> </ul>
<ul style="list-style-type: none"> <li>¿En qué medida la variación de temperatura utilizada en la corriente de descompresión incrementara la productividad del oxígeno líquido?</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Ajustar la tasa de descarga de nitrógeno en la columna de absorción con condensado total para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Es posible ajustar la tasa de descarga de nitrógeno en la columna de absorción con condensado total para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Presión</li> <li>Temperatura</li> <li>Flujo</li> <li>Fracción de vapor</li> <li>Fracción molar</li> </ul>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>¿En qué medida la tasa de descarga de nitrógeno en la columna de absorción con condensado total incrementara la productividad y pureza de oxígeno líquido?</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Ajustar la temperatura en la corriente de descompresión para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Es posible ajustar la temperatura en la corriente de descompresión para incrementar la productividad y pureza del oxígeno líquido.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li><b>Pureza 99,5%:</b></li> <li>Calidad</li> <li>Utilidad</li> </ul>		
<ul style="list-style-type: none"> <li>¿En qué medida la implementación de sistemas de recirculación incrementará el rendimiento de planta?</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Implementar sistemas de recirculación para incrementar el rendimiento de la planta.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Es posible implementar sistemas de recirculación para incrementar el rendimiento de la planta.</li> </ul>			

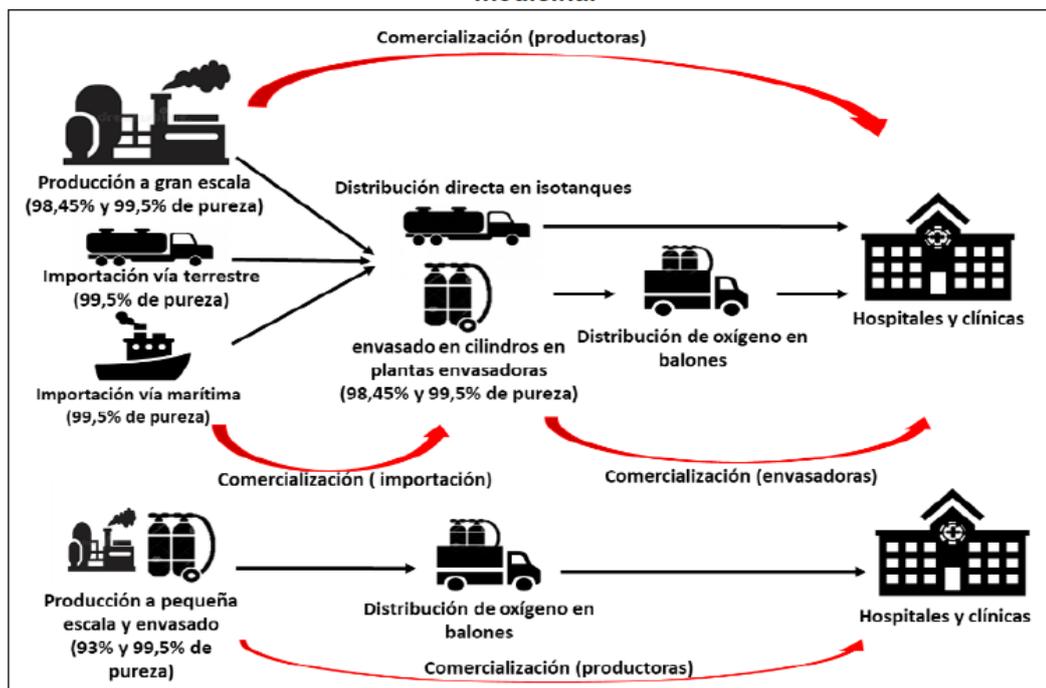
Fuente: Elaboración propia

## Anexo 2. Process Flow Diagram realizado en Aspen Hysys



### Anexo 3. Cadena de proceso

#### Cadena de fabricación, importación, envasado y comercialización del oxígeno medicinal



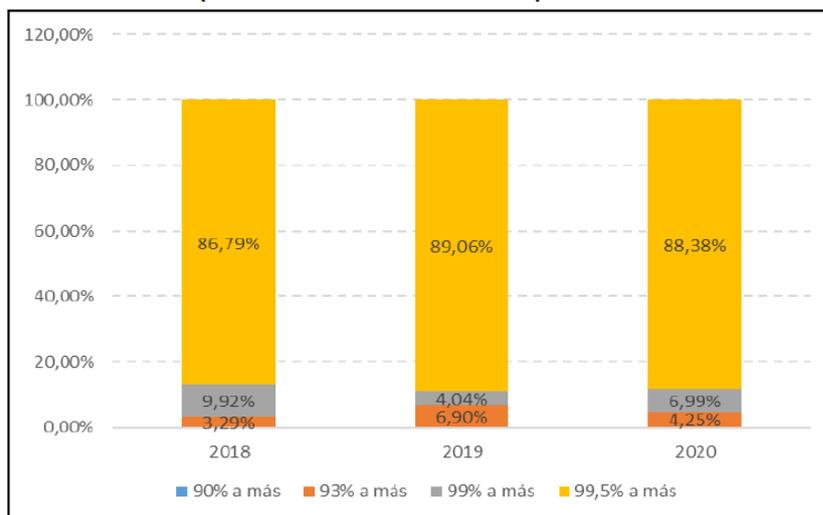
Fuente: Entrevistas a los agentes del mercado y Sunat

Elaboración: Secretaría Técnica

INSTITUTO NACIONAL DE DEFENSA DE LA COMPETENCIA Y DE LA PROTECCIÓN DE LA PROPIEDAD INTELECTUAL

### Anexo 4. Participación de los tipos de pureza del oxígeno

#### Participación del oxígeno medicinal por nivel de pureza del total requerido (2018-setiembre de 2020)\*



\*En un solo caso se requirió un oxígeno de pureza superior al 90%. Este requerimiento corresponde al proceso DIRECTA-PROC-10-2020-DIRSAPOL-UE 020-1.

Fuente: SEACE

Elaboración: Secretaría Técnica

## Anexo 5. Importadores de oxígeno

### Importadores de oxígeno medicinal

Empresa importadora	Fabricante	Ubicación del fabricante
Grupo Air Products Perú	Indura Ecuador S.A.	Ecuador
Grupo Air Products Perú	Indura A.S. - Chile	Chile
Criogas S.A.C.	Swissgas Del Ecuador S.A.	Ecuador
Marinasol S.A.	Swissgas Del Ecuador S.A.	Ecuador
Oxyman Comercial S.A.C.	Air Liquide Chile S.A.	Chile
Oxyman Comercial S.A.C.	Air Liquide Trinidad & Tobago Limited	Trinidad y Tobago
Grupo Praxair Perú	Praxair Gases Industriales LTDA - Colombia	Colombia
Grupo Praxair Perú	Oxígenos de Colombia LTDA	Colombia
Grupo Praxair Perú	Praxair Costa Rica S.A.	Costa Rica
Grupo Praxair Perú	Linde Gas Ecuador S.A.	Ecuador
Grupo Praxair Perú	Air Liquide Chile S.A.	Chile
Grupo Praxair Perú	Linde Gas Chile S.A.	Chile

\*Incluye a las empresas Praxair Perú S.R.L., Linde Gas Perú S.A. y Tecnogas S.A.

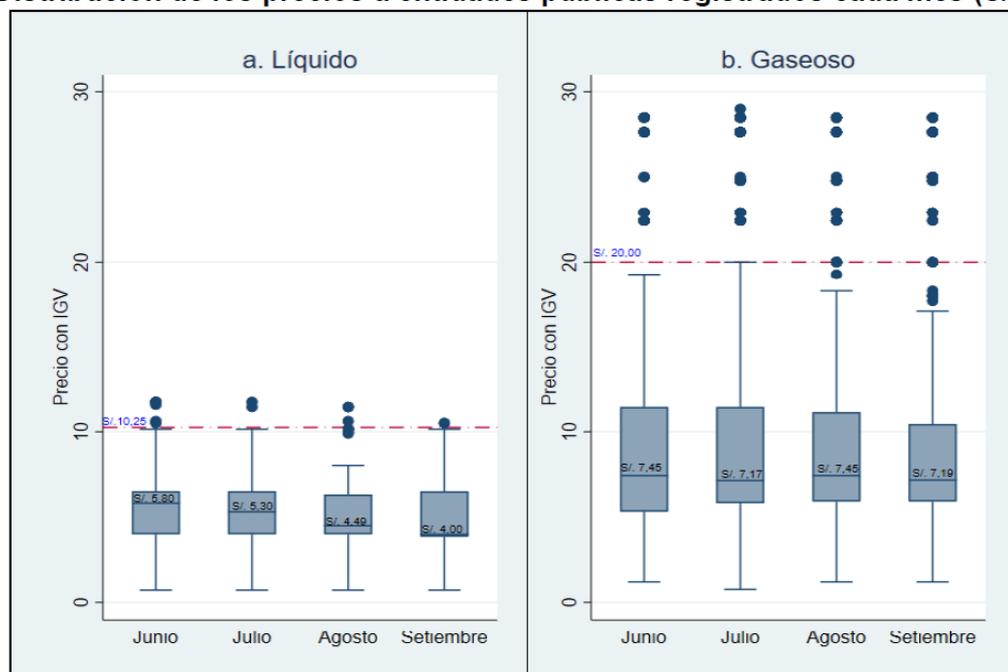
\*\* Incluye a las empresas Air Products Perú S.A. e Indura Perú S.A.

Fuente: Digemid

Elaboración: Secretaría Técnica

## Anexo 6. Precios del oxígeno

### Distribución de los precios a entidades públicas registrados cada mes (S/.)\*



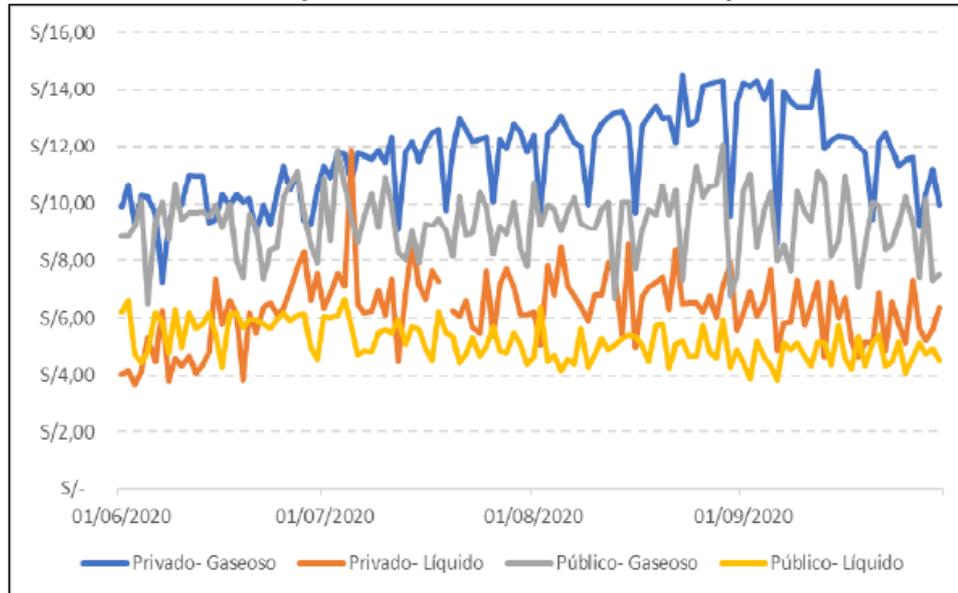
\*Se cuenta con información parcial de los precios del oxígeno comercializado en setiembre de 2020

Fuente: Respuestas a requerimientos de información

Elaboración: Secretaría Técnica

**Anexo 7. Promedio de precios por cliente**

**Precio promedio por presentación y tipo de cliente  
(Junio - Setiembre de 2020)\***



\*Se cuenta con información parcial de los precios del oxígeno comercializado en setiembre de 2020

Fuente: Respuestas a requerimientos de información

Elaboración: Secretaría Técnica

**Anexo 8. Precio promedio por m<sup>3</sup>**

**Precio promedio adjudicado por m<sup>3</sup> de oxígeno medicinal**

<b>Año</b>	<b>Entre 0 y 50 mil m<sup>3</sup></b>	<b>Entre 50 mil y 100 mil m<sup>3</sup></b>	<b>Más de 100 mil m<sup>3</sup></b>
<b>2018</b>	S/ 9,28	S/ 2,33	S/ 1,65
<b>2019</b>	S/ 9,77	S/ 5,66	S/ 3,09
<b>2020</b>	S/ 10,03	S/ 5,87	S/ 2,66
<b>Promedio (2018-2020)*</b>	S/ 9,69	S/ 4,53	S/ 2,48

\*Cabe precisar que estos valores corresponden al promedio de todos los precios por m<sup>3</sup> adjudicados del 2018 a setiembre del 2020.

Fuente: SEACE

Elaboración: Secretaría Técnica

## Anexo 9. Formas de suministro

### FORMAS DE SUMINISTRO

El Oxígeno se suministra en estado gaseoso en botellas y bloques de botellas a 200 bar de presión y en fase líquida en recipientes criogénicos móviles: dewars, pallet tank y depósitos criogénicos estáticos de hasta 50.000 Nm<sup>3</sup> de capacidad.

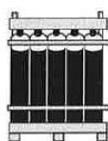
Tipo de envase <sup>(1)</sup>	Capacidad geométrica (litros)	Diámetro exterior (mm)	Longitud (mm)	Tara (kg)	Capacidad de gas (Nm <sup>3</sup> )	Presión de llenado (bar a 15°C)
X2S	2	140	200	6	0,4	200
X5S	5	140	450	10	1,1	200
X10S	10	140	815	15	2,1	200
X30S	30	229	970	44	6,4	200
X50S	50	229	1.550	65	10,6	200
12x50S	600	880x1.200x1.620 <sup>(2)</sup>		930	127,2	200
23x50S	1.150	1.035x1.250x1.860 <sup>(2)</sup>		1.650	243,8	200
D200Z	195	508	1.620	150	112	8-12
D450Z	450	790	1.620	574	291	20
D600S	666	1.200x1.100x1.440 <sup>(2)</sup>		560	430	8
de 3.000 hasta 50.000	3.000 hasta 50.000	1.600 hasta 2.500	4.600 hasta 16.000	3.000 hasta 27.500	2.400 hasta 40.000	18

(1) Otras capacidades a consultar.

(2) Largo x ancho x alto.



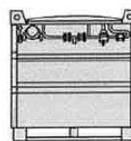
BOTELLAS



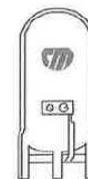
BLOQUE



DEWAR



PALLET TANK



DEPÓSITO CRIOG. ESTÁTICO

## Anexo 10. Acoplamiento de válvulas

### ACOPLAMIENTOS DE VÁLVULAS

#### Acoplamiento botella:

<b>Tipo</b>	F
<b>Salida gas</b>	W 22,91-14 h/1" drcha. hembra
<b>Material</b>	Latón

#### Acoplamiento bloque

<b>Salida gas (CM)</b>	1"-11 h/1" drcha. macho
<b>(Gasin)</b>	M-35x2 drcha. macho
<b>Material</b>	Latón

#### Acoplamiento Dewar

<b>Salida gas</b>	W22,91-14h/1" drcha. hembra
<b>Salida líquido</b>	M24x1,5 drcha. macho
<b>Material</b>	Acero inoxidable

#### Acoplamiento pallet tank

<b>Salida líquido</b>	Rosca trapezoidal 80x10 izquierdas
<b>Material</b>	Latón

## Anexo 11. Codificación y equivalencias

### *CODIFICACIÓN COLOR BOTELLA*

<i>Cuerpo</i>	<i>Negro</i>
<i>Ojiva</i>	<i>Blanco</i>
<i>Franja</i>	<i>Blanco</i>

### *3LA EQUIVALENCIAS*

<i>m<sup>3</sup></i>	<i>kg</i>	<i>l</i>
<i>1</i>	<i>1,338</i>	<i>1,172</i>
<i>0,747</i>	<i>1</i>	<i>0,876</i>
<i>0,853</i>	<i>1,141</i>	<i>1</i>