

**UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA**  
**SEDE CUENCA**

**CARRERA DE INGENIERÍA MECATRÓNICA**

*Trabajo de titulación previo a la  
obtención del título de Ingeniero  
Mecatrónico*

**PROYECTO TÉCNICO:**

**“DISEÑO DE UNA PLANTA CRIOGÉNICA SEPARADORA DE AIRE EN LA  
CIUDAD DE CUENCA-ECUADOR”**

**AUTORES:**

CARLOS ANDRÉS BELTRÁN SEMPÉRTEGUI

DARÍO BERNARDO PULLA IÑIGUEZ

**TUTOR:**

ING. ÁNGEL EUGENO CÁRDENAS CADME, MSc.

CUENCA – ECUADOR

2021

## CESIÓN DE DERECHOS DE AUTOR

Nosotros, Carlos Andrés Beltrán Sempértegui con documento de identificación N° 0105501639 y Darío Bernardo Pulla Iñiguez con documento de identificación N° 0105181424, manifestamos nuestra voluntad y cedemos a la Universidad Politécnica Salesiana la titularidad sobre los derechos patrimoniales en virtud de que somos autores del trabajo de titulación: “**DISEÑO DE UNA PLANTA CRIOGÉNICA SEPARADORA DE AIRE EN LA CIUDAD DE CUENCA-ECUADOR**”, mismo que ha sido desarrollado para optar por el título de: *Ingeniero Mecatrónico*, en la Universidad Politécnica Salesiana, quedando la Universidad facultada para ejercer plenamente los derechos cedidos anteriormente.

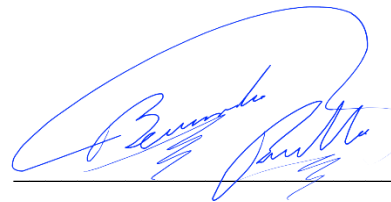
En aplicación a lo determinado en la Ley de Propiedad Intelectual, en nuestra condición de autores nos reservamos los derechos morales de la obra antes citada. En concordancia, suscribimos este documento en el momento que hacemos la entrega del trabajo final en formato digital a la Biblioteca de la Universidad Politécnica Salesiana.

Cuenca, julio de 2021.



Carlos Andrés Beltrán Sempértegui

C.I. 0105501639



Darío Bernardo Pulla Iñiguez

C.I. 0105181424

## CERTIFICACIÓN

Yo, declaro que bajo mi tutoría fue desarrollado el trabajo de titulación: “**DISEÑO DE UNA PLANTA CRIOGÉNICA SEPARADORA DE AIRE EN LA CIUDAD DE CUENCA-ECUADOR**”, realizado por Carlos Andrés Beltrán Sempértegui y Darío Bernardo Pulla Ñíguez, obteniendo el *Proyecto Técnico*, que cumple con todos los requisitos estipulados por la Universidad Politécnica Salesiana.

Cuenca, julio de 2021.



Ing. Ángel Eugenio Cárdenas Cadme, MSc.

C.I. 0301631966

## DECLARATORIA DE RESPONSABILIDAD


Nosotros, Carlos Andrés Beltrán Sempértegui con documento de identificación N° 0105501639 y Darío Bernardo Pulla Iñiguez con documento de identificación N° 0105181424, autores del trabajo de titulación: “**DISEÑO DE UNA PLANTA CRIOGÉNICA SEPARADORA DE AIRE EN LA CIUDAD DE CUENCA-ECUADOR**”, certificamos que el total contenido del *Proyecto Técnico*, es de nuestra exclusiva responsabilidad y autoría.

Cuenca, julio de 2021.



Carlos Andrés Beltrán Sempértegui

C.I. 0105501639



Darío Bernardo Pulla Iñiguez

C.I. 0105181424

## **Dedicatoria**

Dedico esta tesis a mis padres, por haberme dado la oportunidad de estudiar, por haberme formado en la persona que soy hoy en día, por apoyarme y estar ahí en todos los logros incluyendo este, se los debo a ellos, por el apoyo otorgado día a día para poder cumplir con todos mis sueños, fomentándome la responsabilidad y el estudio, enseñándome a levantarme después de cada caída y sobre todo dándome su cariño y fortaleza para alcanzar todas las metas que me he propuesto en la vida. A mi hermana por el apoyo que siempre me ha dado durante toda mi vida universitaria y por apoyarme en los momentos más duros. A mis amigos por ser un apoyo en el día a día, por estar conmigo en las buenas y en las malas, y sobre todo por brindarme su amistad.

**Carlos Andrés Beltrán Sempértegui**

A todos los seres buenos que han caminado junto a mí, Dios sabe quienes son.

**Darío Bernardo Pulla Iñiguez**

## **Agradecimientos**

Primero gracias a Dios por permitirme tener una gran familia, la cual me dio la oportunidad de estudiar esta hermosa carrea, gracias por apoyarme en cada decisión y proyecto que me he planteado durante toda mi vida, sobre todo en estos últimos tiempos que realizaba mi trabajo de titulación, en el que me apoyaron día a día para poder conseguir mi meta. También quiero agradecer a mi compañero Darío Pulla con quien conformamos un gran grupo de trabajo, pero sobre todo una gran amistad. También quiero agradecer a mis amigos por brindarme su amistad y apoyo en todo momento.

**Carlos Andrés Beltrán Sempértégui**

Al Todopoderoso por sus bendiciones, a la Universidad, cogestora de mi formación profesional, a nuestro apreciado director del trabajo de titulación, Ing. Eugenio Cárdenas, a todos mis profesores y condiscípulos. Gracias infinitas.

**Darío Bernardo Pulla Iñiguez**

## Resumen

El objetivo del presente trabajo de titulación es diseñar una planta criogénica separadora de aire en la ciudad de Cuenca-Ecuador, con miras a implementarla posteriormente. Esto en consideración al elevado crecimiento industrial que tiene esta ciudad en los últimos años y la cada vez más evidente necesidad de desarrollar nuevas áreas y productos de la industria, que por un lado impulsen la productividad en la provincia y por otro, mejoren los precios de ciertos productos que se ven afectados en su valor por la tasa correspondiente al transporte desde otros polos de desarrollo como Guayaquil y Quito.

La investigación que se ha desarrollado es de tipo aplicada, con diseño experimental, donde se manipulan variables ambientales como temperatura y presión en la ciudad de Cuenca. Esto permite un diseño óptimo de la unidad separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno.

El modelado matemático implicó diversas condiciones de diseño como el diagrama T-S (Temperatura-Entropía), herramienta muy útil y común en procesos termodinámicos; el método McCabe-Thiele para el análisis de destilación binaria; y, diversas normativas como la ASME o TEMA, muy útiles en el dimensionamiento de los equipos.

Como valores finales se obtuvieron las dimensiones de los diversos equipos que conforman la planta separadora de aire, así como los caudales de nitrógeno y oxígeno con una pureza del 99 %, lo que garantiza que el producto sería de calidad y cumpliría los requerimientos de la industria y los estándares exigidos por el propio gobierno ecuatoriano con respecto al oxígeno medicinal.

Finalmente se demuestra en el presente trabajo, la factibilidad de la implementación de la planta separadora de aire en la ciudad de Cuenca, haciendo uso de indicadores de valor como el VAN y el TIR, los cuales se establecieron en más de 7 millones de dólares y en casi un 500 % respectivamente, demostrando así que el proyecto es viable.

**Palabras clave:** Adsorción, compresión, columnas de destilación, criogenia, destilación, licuefacción.

# Índice

Cesión de Derechos de Autor	I
Certificación	II
Declaratoria de Responsabilidad	III
Dedicatoria	IV
Agradecimientos	V
Resumen	VI
<b>1. Introducción</b>	<b>1</b>
<b>2. Problema de estudio</b>	<b>2</b>
2.1. Antecedentes . . . . .	2
2.2. Importancia y Alcance . . . . .	3
2.3. Delimitación . . . . .	3
2.3.1. Delimitación geográfica . . . . .	3
2.3.2. Delimitación temporal . . . . .	3
2.3.3. Delimitación institucional . . . . .	4
2.4. Problema general . . . . .	4
2.5. Problemas específicos . . . . .	4
<b>3. Objetivos</b>	<b>4</b>
3.1. Objetivo General . . . . .	4
3.2. Objetivos Específicos. . . . .	4
<b>4. Hipótesis</b>	<b>5</b>
4.1. Hipótesis General . . . . .	5
4.2. Hipótesis Específicas . . . . .	5
<b>5. Matriz de consistencia</b>	<b>5</b>
<b>6. Marco teórico referencial</b>	<b>7</b>
6.1. El aire . . . . .	7



6.1.1.	Variables del aire . . . . .	7
6.1.1.1.	Temperatura . . . . .	7
6.1.1.2.	Presión . . . . .	8
6.1.2.	Oxígeno . . . . .	8
6.1.2.1.	Oxígeno medicinal . . . . .	8
6.1.2.2.	Oxígeno industrial . . . . .	9
6.1.3.	Nitrógeno . . . . .	9
6.2.	Métodos de obtención del oxígeno y nitrógeno . . . . .	10
6.2.1.	Método de adsorción (PSA) . . . . .	11
6.2.2.	Método de fraccionamiento parcial o criogénico . . . . .	14
6.2.2.1.	Compresión . . . . .	15
6.2.2.2.	Enfriamiento del Aire . . . . .	17
6.2.2.3.	Purificación del Aire . . . . .	18
6.2.2.4.	Licuefacción del Aire . . . . .	21
6.2.2.5.	Destilación Fraccionada Criogénica . . . . .	25
6.2.2.5.1.	Separación criogénica de Linde . . . . .	26
6.2.2.5.2.	Separación criogénica Linde-Claude fase gaseosa . . . . .	28
6.2.2.5.3.	Separación criogénica Linde-Claude fase líquida . . . . .	29
<b>7.</b>	<b>Marco metodológico</b>	<b>30</b>
7.1.	Diseño mecatrónico de la planta criogénica separadora de aire . . . . .	30
7.1.1.	Valores iniciales . . . . .	30
7.1.2.	Cálculos y diseño del proceso de separación de aire . . . . .	31
7.1.2.1.	Filtrado preliminar . . . . .	32
7.1.2.2.	Compresión y licuefacción . . . . .	35
7.1.2.3.	Destilación . . . . .	42
7.1.2.3.1.	Columna de alta presión . . . . .	50
7.1.2.3.2.	Columna de baja presión . . . . .	58
7.1.3.	Diseño mecánico . . . . .	64
7.1.3.1.	Columnas de destilación . . . . .	64
7.1.3.2.	Intercambiadores de calor . . . . .	68
7.1.3.3.	Purificadores de aire . . . . .	70
7.1.3.4.	Tuberías y válvulas . . . . .	71
7.1.3.5.	Tanque de almacenamiento de productos finales . . . . .	72
7.2.	Simulación del modelo . . . . .	75

7.2.1. Simulación mediante CocoSimulator . . . . .	75
7.2.2. Lazos de control . . . . .	81
7.3. Factibilidad económica . . . . .	87
<b>8. Resultados</b>	<b>94</b>
8.1. Diseño de la planta . . . . .	94
8.1.1. Equipos de la planta y flujos de productos finales . . . . .	94
8.2. Simulación del modelo . . . . .	97
8.2.1. Lazos de control . . . . .	98
8.3. Viabilidad económica . . . . .	99
<b>9. Conclusiones</b>	<b>100</b>
<b>10.Recomendaciones</b>	<b>101</b>
<b>Referencias</b>	<b>105</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>106</b>

## Lista de Tablas

1.	Matriz de consistencia lógica. . . . .	6
2.	Composición del aire. . . . .	7
3.	Eficiencia según la cantidad de separadores centrífugos en paralelo. . . . .	35
4.	Resumen diagrama T-S. . . . .	37
5.	Mezcla binaria $O_2/N_2$ a 5 atm . . . . .	41
6.	Corrientes de salida de aire . . . . .	42
7.	Resumen columna de alta presión (5 atm) . . . . .	58
8.	Mezcla binaria $O_2/N_2$ a 1 atm . . . . .	59
9.	Resumen columna de baja presión (1 atm) . . . . .	64
10.	Características del intercambiador del tubo y carcasa . . . . .	70
11.	Especificaciones de la Zeolita 13x-AS . . . . .	71
12.	Especificaciones para la tubería del proceso . . . . .	72
13.	Temperatura y presión en líneas del proceso de licuefacción . . . . .	77
14.	Caudales de entrada zona de destilación . . . . .	77
15.	Precio de maquinaria . . . . .	87
16.	Salarios anuales . . . . .	90
17.	Costos Anuales y Unitarios de Producción de Oxígeno y Nitrógeno . . . . .	91
18.	Variación de ingresos y egresos . . . . .	93
19.	Condiciones ambientales promedio de la Ciudad de Cuenca . . . . .	94
20.	Filtros preliminares . . . . .	94
21.	Compresor . . . . .	95
22.	Diseño de columnas de destilación . . . . .	96
23.	Tanque de almacenamiento de oxígeno y nitrógeno líquido . . . . .	96
24.	Datos obtenidos de la simulación . . . . .	98
25.	Viabilidad económica . . . . .	99

## Lista de Figuras

1.	Oxígeno medicinal. . . . .	8
2.	Oxígeno industrial. . . . .	9
3.	Nitrógeno. . . . .	9
4.	Proceso de separación del aire por el método de destilación. . . . .	10
5.	Proceso de separación de aire por el método de adsorción. . . . .	11
6.	Esquema general de separación por variación de presión. . . . .	13
7.	Complejo compresor-turbina. . . . .	16
8.	Separador de agua. . . . .	17
9.	Tamices moleculares por adsorción. . . . .	20
10.	Proceso de cuatro tiempos VPSA. . . . .	21
11.	Diagrama TS del aire. . . . .	22
12.	Licuación del aire mediante expansión isoentrópica (Proceso Claude). . . . .	23
13.	Licuación del aire conforme al proceso mixto Linde-Claude. . . . .	24
14.	Curvas de presión de vapor del aire y sus componentes mayoritarios y diagramas isobáricos de equilibrio del sistema binario $N_2/O_2$ . . . . .	25
15.	Instalación de fraccionamiento con columna única de agotamiento y diagrama de McCabe-Thiele correspondiente a una mezcla binaria de $N_2/O_2$ . (Proceso Linde) . . . . .	26
16.	Proceso con doble columna de fraccionamiento y laminación (Proceso Linde)	27
17.	Esquema de un proceso de alta presión para la obtención de oxígeno y nitrógeno criogénicos . . . . .	30
18.	Separador centrífugo . . . . .	33
19.	Proceso de compresión y licuefacción . . . . .	36
20.	Proceso de compresión y licuefacción . . . . .	36
21.	Corrientes en la columna de destilación . . . . .	43
22.	Zona de rectificación . . . . .	44
23.	Zona de agotamiento . . . . .	45
24.	Zona de alimentación . . . . .	46
25.	Diagrama x-y . . . . .	47
26.	Área del plato y vertedero . . . . .	48
27.	Correlación de Fair . . . . .	50
28.	Código MATLAB para método McCabe-Thiele . . . . .	52
29.	Diagrama xy a 5 atm . . . . .	53

30.	Método McCabe-Thiele diagrama xy 5 atm . . . . .	54
31.	Diagrama xy a 1 atm . . . . .	60
32.	Método McCabe-Thiele diagrama xy 1 atm . . . . .	61
33.	Plato perforado . . . . .	64
34.	Cabezal toriesférico de ASME . . . . .	66
35.	Esquema intercambiador de calor de tubo y carcasa . . . . .	69
36.	Intercambiador de calor . . . . .	70
37.	Esquema tanque criogénico de almacenamiento . . . . .	73
38.	Flujo de entrada simulación . . . . .	76
39.	Parámetros del compresor . . . . .	76
40.	Esquema del proceso de licuefacción . . . . .	77
41.	Columna de alta presión 5 bar . . . . .	78
42.	Columna de baja presión 1 bar . . . . .	78
43.	Diagrama de McCabe-Thiele de la columna de alta presión . . . . .	79
44.	Diagrama de McCabe-Thiele de la columna de baja presión . . . . .	79
45.	Esquema de Simulación de Planta Criogénica Separadora de Aire . . . . .	80
46.	Purezas de Oxígeno y Nitrógeno . . . . .	80
47.	Lazo de control del PIC 100 . . . . .	82
48.	Lazo de control del PIC 101 . . . . .	82
49.	Lazo de control del PIC 102 . . . . .	83
50.	Lazo de control del PIC 103 . . . . .	83
51.	Lazo de control del PIC 104 . . . . .	84
52.	Lazo de control del LIC 105 . . . . .	85
53.	Lazo de control del LIC 106 . . . . .	86
54.	Lazo de control del PIC 107 . . . . .	86
55.	Layout de la planta . . . . .	97

# 1. Introducción

La propuesta investigativa que se presenta, el Diseño de una planta criogénica separadora de aire, tiene plena vigencia ante el crecimiento poblacional e industrial de la zona austral del país y de su núcleo más importante que es la ciudad de Cuenca. La demanda de gases como oxígeno medicinal e industrial, y nitrógeno ha aumentado significativamente. Dichos gases son muy usados en soldadura, conservación de productos, oxigenoterapia, etc.

El diseño de una planta separadora de aire es un proceso bastante complejo, y este requiere de tres aspectos a tener en cuenta: 1) Su diseño mecatrónico, 2) La simulación del modelo mediante software, y 3) Un análisis económico que garantice la posible implementación de la planta industrial. Para poder estimar estos puntos, hay que partir de datos atmosféricos de la ciudad de Cuenca, lugar donde estaría la planta, en concreto su presión y temperatura promedio, ya que estos valores son esenciales en el diseño de la planta, donde las variaciones afectan al consumo eléctrico de equipos y a la eficiencia del proceso.

Se debe tener en cuenta que para obtener estos elementos es necesario separarlos de la mezcla que los contiene, la cual es el aire atmosférico. Este proceso es bastante complejo, existiendo diferentes métodos de separación del aire, siendo dos lo más utilizados: destilación y absorción. Para este trabajo se ha escogido el método de destilación por generar oxígeno y nitrógeno con niveles más elevados de pureza, lo que si bien, supone un mayor gasto energético en la producción, a su vez se ve favorecido por una mayor demanda en el mercado. (Cerrada Martínez, 2017)

En su desarrollo, el capítulo correspondiente al diseño mecatrónico implica cálculos matemáticos que dimensionen diversas etapas del proceso para la obtención del oxígeno y nitrógeno. Se divide el proceso en etapas como el filtrado preliminar, compresión y licuefacción, y destilación. Finalmente se tiene un diseño mecánico el cual tiene que ser puesto a prueba en simulaciones. A su vez, el diseño da como resultados la cantidad de oxígeno y nitrógeno que se tendrá al final del proceso. Hay que tomar en cuenta que en medio de las etapas existen procesos químicos en donde se aplican diagramas de temperatura - entropía, así como juegan un papel importante las temperaturas de ebullición de los gases.

En el capítulo de la simulación del modelo mediante software, el diseño mecatrónico será puesto a prueba en CocoSimulator, un software para la simulación de procesos químicos. De esta manera será posible verificar el diseño inicial, garantizar que los resultados obtenidos del diseño cumplan con los requerimientos de la planta separadora de aire y validar la producción final.

El capítulo sobre el análisis financiero presenta diversos valores como los costos de inversión,

que examinan costos de equipos , instrumentos, instalaciones, etc., y los ingresos y egresos que generará la planta, dando como resultado final la rentabilidad de la planta separadora de aire.

La propuesta tiene factibilidad, lo cual se espera demostrar a lo largo del trabajo, y su realización permitirá dar respuestas concretas a necesidades específicas ya señaladas en párrafos anteriores.

## **2. Problema de estudio**

### **2.1. Antecedentes**

El físico francés Cailletet fue el primero en licuar el oxígeno, provocando la expansión brusca del gas, de 300 atm a 1 atm, observando que en el interior de la probeta había una niebla provocada por gotas de oxígeno líquido, todo esto sucedió en diciembre de 1877. Sin embargo, no es hasta 1902 que Friedrich Von Linde, produjo oxígeno y nitrógeno puros utilizando la rectificación del aire. (Barahona Fallas, 2017)

Las columnas de rectificación utilizadas inicialmente eran del tipo simples, la cual tenía grandes desventajas, entre ellas, que solamente producía oxígeno puro o nitrógeno del tope que contenía cerca de 7% de oxígeno, no permitiendo la buena recuperación de ese gas. De esta forma, se tenía que cerca de un tercio del oxígeno contenido en el aire era lanzado nuevamente a la atmósfera, lo que era en desperdicio de energía. (Barahona Fallas, 2017)

En la actualidad, las industrias dedicadas a la producción de gases, utilizan procesos más óptimos, como compresores de varias etapas accionadas por tornillos, los cuales pueden llegar a presiones de hasta 150 atm, aunque lo recomendado es llegar a un máximo de 40 atm para estos procesos. El proceso de enfriamiento de los gases se los realiza mediante intercambiadores de calor y para la destilación se usan columnas bastante complejas, teniendo alturas bastante variadas según el caudal de gases que se requiera. En la actualidad la técnica que se lleva a cabo en las plantas de separación de aire, es la doble columna para la separación principal de oxígeno y nitrógeno más una columna adicional para la obtención de una corriente de argón puro. (Cerrada Martínez, 2017)

Con la investigación de nuevos procesos y mejoras de los procesos existentes el costo del proceso original se ha logrado aumentar la efectividad de las plantas de hoy en día en 377% respecto al sistema original, lo cual siempre es el objetivo en este tipo de plantas. (Barahona Fallas, 2017)

## **2.2. Importancia y Alcance**

En la ciudad de Cuenca, el oxígeno ha tenido una gran demanda tanto en el ámbito medicinal como industrial, esto debido a que el oxígeno medicinal es ocupado por hospitales y también por particulares para realizar la oxigenoterapia o para pacientes con insuficiencia respiratoria; en el caso del oxígeno industrial es utilizado en oxicorte, soldadura con autógena, tratamiento de aguas.

En la actualidad, Cuenca depende de la producción de industrias ubicadas en Guayaquil y Quito, por no poseer una planta de obtención de gases en la localidad con la suficiente capacidad que abarataría costos relacionados con el transporte y otras gestiones. Cuenca apenas dispone de una planta PSA que permite el envasado de tan solo un tanque de  $6 \text{ m}^3/h$  y que funciona únicamente para oxígeno medicinal. La pureza de este oxígeno es de apenas el 75 %, útil solamente en el caso de pacientes que requieren de menos de 5 litros por minuto.

Hay que tomar en cuenta que los requerimientos de pureza de oxígeno y nitrógeno para el presente son mayores al 90 %.

En momentos eventuales como el de la presente pandemia (COVID-19), se ha sentido un desabastecimiento crónico, pues de acuerdo a los reportes, las necesidades de oxígeno medicinal se han triplicado o cuadruplicado según los informes. (Universo., 2021)

A la presente fecha, en el país existen 5 plantas separadoras de aire por el método criogénico, 4 en Guayaquil y 1 en Quito. De las plantas existentes en la primera ciudad solo una abastece al país, las otras son exportadoras del producto.

Este último dato ratifica la necesidad de implementar una planta criogénica separadora de aire en la ciudad de Cuenca, que vendría a cubrir la demanda de Cuenca y sus zonas adyacentes.

## **2.3. Delimitación**

### **2.3.1. Delimitación geográfica**

El diseño de la planta criogénica separadora de aire se enfoca a la ciudad de Cuenca, provincia del Azuay, específicamente a la zona del Parque Industrial.

### **2.3.2. Delimitación temporal**

El desarrollo del proyecto en su fase investigativa tiene una duración de 6 meses, calculados a partir de mes de febrero, hasta agosto del año 2021.



### **2.3.3. Delimitación institucional**

Partiendo del aval de la universidad sobre el proyecto, los beneficios del mismo recaen en el gestor y la empresa llamada Servi Industrial, que en principio ha sido distribuidora de gases, pero se propone en el tiempo inmediato a ser productora de los mismos.

## **2.4. Problema general**

- ¿Es viable diseñar una planta criogénica separadora de aire para producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca?

## **2.5. Problemas específicos**

- ¿Se podrá determinar los parámetros iniciales para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca?
- ¿Se podrá proponer el diseño mecatrónico mediante simulación de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca?
- ¿Se podrá determinar la factibilidad económica para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca?

## **3. Objetivos**

### **3.1. Objetivo General**

- Diseñar una planta criogénica separadora de aire, en base a una simulación, para producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.

### **3.2. Objetivos Específicos.**

- Determinar los parámetros iniciales para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.
- Proponer el diseño mecatrónico mediante simulación de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.
- Determinar la factibilidad económica para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.

## **4. Hipótesis**

### **4.1. Hipótesis General**

- El diseñar una planta criogénica separadora de aire garantizará la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca..

### **4.2. Hipótesis Específicas**

- Se determinará los parámetros iniciales para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.
- Se propondrá el diseño mecatrónico mediante simulación de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.
- Se determinará la factibilidad económica para el diseño de una planta criogénica separadora de aire en la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.

## **5. Matriz de consistencia**

**Tabla 1:** Matriz de consistencia lógica.

MATRIZ DE CONSISTENCIA LÓGICA				
PROBLEMA GENERAL	OBJETIVO GENERAL	HIPÓTESIS GENERAL	INDICADORES	MARCO TEORICO
¿Es posible diseñar una planta criogénica separadora de aire para producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca?	Diseñar una planta criogénica separadora de aire para producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.	El diseñar una planta criogénica separadora de aire garantizará la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.	-VI: Diseño -VD: Oxígeno y nitrógeno	-Oxígeno y nitrógeno -Planta criogénica separadora de aire)
<b>ESPECÍFICOS</b>				
<b>ESPECÍFICOS</b>				
¿Se podrá determinar los parámetros iniciales para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca?	Determinar los parámetros iniciales para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.	Se determinará los parámetros iniciales para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.	-VI: Diseño -VD: Oxígeno y nitrógeno	-Diseño mecatrónico
¿Se podrá proponer el diseño mecatrónico mediante simulación de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca?	Proponer el diseño mecatrónico mediante simulación de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.	Se propondrá el diseño mecatrónico mediante simulación de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.	-VI: Diseño -VD: Oxígeno y nitrógeno	-Generación de oxígeno, nitrógeno y argón
¿Se podrá determinar la de factibilidad económica para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca?	Determinar la factibilidad económica para el diseño de una planta criogénica separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.	Se determinará la factibilidad económica para el diseño de una planta criogénica separadora de aire en la producción de oxígeno y nitrógeno en la ciudad de Cuenca.	-VI: Diseño -VD: Oxígeno y nitrógeno	-Condiciones de factibilidad en la ciudad de Cuenca

**Fuente:** Autor

## 6. Marco teórico referencial

### 6.1. El aire

El aire es una mezcla de gases que rodea la Tierra, formando así la atmósfera. Tiene un espesor de 500Km y una composición prácticamente constante. El gas principal es el nitrógeno, que forma el 78 % del total, seguido por el oxígeno con un 21 % y el 1 % restante, lo conforman gases como el helio y el dióxido de carbono. La tabla 1 muestra el porcentaje de cada elemento que conforma el aire. (GREEN TAL, 2021)

**Tabla 2:** Composición del aire.

COMPOSICIÓN DEL AIRE	
ELEMENTO	%v/v
Nitrógeno	78.1
Oxígeno	20.9
Argón	0.9
Neón	15x10 <sup>-4</sup>
Helio	5x10 <sup>-4</sup>
Criptón	1x10 <sup>-4</sup>
Xenón	1x10 <sup>-5</sup>

**Fuente:** Muñoz and Grau (2013)

#### 6.1.1. Variables del aire

La composición, temperatura y presión del aire dependerán de la altura sobre el nivel del mar al que se encuentre, siendo gracias a estas propiedades que se podrá dividirlo, obteniendo como productos mayoritarios oxígeno y nitrógeno, y como productos secundarios, por generarse en menor cantidad, gases como argón, dióxido de carbono, neón, helio, hidrógeno, criptón, xenón, metano y óxido nitroso. (Katz, 2011)

##### 6.1.1.1. Temperatura

El aire está formado por partículas diferentes que tienen masa y también temperatura. Pero la temperatura del aire no es estable y está muy influenciada por los cambios que se producen entre el día y la noche, las latitudes, la altitud sobre el nivel del mar, etc. (GREEN TAL, 2021)

### 6.1.1.2. Presión

El aire está compuesto por diferentes partículas y éstas tienen una masa específica. El conjunto de todas ellas está envolviendo la Tierra, generando un peso sobre ella. Cuando estas partículas colisionan sobre una superficie generan una fuerza llamada presión. (GREEN TAL, 2021)

### 6.1.2. Oxígeno

El oxígeno es un elemento esencial en los procesos de respiración de la mayor parte de las células vivas y en los procesos de combustión. Es el elemento más abundante en la corteza terrestre. Cerca de una quinta parte (en volumen) del aire es oxígeno. Las principales aplicaciones del oxígeno son: fundición, refinación y fabricación de acero y otros metales; manufactura de productos químicos por oxidación controlada; propulsión de cohetes; apoyo a la vida biológica y medicina; y minería, producción y fabricación de productos de piedra y vidrio.(Lenntech., 2021)

#### 6.1.2.1. Oxígeno medicinal

Oxígeno medicinal es el nombre que recibe una mezcla de gases que tiene un porcentaje de oxígeno típicamente igual o superior a 93 % y es ampliamente recetado a pacientes ventilados mecánicamente en unidades de cuidados intensivos (Suzuki et al., 2014). El estándar conocido como Oxygen 93 percent, contiene no menos de 90 % ni más de 96 % de oxígeno, y el resto de nitrógeno y argón y además no contiene más de 0.03 % de CO<sub>2</sub> ni más de 0.001 % de CO (Zaidi, 2020).

**Figura 1:** Oxígeno medicinal.



**Fuente:** GROUP. (2021)

### 6.1.2.2. Oxígeno industrial

El oxígeno industrial tiene, en principio, los mismos componentes que el oxígeno medicinal, dado que, en la manufactura de ambas, se procesa la misma materia prima: aire. Sin embargo, para los usos señalados por la norma técnica ecuatoriana NTE INEN 2 343:2004, el porcentaje de oxígeno en él debe ser igual o superior a 99.5 % (Tarazona, 2020).

**Figura 2:** Oxígeno industrial.



**Fuente:** GROUP. (2021)

### 6.1.3. Nitrógeno

El nitrógeno es un gas industrial que se utiliza para inertizar tanques de almacenaje y tuberías de purga, también puede eliminar los compuestos orgánicos volátiles (COV) de las aguas residuales y corrientes de los procesos químicos, además de reducir las emisiones de COV (LINDE., 2021).

**Figura 3:** Nitrógeno.



**Fuente:** GROUP. (2021)

## 6.2. Métodos de obtención del oxígeno y nitrógeno

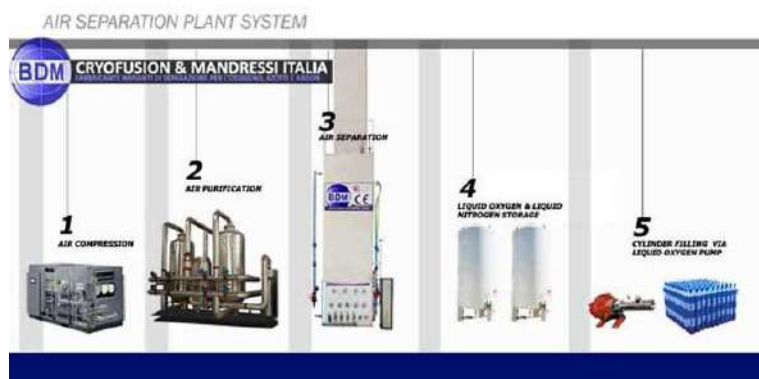
El aire atmosférico como materia prima permite obtener varios productos como el oxígeno y el nitrógeno, así como otros gases. La obtención de dichos elementos se la realiza mediante la separación del aire, lo que se da principalmente por dos métodos: destilación y adsorción. Estos dos procesos son distintos tanto en la pureza final del producto como en el proceso de separación que efectúan.

La separación del aire por el método de destilación, es un proceso físico basado en la volatilidad de una mezcla de líquidos. Esto sucede cuando existe un equilibrio de dos fases a causa de la ebullición de la mezcla, generando como resultado dos componentes, uno más y otro menos volátil en estados gaseoso y líquido. El componente en fase líquida presentará una mayor cantidad del componente con menor volatilidad, en cambio, el componente en fase gaseosa obtendrá una mayor cantidad del componente con mayor volatilidad. (Gongora, 2018)

Parte de la separación por el método de destilación es la licuefacción, proceso basado en el principio de la expansión de los gases al perder calor. Llevando dicho principio a la práctica, si un gas comprimido se enfría a temperatura ambiente con agua de refrigeración (20°C), y posteriormente se expande mediante una turbina, el gas llegará a alcanzar temperaturas realmente bajas. (Martínez, 2017)

Un esquema simplificado del proceso de separación del aire por el método de destilación puede apreciarse en la figura 4:

**Figura 4:** Proceso de separación del aire por el método de destilación.



Fuente: BDM. (2020)

El proceso de separación de aire por medio de adsorción, proceso físico-químico, tiene como principio la unión de una sustancia a otra, lo que es provocado cuando un líquido o gas son transferidos a un sólido y estos quedan adheridos en su superficie. En este proceso la

pureza del oxígeno como producto de la separación del aire se encuentra por debajo del 95 %, siendo en el método de destilación más efectivo ya que se obtiene oxígeno con pureza mayor al 95 %.

La adsorción hace uso de zeolita, la cual permite retener sustancias gaseosas correspondientes al oxígeno, desechando otros componentes que no se utilizan. La zeolita actúa como adsorbedor, está compuesta por varios minerales tales como: calcio, sodio, potasio y magnesio. El funcionamiento de este método se basa en introducir aire atmosférico a cierta presión hacia contenedores que presentan zeolita en su interior, elemento que retendrá otros compuestos permitiendo el paso únicamente del oxígeno para ser almacenado, lo que puede apreciarse en la figura 5:

**Figura 5:** Proceso de separación de aire por el método de adsorción.



**Fuente:** ACGroup. (2020)

### 6.2.1. Método de adsorción (PSA)

El método se basa en la adsorción, que es una operación de separación de una mezcla de fluidos que se produce al retener uno o más componentes en la superficie interna de un sólido poroso. Esta adsorción ocurre debido a la interacción entre el adsorbato y el adsorbente. Dependiendo del grado de interacción entre el adsorbente y el adsorbato, la adsorción puede ser física, generada por fuerzas intermoleculares de Van Der Waals o enlaces de hidrógeno; o química, donde su fuerza de atracción es similar a los enlaces químicos. Debido a la aplicación del adsorbente en el proceso de separación y purificación de efluentes, las sustancias absorbibles (moléculas o iones) retenidas por el sólido adsorbente en la solución tienen un gran valor



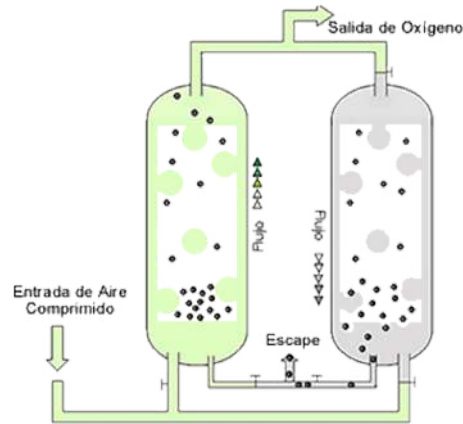
práctico. En comparación con otras operaciones de separación convencionales, la ventaja de esta tecnología es que puede separar componentes con propiedades físicas similares, o componentes separados con bajas concentraciones (impurezas o contaminantes) (Boldrini and Palacios, 2019).

El proceso de separación del aire por adsorción (PSA) incluye el hecho de que, bajo presión, el gas tiende a ser atraído hacia la superficie sólida o “adsorbente”, en cuyo caso las moléculas del fluido gaseoso quedarán retenidas en el sólido durante un período de tiempo en el cuerpo. En este proceso, la zeolita se usa como un sólido para separar el oxígeno de otros componentes en el aire, razón por la cual la zeolita se llama adsorbente. Cuanto mayor sea la presión, más gas se absorbe, y cuando la presión disminuye, el gas se libera o es de-sorbido. El proceso de este método consiste en pasar el lecho molecular de zeolita a través de un lecho molecular formado por un compuesto mineral que tiene la propiedad de retener alrededor del 78 % del nitrógeno en el aire, liberando el 21 % del oxígeno que se utilizará, y ser impulsado y almacenado en un tanque (IDAE., 2001).

El proceso de PSA se puede utilizar para separar gases en diferentes mezclas de gases porque tienden a ser más o menos fuertemente atraídos por diferentes superficies sólidas. Por ejemplo, si una mezcla de gases, como aire, se pasa a presión a través de un recipiente que contiene un lecho adsorbente que absorbe nitrógeno con más fuerza que el oxígeno, parte o todo el nitrógeno permanecerá en el lecho adsorbente y el gas se descargará del mismo. El recipiente se enriquecerá con oxígeno.

Cuando el lecho está saturado con su capacidad de adsorber nitrógeno, se puede regenerar reduciendo la presión, liberando así el nitrógeno adsorbido. Luego, puede comenzar otro ciclo de producción de aire enriquecido con oxígeno. Como puede verse en la Figura 6, se observa dos contenedores llenos de adsorbentes, que son más capaces de atraer nitrógeno que oxígeno. La adsorción de nitrógeno y la liberación de oxígeno se producen en el recipiente de la izquierda, mientras que el nitrógeno del recipiente de la derecha se produce la desorción del adsorbente y luego se desecha (Boldrini and Palacios, 2019).

**Figura 6:** Esquema general de separación por variación de presión.



**Fuente:** Boldrini and Palacios (2019)

Las aplicaciones de la fábrica de PSA son las siguientes:

- La mayoría de los sistemas PSA se utilizan para purificar el hidrógeno producido por el reformado con vapor de combustibles fósiles (como el gas natural).
- Se utiliza para purificar el hidrógeno obtenido en el reactor de oxidación parcial, o para extraer hidrógeno a partir de una corriente de desecho de gas diluido de planta, de lo contrario se quema para producir vapor.
- La generación de oxígeno también es beneficiosa para la reacción de oxidación, porque la velocidad de la reacción de oxidación es función de la presión parcial de oxígeno. Esto es cierto para los motores y hornos de combustión interna.
- El sistema de generación de oxígeno a bordo (OBOG) se utiliza en fuerzas armadas y aviones civiles para proporcionar oxígeno respirable en lugar de transportar cilindros.
- Eliminación de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) en la etapa final de síntesis comercial de hidrógeno a gran escala para uso en refinerías y producción de amoníaco (NH<sub>3</sub>).
- Separe el dióxido de carbono del biogás para aumentar el contenido de metano. A través del ciclo PSA, se puede mejorar el biogás para obtener una calidad similar al gas natural.
- Generador de nitrógeno de alta pureza a partir de aire comprimido (hasta 99,9995 %).

- Producir oxígeno y nitrógeno de pureza razonable en pequeñas cantidades. La tecnología PSA tiene aplicaciones importantes para la producción de oxígeno en la industria médica, especialmente en áreas remotas donde no es posible el almacenamiento a baja temperatura y cilindros de gas a alta presión, o en generadores de oxígeno domésticos utilizados por personas que necesitan una fuente constante o concentración intermitente (Boldrini and Palacios, 2019).

La adsorción, como método para separar el aire, es un proceso completamente diferente a la destilación, aunque ambos se basan en procesos físicos. Por cuánto tiempo se ha utilizado, la adsorción es más moderna que la destilación. Además, la pureza obtenida en los dos métodos es diferente y la destilación es mayor, lo que es proporcional al consumo de energía y al costo económico. La adsorción es un proceso que también se usa en plantas de separación de aire, pero se usa como purificador de flujo, no como una operación para separar componentes de aire (Cerrada Martínez, 2017).

### 6.2.2. Método de fraccionamiento parcial o criogénico

Para producir oxígeno y nitrógeno mediante un proceso de fraccionamiento parcial, se requiere un proceso de destilación criogénica para separar estos dos gases del resto de la atmósfera.

- **Filtración preliminar.-** La filtración es fundamental para eliminar las partículas de polvo más grandes en suspensión, y debe filtrarse para evitar que entren en la etapa de compresión y dañen el funcionamiento del compresor (desgaste del impulsor, ensuciamiento, etc.). Los filtros de uso común pueden retener el 98 % de las partículas de más de 2 micrones (Gutiérrez, 2017).
- **Compresión.-** El propósito de esta etapa es aumentar la presión del aire, la cual está determinada por el proceso de destilación (entre 60 y 100 psi), de manera que se reduzca la cantidad de aire que ingresa al proceso y se aumente la temperatura de licuefacción. Según la capacidad de la planta, el compresor utilizado se divide en dos o más etapas, con un intercooler en cada etapa, cuyo propósito es reducir la temperatura del aire durante el proceso de compresión. El propósito de las etapas múltiples es reducir el tamaño del compresor de una etapa condensando la humedad del aire en el intercooler, reduciendo el consumo de energía y reduciendo la cantidad de agua que ingresa al proceso (Gutiérrez, 2017).

- **Enfriamiento y limpieza del aire.-** Se debe eliminar los polvos no retenidos por los filtros de la etapa inicial del aire enfriado del compresor. Por lo tanto, se requieren etapas de enfriamiento y lavado de aire. Esta etapa implica el contacto directo y en contracorriente del aire y el agua, que se realiza en una torre de lavado (Gutiérrez, 2017).
- **Purificación.-** A pesar del filtrado preliminar, en el aire hay multitud de compuestos químicos que pueden ser seriamente peligrosos para la seguridad y el desarrollo de la planta (Cerrada Martínez, 2017).
- **Enfriamiento y Expansión.-** Para que pueda efectuarse la separación de los componentes del aire, se requiere que éste se encuentre en fase líquida. Para efectuar la licuefacción de aire, se debe bajar la temperatura del aire y/o aumentar su presión. Para producir bajas temperaturas se utilizan intercambiadores de calor y turbinas de expansión (Gutiérrez, 2017).
- **Destilación y purificación en frío.-** El proceso de destilación en una planta separadora de aire se lleva a cabo en dos columnas de destilación, una de presión alta y otra de presión baja. Un intercambiador de calor, en medio de las columnas, trabaja como condensador para la columna de presión alta y media y como rehedidor para la presión baja. Las tres columnas operan por separado. La alimentación del aire a las columnas proviene desde el intercambiador principal de la caja fría. El intercambiador de calor además posee un sistema para purgar los gases no condensables que se encuentra en la parte alta de la torre de alta presión (Gutiérrez, 2017).
- **Equipos Sistema de almacenamiento y entrega.-** La función de este sistema es almacenar, en forma líquida y gaseosa, una fracción del oxígeno, nitrógeno y argón producidos por la planta para abastecer posteriormente. (Gutiérrez, 2017).

#### 6.2.2.1. Compresión

El aire ingresa por un túnel o torre, el mismo que pasa por dos filtros. El primero posee granos gruesos, con lo que se purifica el aire de partículas grandes, mientras que el segundo y más importante contiene filtros de paño, los cuales están humedecido de aceite y filtran totalmente el polvo que contiene el aire, acumulándolo en el mismo filtro por su acción rotativa, evitando así bloqueos. Se controla su suciedad por un medidor de presión diferencial o medidor de presión, si el diferencial de presión es demasiado grande, por lo general 60 mm de columna de agua o aproximadamente 6 mbar, quiere decir, que el filtro está demasiado

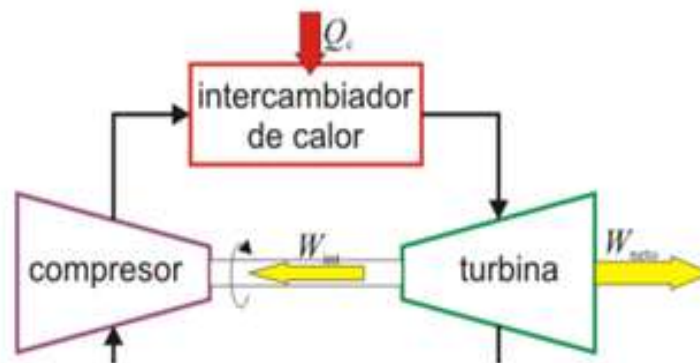
contaminado, lo cual reduce la cantidad de aire para el compresor por lo que se debe cambiar (Acosta, 2010).

Una vez que el aire se ha filtrado inicialmente, se someterá a un proceso de compresión, que es un proceso que requiere mucha energía y maquinaria. La compresión de aire generalmente se lleva a cabo en compresores de etapas múltiples. Entre estas etapas, se coloca un intercambiador de calor para evitar que el gas se sobrecaliente y pueda causar problemas estructurales al compresor.

La compresión en las plantas de separación de aire es especialmente necesaria, debido a que, sin aumentar la presión del gas, la temperatura de ebullición no bajaría lo suficiente como para poder licuar una fracción de aire, ni se podría expandir el gas para enfriarlo gracias al coeficiente de Joule-Thomson, ya que no estaría comprimido. Es por eso que la compresión es fundamental (Cerrada Martínez, 2017).

La expansión del aire comprimido tiene el efecto de bajar la temperatura del aire, de modo que parte del líquido entrante puede licuarse. Además, las turbinas tienen importantes ahorros en componentes porque la energía generada por la expansión del gas comprimido puede usarse para ayudar al compresor y reducir el costo energético de operación.

**Figura 7:** Complejo compresor-turbina.



**Fuente:** Cerrada Martínez (2017)

Cuando se usa un compresor, el aire atmosférico se comprime de 1 bar a una presión absoluta de aproximadamente 5 a 6 bar, es decir, el volumen final es aproximadamente 1/6 del volumen original, lo que significa que se debe condensar una gran cantidad de agua. y eliminarse. Debe tener 2 intercoolers para eliminar el calor generado por cada etapa del compresor, mejorando así la eficiencia del proceso. En esta etapa, el aire tiene que condensar una pequeña cantidad de vapor de agua a través del aumento de presión y por lo tanto la

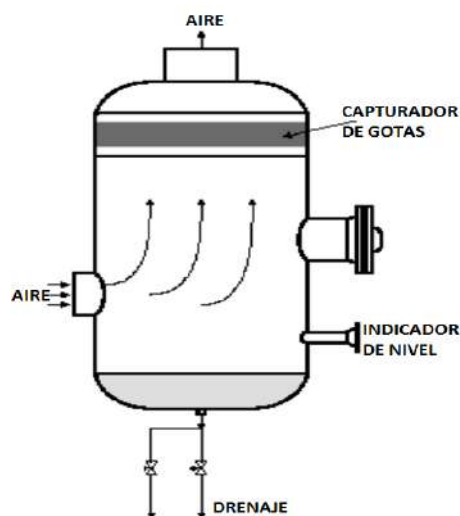
temperatura aumenta en cada etapa, para luego descargar (Acosta, 2010).

### 6.2.2.2. Enfriamiento del Aire

Después de conducir en la dirección de descarga, pasa por un post enfriador, que ayuda a reducir la temperatura del aire a  $6^{\circ}\text{C}$  mediante el enfriamiento del agua. Incluso si la cantidad de vapor de agua en el aire es tan pequeña como 1 ppm, debe eliminarse. Dado que se trata de un proceso a baja temperatura, lo que significa que el vapor de agua ha alcanzado su punto de congelación, es imposible que salga agua o vapor de agua durante el proceso de separación. Para eliminar el vapor de agua existente, el aire pasa por un sistema de refrigeración, que se utiliza para enfriar el aire y obtener una gran cantidad de vapor de agua, que luego se extrae mediante un dispositivo llamado separador de agua.

El separador de agua es un recipiente cuyo diámetro es mayor que el diámetro de la tubería a la que está conectado. Este gran diámetro reduce la velocidad del flujo de aire, por lo que las gotas de agua no se dispersan, sino que caen al fondo debido a la gravedad. El agua se extrae a través de una válvula especialmente diseñada para el paso del agua. Para asegurar la separación de pequeñas gotas de agua y neblina de vapor, se instala una malla metálica ajustada entre los contenedores. Las gotas pequeñas se adhieren a la rejilla para formar gotas más grandes, que caen y se separan. Es importante eliminar toda el agua del aire, porque si las gotitas de agua llegan a la secadora, se sobrecargarán, por lo que es muy importante que el separador esté en buen estado (Acosta, 2010).

**Figura 8:** Separador de agua.



**Fuente:** Acosta (2010)

### 6.2.2.3. Purificación del Aire

La adsorción es esencial para lograr una alta pureza en el flujo de exportación de la fábrica y mantener la seguridad operativa. Hay dos tipos de adsorción:

- Adsorción de fuerza física o de van der Waals: la atracción entre las moléculas sólidas y de gas es mayor que la fuerza entre las moléculas, lo que hace que el sólido extraiga las moléculas de gas del flujo principal. El gas no se difundirá ni se disolverá en el sólido, pero se pegará. La cantidad de gas adherido al sólido puede ser una monocapa fácil de regenerar, o puede ser una multicapa de moléculas, lo que puede llevar a que el sólido no pueda regenerarse por completo y el adsorbente pierda su capacidad de adsorción o sea su eficacia.
- Adsorción química: La atracción entre sólidos y gases se produce a través de reacciones químicas.

Casi todos los sólidos se adsorberán, pero para ser considerados adsorbentes, deben cumplir ciertas características:

- Capacidad: la cantidad de material que se puede adsorber. Determina la cantidad de adsorbente necesaria para la separación.
- Selectividad: La característica de los adsorbentes para adsorber sustancias químicas específicas.
- Facilidad de regeneración: debido a una adsorción excesiva, el sólido puede perder su capacidad de regeneración, debido a que es difícil separar las moléculas de gas del sólido.
- Velocidad de transferencia: la velocidad a la que las moléculas gaseosas se adhieren a los sólidos. Esto determina el tiempo necesario para que se produzca la separación.
- Precio: el coste económico que pueda suponer dicho adsorbente (Cerrada Martínez, 2017).

Los compuestos que deben eliminarse por adsorción en el equipo de separación de aire son:

- Vapor de agua y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>): Al alcanzar una temperatura baja de 190 ° C, el agua y el dióxido de carbono se solidificarán afectando el compresor y la bomba y poniendo en peligro la seguridad de la planta.

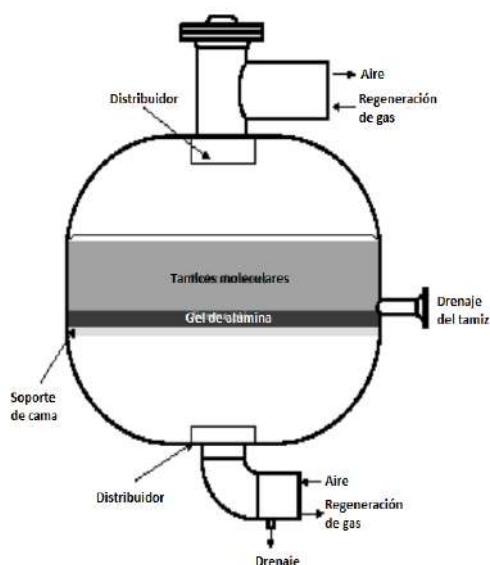
- Hidrocarburos: Algunas corrientes de fábrica obtienen oxígeno de pureza extremadamente alta, que es un oxidante perfecto. Una mezcla de oxígeno e hidrocarburos de esta pureza puede incluso provocar una deflagración (Cerrada Martínez, 2017).

En el sistema de purificación de aire, se desarrolla especialmente el secado del aire, que se realiza mediante tamiz molecular. Estos están hechos de minerales de silicato de aluminio llamados zeolitas. Consiste en cristales que unen grandes cantidades de agua a su estructura molecular. Cuando se calienta la zeolita, el agua se evapora, mientras que las moléculas de silicato permanecen muy próximas y forman orificios porosos del mismo tamaño. La zeolita ya está lista para secar al aire. Las moléculas de agua están fuertemente unidas a la superficie de los poros. A esto se le llama absorción. Debido a la estructura molecular especial con poros, los tamices moleculares acumulan otros contaminantes como el dióxido de carbono, el acetileno y la mayoría de los hidrocarburos. La mayoría de los tamices moleculares hechos de cristales de zeolita se adhieren a materiales cerámicos y forman perlas o esferas con un diámetro de aproximadamente 5 mm y se colocan en un recipiente cilíndrico como un lecho sobre un plato con pequeños orificios.

El aire se alimenta a través del fondo del recipiente, pasa a través del tamiz molecular y luego sale por la parte superior. En la dirección opuesta, se introduce nitrógeno impuro para extraer agua, lo que se denomina regeneración. Por tanto, dispone de dos recipientes, uno para el secado y otro para la regeneración. Para evitar el uso de contenedores grandes y costosos y grandes calentadores eléctricos para la regeneración, la cantidad de vapor en el aire debe reducirse antes de que el aire entre en el tamiz molecular. Esto se logra enfriando el aire a 5°C en una máquina de refrigeración. El método de selección de esta temperatura debe garantizar que no haya riesgo de que el vapor se congele en el enfriador. La mayoría de los tamices moleculares son muy sensibles a las gotas de agua. Cuando el agua se fija, se libera energía y cuando aparecen gotas de agua, el aumento de temperatura es muy grande y el riesgo de que las perlas del tamiz molecular se separen es alto. Por lo tanto, en la parte inferior del tamiz molecular por donde entra el aire, hay una capa de gel de alúmina, que es un medio de secado muy común que se usa para hacer aluminio (Acosta, 2010).



**Figura 9:** Tamices moleculares por adsorción.



**Fuente:** Acosta (2010)

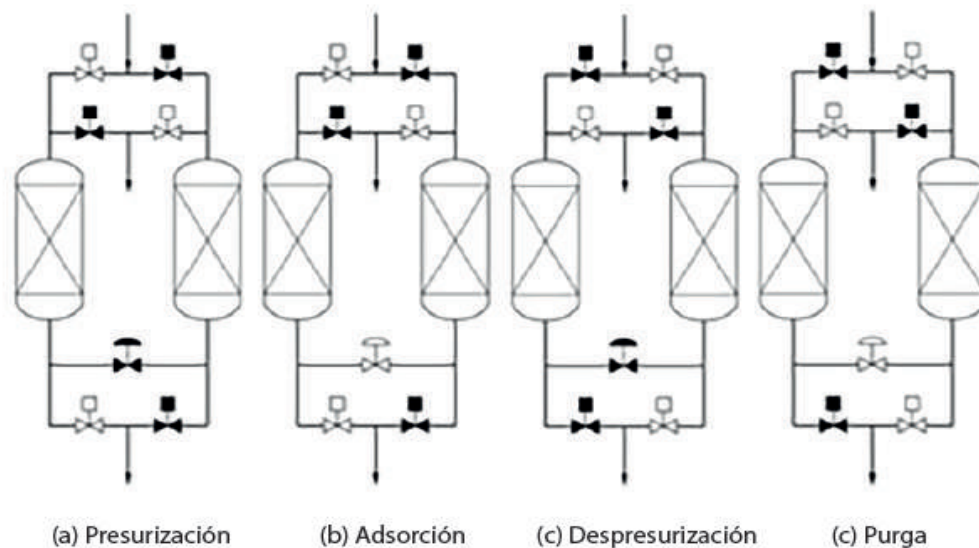
La cantidad de gel de alúmina utilizada depende de la cantidad de agua y de la cantidad de tamices moleculares y de la cantidad de dióxido de carbono e hidrocarburos. La ventaja de usar gel de alúmina es que se requiere menos energía para extraer agua. La mayoría de los hidrocarburos en el aire son absorbidos completamente por los tamices moleculares, pero el etileno y el propano se absorben parcialmente y el metano y el etano no se absorben por completo. Su punto de ebullición es más alto que el del oxígeno y el nitrógeno, por lo que serán succionados al evaporador de oxígeno líquido y llevados al tanque de almacenamiento, pero cuando se vuelvan gaseosos, saldrán. Dado que solo el 21 % del aire es oxígeno, la concentración de etano, etileno y propano en el oxígeno líquido es aproximadamente 5 veces la concentración en volumen del aire, siempre que el oxígeno se extraiga en forma líquida (Acosta, 2010).

Por lo que la purificación del aire mediante la adsorción en una planta de separación de aire, se lleva a cabo en dos reactores en paralelo. Para favorecer la adsorción de las impurezas, la presión es variada, con el fin de trabajar en un régimen que sea más productivo para el sólido adsorbente. Juntando la operatividad y regeneración, y la subida y bajada de presión, el proceso de purificación mediante adsorción queda establecido en cuatro tiempos, partiendo de un adsorbente, limpio y despresurizado (Cerrada Martínez, 2017).

1. Primero, se presuriza el adsorbente hasta la presión de trabajo.

2. Luego, se pasa corriente de aire a purificar a la presión de trabajo del adsorbedor, este adsorbedor progresivamente se va saturando hasta que el contaminante alcanza el punto de ruptura y debe interrumpirse la circulación de aire.
3. Una vez está totalmente saturado el lecho, se despresuriza.
4. El lecho es regenerado mediante una purga. Esta purga normalmente es una fracción del aire purificado, que se hace circular en contracorriente al sentido de adsorción (Cerrada Martínez, 2017).

**Figura 10:** Proceso de cuatro tiempos VPSA.



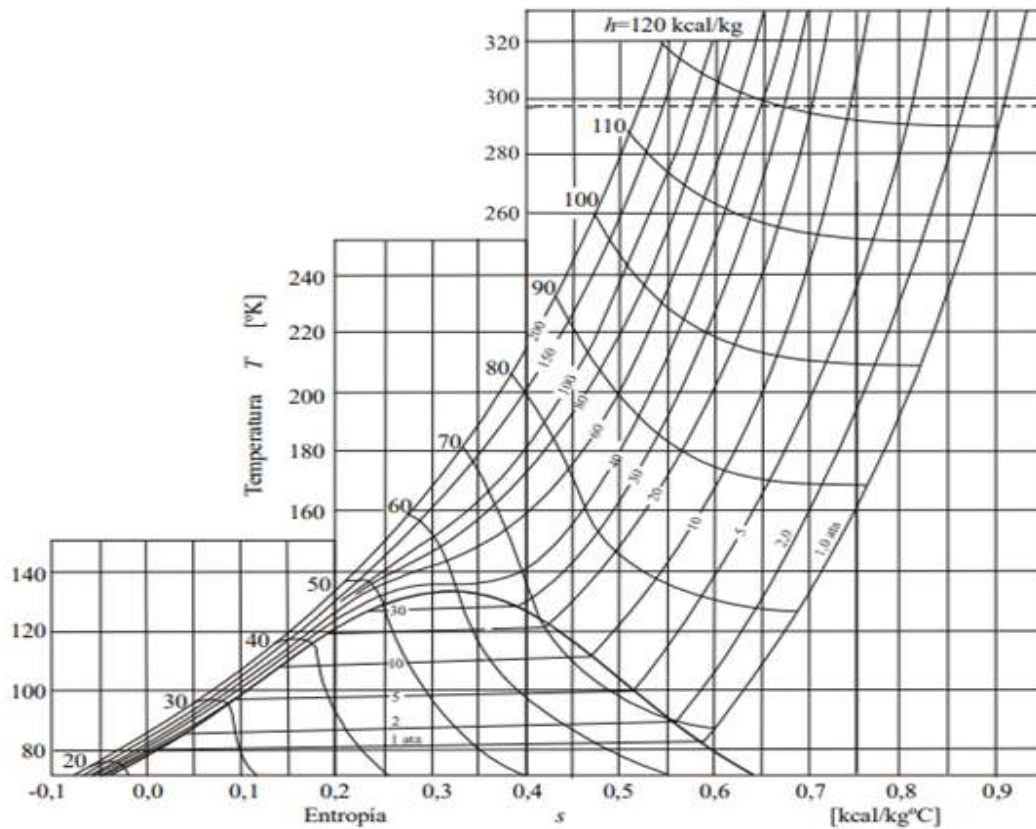
**Fuente:** Ramos and Galán (2008)

#### 6.2.2.4. Licuefacción del Aire

La ausencia de azeótropos en las mezclas de los componentes del aire posibilita la separación de sus tres componentes más abundantes por destilación fraccionada, técnica que se aplica en la industria de hace doscientos años. Para ello es necesario llegar a la licuación del aire, al menos parcial, mediante una combinación de compresiones, enfriamientos y expansiones (efecto Joule-Thomson) con la máxima recuperación posible del frío generado, como etapa previa a su fraccionamiento. Evidentemente el aire debe estar seco y exento de CO<sub>2</sub> para evitar su solidificación en el interior de los equipos.

Los distintos procesos continuos de licuación del aire se estudian mediante el diagrama de TS como si indica en la ilustración 7, en el que se puede representar la evolución del aire como si fuera una sustancia pura. En el caso más general, se parte de aire a la presión atmosférica a la temperatura ambiente (unos 300K), y se debe llegar a un punto representativo del sistema situado en el interior de la parábola de condensación, sobre la isóbara correspondiente a la presión a la que se quiera obtener el aire líquido (Ramos and Galán, 2008).

**Figura 11:** Diagrama TS del aire.



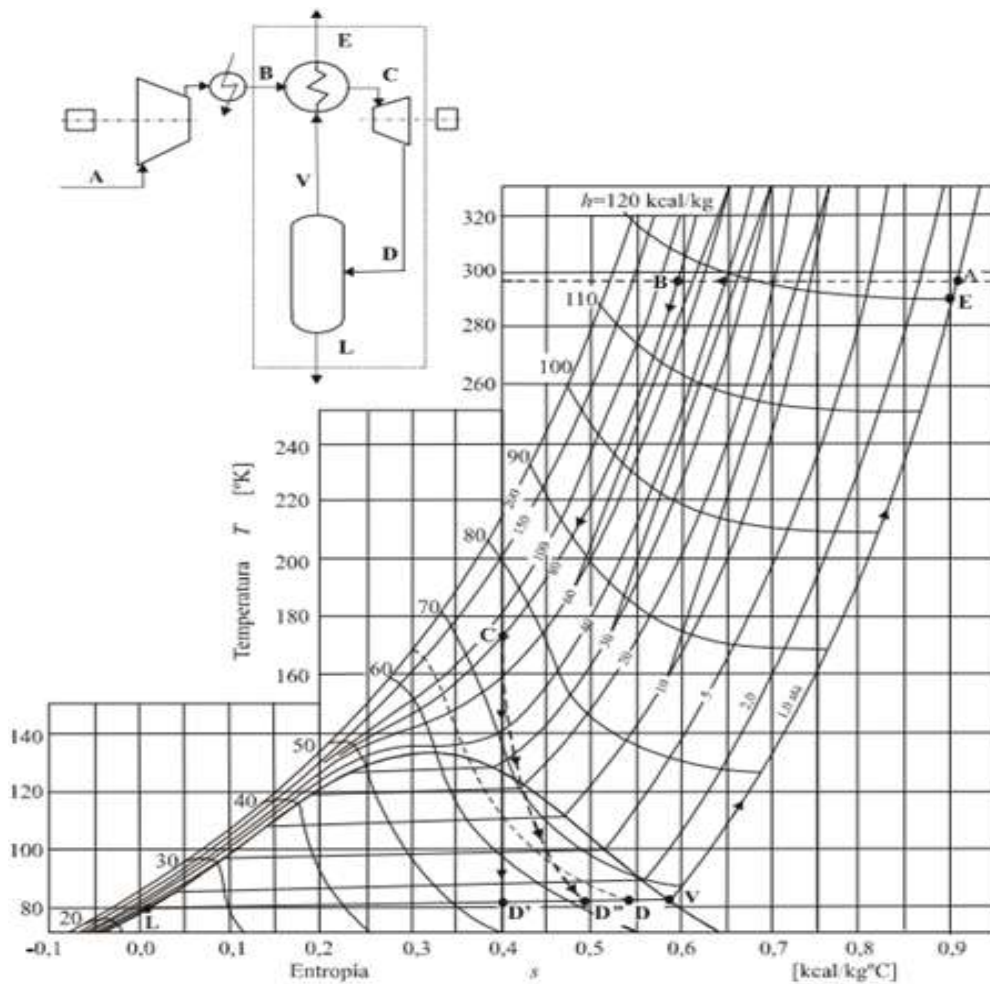
**Fuente:** Ramos and Galán (2008)

Esta es la base del proceso que puso en práctica el profesor Karl Von Linden de E.T.S. DE Munich en 1895 recibió su nombre de un sencillo proceso de regeneración. Se puede observar que su eficiencia es muy pequeña y requiere mucha inversión para operar bajo alta presión. La evolución histórica del proceso de licuefacción del aire está impulsada por la necesidad de mejorar la eficiencia energética y reducir los costes de instalación, lo que se refleja en la reducción de la presión de compresión. En definitiva, entre las variables que consiguen reducciones de costes, como el consumo de energía y los costes de mantenimiento, y los precios

de capital.

Como alternativa a la laminación isoentálpica (CD), el profesor George Claude de la Universidad de París cree que es conveniente expandir el aire frío en una máquina térmica, donde se puede reanudar el trabajo y lograr una mayor refrigeración. De hecho, la emisión de aire en el expansor representado por el diagrama TS es mucho mayor que la emisión vertical en las láminas de la válvula y, en las mismas condiciones, se puede conseguir una mayor proporción de aire líquido (Ramos and Galán, 2008).

**Figura 12:** Licuación del aire mediante expansión isoentrópica (Proceso Claude).

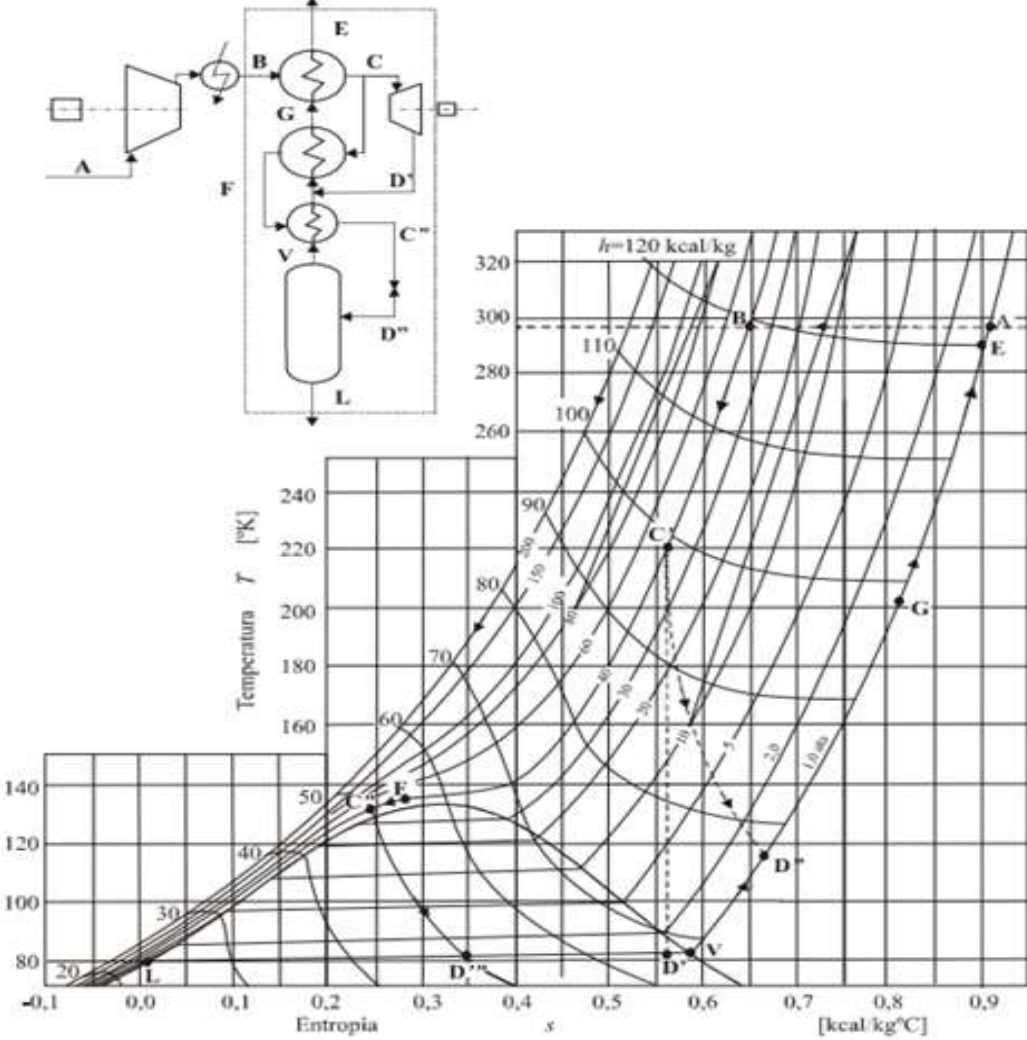


**Fuente:** Ramos and Galán (2008)

En comparación con el proceso Linde, esta tecnología innovadora puede funcionar a una presión mucho menor, reduciendo así la inversión de capital necesaria y mejorando la eficiencia energética, especialmente el mayor rendimiento isentrópico del expansor. El rendimiento se

define como la relación entre la transición de entalpía (CD) relativa a la diferencia de entalpía que se produce en la evolución isentrópica. En resumen, se debe llegar a un compromiso entre una presión de trabajo no demasiado alta (en realidad, menos de 40 atmósferas) y la tasa de licuefacción promedio, que proporciona el costo operativo más bajo, incluida la amortización. Este equilibrio se logra haciendo circular el 50-60 % del flujo de aire que ingresa al sistema a través del expansor (Ramos and Galán, 2008).

**Figura 13:** Licuación del aire conforme al proceso mixto Linde-Claude.



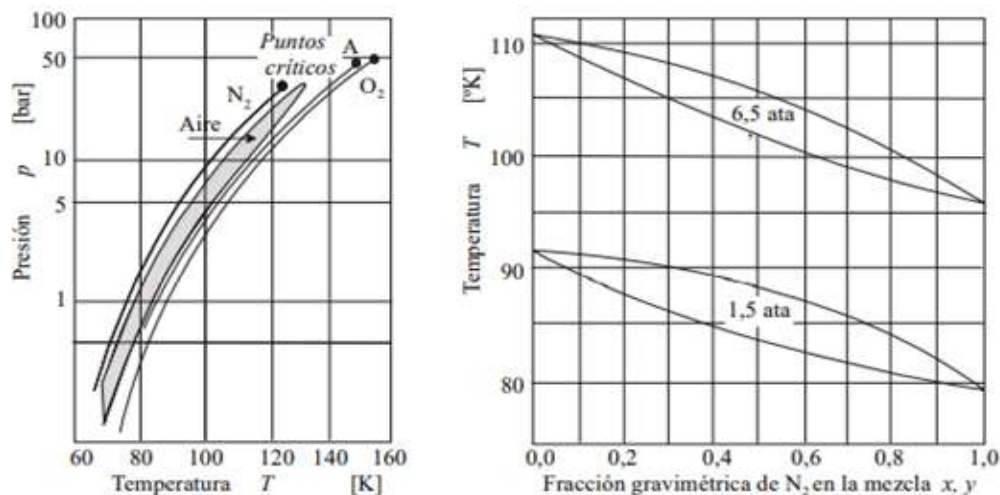
**Fuente:** Ramos and Galán (2008)

### 6.2.2.5. Destilación Fraccionada Criogénica

El aire líquido es uno de los pocos productos químicos del mercado, debido a que su funcionamiento es relativamente económico, ha sido sustituido por sus diferentes componentes en sus principales aplicaciones industriales. A una presión superior a la presión atmosférica, la diferencia de composición entre la fase de vapor y la fase líquida del aire licuado en un estado de equilibrio hace que los componentes principales de la torre de destilación tradicional sean fáciles de separar a bajas temperaturas ósea criogénicas.

En la Figura 14, se puede ver la curva de presión de vapor de los tres componentes principales del aire, así como la curva, el punto de burbuja y la pulverización de aire. También incluye curvas de equilibrio entre las fases de la mezcla binaria de oxígeno y nitrógeno a presiones de 1.5 y 6.5, lo que permite comprender la composición de cada fase a una determinada temperatura y a esas presiones (Ramos and Galán, 2008).

**Figura 14:** Curvas de presión de vapor del aire y sus componentes mayoritarios y diagramas isobáricos de equilibrio del sistema binario  $N_2/O_2$ .



**Fuente:** Ramos and Galán (2008)

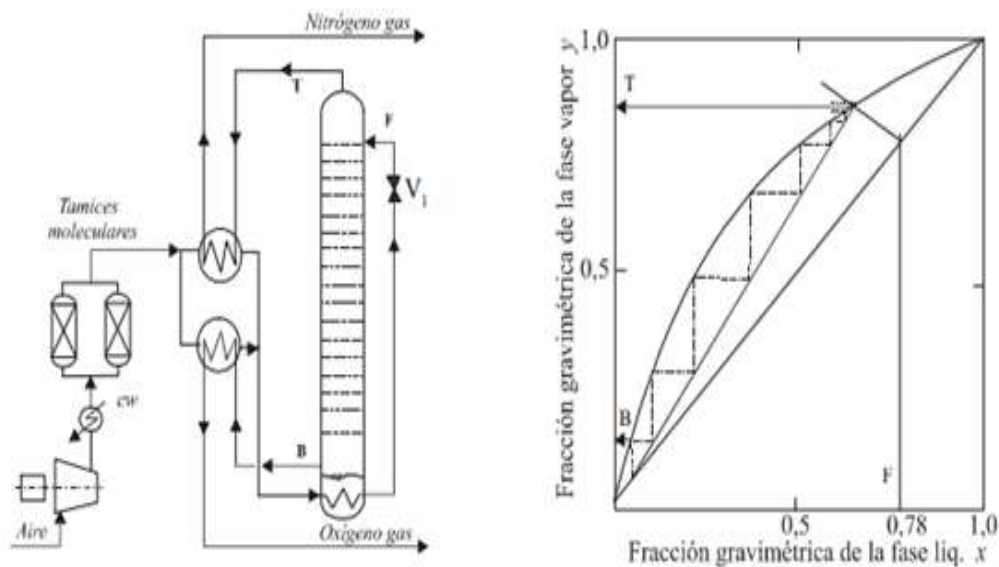
En la unidad más simple, se separan tres partes: oxígeno, nitrógeno de alta pureza y nitrógeno impuro residual. Cuando no se puede encontrar todo el nitrógeno para la exportación comercial, el nitrógeno regresa a la atmósfera. Los dos primeros se pueden obtener en fase gaseosa a temperaturas cercanas a la temperatura ambiente o en fase líquida a bajas temperaturas; el tercero siempre se separa en fase gaseosa. Además, la fracción de argón crudo puede separarse con relativa facilidad con oxígeno y luego purificarse en una planta adjunta

(Ramos and Galán, 2008).

### 6.2.2.5.1. Separación criogénica de Linde

La alternativa más simple al fraccionamiento se implementó en la industria a principios del siglo XX, incluido el uso de una sola columna, que opera a una presión ligeramente superior a la atmosférica e introduce aire frío en ella después de ser laminada. El resultado se licuará parcialmente. De hecho, la torre es el resultado de la evolución del separador de fases del proceso de licuefacción de aire, al enfriar aún más la alimentación antes de la válvula de laminación V1 y proporcionarle calor a través del fondo. Al mismo tiempo, se realiza el consumo de oxígeno en la corriente de fondo y se produce aire enriquecido con oxígeno u oxígeno de baja pureza (Ramos and Galán, 2008).

**Figura 15:** Instalación de fraccionamiento con columna única de agotamiento y diagrama de McCabe-Thiele correspondiente a una mezcla binaria de  $N_2/O_2$ . (Proceso Linde)



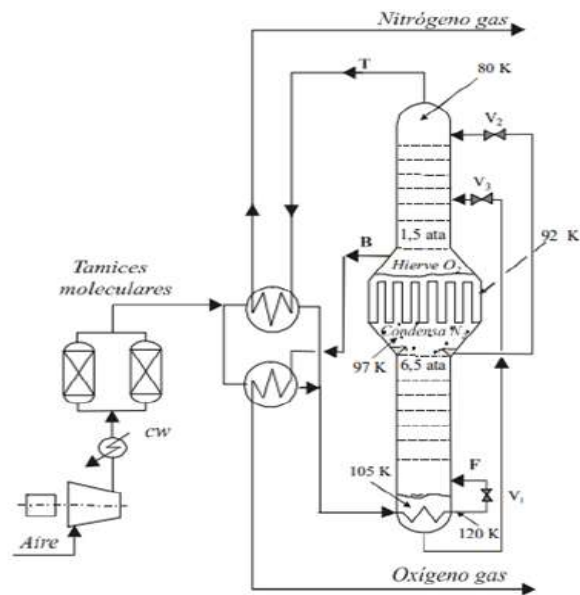
**Fuente:** Ramos and Galán (2008)

La fracción líquida empobrecida en nitrógeno se puede descargar utilizando un número suficiente de platos y evaporando el fondo de la columna con la corriente de alimentación antes de su laminación. El oxígeno se descarga de la superficie del líquido de la caldera (B) en forma de vapor, y su concentración solo puede alcanzar el 95 %, ya que transporta casi todo el argón. Por otro lado, dado que no se introduce reflujos de líquido frío por encima de la alimentación, es imposible rectificar la fracción de vapor, que se descarga en la parte superior (T) de la

columna a una concentración de nitrógeno cercana al 90 %. Ambas fracciones intercambian aire frío con el aire comprimido suministrado. La imagen de la derecha de la figura 14 muestra la composición actual de la columna en la etapa de balance en contracorriente (McCabe Thiele) de una serie de columnas en el proceso. El esquema del proceso está contenido en la misma figura 14, la imagen de la izquierda. Las desventajas de este método son la baja pureza del gas nitrógeno disponible y su alto consumo de energía.

El desarrollo tecnológico más importante obtenido unos años después fue la destilación en dos columnas dispuestas en serie, no solo una. El primero se mantiene a una presión de 6.5, de donde se obtienen dos fracciones, una enriquecida en oxígeno en la parte inferior y la otra enriquecida en nitrógeno en la parte superior. Las dos fracciones se laminan por separado (válvulas V2 y V3) y se introducen en una columna de baja presión (dispuesta por encima de la presión atmosférica) para la segunda destilación. La mayor ventaja de este dispositivo de doble torre es que al mantener la diferencia de presión, el calor se puede transferir desde la parte superior de la torre de alta presión a la parte inferior de la torre de baja presión a través del dispositivo condensador-evaporador. Se llama calandria, que se muestra en el diagrama esquemático de la Figura 16. De hecho, en el diagrama de equilibrio de la figura 14, se encuentra que la diferencia entre la temperatura de condensación del nitrógeno y el punto de ebullición del oxígeno es superior en 5°. (Ramos and Galán, 2008).

**Figura 16:** Proceso con doble columna de fraccionamiento y laminación (Proceso Linde)



**Fuente:** Ramos and Galán (2008)



Ahora, parte del condensado obtenido en la calandria se puede utilizar como rectificaci3n de reflujo a medida que el vapor ascendente pasa por la columna inferior, y se obtiene un nitr3geno mucho m1s puro, que se extrae a la fase l1quida y se lamina en V2 para completar la parte superior la destilaci3n en la torre. Salga de la cabeza (T) a baja presi3n. Por lo tanto, se logr3 el objetivo propuesto.

El l1quido del fondo de la torre inferior est1 laminado en V3 y tambi3n se introduce en la torre superior para generar aire fr1o. La fase l1quida rica en ox1geno se descarga desde la parte inferior de la columna superior de baja presi3n, pero debido a la existencia de casi todos, la concentraci3n de vapor de ox1geno separado para ser superior al nivel del l1quido (B) no puede ser superior a 95 % debido a la presencia de arg3n en el aire de suministro. Dado que el ox1geno se puede descargar bien en la torre superior a baja presi3n, no tiene sentido descargar ox1geno en la parte inferior de la torre inferior y en la placa de descarga de la torre. Solo se recoge la fracci3n l1quida producida en la v1lvula intermitente V1. Generalmente, el fondo de la columna inferior tiene una concentraci3n de aproximadamente 40 % de ox1geno.

La presi3n del aire comprimido debe ser de aproximadamente 6.5 atm para compensar la p3rdida de energ1a en las tres laminaciones y, te3ricamente, deber1a ser suficiente comprimir el aire a aproximadamente 7 atm para compensar la p3rdida de calor a trav3s del aislamiento y el calor. Se recupera la energ1a fr1a en el intercambiador. Obviamente, esta mejora energ3tica debe lograrse reemplazando las laminaciones con expansi3n en un maquinas t3rmicas en funcionamiento (Ramos and Gal1n, 2008).

#### **6.2.2.5.2. Separaci3n criog3nica Linde-Claude fase gaseosa**

El acoplamiento del expansor se ha probado en varios lugares a escala industrial. El m1s simple es el de este proceso, que expande una parte del aire comprimido fr1o y conecta su puerto de escape a la torre de baja presi3n. Este proceso se ha aplicado a mediados del siglo pasado, permitiendo producir una cierta cantidad de nitr3geno de alta pureza (1 ppm de O<sub>2</sub>) y 99,5 % de ox1geno, comprimiendo aire a 6,8 y descargando nitr3geno residual en el aire (ligeramente superior al contenido de aire comprimido). La mitad entra en la atm3sfera con un 2,4 % de O<sub>2</sub> y la mayor parte del arg3n. Considerando la baja presi3n del aire comprimido en este proceso (85 psi = 5.8 ate = 6.8 ), no vale la pena laminarlo en la entrada de la torre de alta presi3n (80 psi), por lo que se omite la v1lvula de expansi3n V1.

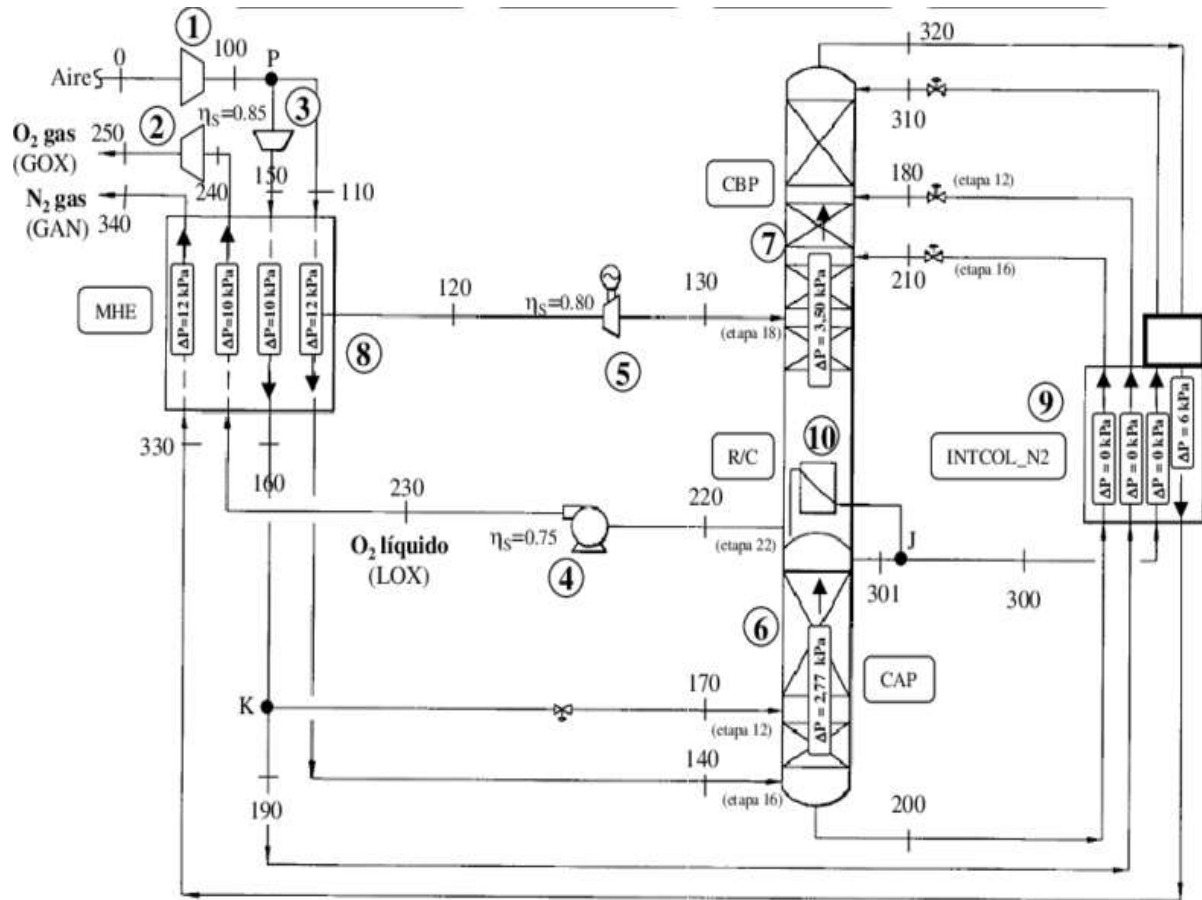
Pasando el 15-20 % de la alimentaci3n directamente a trav3s de la torre de recuperaci3n de baja presi3n (10 psig) y recuperando energ1a a trav3s del expansor, se puede obtener la capacidad de enfriamiento correspondiente al cambio de entalp1a. El aire fr1o se transfiere a la torre inferior a trav3s de la calandra, generando una gran cantidad de reflujo de nitr3geno, que

se utiliza en las dos torres. Se puede ver que, en este proceso, el secado y descarburación del aire se logra mediante la solidificación en dos intercambiadores de calor reversibles en lugar de utilizar tamices moleculares, que es una tecnología relativamente nueva. Cuando se enfría el aire húmedo y lleno de CO<sub>2</sub>, se forma hielo en sus paredes, por lo que está casi completamente seco en la salida. Antes del bloqueo, el flujo de aire ingresará al segundo intercambiador, y ahora el nitrógeno residual pasará por el primer intercambiador, sublimando así el hielo y preparándose para un nuevo ciclo de secado. El cambio cíclico de caudal se realiza mediante un conjunto de válvulas reversibles, y la reducción de presión de una de ellas producirá un ruido característico (Ramos and Galán, 2008).

#### **6.2.2.5.3. Separación criogénica Linde-Claude fase líquida**

Las plantas que producen oxígeno y / o nitrógeno líquido requieren un aporte de energía adicional para compensar la diferencia de entalpía entre el gas caliente y el líquido frío; en otras palabras, aunque se usa mejor el expansor, el compresor debe proporcionar una presión mucho más alta, aproximadamente 170 -200 . En el diagrama de flujo de la figura 17, se puede ver que el expansor está dispuesto en paralelo con la válvula laminada V1. A diferencia del proceso anterior, el escape del expansor se mezcla con el aire laminado y entra en la torre de alta presión. El nitrógeno puro (solo 1 ppm de oxígeno) fluye desde la parte superior de la torre de alta presión, mientras que el oxígeno con una pureza de 99,5 a 99,95 fluye desde la caldera de la torre de baja presión. El argón se escapa con el nitrógeno residual y regresa a la atmósfera (Ramos and Galán, 2008).

**Figura 17:** Esquema de un proceso de alta presión para la obtención de oxígeno y nitrógeno criogénicos



Fuente: Claveria and Lozano (2003)

## 7. Marco metodológico

### 7.1. Diseño mecatrónico de la planta criogénica separadora de aire

#### 7.1.1. Valores iniciales

Para el diseño de una planta criogénica separadora de aire, es necesario precisar parámetros iniciales con respecto a datos climatológicos y ambientales de determinada zona. En el caso de este diseño, dichos parámetros se toman en base a la ciudad de Cuenca-Ecuador.

Partiendo de los porcentajes de compuestos del aire vistos en la tabla 1 de la sección anterior, se tiene un 78.1% de nitrógeno, un 20.9% de oxígeno y el 1% restante de otros

gases.

De acuerdo a diversos datos climatológicos, la temperatura promedio en Cuenca no asciende de los 13°C, pero debido a que la planta únicamente funcionará en horas de la mañana y tarde, se toma una temperatura ambiente de 17°C o 290.15K. Otro dato correspondiente a la ciudad de Cuenca es la presión atmosférica, la cual en promedio es de 89780 Pa. (Spark., 2021)

La estructura en si de la planta parte desde el suministro de materia prima, la cual es el aire atmosférico; dicho compuesto es absorbido por un compresor a un caudal de  $300m^3/h$ , posteriormente se lo comprime hasta 10 atm. Se continúa por el proceso de licuefacción en donde se lleva la mezcla gaseosa hasta una temperatura criogénica, para finalmente ser llevada a la torre de destilación, donde se cuenta con dos columnas de destilación, una que trabaja a 5 bar y otra a 1 bar, con esto se consigue un nivel elevado de pureza de oxígeno y nitrógeno de más de 95 %.

### 7.1.2. Cálculos y diseño del proceso de separación de aire

Con los valores iniciales ya planteados, se procede a calcular y estimar corrientes, flujos y equipos presentes en la planta, tomando en cuenta un suministro de  $300m^3/h$  de aire.

Dada la ley de los gases ideales, es posible obtener los datos molares de los caudales de cada elemento presente en el aire, en los cuales se basarán futuros cálculos.

$$PV = nRT \quad (1)$$

Donde para cada variable se tiene:

- P: presión atmosférica (Cuenca) = 89780 Pa
- V: volumen =  $300m^3$
- n: número de moles
- R: constante universal de los gases ideales =  $8,314 \frac{m^3 \cdot Pa}{mol \cdot K}$
- T: temperatura media = 290,15K

Remplazando en la fórmula original se tiene:

$$n = \frac{P \cdot V}{R \cdot T} = 11165,25mol$$

Tomando en consideración que dicho volumen de aire es absorbido por hora, el flujo molar es de 11165.25 mol/h. Con este último dato y el porcentaje de oxígeno, nitrógeno y otros gases, se obtiene lo siguiente:

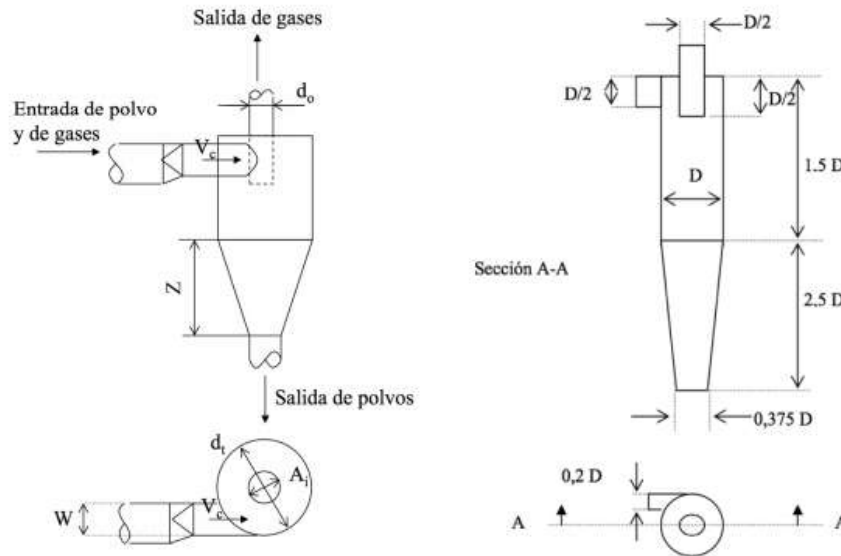
- Oxígeno (20.9 %):  $0,209 \cdot 11050,98 \text{mol/h} = 2333,54 \text{mol/h}$
- Nitrógeno (78.1 %):  $0,781 \cdot 11050,98 \text{mol/h} = 8720,06 \text{mol/h}$
- Otros gases (1 %):  $0,01 \cdot 11050,98 \text{mol/h} = 111,65 \text{mol/h}$

#### **7.1.2.1. Filtrado preliminar**

La contaminación ambiental genera una amplia variedad de impurezas en el aire como polvo, arena, microorganismos, etc., elementos que a lo largo causan averías y obstrucciones en los equipos dentro de la planta criogénica. Muchas de estas maquinarias contienen filtros en su estructura, pero para garantizar su vida útil, es necesario filtrar inicialmente partículas gruesas.

Las partículas gruesas de materia particulada ( $PM_{10}$ ) de diámetro  $2,5 < \varnothing < 10 \mu m$  se eliminan en un filtro preliminar, haciendo uso de un llamado separador centrífugo o ciclón, dispositivo mecánico que usa la fuerza centrífuga y fricción, con lo que separa partículas en suspensión. Hay que considerar que un separador centrífugo tiene una eficiencia del 35 al 45 %, la cual puede ser elevada a más del 70 %, colocando varios de estos equipos en paralelo (Cerrada Martínez, 2017). La figura 18 indica la estructura y dimensionamiento para ciclones.

**Figura 18:** Separador centrífugo



**Fuente:** Cerrada Martínez (2017)

El diseño propuesto del separador centrífugo se lo escoge por tres razones: sencillez de operación, bajo coste y baja pérdida de carga (Borge García, 2017). Se comienza calculando el diámetro de corte ( $D_C$ ), el cual es el diámetro de una partícula para que el separador centrífugo tenga un rendimiento del 40 %.

$$\eta = \frac{\left(\frac{D_P}{D_C}\right)^2}{1 + \left(\frac{D_P}{D_C}\right)^2} \quad (2)$$

Con la ecuación mostrada, se dan los siguientes valores a las variables:

- Diámetro medio de partículas en el aire ( $D_P$ )=  $5\mu\text{m}$
- Rendimiento de al menos 40 % del ciclón ( $\eta$ ), que es el valor de rendimiento medio de este equipo.

Con lo que se obtiene el diámetro de corte  $D_C = 6,12\mu\text{m}$ . Con dicho valor, es posible encontrar la variable D que brinda las dimensiones de la estructura del separador centrífugo, así:

$$D_C = \left(\frac{9 \cdot W \cdot \mu}{2 \cdot \pi \cdot N \cdot V_C \cdot \rho_{particula}}\right)^{1/2} \quad (3)$$

Donde:

- $D_C$ : Diámetro de corte
- $W$ : Ancho de la tobera de entrada ( $0,2D$ )
- $\mu$ : Viscosidad del aire a temperatura ambiente ( $1,8 \times 10^{-5} N \cdot s/m^2$ )
- $N$ : Número de vueltas que da el gas dentro del ciclón (11, número estándar)
- $V_C$ : Velocidad de la partícula de corte al entrar al equipo, donde  $V = Q/A$ , siendo  $Q$  el caudal de entrada con un valor de  $300m^3/h$  o  $0,0833m^3/s$ , y  $A$ , el área de entrada al ciclón:  $0,2D \cdot D/2 = 0,1D^2$
- $\rho_{particula}$ : densidad media de polvos y arenas ( $1g/cm^3 = 1000kg/m^3$ )

Con los valores mencionados, se hace uso de la ecuación 3:

$$6,12 \times 10^{-6} m = \left( \frac{9 \cdot 0,2D \cdot 1,8 \times 10^{-5} N \cdot s/m^2}{2 \cdot \pi \cdot 11 \cdot \frac{0,0833m^3/s}{0,1D^2} \cdot 1000kg/m^3} \right)^{1/2}$$

Siendo así  $D = 0.40525m$ . De esta manera se deduce lo siguiente en base a las dimensiones dadas en la figura 18:

- Altura del separador centrífugo: 1.621m
- Área de la tobera:  $0,016m^2$
- $V_C$ : 5.07m/s

Seguido, es necesario encontrar la pérdida de carga, para lo cual se tiene que la densidad media del aire a temperatura ambiente es de  $1,2041kg/m^3$ . La pérdida de carga de este equipo se calcula de la siguiente forma:

$$\Delta P = 4 \cdot \rho_{gas} \cdot V_C^2 \quad (4)$$

Obteniendo así una pérdida de carga igual a 123.81 Pa, con lo que se determina que la presión que se le dará al aire en un compresor inicial, no será perdida en el filtro preliminar (Cerrada Martínez, 2017).

Se debe considerar que los valores previamente calculados se basan en el uso de un solo separador centrífugo, por lo que la eficiencia será únicamente del 40%, por lo tanto, es necesario colocar más de estos equipos en paralelo para obtener una mayor eficiencia.

El valor de la velocidad de la partícula de corte se mantiene, al no variar la pérdida de carga. Con esto es posible determinar una cantidad de ciclones que mantengan su eficiencia en un rango entre el 70 y 80 %.

**Tabla 3:** Eficiencia según la cantidad de separadores centrífugos en paralelo.

# CICLONES	Dimensión D del ciclón	Diámetro de corte $D_C$	Eficiencia $\eta$
10	0.1282m	$3,44x10^{-6}m$	68 %
12	0.1170m	$3,33x10^{-6}m$	69 %
14	0.1084m	$3,44x10^{-6}m$	71 %

**Fuente:** Autor

Como puede apreciarse en la tabla 2, la eficiencia varía según la cantidad de ciclones. Lo ideal sería implementar 14 ciclones ya que se sobrepasa el 70 % deseado en cuanto a la eficiencia, pero como se observa, el porcentaje no cambia significativamente con respecto a si se usaran 10 equipos, añadiendo que al usar menor cantidad de estos dispositivos, se minimiza el consumo energético y la inversión de la planta. Finalmente, estableciendo una cantidad de 10 ciclones se tiene que:

- Altura de ciclones:  $0,5128m$
- Área de tobera:  $1,64x10^{-3}m^2$
- Rendimiento para partículas con tamaño medio de  $5\mu m$ : 68 %

Para dimensiones más detalladas del separador centrífugo, referirse a Anexo 1.

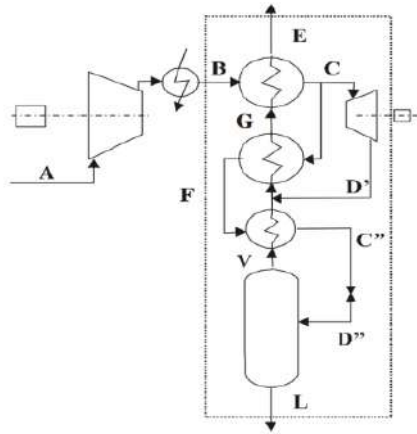
### 7.1.2.2. Compresión y licuefacción

La etapa de compresión y licuefacción se la realiza por distintos medios como se ha evidenciado en la sección teórica. Para mejorar el proceso y por ende, optimizar resultados, se aplica el método mixto de Linde-Claude. En dicho proceso se obtienen dos corrientes, una de ellas tendrá una expansión isoentálpica mediante una válvula de laminación de corriente, mientras que la otra se dirige hacia una turbina expansora, en la cual se recupera parte del trabajo usado durante la compresión.

En esta etapa, se hace uso de un sistema de compresión de tres etapas, en donde en medio de cada etapa existen fases de enfriamiento, con lo que se procura no elevar en exceso la temperatura del aire, además de retirar el vapor condensado que se produce, el cual causa daños a los equipos. La figura 19 ilustra el esquema de compresión y enfriamiento del sistema:



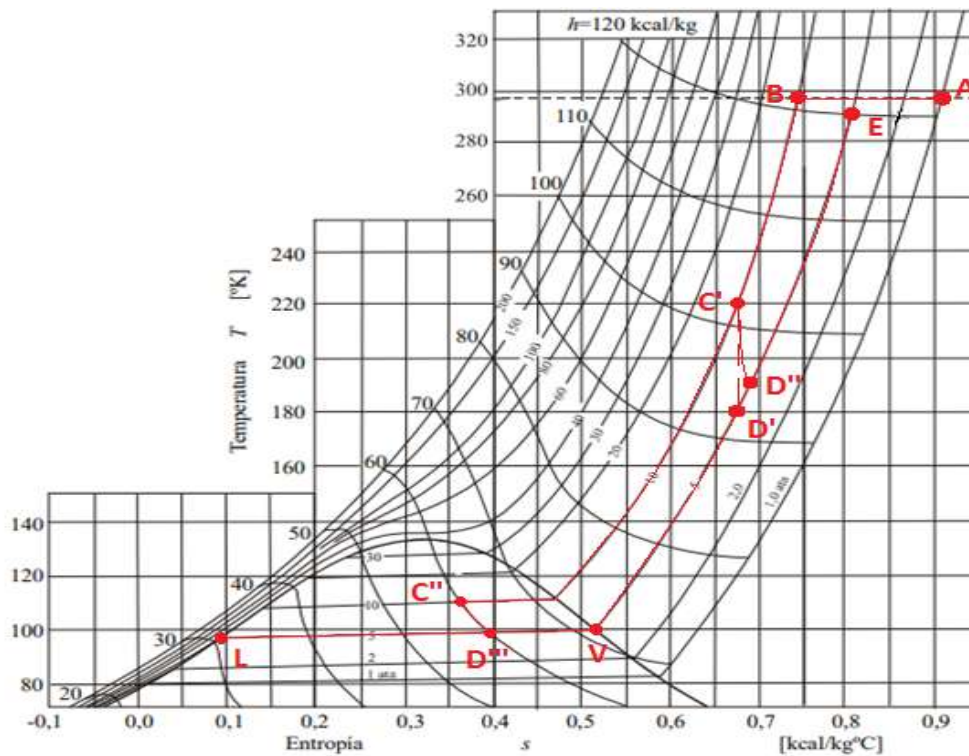
**Figura 19:** Proceso de compresión y licuefacción



**Fuente:** Ramos and Galán (2008)

El proceso continúa como se indica en la figura 20, donde se hace uso del diagrama T-S que guía las fases de compresión y enfriamiento.

**Figura 20:** Proceso de compresión y licuefacción



**Fuente:** Autor

El aire ingresa al compresor a través de los filtros preliminares, en donde por cinemática estos tienden a subir su temperatura a un valor aproximado de  $25^{\circ}C$ , con una presión de entrada de 0.89 atm. Posteriormente se comprime el aire a 10 atm, con lo que se completa el tramo A-B de la figura 21. Este tramo debería presentar una concavidad hacia arriba, pero como se mencionó en la descripción del compresor, es un proceso isotérmico.

Seguido a esto, se disminuye la temperatura mediante intercambiadores de calor isobáricamente hasta C', en donde la corriente de aire se divide en dos, aproximadamente al 50 %. La una corriente se sigue enfriando isobáricamente hasta llegar a C'', entrando ya en la curva bifásica, donde posteriormente mediante la válvula separadora de corriente se llega al punto D'', obteniendo así aire en estado líquido (L) y en vapor (V). La otra corriente parte de C' a D' expandiéndose en una turbina, recuperando así parte del trabajo realizado en la etapa de compresión; si el proceso fuese ideal, la expansión sería isentrópica, llegando así al punto D'. Finalmente se obtienen dos corrientes de aire en dos fases, una líquida y otra de vapor, las cuales continuarán hacia el proceso de destilación.

Del diagrama T-S se extraen los siguientes datos para su posterior aplicación:

**Tabla 4:** Resumen diagrama T-S.

Puntos	A	B	C'	C''	D'	D''	D'''	L	V	E
Entalpía ( $kcal/kg$ )	123	120	102	60	93	95	60	31	71	120
Temperatura (K)	298	298	220	115	180	192	99	99	100	290
Entropía ( $kcal/kg^{\circ}C$ )	0.91	0.74	0.68	0.36	0.68	0.69	0.39	0.09	0.52	0.81
Presión (atm)	0.89	10	10	10	5	5	5	5	5	5

**Fuente:** Autor

Con los datos obtenidos del diagrama T-S, se divide el proceso de compresión y licuefacción en dos, donde por un lado se calcula el trabajo del compresor y por otro la energía devuelta por el trabajo de la turbina.

Para encontrar el trabajo del compresor es necesario conocer el caudal másico de aire entrante, el cual es igual al caudal volumétrico por la densidad, donde se tiene que:

- Caudal volumétrico:  $300m^3/h$
- Densidad del aire de Cuenca:  $1,21kg/m^3$

$$300m^3/h \cdot 1,21kg/m^3 = 363kg/h$$

Para el cálculo del trabajo del compresor de tres etapas se tiene:

$$W_c = \frac{\dot{m} \cdot N \cdot R \cdot T_a}{PM \cdot \frac{n-1}{n}} \left[ \left( \frac{P_b}{P_a} \right)^{\frac{n-1}{n \cdot N}} - 1 \right] \cdot \frac{1}{\eta_m} \quad (5)$$

Donde:

- $\dot{m}$  (Flujo másico de aire que entra al compresor) =  $363 \text{ kg/h}$
- $N$  (Número de etapas) = 3
- $R$  (Constante de los gases ideales) =  $8,314 \frac{\text{Pa} \cdot \text{m}^3}{\text{K} \cdot \text{mol}}$
- $T_a$  (Temperatura inicial de los gases a la entrada del compresor) =  $25^\circ \text{C} = 298 \text{K}$
- $P_b$  (Presión de salida del compresor) = 10
- $P_a$  (Presión de entrada del compresor) = 1
- $n$  (Factor politrópico)
- $PM$  (Peso molecular) =  $28,969 \frac{\text{g}}{\text{mol}}$
- $\eta_m$  (Rendimiento mecánico del compresor) = 70 %

Se debe considerar que este es un proceso isentrópico y adiabático, donde el factor politrópico es igual al cociente de los calores específicos a presión y volumen constante, es decir, el factor de expansión adiabático.

$$n = \frac{C_p}{C_v} = \gamma \quad (6)$$

Dicho factor tiene un valor de 1.41 para el aire. Otra consideración que debe tomarse en cuenta es que este no es un proceso ideal, debido a que el compresor tiene un rendimiento mecánico del 70 %, por lo que se reescribe la ecuación 5 así:

$$W_c = \frac{\dot{m} \cdot N \cdot R \cdot T_a}{PM \cdot \frac{\gamma-1}{\gamma \cdot \eta_p}} \left[ \left( \frac{P_b}{P_a} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma \cdot N}} - 1 \right] \cdot \frac{1}{\eta_m} \quad (7)$$

Aquí entra otro valor a ser considerado es la eficiencia politrópica ( $\eta_p$ ), la cual relaciona el trabajo suministrado con el trabajo de flujo de compresión:

$$\eta_p = \frac{\frac{k-1}{n}}{\frac{k}{n-1}} \quad (8)$$

Donde se conoce el valor del factor de expansión adiabático, mientras que el coeficiente isoentrópico ( $k$ ) para este proceso en las condiciones dadas es igual a  $n$ . Con este valor, se encuentra el resultado de la eficiencia politrópica, la cual es igual a 1. (Moshfeghian, 2015)

Con los valores antes determinados, se hace uso de la ecuación 7 y se encuentra el trabajo del compresor:

$$W_c = 114414,58326kJ/h$$

El siguiente paso es encontrar la energía devuelta por el trabajo de la turbina, la cual se considera ideal e isentrópica. El trabajo realizado por las turbinas es la diferencia de entalpías, por lo que se tiene:

$$Q_t = \eta_t \cdot (H_{C^v} - H_{D^v}) \quad (9)$$

Donde  $\eta_t$  es la eficiencia isentrópica de la turbina. Este parámetro describe qué tan eficientemente una turbina se aproxima a un dispositivo isentrópico correspondiente. Para turbinas, el valor de  $\eta_t$  es típicamente de 70-90 %, por lo que se establecerá su valor en 70 %, con lo que se garantiza condiciones no ideales. (Connor, 2019)

Los valores de  $H_{C^v}$  y  $H_{D^v}$  son los valores de las entalpías de los puntos respectivos del diagrama T-S, los cuales pueden verse en la tabla 3.

$$Q_t = 6,3kcal/kg$$

Con el valor de energía de la turbina, se puede encontrar su trabajo, multiplicándola por el caudal másico que se expande a través de la turbina, que es el 50 % del flujo de entrada.

$$W_t = 6,3kcal/kg \cdot 181,5kg/h = 1143,45kcal/h = 4784,1948kJ/h$$

Entonces se tiene un balance energético en la compresión y licuefacción de:

- Energía aportada: 114414.58326 kJ/h
- Energía extraída: 4784.1948 kJ/h

La energía extraída mediante la turbina se suministra al compresor mediante un eje solidario, por lo que la potencia eléctrica del compresor debe ser de:

$$W = W_c - W_t = 109630,3885kJ/h = 30,4529kW$$

Para poder llegar a la etapa de destilación, es necesario conocer los caudales de cada corriente en estado líquido y vapor, recordando que la corriente de entrada se divide al 50 %.

Estas fracciones de corriente se las calcula mediante la regla de la palanca, haciendo uso de las entalpías encontradas en el diagrama T-S:

$$L = \frac{H_V - H_{D'''}}{H_V - H_L} \cdot 181,5 \text{ kg/h} \quad (10)$$

$$V = \frac{H_{D'''}}{H_V - H_L} \cdot 181,5 \text{ kg/h} \quad (11)$$

Donde al reemplazar los valores correspondientes en las ecuaciones 9 y 10 se tiene:

- Aire en fase líquida (L) = 49.9125 kg/h
- Aire en fase de vapor (V) = 131.5875 kg/h

Ahora bien, a la salida de la válvula laminadora se obtienen 49.9125 kg/h de aire en fase líquida y 131.5875 kg/h de aire en vapor, pero a esta última fracción de vapor se la debe añadir el 50 % de aire que se encaminó por la turbina expansora, dando como resultado una cantidad de 313.0875 kg/h de vapor de aire, esto si se considera que no hubo pérdidas durante todo el proceso.

Para el cálculo de la etapa de destilación, es necesario conocer el número de moles de oxígeno y nitrógeno en cada corriente con la ayuda de álgebra básica. Primero se encuentran estos valores en la fase líquida del aire:

$$X = 0,943(X + Y) \quad (12)$$

$$49,9125 \text{ kg/h} = 28 \text{ kg/kmol} \cdot X + 32 \text{ kg/kmol} \cdot Y \quad (13)$$

Donde X es el número de kmol/h de nitrógeno en el líquido y Y de oxígeno en el líquido. El razonamiento para la ecuación 12 es en base a la fracción de oxígeno y nitrógeno que se tiene a una temperatura de  $-174^\circ\text{C}$ , que es la temperatura del aire líquido, la cual puede apreciarse en la tabla 5 que se tiene más adelante. La ecuación 13 agrupa los pesos moleculares del oxígeno (32 kg/kmol) y del nitrógeno (28 kg/kmol), así como el caudal másico del aire en fase líquida.

**Tabla 5:** Mezcla binaria  $O_2/N_2$  a 5 atm

Fracción de mezcla $N_2$	$T(^{\circ}C)$	Y $N_2$	Y $O_2$	X $N_2$	X $O_2$
0,00	-159,49	0,00	1,00	0,00	1,00
0,05	-160,77	0,11	0,89	0,05	0,95
0,10	-161,95	0,21	0,79	0,10	0,90
0,15	-163,05	0,30	0,70	0,15	0,85
0,20	-164,06	0,38	0,62	0,20	0,80
0,25	-165,00	0,45	0,55	0,25	0,75
0,30	-165,89	0,51	0,49	0,30	0,70
0,35	-166,71	0,57	0,43	0,35	0,65
0,40	-167,49	0,62	0,38	0,40	0,60
0,45	-168,23	0,66	0,34	0,45	0,55
0,50	-168,93	0,70	0,30	0,50	0,50
0,55	-169,59	0,74	0,26	0,55	0,45
0,60	-170,23	0,78	0,22	0,60	0,40
0,65	-170,84	0,81	0,19	0,65	0,35
0,70	-171,42	0,84	0,16	0,70	0,30
0,75	-171,99	0,87	0,13	0,75	0,25
0,80	-172,53	0,90	0,10	0,80	0,20
0,85	-173,06	0,93	0,07	0,85	0,15
0,90	-173,57	0,95	0,05	0,90	0,10
0,95	-174,07	0,98	0,02	0,95	0,05
1,00	-174,56	1,00	0,00	1,00	0,00

**Fuente:** Cerrada Martínez (2017)

Despejando las ecuaciones 12 y 13 se tiene:

- $X = 1.66740$  kmol/h de  $N_2$  en estado líquido
- $Y = 0.10079$  kmol/h de  $O_2$  en estado líquido

Para conocer el número de moles de oxígeno y nitrógeno de la parte de vapor de aire, se considera que es aire normal, por lo que los porcentajes de cada elementos son 79 % de nitrógeno y 21 % de oxígeno, asumiendo los pesos moleculares de los dos gases y que en cada porcentaje se encuentra una cantidad bastante baja de otros elementos. El flujo másico de vapor de aire es 3112.09 kg/h, por lo tanto:

- 8.8335 kmol/h de  $N_2$  en vapor
- 2.0546 kmol/h de  $O_2$  en vapor

Por lo tanto, el caudal total de aire que sale del proceso de compresión y licuefacción es de 12.65629 kmol/h, con una fracción de vapor del 86.03 %.

En la tabla 6 se resumen los diversos parámetros de las corrientes de salida:

**Tabla 6:** Corrientes de salida de aire

Variable	Aire líquido	Aire vapor
$\dot{m}(kg/h)$	49.9125	313.0875
$P(atm)$	5	5
$T(K)$	99	290
$T(^{\circ}C)$	-174	17
$N_2(kmol/h)$	1.66740	8.8335
$O_2(kmol/h)$	0.10079	2.0546

**Fuente:** Autor

En la siguiente etapa (destilación), la corriente de aire vapor que sale del proceso de compresión y licuefacción, es introducida en un intercambiador de calor, en donde entra en contacto con una corriente de nitrógeno puro procedente de la cabeza de la columna de alta presión, disminuyendo la temperatura de esta corriente hasta una temperatura criogénica. De esta manera, a la columna de destilación de alta presión entra una corriente líquida de aire a  $-174^{\circ}C$  y una corriente vapor de aire a una temperatura criogénica cercana a los  $-130^{\circ}C$ . (Cerrada Martínez, 2017)

### 7.1.2.3. Destilación

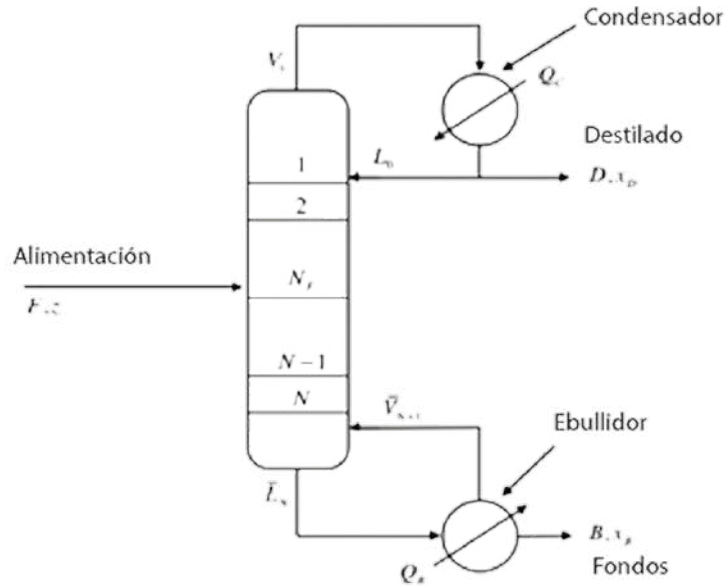
Las columnas de destilación atienden a un proceso físico por el cual, una mezcla de líquidos se puede separar según su volatilidad y sus distintos puntos de ebullición. Al hervir una mezcla, se produce un equilibrio de dos fases, líquido y vapor. La fase líquida queda enriquecida con el componente menos volátil mientras que la fase vapor queda enriquecida con el componente más volátil. De esta manera se consigue una separación de mezclas de líquidos. (Cerrada Martínez, 2017)

Para este proceso se utilizan dos columnas de destilación, una de alta y otra de baja presión, suponiendo que únicamente se tiene una mezcla de oxígeno y nitrógeno, sin contabilizar sangrados ni retroalimentaciones producidas por otros elementos como el argón.

La alimentación (F) a la columna de destilación se da por medio de las corrientes que se obtienen en el proceso anterior 7.1.2.2. *Compresión y licuefacción*, la cual genera a la salida de la torre de destilación una corriente de destilado (D) en la parte superior de la columna y

una corriente de fondos (B) en la parte baja de la misma, como puede observarse en la figura 21:

**Figura 21:** Corrientes en la columna de destilación



**Fuente:** Gonzales Macías (2020)

La base operacional de la columna es que haciendo un balance global, todo lo que entra en la alimentación, sale como destilado o producto de fondo, y si se hace un balance por componente se tiene un balance similar indicando sus porcentajes, donde  $x_F$  es la concentración de la alimentación,  $x_D$  del destilado y  $x_B$  del producto de fondo.

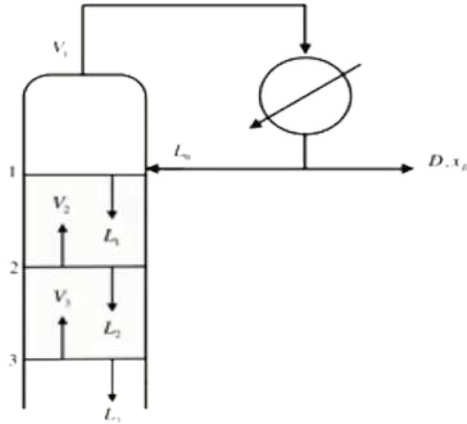
$$F = D + B \text{ (balance global)} \quad (14)$$

$$Fx_F = Dx_D + Bx_B \text{ (balance por componente)} \quad (15)$$

Del domo de la columna sale una corriente de vapor, la cual entra a un condensador donde se retira calor, generando un flujo de destilado con un producto final de alta pureza y otro flujo que retorna a la columna para ser tratada nuevamente. De la parte baja de la columna sale otra corriente, la cual se dirige a un ebullición en donde se inyecta calor, generando así dos corrientes, una que es la corriente de fondo y otra que retorna a la columna para ser tratada nuevamente. (Yeong Koo, 2017)



**Figura 22:** Zona de rectificación



**Fuente:** Gonzales Macías (2020)

Para la zona de rectificación (fig. 22) se hace un balance global y un balance por componente, en donde gracias al método de McCabe-Thiele se puede asumir que todas las etapas son iguales, por lo que se tiene:

$$V = D + L \text{ (balance global)} \quad (16)$$

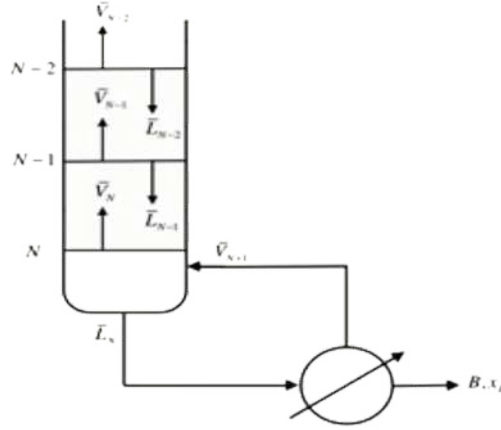
$$Vy = Dx + Lx_D \text{ (balance por componente)} \quad (17)$$

Donde  $V$  es el vapor que sale de la columna,  $D$  es el producto destilado y  $L$  es el producto que retorna a la columna como reflujo.

Resolviendo las ecuaciones 16 y 17, y aplicando la relación de reflujo  $R = L/D$ , se encuentra la línea de operación superior que se aplicará en el diagrama de McCabe Thiede más adelante:

$$y = \frac{R}{R+1}x + \frac{1}{R+1}x_D \quad (18)$$

**Figura 23:** Zona de agotamiento



**Fuente:** Gonzales Macías (2020)

Para la zona de agotamiento (fig. 23), se realizan cálculos de la misma manera, según un balance global y un balance por componente:

$$\bar{L} = \bar{V} + B \quad (\text{balance global}) \quad (19)$$

$$\bar{L}x = \bar{V}y + Bx_B \quad (\text{balance por componente}) \quad (20)$$

Donde  $\bar{L}$  y  $\bar{V}$  son la parte líquida y de vapor respectivamente de la zona de agotamiento. Resolviendo las ecuaciones 19 y 20, y aplicando la relación de ebullición  $S = \bar{V}/B$ , se obtiene la línea de operación inferior:

$$y = \frac{\bar{L}}{\bar{V}}x - \frac{B}{\bar{V}}x_B \quad (21)$$

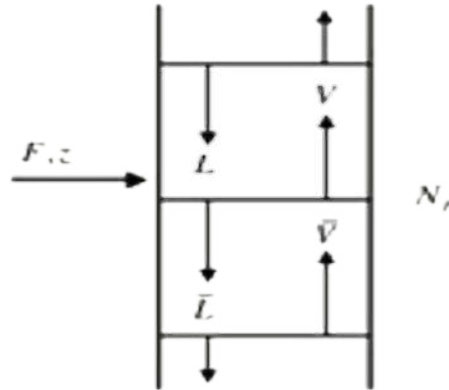
$$y = \frac{S+1}{S}x - \frac{1}{S}x_B \quad (22)$$

Antes de entrar a la zona de alimentación, se hace una consideración, donde el flujo que entra desde la zona de compresión y enfriamiento ( $q$ ), tiene el valor de 1 para líquido saturado y 0 para vapor saturado:

$$\bar{L} = L + Fq \quad (23)$$

$$V = \bar{V}y + F(1 - q) \quad (24)$$

**Figura 24:** Zona de alimentación



**Fuente:** Gonzales Macías (2020)

Para la zona de alimentación (fig. 24), se realiza un balance según las corrientes que se dividen a la zona de rectificación y agotamiento respectivamente, desde la corriente de alimentación:

$$F + L + \bar{V} = \bar{L} + V \quad (\text{balance global}) \quad (25)$$

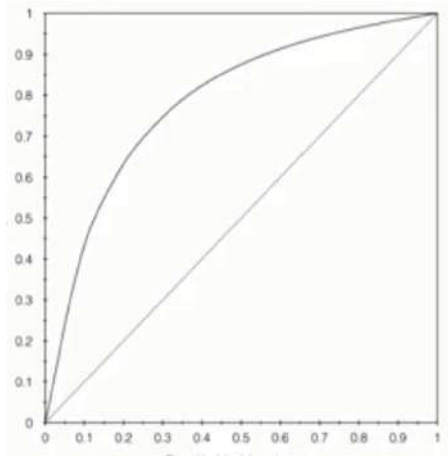
$$Fz + Lx + \bar{V}y = \bar{L}x + Vy \quad (\text{balance por componente}) \quad (26)$$

En base a las ecuaciones antes presentadas, se puede obtener la recta de alimentación:

$$y = \frac{q}{q-1}x - \frac{1}{q-1}x_F \quad (27)$$

Una vez se tienen las tres rectas: operación superior, operación inferior y alimentación, se puede desarrollar el método McCabe-Thiele. Este método de cálculo numérico-gráfico es el más simple y más instructivo para el análisis de la destilación binaria. (Cerrada Martínez, 2017)

**Figura 25:** Diagrama x-y



**Fuente:** Gonzales Macías (2020)

El método de McCabe-Thiele está estructurado sobre la figura 25, por lo que es importante tener en cuenta algunas consideraciones generales del diagrama x-y (Cerrada Martínez, 2017):

- La curva representa el equilibrio de una mezcla de nitrógeno y oxígeno para las distintas concentraciones de nitrógeno, así como la volatilidad del proceso.
- Este diagrama es una representación gráfica de la columna de destilación y sus platos teóricos que posteriormente dimensionarán las columnas de destilación.
- La recta  $x=y$  representa un apoyo para graficar los puntos de partida  $x_F$ ,  $x_B$  y  $x_D$ , así como las demás rectas generadas en el método McCabe-Thiele.
- Este método se basa en balances de materia y energía, por lo que se considera lo siguiente:
  - Reflujo molar constante.
  - Presión constante.
  - La alimentación es una mezcla perfecta

Posterior al método de McCabe-Thiele, deben encontrarse los calores correspondientes al condensador y al hervidor, para lo cual se hace uso de la entalpía de vaporización, las cuales tienen un valor de 3.41 kJ/mol para el oxígeno y 2.78 kJ/mol para el nitrógeno. (Cerrada Martínez, 2017)

$$\Delta H^{vap} = \%N_2 \cdot \Delta H_{N_2}^{vap} + \%O_2 \cdot \Delta H_{O_2}^{vap} \quad (28)$$

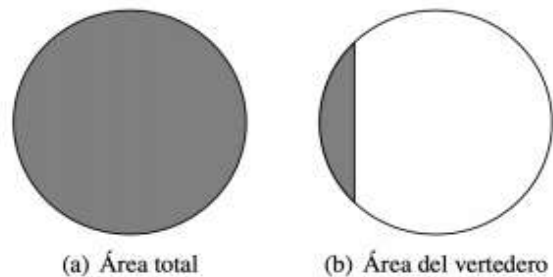
Obteniendo la entalpía de vaporización de la mezcla con ayuda de la ecuación 28, se pueden obtener el calor del hervidor ( $Q_H$ ) y el calor del condensador ( $Q_C$ ):

$$Q_H = \bar{V} \cdot \Delta H_H^{vap} \quad (29)$$

$$Q_C = D \cdot R \cdot \Delta H_C^{vap} \quad (30)$$

Para lograr dimensionar la columna de destilación, se requiere como primer paso encontrar la relación del área total del plato y el área del vertedero del mismo, las cuales se presentan en la figura 26.

**Figura 26:** Área del plato y vertedero



**Fuente:** Cerrada Martínez (2017)

Dichas áreas depende del parámetro del flujo del proceso ( $F_{LV}$ ):

$$F_{LV} = \frac{PM_L \cdot L}{PM_V \cdot V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (31)$$

Donde:

- $PM_L$ : Peso molecular del líquido en la columna
- $L$ : Caudal de líquido
- $PM_V$ : Peso molecular del vapor en la columna
- $V$ : Caudal del vapor.

- $\rho_V$ : Densidad del vapor
- $\rho_L$ : Densidad del líquido

Según sea el caso, se tienen diversos valores para la relación entre el área del vertedero y el área total ( $A_d/A_T$ ):

- $A_d/A_T = 0,1$  si  $F_{LV} < 0,1$
- $A_d/A_T = 0,1 + \frac{F_{LV}-0,1}{9}$  si  $0,1 < F_{LV} < 1$
- $A_d/A_T = 0,2$  si  $F_{LV} > 1$

Otro paso importante para dimensionar la columna de destilación es la velocidad de inundación ( $U_f^N$ ), medido en pies/s:

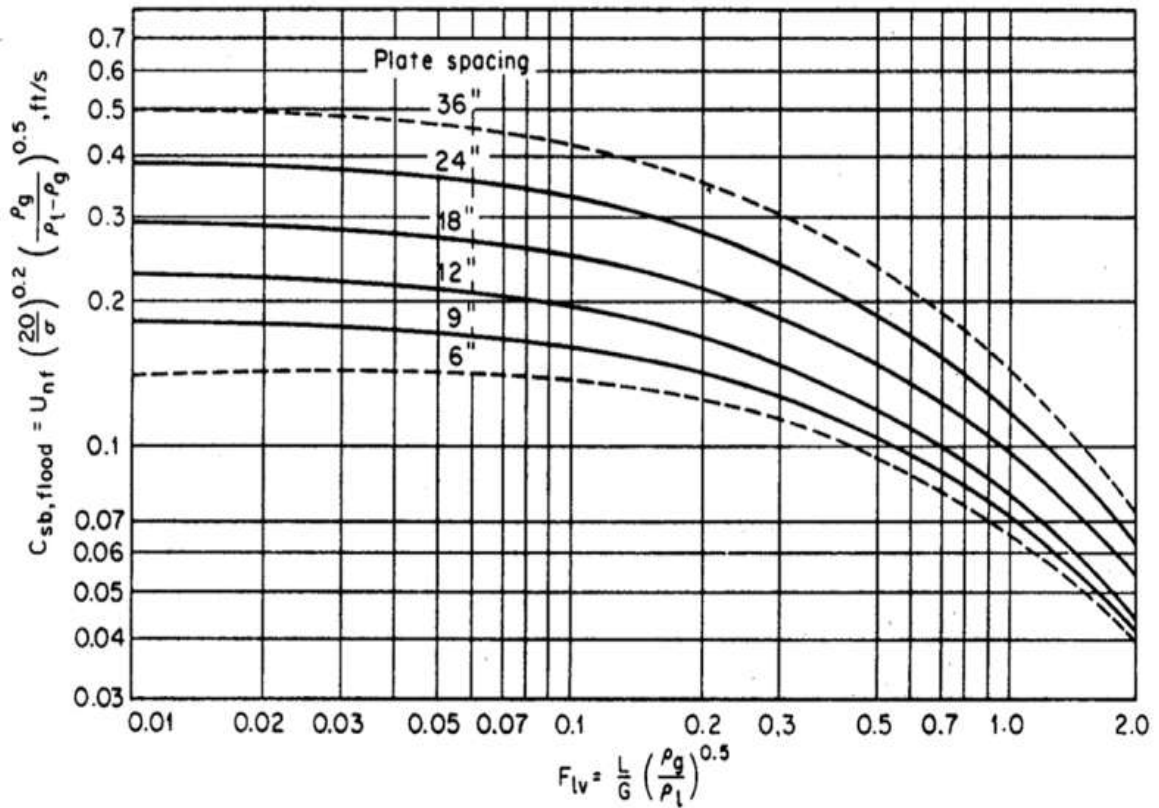
$$U_f^N = C_{SB} \left( \frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} \cdot \left( \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot F_F \cdot F_{HA} \quad (32)$$

Siendo:

- $C_{SB}$ : Coeficiente de Souders y Brown o parámetro de capacidad en ft/s
- $\sigma$ : Tensión superficial en los platos en dinas/cm
- $F_F$ : Factor de espuma, igual a 1 para mezclas que no forman espumas
- $F_{HA}$ : Factor de fracción perforada igual a 1 para mezclas que no forman espumas (Cerrada Martínez, 2017)

El cálculo del coeficiente de Souders y Brown se lo realiza mediante una correlación gráfica (fig. 27) entre  $C_{SB}$  y  $F_{LV}$ :

Figura 27: Correlación de Fair



Fuente: Cerrada Martínez (2017)

Con todos los valores antes obtenidos, se procede a calcular el diámetro de los platos de la columna:

$$D_T = \sqrt{\frac{4 \cdot V \cdot PM_V}{i \cdot U_f^N \cdot \pi \cdot \left(1 - \frac{A_d}{A_T}\right) \cdot \rho_V}} \quad (33)$$

La estructura misma de la columna se la calcula según el diámetro de los platos que separan cada etapa de las columnas. Se debe considerar que la eficiencia de dichos platos es del 70 %, el porcentaje de inundación de los platos ( $i$ ) es del 80 % y la separación de los platos más habitual es de 24 in o 61 cm. (Rojas, 2012)

#### 7.1.2.3.1. Columna de alta presión

La columna de alta presión trabaja a 5 bar de presión, en donde se supone existe una entrada única de oxígeno y nitrógeno. A la columna de destilación llegan dos corrientes, las

cuales fueron determinadas con anterioridad en la sección anterior *7.1.2.2. Compresión y licuefacción*:

- Aire en fase líquida (L) = 49.9125 kg/h = 1.76819 kmol/h
- Aire en fase de vapor (V) = 313.0875 kg/h = 10.8881 kmol/h

Así se tiene una corriente de entrada a la columna de destilación de 12.65629 kmol/h, con una fracción de vapor de aire del 86.03 % y una fracción de aire líquido (q) de 13.97 %.

Se considera un porcentaje de entrada de nitrógeno ( $x_F$ ) del 79 %, una pureza de este en la destilación ( $x_D$ ) del 99 % y un porcentaje del mismo producto en la corriente de base ( $x_B$ ) del 60 %.

Para mayor facilidad del proceso y aplicación de las ecuaciones planteadas anteriormente como las líneas de operación superior e inferior, y la recta de alimentación, con lo que se logra obtener el número de etapas, se hace uso del software MATLAB, con un código de programación propio para el proceso tomado del libro *Chemical Engineering Computation with MATLAB* de Yeong Koo, al cual se lo ha modificado para su mejor aplicación (fig. 28).



**Figura 28:** Código MATLAB para método McCabe-Thiele

```
function [feedn, totaln] = bindistMT2(q,zf,xd,xb,R)
%% Initialization and calculation of equilibrium curve
x=0:0.001:1;
y = -0.6497*x.^4 + 2.1472*x.^3 - 2.8991*x.^2 + 2.4044*x - 0.0018;
xq = ((R+1)*zf + (q-1)*xd)/(R + q); yq = (R*zf + q*xd)/(R + q);
figure(1)
plot(x,y,'r'); hold on, axis([0 1 0 1]);
set(line([0 1],[0 1]),'Color',[0 0 0]);
set(line([xd xq],[xd yq]),'Color',[1 0 1]);
set(line([zf xq],[zf yq]),'Color',[1 0 1]);
set(line([xb xq],[xb yq]),'Color',[1 0 1]);

%Rectifying section
i = 1; xop(1) = xd; yop(1) = xd; y = xd;
while (xop(i) > xq)
    xop(i+1) = -0.005*y.^4 + 0.6258*y.^3 -0.0949*y.^2+0.4718*y-0.0005;
    yop(i+1)= R*xop(i+1)/(R+1) + xd/(R+1); % rectifying operating line
    y = yop(i+1);
    set(line([xop(i) xop(i+1)], [yop(i) yop(i+1)]),'Color',[0 0 1]);
    if (xop(i+1) > xq)
        set(line([xop(i+1) xop(i+1)], [yop(i) yop(i+1)]),'Color',[0 0 1]);
    end
    i = i+1;
end
feedn = i-1;
% Stripping section
c1 = (yq - xb)/(xq - xb); c2 = (yq - xq)/(xq - xb);
yop(i) = c1*xop(i) - c2*xb; y = yop(i);
set(line([xop(i) xop(i)], [yop(i-1) yop(i)]),'Color',[0 0 1]);
while (xop(i)>xb)
    xop(i+1) = -0.005*y.^4 + 0.6258*y.^3 -0.0949*y.^2+0.4718*y-0.0005;
    yop(i+1) = c1*xop(i+1) - c2*xb; y = yop(i+1);
    set(line([xop(i) xop(i+1)], [yop(i) yop(i+1)]),'Color',[0 0 1]);
    if (xop(i+1) > xb)
        set(line([xop(i+1) xop(i+1)], [yop(i) yop(i+1)]),'Color',[0 0 1]);
    end
    i=i+1;
end
set(line([xop(i) xop(i)], [yop(i-1) yop(i)]),'Color',[0 0 1]);
hold off, xlabel('x'), ylabel('y'), totaln = i-1;
fprintf('Feed stage = %g\n', feedn);
fprintf('Number of stages = %g\n', totaln);

end
```

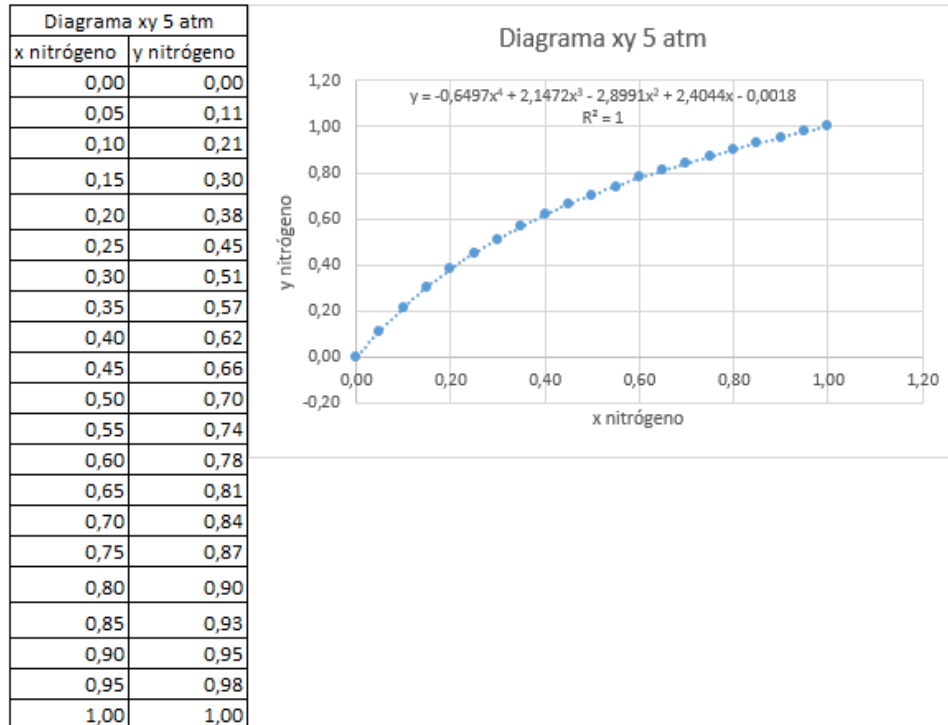
**Fuente:** Yeong Koo (2017)

Hacer uso de este código es simple, ya que se conocen los valores en porcentaje del nitrógeno en la destilación y en el fondo, así como en el flujo de alimentación, otro dato conocido es la fracción de aire líquido. Finalmente, para aplicar el código mostrado, es necesario encontrar un dato adicional, la relación de reflujo ( $R$ ), para lo cual debe ubicarse el punto de intersección de la recta de operación superior con el eje “y”.

La recta de operación superior pasará por la intersección de  $x = x_D$  con  $x = y$ , y la intersección de la recta de alimentación con la curva de equilibrio.

La curva de equilibrio parte de la tabla 5, con respecto a la composición x-y del nitrógeno, graficando una línea de tendencia polinómica, buscando que  $R^2$  (coeficiente de determinación) sea lo más próximo a uno, como se muestra en la figura 29.

**Figura 29:** Diagrama xy a 5 atm



**Fuente:** Autor

Siendo la ecuación de la curva de equilibrio:

$$y(x) = -0,6497x^4 + 2,1472x^3 - 2,8991x^2 + 2,4044x - 0,0018 \quad (34)$$

Y la recta de alimentación, tomando la ecuación 27, para la cual se tiene un valor de  $q = 0,1397$  y  $x_F = 0,79$ , es la siguiente:

$$y(x) = -0,1624x + 0,9183 \quad (35)$$

Los puntos de intersección pueden ser hallados gráficamente o algebraicamente, dando resultados similares. Los puntos son: P1(0.6535, 0.8122) y P2(0.99, 0.9965). Con dichos puntos

se encuentra la línea de operación superior:

$$y(x) = 0,5478x + 0,4542 \quad (36)$$

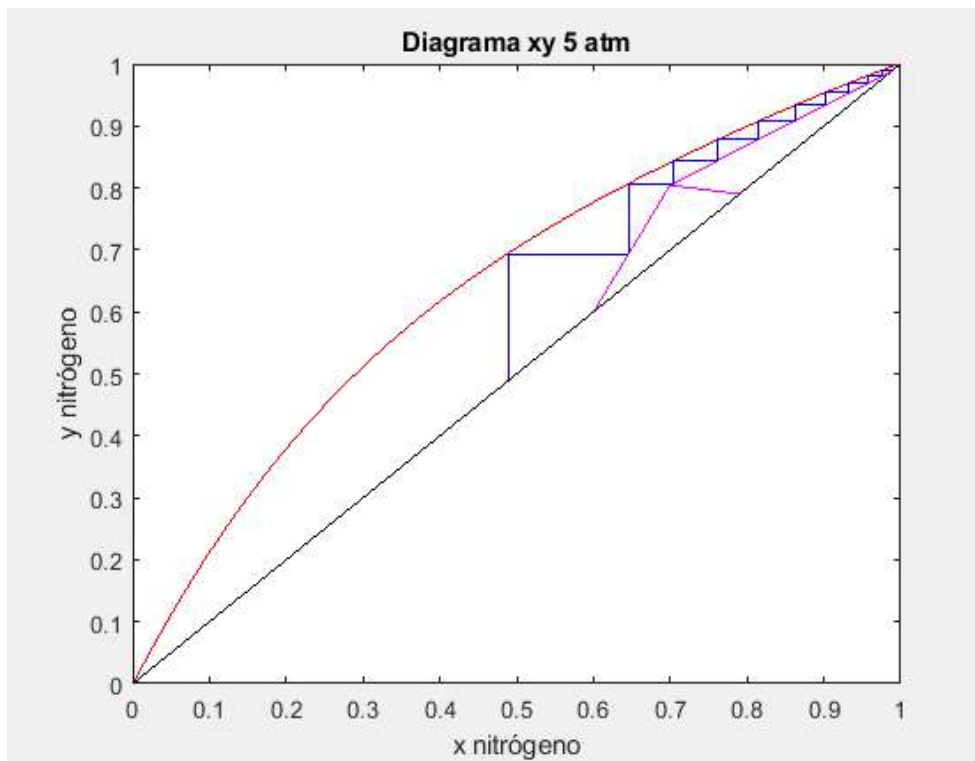
La cual se interseca con el eje “y” en  $x = 0$  y  $y = 0,4542$ . Con dichos puntos, un valor de  $x_D = 0,99$  y con la aplicación de la ecuación 18 se puede hallar un reflujo mínimo ( $R_{min}$ ).

$$y = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1}x + \frac{1}{R_{min} + 1}x_D$$

Siendo así el valor de  $R_{min} = 1,17965$ . Para encontrar el valor del reflujo se considera que este es 1.5 veces el reflujo mínimo (Cerrada Martínez, 2017), por lo tanto  $R = 1,769475$ . Esto genera una variación en la línea de operación superior.

Una vez se tienen todos los valores requeridos por el código plasmado en la figura 28 ( $q = 0,1397$ ,  $x_F = 0,79$ ,  $x_D = 0,99$ ,  $x_B = 0,60$ ,  $R = 1,769475$ ), se lo ejecuta.

**Figura 30:** Método McCabe-Thiele diagrama xy 5 atm



**Fuente:** Autor

Para obtener el número de etapas de la columna de destilación se grafica una línea horizontal desde el punto  $x_F$  hasta la curva de equilibrio, luego desde la intersección de esas

dos rectas parte una línea vertical hasta la línea de operación superior. Este proceso se lo repite hasta llegar al punto de intersección de la línea de operación superior y la recta de alimentación, en donde el proceso volverá a repetirse, con la variación de que la línea vertical tendrá que intersecarse con la línea de operación inferior, hasta llegar al punto  $x_B$  o en su defecto hasta el punto más próximo a su izquierda en caso de no intersecarse con este. El número de etapas se representan por las líneas horizontales y el plato teórico de alimentación es aquel dónde se produce el salto de la línea de operación superior a la línea de operación inferior.

Para la columna de alta presión se tienen 10 platos teóricos, siendo el plato de alimentación teórico el número 9. Con la eficiencia de los platos ya determinada en 0.7, el valor de platos reales de la columna de destilación es de 15. Cada plato tiene una separación de 61 cm, por lo tanto la columna de alta presión tendrá una altura de 9.15m.

Aplicando las ecuaciones 14 y 15 de balance de energía, y conociendo los porcentajes de las corrientes tanto de alimentación, destilado y base, y la alimentación total a la columna de destilación, se tiene:

$$12,65629 \text{ kmol/h} = D + B \quad (37)$$

$$0,79 \cdot 12,65629 \text{ kmol/h} = 0,99 \cdot D + 0,6 \cdot B \quad (38)$$

Con lo que se obtiene una corriente en el destilado  $D = 6,16588 \text{ kmol/h}$  y otra en la base  $B = 6,49041 \text{ kmol/h}$ .

Para encontrar el valor de  $\bar{L}$  y  $\bar{V}$ , se aplican las ecuaciones 19 y 21 de la línea de operación inferior. Al obtener el valor de R, la línea de operación superior cambió, por ende el punto de intersección de las líneas de operación superior, inferior y la recta de alimentación, ubicándose en  $x = 0,6999$  y  $y = 0,8046$ . El punto de intersección de la línea de operación inferior con el eje "y" es  $x = 0$  y  $y = -0,6295$ , por lo tanto:

$$\bar{L} = \bar{V} + 6,49041 \text{ kmol/h} \quad (39)$$

$$-0,6295 = -\frac{6,49041 \text{ kmol/h}}{\bar{V}} \cdot 0,6 \quad (40)$$

Los valores de  $\bar{L}$  y  $\bar{V}$  son  $12.6767 \text{ kmol/h}$  y  $6.1863 \text{ kmol/h}$  respectivamente.

De la ecuación 16 y la relación de reflujo se obtienen los valores de L y V, siendo  $10.9104 \text{ kmol/h}$  y  $17.0763 \text{ kmol/h}$  respectivamente.

Resumiendo, se tiene los siguientes valores:

- $D = 6,16588 \text{ kmol/h}$
- $B = 6,49041 \text{ kmol/h}$
- $L = 10,9104 \text{ kmol/h}$
- $V = 17,0763 \text{ kmol/h}$
- $\bar{L} = 12,6767 \text{ kmol/h}$
- $\bar{V} = 6,1863 \text{ kmol/h}$

Para encontrar el calor del hervidor y del condensador, es necesario determinar las entalpías de vaporización de la mezcla, considerando que para el condensador se tiene un 99 % de nitrógeno y un 1 % de oxígeno, y para el hervidor un 60 % de nitrógeno y un 40 % de oxígeno, mediante la ecuación 28.

$$\bullet \Delta H_C^{vap} = \%N_2 \cdot \Delta H_{N_2}^{vap} + \%O_2 \cdot \Delta H_{O_2}^{vap}$$

$$\Delta H_C^{vap} = 0,99 \cdot 2,78 \text{ kJ/mol} + 0,01 \cdot 3,41 \text{ kJ/mol} = 2,7863 \text{ kJ/mol}$$

$$\bullet \Delta H_H^{vap} = 0,6 \cdot 2,78 \text{ kJ/mol} + 0,4 \cdot 3,41 \text{ kJ/mol} = 3,032 \text{ kJ/mol}$$

Con las entalpías de vaporización de la mezcla y las ecuaciones 29 y 30, es posible determinar el calor producido en cada etapa:

$$\bullet Q_C = D \cdot R \cdot \Delta H_C^{vap}$$

$$Q_C = 6,16588 \text{ mol/h} \cdot 1,769475 \cdot 2,7863 \text{ kJ/mol} = 30,3996 \text{ kJ/h}$$

$$\bullet Q_H = \bar{V} \cdot \Delta H_H^{vap}$$

$$Q_H = 6,1863 \text{ mol/h} \cdot 3,032 \text{ kJ/mol} = 18,7569 \text{ kJ/h}$$

Finalmente debe determinarse el diámetro de la columna de destilación, por lo que es necesario encontrar el parámetro de flujo ( $F_{LV}$ ) y la velocidad de inundación de los platos ( $U_f^N$ ).

Para calcular el parámetro de flujo se determina el peso molecular del líquido y el vapor de la columna, así como sus densidades.

Siendo L el líquido que cae por los platos y V el vapor que asciende por los platos en la sección de rectificación. Para V se toma una composición molar media en nitrógeno de 0,9 mientras que para L se toma una composición molar media de 0,7 (Cerrada Martínez, 2017). Recordando que el peso molar de oxígeno es de 32 g/mol y de nitrógeno 28 g/mol, se tiene:

$$PM_V = 0,9 \cdot 28g/mol + 0,1 \cdot 32g/mol = 28,4g/mol$$

$$PM_L = 0,7 \cdot 28g/mol + 0,3 \cdot 32g/mol = 29,2g/mol$$

En cuanto a las densidades, la del vapor debe ser calculado con lo que marque la ley de los gases ideales a las condiciones en las que se encuentra el vapor,  $P = 5atm$  y  $T = -174^\circ C$ .

$$\rho_V = \frac{P \cdot PM_V}{R \cdot T} = \frac{506625Pa \cdot 28,4g/mol}{8,314 \frac{Pa \cdot m^3}{mol \cdot K} \cdot 99K} = 17,48kg/m^3$$

Mientras que para la parte líquida, la densidad se calcula según las densidades proporcionales de cada uno de los componentes de la mezcla ( $808,5kg/m^3$  para el nitrógeno y  $1141kg/m^3$  para el oxígeno) (Cerrada Martínez, 2017):

$$\rho_L = 0,7 \cdot \rho_{Nliq} + 0,3 \cdot \rho_{Oliq} = 0,7 \cdot 808,5kg/m^3 + 0,3 \cdot 1141kg/m^3 = 908,25kg/m^3$$

Siendo así el parámetro de flujo:

$$F_{LV} = \frac{PM_L \cdot L}{PM_V \cdot V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{29,2g/mol \cdot 10,9104kmol/h}{28,4g/mol \cdot 17,0763kmol/h} \sqrt{\frac{17,48kg/m^3}{908,25kg/m^3}}$$

$$F_{LV} = 0,0911$$

Al ser el parámetro de flujo menor a 0.1, la relación entre el área del vertedero y el área total  $Ad/AT$  es igual a 0.1.

Considerando las especificaciones dadas para la columna de destilación, donde se establece una separación entre platos de 24 in y con el parámetro de flujo previamente determinado, de la figura 27 se precisa el coeficiente de Sounders y Brown ( $C_{SB}$ ) en 0.34 pies/s. Mientras que la tensión superficial se la define en 8.06 dinas/cm para esta etapa. Con los datos antes

especificados, es posible hallar la velocidad de inundación utilizando la ecuación 32:

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

$$U_f^N = 0,34 \text{pies/s} \left( \frac{8,06 \text{dinas/cm}}{20} \right)^{0,2} \cdot \left( \frac{908,25 \text{kg/m}^3 - 17,48 \text{kg/m}^3}{17,48 \text{kg/m}^3} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot 1 \cdot 1$$

$$U_f^N = 2,0237 \text{pies/s} = 0,6168 \text{m/s}$$

Aplicando la ecuación 33 y haciendo una conversión de unidades donde amerite, se tiene el diámetro de la columna de alta presión:

$$D_T = \sqrt{\frac{4 \cdot V \cdot PM_V}{i \cdot U_f^N \cdot \pi \cdot \left(1 - \frac{A_d}{A_T}\right) \cdot \rho_V}} = 0,61 \text{m}$$

La tabla 7 muestra un resumen de la columna de alta presión:

**Tabla 7:** Resumen columna de alta presión (5 atm)

<b>Temperatura</b>	Temperatura del destilado: -174°C	
	Temperatura del fondo: -170°C	
<b># Platos</b>	15	
<b>Altura de columna</b>	9.15 m	
<b>Diámetro columna</b>	0.61 m	
<b>Calor hervidor</b>	18.76 kJ/h	
<b>Calor condensador</b>	30.4 kJ/h	
<b>Destilado</b>	6.17 kmol/h	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 99 % Nitrógeno</li> <li>● 1 % Oxígeno</li> </ul>
<b>Producto de fondo</b>	6.49 kmol/h	<ul style="list-style-type: none"> <li>● 60 % Nitrógeno</li> <li>● 40 % Oxígeno</li> </ul>

**Fuente:** Autor

### 7.1.2.3.2. Columna de baja presión

El producto de fondo que se obtiene en la columna de alta presión pasa a alimentar la siguiente columna, la cual es de baja presión, trabajando a 1 atm. La corriente de entrada a esta columna es de 6,49 kmol/h, en donde la fracción de aire líquido es del 100 %, por lo tanto el valor de  $q$  es 1. El porcentaje de entrada de nitrógeno ( $x_F$ ) es del 60 %, buscando obtener una pureza de este en la destilación ( $x_D$ ) del 99 % y un porcentaje del mismo producto en la

corriente de base (xB) del 1 %. Con estos valores y de las ecuaciones 14 y 15 se tiene:

$$6,49 \text{ kmol/h} = D + B$$

$$0,6 \cdot 6,49 \text{ kmol/h} = 0,99 \cdot D + 0,1 \cdot B$$

Obteniendo así un valor D para el destilado de 3.64606 kmol/h y para la base B de 2.8439 kmol/h.

Siguiendo los mismos pasos de la columna de alta presión, se tomará el código de MATLAB para desarrollar el método McCabe-Thiele. La curva de equilibrio para esta etapa parte de la composición x-y del nitrógeno a 1 atm (tabla 8):

**Tabla 8:** Mezcla binaria  $O_2/N_2$  a 1 atm

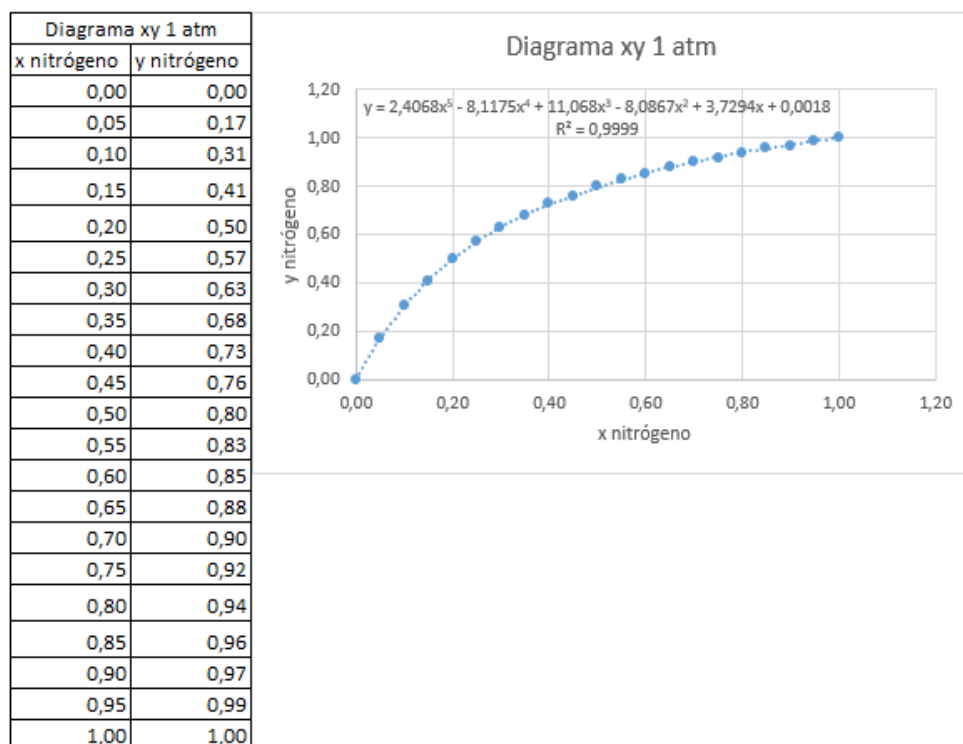
Fracción de mezcla $N_2$	$T(^{\circ}C)$	Y $N_2$	Y $O_2$	X $N_2$	X $O_2$
0,00	-183,18	0,00	1,00	0,00	1,00
0,05	-184,55	0,17	0,83	0,05	0,95
0,10	-185,73	0,31	0,69	0,10	0,90
0,15	-186,78	0,41	0,59	0,15	0,85
0,20	-187,70	0,50	0,50	0,20	0,80
0,25	-188,53	0,57	0,43	0,25	0,75
0,30	-189,27	0,63	0,37	0,30	0,70
0,35	-189,95	0,68	0,32	0,35	0,65
0,40	-190,57	0,73	0,27	0,40	0,60
0,45	-191,15	0,76	0,24	0,45	0,55
0,50	-191,68	0,80	0,20	0,50	0,50
0,55	-192,18	0,83	0,17	0,55	0,45
0,60	-192,64	0,85	0,15	0,60	0,40
0,65	-193,09	0,88	0,12	0,65	0,35
0,70	-193,50	0,90	0,10	0,70	0,30
0,75	-193,90	0,92	0,08	0,75	0,25
0,80	-194,28	0,94	0,06	0,80	0,20
0,85	-194,65	0,96	0,04	0,85	0,15
0,90	-195,00	0,97	0,03	0,90	0,10
0,95	-195,34	0,99	0,01	0,95	0,05
1,00	-195,67	1,00	0,00	1,00	0,00

**Fuente:** Cerrada Martínez (2017)

Nuevamente se grafica un línea de tendencia buscando que  $R^2$  sea lo más próximo a 1:



**Figura 31:** Diagrama xy a 1 atm



**Fuente:** Autor

Donde la ecuación de la curva de equilibrio es:

$$y(x) = 2,4068x^5 - 8,1175x^4 + 11,068x^3 - 8,0867x^2 + 3,7294x + 0,0018$$

Se repite el proceso como en la etapa anterior, donde se requiere encontrar el valor del reflujo R, para lo cual es necesario ubicar la línea de operación superior. Mediante álgebra se encuentra la recta mencionada:

$$y(x) = 0,3707x + 0,6316$$

De la ecuación 18 se puede encontrar el reflujo mínimo para esta etapa, considerando el punto de intersección de la línea de operación superior con el eje “y” en  $x = 0$  y  $y = 0,645$ , por lo tanto:

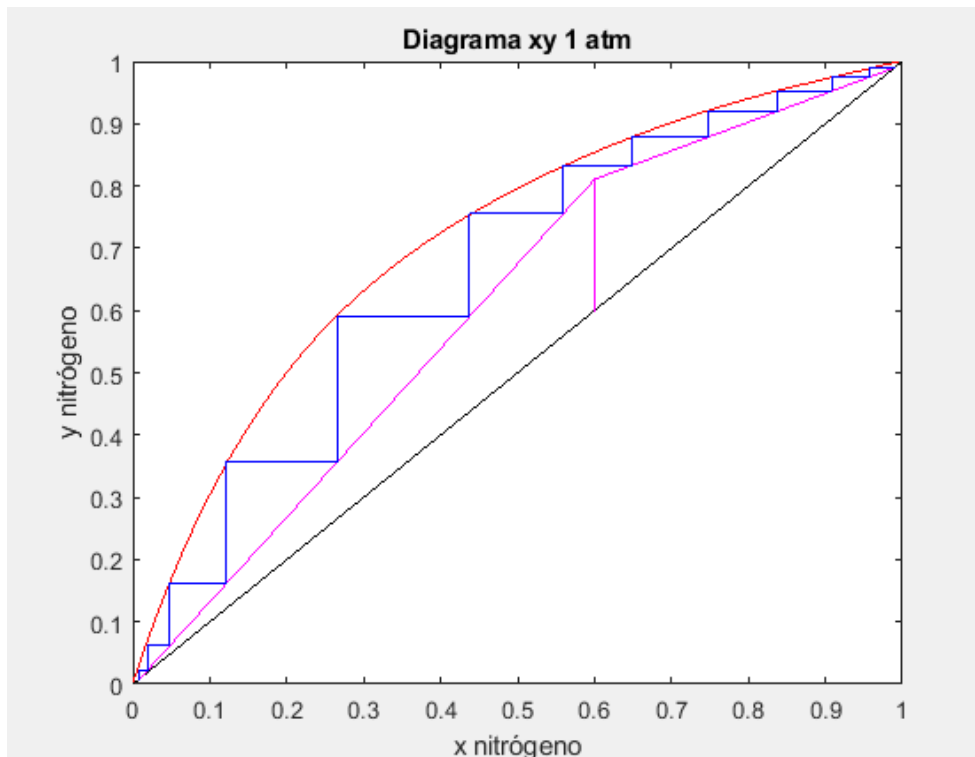
$$0,6316 = \frac{R_{min}}{R_{min} + 1} \cdot 0 + \frac{1}{R_{min} + 1} \cdot 0,99$$

El valor del reflujo mínimo es de 0.56744. Como se mencionó anteriormente, el valor del

reflujo R es 1.5 veces el reflujo mínimo, por lo que se tiene  $R=0.85116$ .

Con el código de la figura 28 y los valores requeridos para su ejecución, hallados ( $q = 1, x_F = 0,6, x_D = 0,99, x_B = 0,01, R = 0,85116$ ), se procede:

**Figura 32:** Método McCabe-Thiele diagrama xy 1 atm



**Fuente:** Autor

Para la columna de baja presión se tienen 12 platos teóricos, siendo el plato de alimentación teórico el número 6. Recordando que la eficiencia de los platos es de 0.7, el valor de platos reales de la columna de destilación es de 18. La separación de platos es de 61 cm, por lo tanto la columna de baja presión tendrá una altura de 10.98m.

Finalmente se encuentran los valores de las corrientes  $\bar{L}$ ,  $\bar{V}$ , L y V, que en resumen son :

- $D = 3,64606 \text{ kmol/h}$
- $B = 2,8439 \text{ kmol/h}$
- $L = 3,1034 \text{ kmol/h}$
- $V = 5,9473 \text{ kmol/h}$

- $\bar{L} = 10,8078 \text{ kmol/h}$

- $\bar{V} = 7,9638 \text{ kmol/h}$

Las entalpías de vaporización de la mezcla, considerando que para el condensador se tiene un 99 % de nitrógeno y un 1 % de oxígeno, y para el hervidor un 1 % de nitrógeno y un 99 % de oxígeno, son:

$$\bullet \Delta H_C^{vap} = \%N_2 \cdot \Delta H_{N_2}^{vap} + \%O_2 \cdot \Delta H_{O_2}^{vap}$$

$$\Delta H_C^{vap} = 0,99 \cdot 2,78 \text{ kJ/mol} + 0,01 \cdot 3,41 \text{ kJ/mol} = 2,7863 \text{ kJ/mol}$$

$$\bullet \Delta H_H^{vap} = 0,01 \cdot 2,78 \text{ kJ/mol} + 0,99 \cdot 3,41 \text{ kJ/mol} = 3,4037 \text{ kJ/mol}$$

Por lo que el calor del condensador y el hervidor son:

$$\bullet Q_C = D \cdot R \cdot \Delta H_C^{vap}$$

$$Q_C = 3,64606 \text{ mol/h} \cdot 0,85116 \cdot 2,7863 \text{ kJ/mol} = 8,6469 \text{ kJ/h}$$

$$\bullet Q_H = \bar{V} \cdot \Delta H_H^{vap}$$

$$Q_H = 7,9638 \text{ kmol/h} \cdot 3,4037 \text{ kJ/mol} = 27,1064 \text{ kJ/h}$$

El diámetro de esta columna se calcula para los valores más elevados de líquido y vapor, por ende:  $L = 10,8078 \text{ kmol/h}$  y  $V = 7,9638 \text{ kmol/h}$ .

La composición del aire líquido en la columna de baja presión será de un 60 % de nitrógeno y 40 % de oxígeno, mientras que para la parte de vapor, será la composición en equilibrio con la parte líquida, que equivale a un 86 % de nitrógeno y un 14 % de oxígeno.

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

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

Las densidad para la parte líquida, es calculada mediante las densidades proporcionales de cada uno de los componentes de la mezcla; mientras que para el vapor de aire, se aplica la

ley de los gases ideales a presión de una atmósfera y a temperatura de  $-194^{\circ}C$ .

$$\rho_L = 0,6 \cdot \rho_{Nliq} + 0,4 \cdot \rho_{Oliq} = 0,6 \cdot 808,5kg/m^3 + 0,4 \cdot 1141kg/m^3 = 941,5kg/m^3$$

$$\rho_V = \frac{P \cdot PM_V}{R \cdot T} = \frac{101325Pa \cdot 28,4g/mol}{8,314 \frac{Pa \cdot m^3}{mol \cdot K} \cdot 79K} = 4,406kg/m^3$$

Resolviendo la ecuación del parámetro de flujo se tiene:

$$F_{LV} = \frac{PM_L \cdot L}{PM_V \cdot V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = \frac{29,6g/mol \cdot 10,8078kmol/h}{28,56g/mol \cdot 7,9638kmol/h} \sqrt{\frac{4,406kg/m^3}{941,5kg/m^3}}$$

$$F_{LV} = 0,09622$$

Al ser el parámetro de flujo menor a 0.1, la relación entre el área del vertedero y el área total  $A_d/AT$  es igual a 0.1.

De la figura 27 se precisa el coeficiente de Sounders y Brown ( $C_{SB}$ ) en 0.335 pies/s. La tensión superficial se la define en 9.40 dinas/cm para esta etapa.

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

$$U_f^N = 0,335pies/s \left( \frac{9,40dinas/cm}{20} \right)^{0,2} \cdot \left( \frac{941,5kg/m^3 - 4,406kg/m^3}{4,406kg/m^3} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot 1 \cdot 1$$

$$U_f^N = 4,201pies/s = 1,281m/s$$

Siendo así el diámetro de la columna:

$$D_T = \sqrt{\frac{4 \cdot V \cdot PM_V}{i \cdot U_f^N \cdot \pi \cdot \left(1 - \frac{A_d}{A_T}\right) \cdot \rho_V}} = 0,29m$$

La tabla 9 muestra un resumen de la columna de baja presión:

**Tabla 9:** Resumen columna de baja presión (1 atm)

<b>Temperatura</b>	Temperatura del destilado: -195°C Temperatura del fondo: -184°C	
<b># Platos</b>	18	
<b>Altura de columna</b>	10.98 m	
<b>Diámetro columna</b>	0.29 m	
<b>Calor hervidor</b>	271064kJ/h	
<b>Calor condensador</b>	8.6469kJ/h	
<b>Destilado</b>	3.65kmol/h	<ul style="list-style-type: none"><li>● 99% Nitrógeno</li><li>● 1% Oxígeno</li></ul>
<b>Producto de fondo</b>	2.85kmol/h	<ul style="list-style-type: none"><li>● 1% Nitrógeno</li><li>● 99% Oxígeno</li></ul>

**Fuente:** Autor

### 7.1.3. Diseño mecánico

#### 7.1.3.1. Columnas de destilación

El diseño mecánico de las columnas de destilación se lo realiza en base al código ASME. Para los platos que dividen cada etapa de la columna, se hace uso de los de tipo perforado (Sieve Tray) (fig. 33), esto debido a que manejan las cantidades adecuadas de líquido y vapor, evitando inundaciones o arrastres excesivos, lo que genera un funcionamiento estable y garantiza una mínima caída de presión. (Bolxader et al., 2016)

**Figura 33:** Plato perforado



**Fuente:** Bolxader et al. (2016)

El material para el diseño de las columnas es acero inoxidable de la serie 304, esto debido a sus propiedades a temperaturas criogénicas. (ASME., 2018)

Según la normativa, la presión para el diseño de las columnas debe ser un 10 % más que la presión de operación de dichas columnas o dicha presión de operación más 2 bar. Sabiendo que se trabaja con una columna a 5 bar y otra a 1 bar, se considera el valor más alto de los dos cálculos para cada diseño respectivamente. Por lo tanto:

Columna de alta presión:

$$P = 5bar \cdot 1,1 = 5,5bar$$

$$P = 5bar + 2bar = 7bar$$

Columna de baja presión:

$$P = 1bar \cdot 1,1 = 1,1bar$$

$$P = 1bar + 2bar = 3bar$$

Tomando los valores más altos de presión se tiene:

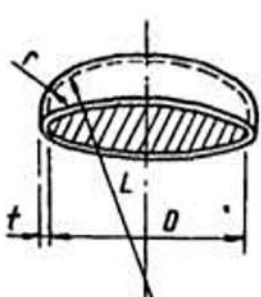
- Presión de diseño para columna de alta presión: 7 bar
- Presión de diseño para columna de baja presión: 3 bar

Mientras que la temperatura de diseño se establece 20°C por encima de la temperatura de operación. En este caso, al trabajar con temperaturas criogénicas, estas deben establecerse -20°C por debajo de la temperatura de operación. Las temperaturas mínimas de operación de cada columna se pueden observar en las tablas 7 y 9 respectivamente, por lo que se tiene:

- Temperatura de diseño columna de alta presión:  $-174^{\circ}\text{C} - 20^{\circ}\text{C} = -194^{\circ}\text{C}$
- Temperatura de diseño columna de baja presión:  $-195^{\circ}\text{C} - 20^{\circ}\text{C} = -215^{\circ}\text{C}$

La figura 34 indica, según el código ASME, los parámetros para el cálculo de los cabezales.

Figura 34: Cabezal toriesférico de ASME

	<b>ASME FLANGED AND DISHED HEAD (TORISPHERICAL HEAD)</b>																
	When $L/r = 16 \frac{2}{3}$																
	$t = \frac{0.885PL}{SE - 0.1P}$	$P = \frac{SEt}{0.885L + 0.1t}$															
	When $L/r$ less than $16 \frac{2}{3}$																
	$t = \frac{PLM}{2SE - 0.2P}$	$P = \frac{2SEt}{LM + 0.2t}$															
<b>VALUES OF FACTOR "M"</b>																	
$L/r$	1.00	1.25	1.50	1.75	2.00	2.25	2.50	2.75	3.00	3.25	3.50	4.00	4.50	5.00	5.50	6.00	6.50
M	1.00	1.03	1.06	1.08	1.10	1.13	1.15	1.17	1.18	1.20	1.22	1.25	1.28	1.31	1.34	1.36	1.39
$L/r$	7.00	7.50	8.00	8.50	9.00	9.50	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	13.0	14.0	15.0	16.0	16 $\frac{2}{3}$	*
M	1.41	1.44	1.46	1.48	1.50	1.52	1.54	1.56	1.58	1.60	1.62	1.65	1.69	1.72	1.75	1.77	
* THE MAXIMUM ALLOWED RATIO : $L = D + 2t$ (see note 2 on facing page)																	

Fuente: Bolxader et al. (2016)

Dónde:

- L : Diámetro interno del cilindro
- r:  $0,1 \cdot$  Diámetro interno del cilindro

Por la condiciones mismas de los valores de L y r, es simple ver que el valor de la relación  $L/R=10$  para las columnas del diseño. Por lo que se procede a calcular el espesor de los cabezales.

$$t_{cab} = \left( \frac{P_t \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_t} + C.A. \right) \cdot 1,1 \quad (41)$$

Donde:

- $t_{cab}$ : Espesor de los cabezales (mm)

- $P_t$ : Presión interna del tanque (7 y 3 bar)
- $L$  : Diámetro interno del tanque (610 y 290 mm)
- $M$ : Factor que depende de la relación  $L/r$  (1.54)
- $S$ : Esfuerzo del material (239743.59 y 214957.27 bar)
- $E$ : Factor de soldadura (0.85)
- $C.A.$ : Tolerancia de corrosión (2 mm)

Con lo que se calcula un grosor para el cabezal de la columna de alta presión de 2.22mm y para el de baja presión de 2.2mm. Estandarizando estos valores, se obtiene un espesor de cabezales de las columnas de alta y baja presión de 3mm.

Por lo que el diámetro externo del cabezal para cada columna es de:

- Diámetro externo del cabezal de la columna de alta presión: 616mm
- Diámetro externo del cabezal de la columna de baja presión: 296mm

Para el cálculo del espesor del cilindro se tiene:

$$t_c = \frac{P_c \cdot R_{int,c}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_c} + C.A. \quad (42)$$

Donde:

- $t_c$ : Espesor del cilindro (mm)
- $P_c$ : Presión interna del cilindro (7 y 3 bar)
- $R_{int,c}$ : Radio interno del cilindro (305 y 145 mm)
- $S$ : Esfuerzo del material (239743.59 y 214957.27 bar)
- $E$ : Factor de soldadura (0.85)
- $C.A.$ : Tolerancia de corrosión (2 mm)

Siendo así el espesor para el cilindro de la columna de alta presión de 2.01mm y para la columna de baja presión de 2.002mm. Estandarizando estos valores, se obtiene un espesor de chapa para los cilindros de columnas de alta y baja presión de 3mm.

Por lo que el diámetro externo del cilindro para cada columna es de:



- Diámetro externo del cilindro de la columna de alta presión: 616mm
- Diámetro externo del cilindro de la columna de baja presión: 296mm

Según las ecuaciones proporcionadas por la página web de “Koenig-co”, proveedora de cabezales, se determina la altura de estos (Koenig-co., 2021):

$$TH = 0,1935 \cdot D_{tanque} - 0,455 \cdot t_{cab} + 3,5 \cdot t_{cab} \quad (43)$$

La altura para el cabezal de la columna de alta presión es de 0.12717m, mientras que para la columna de baja presión es de 0.06525m. Siendo así las alturas de cada columna, tomando los datos de altura de los cilindros de las tablas 7 y 9 de:

- Altura de la columna de alta presión: 9.41m
- Altura de la columna de baja presión: 11.12m

Según los datos de espesor obtenidos para cada columna, es simple determinar el volumen de cada una de estas, para así obtener la masa de cada equipo. El volumen de la columna de alta presión es de  $0,05421m^3$  y el de baja presión es de  $0,03063m^3$ . Para calcular el peso de las columnas se tiene:

$$M = 1,1 \cdot V_{tanque} \cdot \rho_{acero} \quad (44)$$

Donde la densidad del acero es de  $8000kg/m^3$ . Por lo que la masa de cada tanque es de:

- Masa de la columna de alta presión: 477.048 kg
- Masa de la columna de baja presión: 269.544 kg

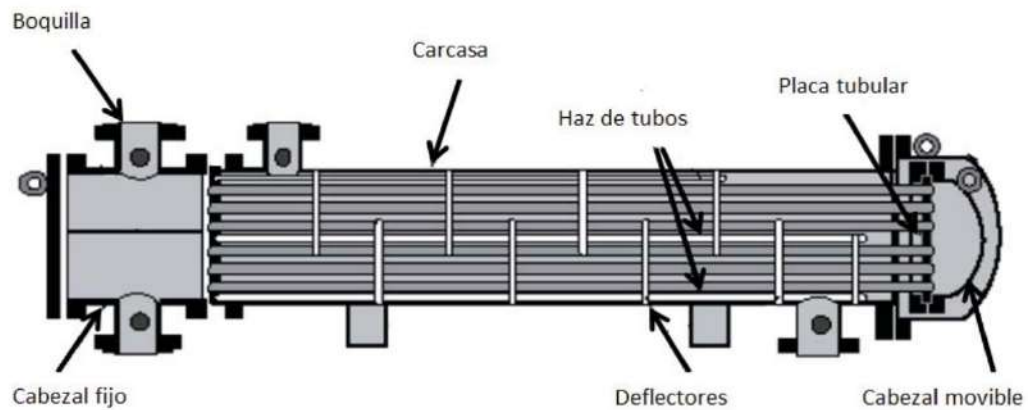
### 7.1.3.2. Intercambiadores de calor

Para lograr temperaturas criogénicas, en las que se encuentren tanto el oxígeno y el nitrógeno en fase líquida, es necesario o bien ejercer sobre dichos gases altas presiones o hacer uso de intercambiadores de calor.

Después de la fase de compresión, es necesario enfriar el aire a temperaturas de  $-53^{\circ}C$  y  $-158^{\circ}C$  antes de direccionar el aire hacia la válvula laminadora y la turbina expansora respectivamente; así también al ingreso de las columnas de destilación de alta y baja presión son necesarias temperaturas de  $-174^{\circ}C$ .

Los intercambiadores más requeridos dentro de la industria química son los de tubo y carcasa (fig. 35), debido a que soportan caudales elevados de las corrientes, altas y bajas temperaturas, y corrosión; así también su mantención es fácil y no muy costosa. La construcción de los intercambiadores de calor está determinada y normalizada por TEMA (Tubular Exchangers Manufacturers Association). (Vilches Orrego, 2013)

**Figura 35:** Esquema intercambiador de calor de tubo y carcasa

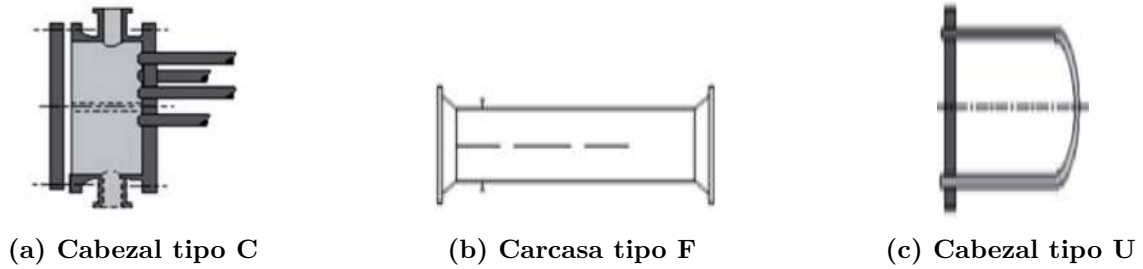


**Fuente:** Vilches Orrego (2013)

Los tubos son distribuidos formando un haz de tubos para optimizar la transferencia de calor. Para maximizar dicha transferencia, se hace uso de tubos aletados, ya que cuentan con mayor área para este fin. La distribución de los tubos se presentan en dos tipos de arreglos: los cuadrados y triangulares, siendo más ideal para este proceso un arreglo triangular, ya que se tiene un fluido limpio que no genera incrustaciones en los componentes del equipo, lo que garantiza el uso de una mayor cantidad de tubos y por ende, mayor capacidad de transferencia de calor. (Vilches Orrego, 2013)

Tanto para la carcasa, el cabeza fijo y el móvil, se tienen diversos modelos según sea la necesidad, los cuales son designados según una letra para su reconocimiento. En base a las normas TEMA, los intercambiadores de calor son identificados por tres letras, donde la primera representa el cabezal fijo, la segunda la carcasa y la tercera el cabezal móvil. Para este proceso, los intercambiadores más utilizados solo los CFU (fig. 36), ya que los cabezales son desmontables, por lo que se evita la soldadura, así también la carcasa tipo F permite un cruce de temperaturas, y logra un flujo en contracorriente puro entre tubos y carcasa. (Vilches Orrego, 2013)

**Figura 36:** Intercambiador de calor



**Fuente:** Vilches Orrego (2013)

En resumen, la tabla 10 presenta las características necesarias para los intercambiadores de calor:

**Tabla 10:** Características del intercambiador del tubo y carcasa

<b>Especificación</b>	<b>Valor</b>
<b>Tipo de tubos</b>	Aletados
<b>Arreglo de tubos</b>	Triangular
<b>Deflectores</b>	Segmentados simples (longitudinales)
<b>Cabezal fijo</b>	Tipo C (Canal integrado con placa y cubierta desmontable)
<b>Carcasa</b>	Tipo F de dos pasos
<b>Cabezal móvil</b>	Tipo U (Haz de tubos en forma de U)
<b>Material</b>	Acero inoxidable serie 304

**Fuente:** Media. (2018)

### 7.1.3.3. Purificadores de aire

El aire atmosférico presenta en su estructura diversos elementos de los cuales algunos son llamados “impurezas” dentro del proceso de obtención de oxígeno y nitrógeno, esto debido a que afectan directamente los productos finales a obtener. Para esta etapa es necesario adsorber principalmente agua ( $H_2O$ ) y dióxido de carbono ( $CO_2$ ). El  $CO_2$  presenta una alta solubilidad en el oxígeno líquido, lo que genera problemas en el proceso como obstrucciones en las diversas etapas, sobre todo en los intercambiadores de calor y evaporadores en la zona de destilación; así como disminuyendo radicalmente la pureza de los productos del proceso. (Fernández, 2016)

El purificador de aire opera mediante el proceso PSA (adsorción) bajo condiciones isotérmicas, lo que genera una mayor eficiencia energética. (Fernández, 2016) Para dicho proceso se hace uso de tamices moleculares, los cuales tienen comportamiento hidrofílico, así como afinidad con otros elementos como el carbono. Estos adsorbentes poseen una distribución de tamaño de poros comprendida entre 2.5 y 10Å. (Yang, 1986)

Para el proceso de purificación de aire, el adsorbente mayor utilizado es la zeolita, específicamente la zeolita "13x-AS", por su alta selectividad con el nitrógeno, así como sus altas capacidades de decarburación y desecación. Un tamiz molecular 13x-AS contiene poros pequeños y uniformes que adsorbe impurezas tanto líquidas como gaseosas. A diferencia de los filtros preliminares, en este proceso se opera a nivel molecular. Estos tamices pueden adsorber hasta un 22 % de su propio peso en agua. (Mofarahi and Javadi, 2013) La tabla siguiente detalla la zeolita a usarse en el tamiz molecular:

**Tabla 11:** Especificaciones de la Zeolita 13x-AS

<b>Especificación</b>	<b>Valor</b>
<b>Tipo</b>	13x-AS
<b>Tamiz</b>	4x8
<b>Diámetro (mm)</b>	2.3-4.8
<b>Desgaste (% peso)</b>	≤ 0.1
<b>Densidad (lb/ft<sup>3</sup>)</b>	40-50
<b>Resistencia mecánica (lbf)</b>	≥ 18
<b>Agua adsorbida (% w/w)</b>	23-24

**Fuente:** Media. (2018)

#### 7.1.3.4. Tuberías y válvulas

La tubería es el elemento principal que direcciona los diversos productos dentro del procesamiento del aire para su separación final. La conducción parte desde la compresión del aire atmosférico hasta el envasado de manera gaseosa o líquida del oxígeno y nitrógeno. Estas tuberías deben presentar resistencia a diversos factores como: altas presiones, corrosión, bajas y/o altas temperaturas.

El sistema de tuberías está dividido para cada etapa dentro del proceso de separación del aire atmosférico, permitiendo así la interconexión de la maquinaria y la conducción de los fluidos. Dichas tuberías deben soportar presiones desde 14 psi hasta los 3500 psi. Según la normativa ANSI, los diámetros para la conducción de oxígeno, nitrógeno y los demás compuestos del

aire, deben estar comprendidos entre 1/2 y 3/4 de pulgada, dichas dimensiones también son empleadas por la empresa Universal Boschi en la fabricación de plantas separadoras de aire.

El material recomendado para tuberías según normas ASIM-AISI, para diversas calidades como: AISI 321, AISI 304, AISI 316 y AISI 316, es el acero inoxidable, ya que dicho material es estabilizado para ofrecer excelente resistencia a la corrosión intergranular. Por las condiciones del proceso y por conveniencia de la posterior implementación, se escoge una tubería con diámetro de 1/2 in, cédula 40s y un espesor de 2.77 mm, lo cual está contemplado bajo la normativa ASME B36.19M. (ASME., 2018)

Las tuberías de oxígeno no podrán instalarse en ductos donde exista exposición a hidrocarburos, así también toda la red de tuberías debe presentar etiquetas que identifiquen el tipo de gas que conducen. Las uniones de tuberías y depósitos o maquinaria serán mediante juntas mecánicas o roscadas; de presentarse la necesidad de soldadura entre tramos de canalización, se recomienda hacer uso de soldadura orbital TIG. (ASME., 2018)

**Tabla 12:** Especificaciones para la tubería del proceso

<b>Parámetro</b>	<b>Asignación</b>
<b>Normativa</b>	ASME B36.19M
<b>Cédula</b>	40s (acero inoxidable)
<b>Diámetro (in)</b>	1/2
<b>Espesor (mm)</b>	2.77
<b>Uniones</b>	Juntas mecánicas y roscadas

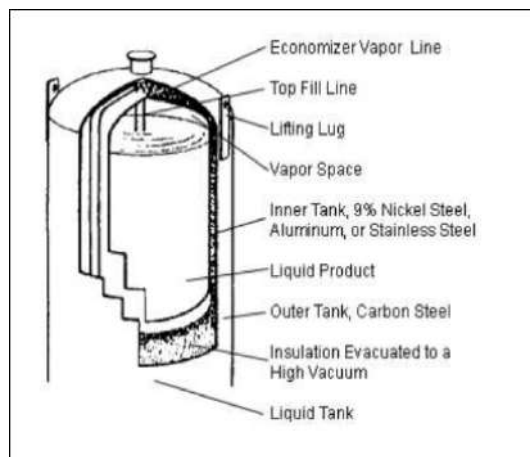
**Fuente:** ASME. (2018)

### 7.1.3.5. Tanque de almacenamiento de productos finales

El diseño del tanque de almacenamiento para los productos finales, es en base a tanques de tipo criogénico, ya que estos resisten condiciones de altas presiones y temperaturas bajas, así como también almacenan dichos productos de forma licuada, lo que permite un trabajo más simple con una reducción significativa de volumen. El diseño de estos tanques es bajo la norma MIE-APQ-001 y MIE-AP-10. (Bolxader et al., 2016)

Estos tanques están compuestos de un depósito para el almacenamiento de gas licuado a temperatura criogénica y un módulo de tubería para la gasificación posterior. Tienen disposición vertical, con fondo superior e inferior toriesférico decimal. La figura 37 muestra el esquema de un tanque criogénico:

**Figura 37:** Esquema tanque criogénico de almacenamiento



**Fuente:** Bolxader et al. (2016)

Dichos tanques están formados por dos recipientes, uno interior y otro exterior recubierto por una material aislante, garantizando así las temperaturas de almacenamiento. Para el recipiente interior se tiene acero inoxidable, mientras que para el exterior se hace uso de acero al carbono SANO-A516 Gr 55. El espacio entre ambos recipientes está pleno de perlita en condiciones al vacío. (Bolxader et al., 2016)

Para este diseño, se necesitan dos tanques de almacenamiento, uno para el oxígeno y otro para el nitrógeno, donde únicamente se reunirá un máximo de  $2m^3$  en cada uno, con sus respectivos elementos en estado líquido, siendo el resto dirigido a los tanques de  $6$  y  $10m^3$  respectivamente.

El volumen del tanque tiene que ser de 1.15 veces el volumen máximo de almacenamiento, con lo que se tiene un nuevo volumen sobredimensionado de  $2,3m^3$ .

La altura (H) y el diámetro (D), se encuentran a partir de la siguiente ecuación y relación respectivamente:

$$V_{tanque} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot H \quad (45)$$

$$\frac{H}{D} = 1,75 \quad (46)$$

Siendo las dimensiones:

- $D = 1.14m \Rightarrow 1.25m$  (medida estándar)
- $H = 1.99m \Rightarrow 2m$  (medida estándar)

Con lo que se tiene un volumen real del tanque de  $2,5m^3$ , con un porcentaje de ocupación del 80 %. La temperatura dentro del tanque será de  $-215^{\circ}C$  con una presión de 8 bar.

La mayoría de las ecuaciones para el cálculo de este apartado se toman de la sección 7.1.3.1. *Columnas de destilación.*

El espesor de cabezales se lo obtiene de la ecuación 41:

$$t_{cab} = \left( \frac{P_t \cdot L \cdot M}{2 \cdot S \cdot E - 0,2 \cdot P_t} + C.A. \right) \cdot 1,1$$

Donde:

- $t_{cab}$ : Espesor de los cabezales (mm)
- $P_t$ : Presión interna del tanque (8 bar)
- $L$  : Diámetro interno del tanque (1250 mm)
- $M$ : Factor que depende de la relación  $L/r$  (1.54)
- $S$ : Esfuerzo del material (1079.03 bar)
- $E$ : Factor de soldadura (0.85)
- $C.A.$ : Tolerancia de corrosión (2 mm)

Con lo que se obtiene un espesor de 11.44mm, estandarizándolo a un valor de 12mm. Por lo que el diámetro externo de los cabezales es de 1.274m.

Para el espesor del cilindro se tiene la ecuación 42:

$$t_c = \frac{P_c \cdot R_{int,c}}{S \cdot E - 0,6 \cdot P_c} + C.A.$$

Donde:

- $t_c$ : Espesor del cilindro (mm)
- $P_c$ : Presión interna del cilindro (8 bar)
- $R_{int,c}$ : Radio interno del cilindro (625 mm)
- $S$ : Esfuerzo del material (1079.03 bar)
- $E$ : Factor de soldadura (0.85)

- C.A.: Tolerancia de corrosión (2 mm)

Dando como resultado un espesor de 7.48mm, estandarizando el valor se establece el resultado en 8mm. Por lo que el diámetro externo del cilindro es de 1.266m.

Con los la ecuación 43 se encuentra la altura de los cabezales, los cuales poseen forma toriesférica.

$$TH = 0,1935 \cdot D_{tanque} - 0,455 \cdot t_{cab} + 3,5 \cdot t_{cab}$$

Siendo la altura de los cabezales de 0.28m. Por lo que la altura total del tanque 2.56m.

Conociendo el espesor y diámetros de los cabezales y el cilindro, se determina que su volumen es de  $0,0559m^3$ . La masa del tanque se obtiene con ayuda de la ecuación 44, conociendo que la densidad del acero es de  $7850kg/m^3$ :

$$P = 1,1 \cdot V_{tanque} \cdot \rho_{acero}$$

Siendo así su masa de  $483,082kg$ .

El cubeto, o cavidad destinada a retener los elementos en caso de fuga, para las dimensiones de este tanque, debe tener un largo de 3.625m, un ancho de 2.25m y una altura de 1m.

La toma de alimentación se dispondrá en la fachada, con el centro de sus bocas a 90 cm del suelo. Así también el diseño debe contar con un sistemas de venteo y alivio de presión para prevenir los efectos de las alteraciones de la presión interna. (ITC., 2018)

Para dimensiones más detalladas del tanque de almacenamiento centrífugo, referirse a Anexo 2.

## 7.2. Simulación del modelo

### 7.2.1. Simulación mediante CocoSimulator

En este apartado, se hace uso del software CocoSimulator, el cual es un simulador de uso libre y gratuito, funciona en estado estacionario, gráfico y modular. Se tr de un diagrama de flujo abierto, con un entorno de modelación que permite añadir nuevas operaciones unitarias o paquetes termodinámicos.

Hay que tener en cuenta que esta simulación realiza los cálculos de manera diferente al diseño, en donde los datos eran evaluados en base al diagrama T-S, mientras que para la simulación se usa ecuaciones de estado (EOS), específicamente la ecuación de Peng-Robinson.



Primero se determinan las condiciones iniciales para el modelo, donde se indican los flujos a la entrada del compresor (fig. 38), recordando un incremento de temperatura por cuestión de aumento en la energía cinética dentro de los filtros preliminares:

**Figura 38:** Flujo de entrada simulación

▶ Stream		
▶ Connections		
▼ Overall		
pressure	0 . 8978	Pa
temperature	25	°C
mole fraction [Oxygen]	0 . 21	
mole fraction [Nitrogen]	0 . 79	
flow	363	kg / h
MW	0 . 028850333	kg / mol
▼ Compound flows		
Oxygen	84 . 549059	kg / h
Nitrogen	278 . 45094	kg / h
▼ Phase Fractions		
molar phaseFraction [Vapor]	1	

**Fuente:** Autor

Mientras que para el compresor se utilizan las condiciones de diseño obtenidas en 6.1.2.2. *Compresión y licuefacción*, con una presión de salida de 10 atm y una potencia eléctrica de 30.4529 kW. El software calcula automáticamente el resto de parámetros (fig. 39).

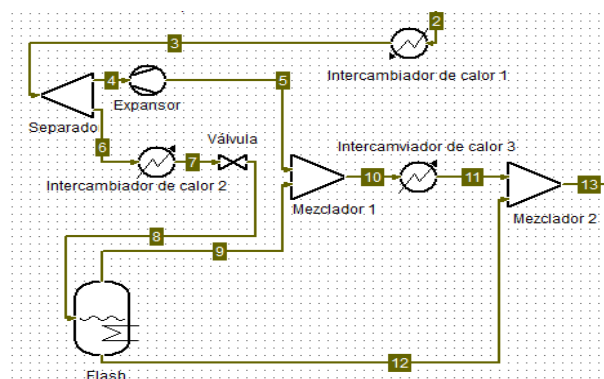
**Figura 39:** Parámetros del compresor

Parameter	Value	Unit
Pressure spec.	Pressure	
Energy spec.	Energy demand	
Pressure increase	1013249.1022	Pa
Pressure	10	atm
Energy demand	30452.9	W
Isentropic efficiency	9.72864936141	
Thermo Version	1.1	
Pressure ratio	1128592.11406	
Volume ratio	566940.090961	
Ideal (isentropic) energy demand	296265.586138	W

**Fuente:** Autor

La fase de licuefacción se vuelve un proceso complejo, ya que contienen un número mayor de elementos y subprocesos (fig. 40). Comprende un conjunto de intercambiadores de calor, separadores, mezcladores, válvulas de laminación y turbinas expansoras.

**Figura 40:** Esquema del proceso de licuefacción



**Fuente:** Autor

La tabla 12 resume la temperatura y presión en cada una de las líneas:

**Tabla 13:** Temperatura y presión en líneas del proceso de licuefacción

Línea	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Presión (bar)	10.1325	10.1325	10.1325	5	10.1325	10.1325	5	5	5	5	5	5
Temperatura (°C)	25	-53.15	-53.15	-84.39	-53.15	-174.15	-177.08	-175.67	-124.22	-174	-175.67	-175.23

**Fuente:** Autor

La tabla 13 indica los flujos de oxígeno y nitrógeno en estado líquido y vapor que entran a la zona de destilación:

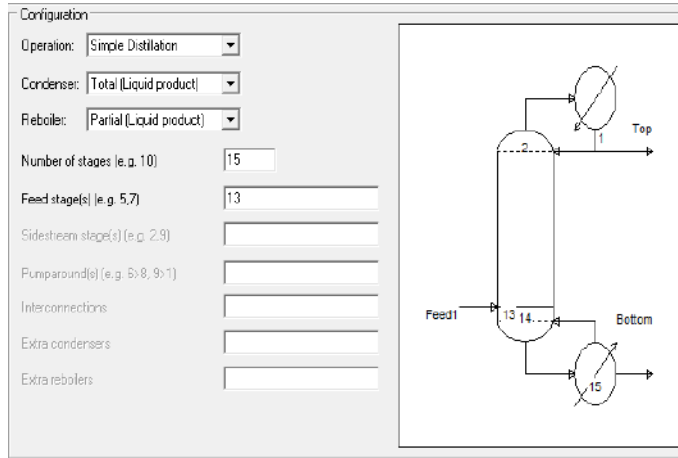
**Tabla 14:** Caudales de entrada zona de destilación

	Líquido	Vapor	Fracción molar	Temperatura
Oxígeno	0.58 kmol/h	2.06 kmol/h	0.21	
Nitrógeno	0.96 kmol/h	8.98 kmol/h	0.79	-175,23°C
Fracción de fase molar	0.12	0.88	1	

**Fuente:** Autor

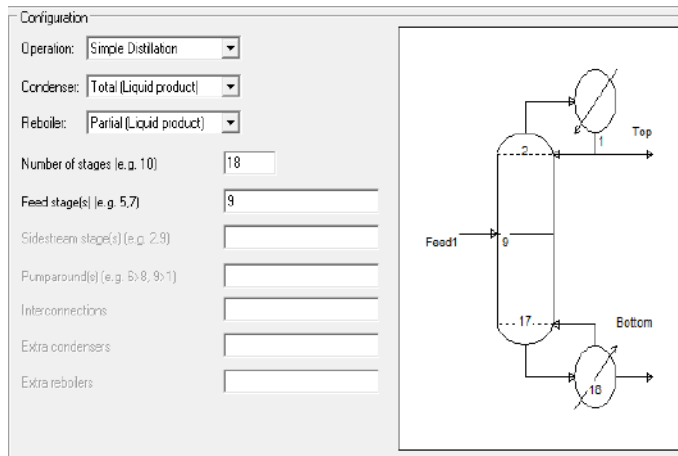
La simulación de las columnas de destilación, parte del número de etapas reales obtenidas en el diseño de estas en 6.1.2.3. Destilación. Para la columna de alta presión se tienen 15 platos reales, siendo el número 13 el plato de alimentación (fig. 41), mientras que la columna de baja presión presenta 18 platos, siendo el noveno plato al que se le suministra la alimentación (fig. 42).

**Figura 41:** Columna de alta presión 5 bar



**Fuente:** Autor

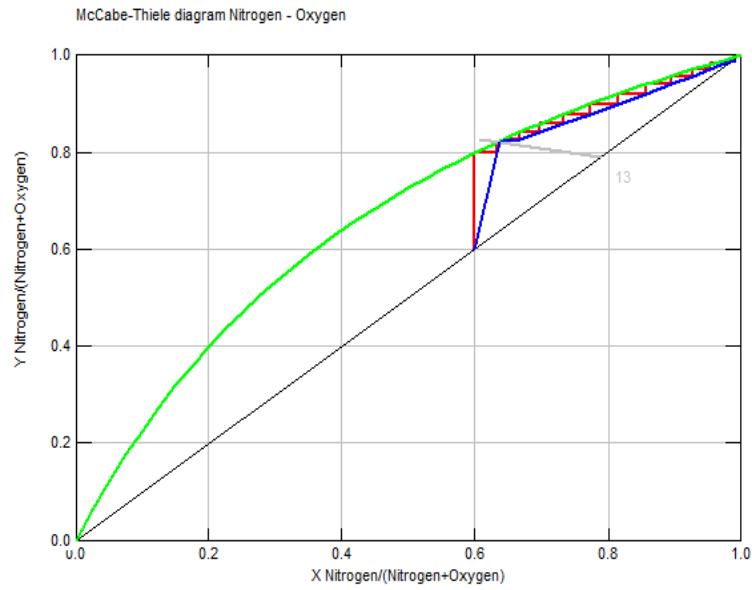
**Figura 42:** Columna de baja presión 1 bar



**Fuente:** Autor

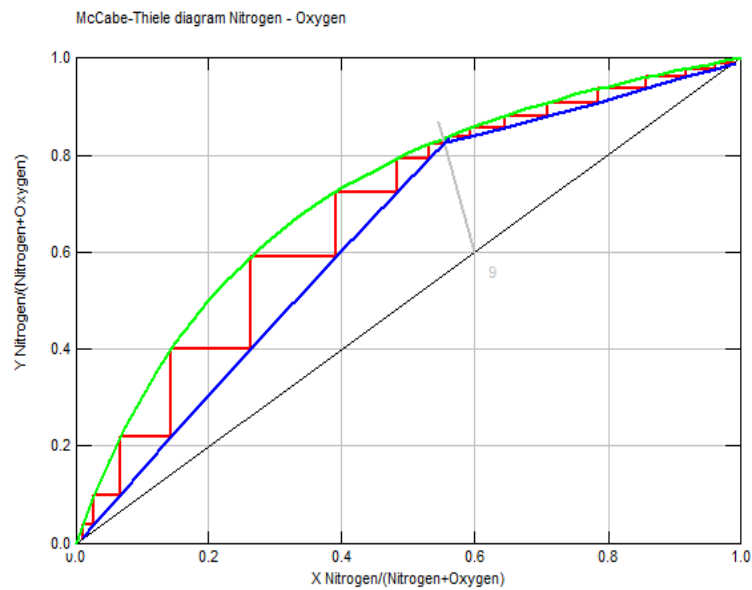
Considerando que se requiere una pureza mínima del 99 % para cada elemento, así como una alimentación fija hacia la columna de baja presión del 60 % de nitrógeno y 40 % de oxígeno, se obtienen los diagramas de McCabe-Thiele para la columna de alta presión (fig. 43) y para la columna de baja presión (fig. 44).

**Figura 43:** Diagrama de McCabe-Thiele de la columna de alta presión



**Fuente:** Autor

**Figura 44:** Diagrama de McCabe-Thiele de la columna de baja presión

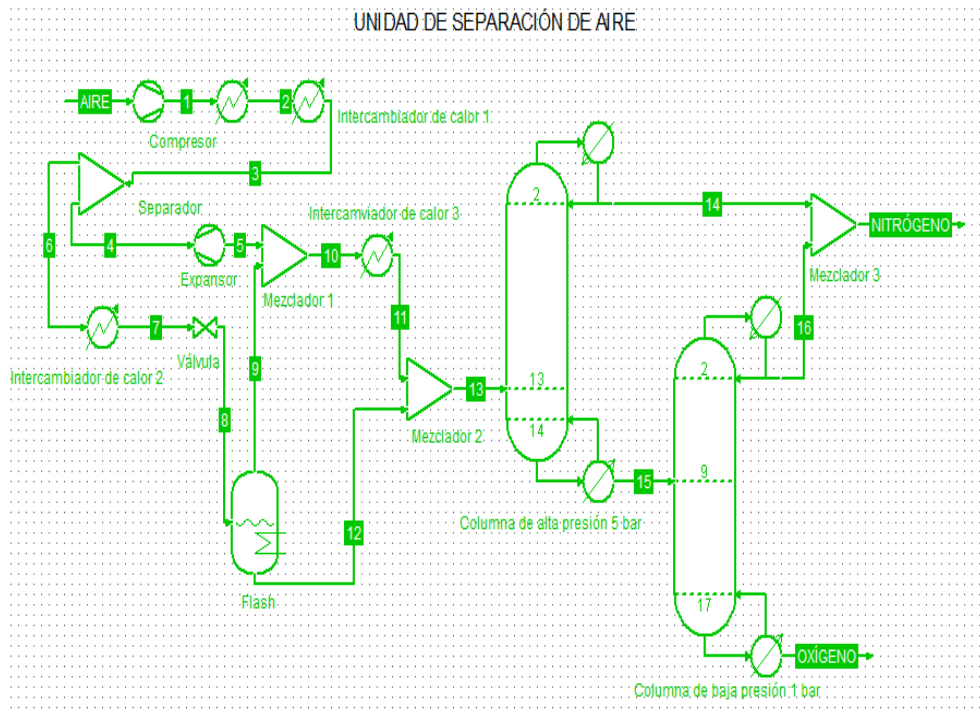


**Fuente:** Autor

Con las condiciones establecidas y valores obtenidos de los procesos de compresión,

licuefacción y destilación, se genera la unidad de separación de aire completa. El flujo de nitrógeno puro surge de la parte superior de las columnas de alta y baja presión, siendo estas las corrientes de destilado, mientras que el oxígeno, al ser más un elemento más pesado, cae al fondo de la torre de baja presión, que es de donde se obtiene dicho producto con alta pureza.

**Figura 45:** Esquema de Simulación de Planta Criogénica Separadora de Aire



**Fuente:** Autor

Los resultados de la simulación se presentan en la figura 46:

**Figura 46:** Purezas de Oxígeno y Nitrógeno

Stream	17	Unit	Stream	18	Unit
Pressure	100000	Pa	Pressure	100000	Pa
Temperature	-183.223	°C	Temperature	-196.014	°C
Flow rate	2.64218	kmol / h	Flow rate	9.93999	kmol / h
Mole frac Oxygen	0.99999		Mole frac Oxygen	1e-05	
Mole frac Nitrogen	1e-05		Mole frac Nitrogen	0.99999	

**Fuente:** Autor

### 7.2.2. Lazos de control

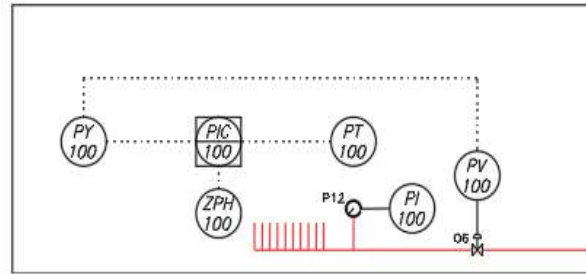
Para el control de la planta criogénica separadora de aire se hace uso de un sistema de control distribuido. Este sistema permite que cada controlador del proceso pueda conectarse entre sí. En caso de existir averías en cualquier maquinaria, es posible transferir todo o parte de las tareas a otras unidades. El poder hacer un bypass a las unidades con problemas permite realizar los mantenimientos preventivos, para de esta manera evitar los paros innecesarios del sistema causado por mantenimientos correctivos. Los sets point de los lazos de control de los distintos sectores de la planta, son ajustados de manera local, es decir, los lazos de control no se enlazan entre ellos, de manera que permitan el ajuste automático frente a las variaciones de la variable de proceso con respecto a la consigna (Gutiérrez, 2017). Existen varias unidades de control distribuidas a lo largo del proceso de separación de aire (Anexo 3).

El esquema en sí de la planta, debido a las diversas operaciones que ejecuta, presenta varios equipos y conexiones. Para mayor comprensión se lo divide en dos partes. La parte izquierda del esquema (Anexo 3), contiene los filtros, compresor, enfriadores en cascada, separadores de humedad, unidad de enfriamiento, absorbedor de aceite, intercambiador de calor, purificadores y tamices moleculares (Anexo 4); mientras que la parte derecha del mismo esquema, contiene intercambiadores de calor, columnas de destilación, expansor criogénico, bombas, enfriadores, manifolds de carga, tanques criogénicos de almacenamiento de oxígeno y nitrógeno líquido (Anexo 5).

#### **PIC 100**

El PIC 100 tiene el objetivo de controlar el flujo y la presión de oxígeno gaseoso del primer set de carga de los cilindros, de esta manera, cuando se llegue a la presión correspondiente de carga de los cilindros de 6 o 10  $m^3$ , se cierre una válvula y se genera una alarma de carga completa. Este controlador actúa sobre la válvula PV 100, la cual permite el paso de oxígeno gaseoso hacia el primer set de carga. Dicha válvula se abre para presiones inferiores a 3000 psi. El sensor PT 100 mide la presión de oxígeno gaseoso a la entrada del set de carga. Una alarma indica que los tanques han llegado a la presión correspondiente.

**Figura 47:** Lazo de control del PIC 100

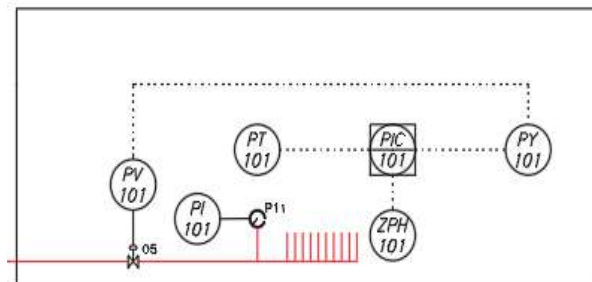


**Fuente:** Autor

### **PIC 101**

El PIC 101 controla el flujo y presión de salida de oxígeno gaseoso hacia el segundo set de carga para el llenado de los cilindros de 6 y 10  $m^3$  respectivamente. Este set funciona en caso de tener una alta productividad. Presenta una válvula que permite el paso de oxígeno gaseoso hacia el set de carga. El sensor PT 101 censa constantemente la presión de oxígeno gaseoso que entra al segundo set de carga. Una vez la presión llegue a 3000 psi, el sensor envía una señal al PIC 101 para que la válvula PV 101 cierre, a su se activa una alarma que indica el llenado completo de cilindros de oxígeno gaseoso.

**Figura 48:** Lazo de control del PIC 101



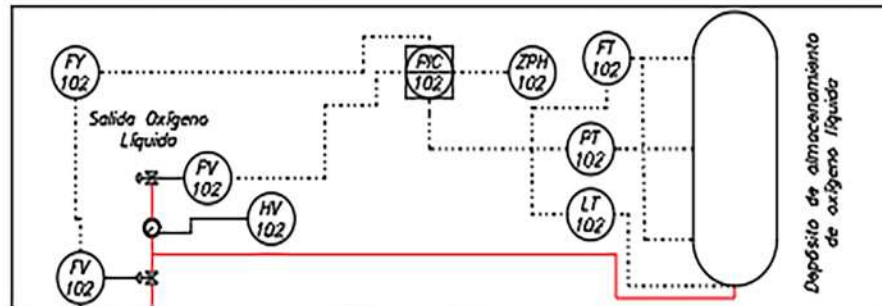
**Fuente:** Autor

### **PIC 102**

El PIC 102 controla el caudal de salida y el nivel del tanque de almacenamiento de oxígeno líquido. La válvula FV 102 se abre cuando al set point del PIC 102 se encuentre entre un 25 y 80 %, esto con el objetivo de que el tanque no se encuentre completamente vacío o demasiado lleno, ya que la presión del oxígeno líquido podría causar accidentes. Este controlador hace uso de tres sensores: de caudal, nivel y presión. Cuando el nivel del tanque se encuentre por

debajo del 25 % se activa la válvula FV 102 que permite el paso de oxígeno líquido hasta llegar al 80 % del tanque criogénico. El sensor de caudal controla el ingreso de oxígeno para evitar que se eleve la presión; en caso de que la presión aumente dentro del tanque un sensor de presión activa la válvula PV 102 de venteo, lo que reducirá la presión del mismo. Una alarma indica que el tanque ha llegado al 80 % de su capacidad.

**Figura 49:** Lazo de control del PIC 102

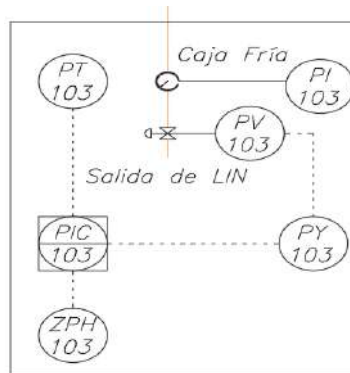


**Fuente:** Autor

### PIC 103

Este controlador mantiene la presión del sistema de caja fría mediante la purga de una parte de nitrógeno proveniente de la columna superior, además controla el flujo de nitrógeno que se dirige hacia los tamices moleculares. El sensor PT 103 se encuentra a la salida del intercambiador y mide la presión del nitrógeno impuro que se utiliza en la reactivación de las botellas del tamiz molecular.

**Figura 50:** Lazo de control del PIC 103



**Fuente:** Autor

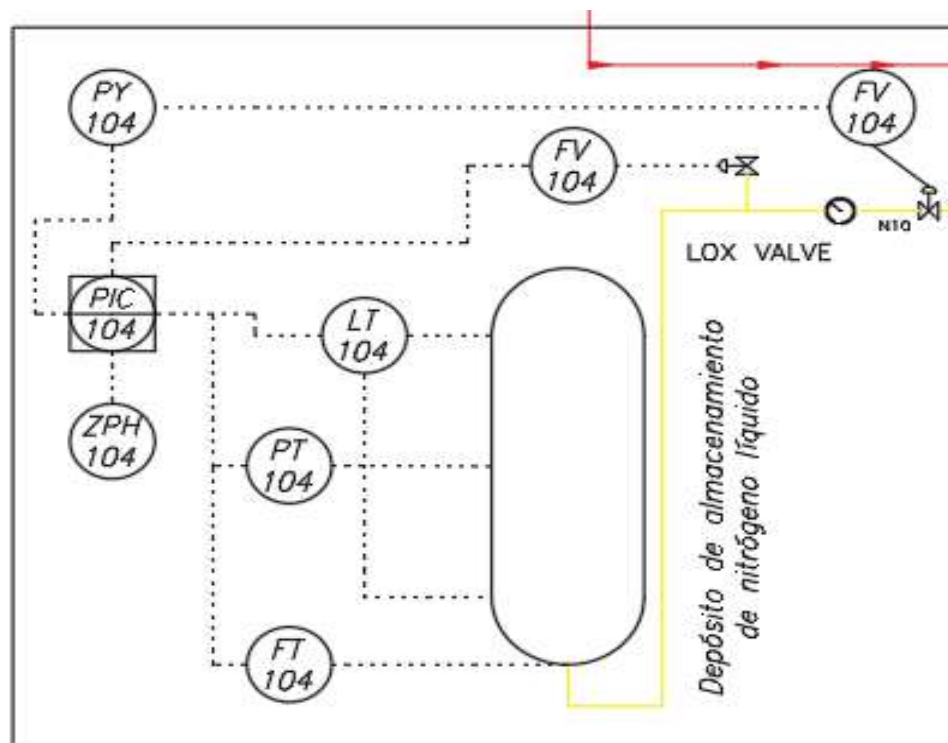


### PIC 104

El PIC 104 controla el caudal de salida y nivel del tanque de almacenamiento de nitrógeno líquido, la válvula FV 104 se abre al momento que el set point del PIC 104 se encuentra entre 15 y 90 %, esto con el objetivo de que el tanque no se encuentre completamente vacío o demasiado lleno, debido a la presión que genera el nitrógeno líquido, pudiendo provocar accidentes.

Este control usa tres sensores: de caudal, nivel y presión. Cuando el nivel del tanque está por debajo del 15 %, activa la válvula FV 104 da paso al nitrógeno líquido hasta que llegue a un 90 % del tanque criogénico. El sensor de caudal controla el ingreso de nitrógeno para evitar que se eleve la presión; en caso de que la presión aumente dentro del tanque el sensor de presión activa la válvula PV 104 de venteo reduce la presión de este. Una alarma indica que el tanque ha llegado al 80 % de su capacidad.

**Figura 51:** Lazo de control del PIC 104



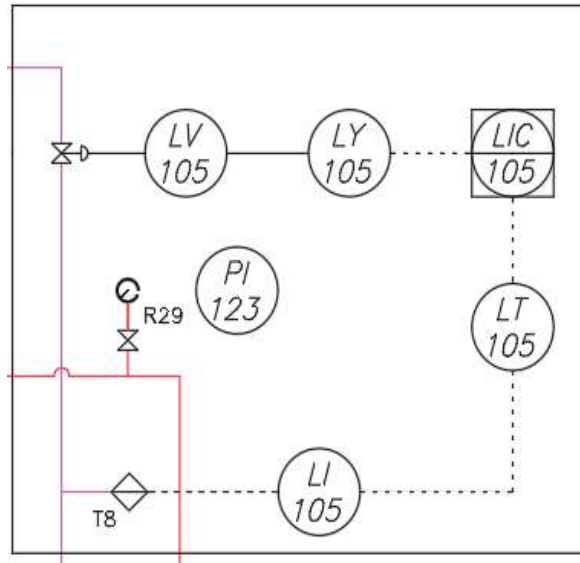
**Fuente:** Autor

### LIC 105

Regula el nivel de líquido rico en la columna inferior. Actúa sobre la válvula LV 105 que controla el reflujo a la columna superior. El nivel de líquido en la columna superior se debe

mantener en un 70 %. El nivel de la columna no debe sobrepasar más allá de este porcentaje debido a que el líquido puede alcanzar la alimentación del aire gaseoso.

**Figura 52:** Lazo de control del LIC 105

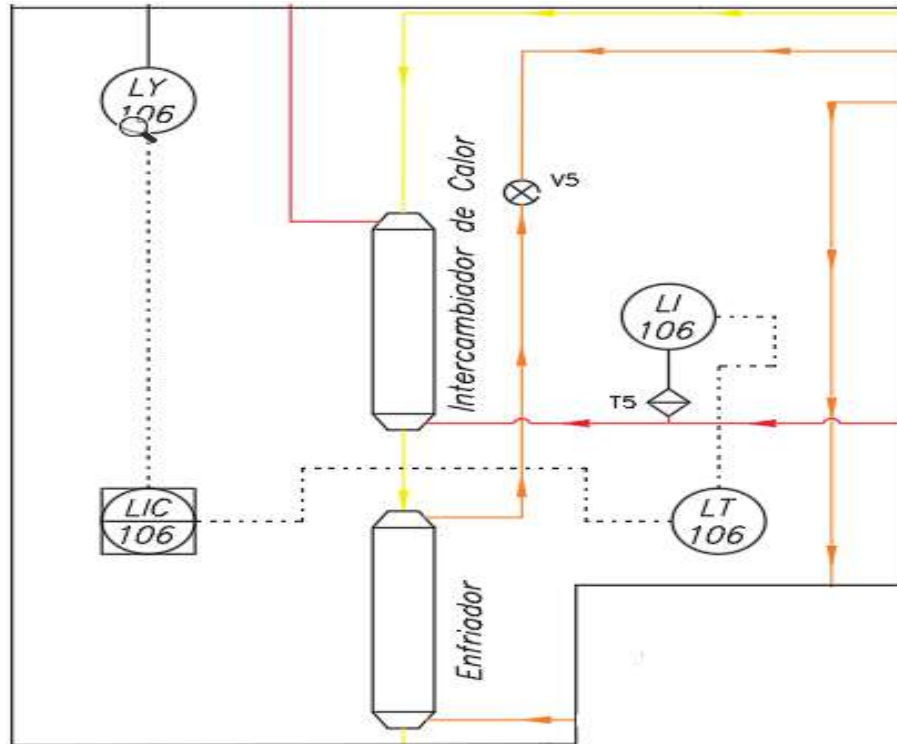


**Fuente:** Autor

### LIC 106

Posee un set point del 85 %, el cual controla el nivel de oxígeno líquido que se volatiza en el separador. El controlador actúa sobre la válvula LV 106 que se ubica a la salida del intercambiador, permite la carga de oxígeno gaseoso a los sets de carga.

**Figura 53:** Lazo de control del LIC 106

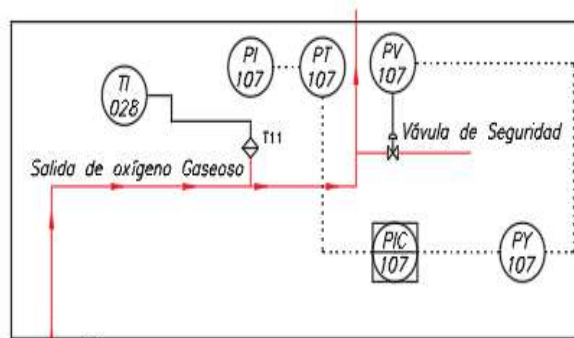


Fuente: Autor

### PIC 107

Cuando los sets de carga de oxígeno gaseoso se encuentran cerradas, se acciona la válvula PV 107 de venteo de oxígeno.

**Figura 54:** Lazo de control del PIC 107



Fuente: Autor

Para mayor comprensión de la disposición de los lazos de control, referirse a Anexo 6.

### 7.3. Factibilidad económica

La factibilidad económica de un proyecto de esta magnitud depende de varios factores tales como: la demanda, los costos de producción, el tiempo de recuperación de la inversión, fuentes de financiamiento y de la inversión inicial. Se toma en consideración los puntos anteriores debido a que, con estos factores podremos observar los ingresos, los desembolsos necesarios para mantenerse en operación y el tiempo necesario para recuperar la inversión.

Para estimar los costos de la inversión inicial se tomará en cuenta los costos de la maquinaria que se requiere para realizar el proceso de separación criogénica del aire, incluyendo los valores de desaduanización y de transporte desde el puerto de la ciudad de Guayaquil a la ciudad de Cuenca.

Toda la maquinaria se la puede adquirir de diferentes proveedores, sin embargo, se ha optado por elegir como proveedor principal a la empresa Universal Boschi, la cual, es una empresa fabricante de plantas de oxígeno, especializada en el diseño y fabricación de varios tipos de plantas de oxígeno para la producción de gases de nitrógeno y oxígeno de alta pureza. En la tabla 12 pueden apreciarse las maquinarias a comprarse en dicha empresa, así como sus costos:

**Tabla 15:** Precio de maquinaria

<b>Producto</b>	<b>Precio (\$)</b>
Columnas de Separación de Aire	95.000
Patín de Proceso	20.000
Expansor Criogénico	5.400
Compresor de Aire	17.000
Bomba de Oxígeno y Nitrógeno Líquido	3.800
Bomba de Oxígeno y Nitrógeno Gaseoso	3.200
Potenciador de expansión criogénico	2.500
Colector de Llenado para Oxígeno y Nitrógeno	1.500
Tanque Criogénico de Almacenamiento de Oxígeno Líquido	16.000
Tanque Criogénico de Almacenamiento de Nitrógeno Líquido	16.000
<b>Total</b>	<b>180.400</b>

**Fuente:** Ltd. (2020)

Todos los equipos antes mencionados son diseñados en acero inoxidable, de esta manera se evita la corrosión por cuestiones de temperatura, humedad y presión.

Al realizar la compra directa en la empresa Universal Boschi, esta brinda un descuento del 12.19 %, por lo que se reduce el costo total a \$158.400. En este valor no se considera de desaduanización ni el transporte del puerto de Guayaquil hasta la ciudad de Cuenca.

Al obtener el presupuesto para la inversión inicial, se debe tomar en cuenta los costos del proceso de desaduanización, revisando catálogos de la clasificación arancelaria correspondiente a la maquinaria a ser importada. En este catálogo se indica los valores a pagar por aranceles y tributos. Este catálogo se lo puede consultar en la página de la SENAE. En el caso de la maquinaria que se está importando, no se debe pagar aranceles por el tipo de producción, pero si se debe pagar el FODINFA, el cual es un impuesto correspondiente al fondo de desarrollo para la infancia, que consiste en el 0.5 % sobre el valor CIF (Costos, Seguro y Flete). (SENAE., 2021) Además, se debe cancelar el IVA, que es un impuesto indirecto, el que se pagara por el valor que agreguemos a los productos o servicios que hayamos adquirido o vendido.

Para el valor correspondiente al FODINFA se tiene:

$$FODINFA = ValorTotal \cdot 0,5 \% = \$158,400 \cdot 0,5 \%$$

$$FODINFA = \$792$$

Mientras que para el IVA se genera:

$$IVA = (ValorTotal + FODINFA) \cdot 12 \% = (\$158,400 + \$792) \cdot 12 \%$$

$$IVA = \$19,103,04$$

Obteniendo como resultado un valor total por la compra de los productos de:

$$VST = ValorTotal + FODINFA + IVA = \$158,400 + \$792 + \$19,103,04$$

$$VST = \$178,295,04$$

A este valor se le incluye el costo de transporte desde el puerto de Guayaquil hasta la ciudad de Cuenca, con un valor de \$400:

$$VT = VST + Transporte = \$178,295,04 + \$400$$

$$VT = \$178,695,04$$

Los costos de producción se los calcula en base los caudales obtenidos tanto de oxígeno como de nitrógeno:

- Corriente de oxígeno puro:  $2,8439 \text{ kmol/h} = 63,7 \text{ m}^3/\text{h}$
- Corriente de nitrógeno puro:  $9,81606 \text{ kmol/h} = 219,88 \text{ m}^3/\text{h}$

Se planea que la planta de destilación de aire funcione 40 horas a la semana, esto quiere decir que se pondrá en marcha 2085,71 horas al año. Considerando paros por mantenimiento o problemas técnicos, se impone un funcionamiento del 90 % de las horas antes mencionadas, por lo que se tienen 1877.14 h/año.

Una vez obtenido el tiempo de funcionamiento anual de la planta de destilación de aire, se procede a obtener la producción anual de oxígeno y nitrógeno puro.

- Producción anual de Oxígeno puro:

$$PO = 63,7 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1877,14 \text{ h/año}$$

$$PO = 119574 \text{ m}^3/\text{año}$$

- Producción anual de Nitrógeno puro:

$$PN = 219,88 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 1877,14 \text{ h/año}$$

$$PN = 412746,1714 \text{ m}^3/\text{año}$$

El consumo energético de todo el proceso de separación criogénica de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno es de aproximadamente 60Kwh, con lo que se puede obtener el consumo anual:

$$CE = 60 \text{ kwh} \cdot 1877,14 \text{ h/año}$$

$$CE = 112628,4 \text{ kwh}$$

El precio del kwh en el sector industrial tiene un costo de \$0.095 en la ciudad de Cuenca – Ecuador para el año 2021. El coste por tanto del consumo eléctrico anual del proceso de producción es de:

$$GCE = 112628,4 \text{ kwh} \cdot \$0,095$$

$$GCE = \$10699,698$$

Dentro de los gastos de producción a tener en consideración, se tiene los sueldos del personal. Esta plantilla es pequeña debido a que la planta de separación de aire es automatizada. Al calcular los salarios anuales se consideran los beneficios sociales de cada trabajador. La tabla 13 resume dichos valores:

**Tabla 16:** Salarios anuales

	Salario (\$)	Décimo Tercer sueldo (\$)	Décimo Cuarto Sueldo (\$)	Vacaciones (\$)	Aporte Patronal (\$)	Fondos de reserva (\$)	Total (\$)
Jefe de planta	21.600,00	1.800,00	400,00	900,00	2.624,40	149,94	27.474,34
Jefe de mantenimiento	18.000,00	1.500,00	400,00	750,00	2.187,00	124,95	22.961,95
Jefe de producción/calidad	18.000,00	1.500,00	400,00	750,00	2.187,00	124,95	22.961,95
Operador maquinaria industrial	6.000,00	500,00	400,00	250,00	729,00	41,65	7.920,65
Bodeguero industrial 1	6.000,00	500,00	400,00	250,00	729,00	41,65	7.920,65
Bodeguero industrial 2	6.000,00	500,00	400,00	250,00	729,00	41,65	7.920,65
Chofer 1	6.000,00	500,00	400,00	250,00	729,00	41,65	7.920,65
Chofer 2	6.000,00	500,00	400,00	250,00	729,00	41,65	7.920,65
Secretaria	6.000,00	500,00	400,00	250,00	729,00	41,65	7.920,65
Contador	10.800,00	900,00	400,00	450,00	1.312,20	74,97	13.937,17
<b>Total anual (\$)</b>							134.859,31

**Fuente:** Autor

Finalmente se obtiene un total de \$134.859,31 de salario anual para los trabajadores.

El precio final de los productos se calcula según la depreciación de la maquinaria, restando del costo histórico, el valor residual, este último tienen un valor de cero debido a que establece el supuesto de que se va a depreciar todo el costo de la maquinaria, finalmente esto se divide para la vida útil de la misma, que se fija en un valor de 10 años según la ley de régimen tributario.

$$D = \frac{\text{CostoHistorico} - \text{Valor Residual}}{\text{Vida útil}} = \$159592/10\text{años}$$

$$D = \$15959,20/\text{año}$$

Así mismo, para los costes de producción es necesario determinar los costos anuales directos e indirectos, teniendo un estimado de producción anual de 119574 m<sup>3</sup> de oxígeno y 412746,1714 m<sup>3</sup> de nitrógeno, así se obtienen los precios anuales y unitarios de los gases antes mencionados, lo que puede apreciarse en la tabla 15:

**Tabla 17:** Costos Anuales y Unitarios de Producción de Oxígeno y Nitrógeno

Producto	Valor Total (\$)	C. Anual $O_2$ (\$)	C. Anual $N_2$ (\$)	C. Unitario por gas (\$)
Zeolita	2.000	449	1.551	0,004
Personal	134.859,31	30.293	104.566	0,253
Consumo Energético	10.699,70	2.403	8.296	0,020
Mantenimiento	6.000	1.348	4.652	0,011
Depreciación	15.959,20	3.585	12.374	0,030
Capuchones	2.015,00	453	1.562	0,004
Etiquetas Identificación	3.250	730	2.520	0,006
Distribución	7.000,00	1.572	5.428	0,013
Cuota bancaria	13.727,67	9.222	31.832	0,077
Varios	20.000,00	4.493	15.507	0,038
<b>Total</b>	<b>242.837</b>	<b>54.548</b>	<b>188.289</b>	<b>0,456</b>

**Fuente:** Autor

Con la tabla anterior, se encuentra el costo unitario por cada gas, que alcanza un valor de \$0,456. Por lo tanto, el costo de producción para el volumen anual de cada gas es de:

Costo de producción anual de oxígeno:

$$CPO = \$0,456 \cdot 119574m^3/año$$

$$CPO = \$54548,05/año$$

Costo de producción anual de nitrógeno:

$$CPN = \$0,456 \cdot 206373,09m^3/año$$

$$CPN = \$188289,27/año$$

Por lo que se tiene un costo total de producción anual de \$242837,32.

Para la obtención de los precios de venta, se toma en cuenta que el oxígeno y el nitrógeno son comercializados en tanques de almacenamiento de alta presión de  $6m^3$  y  $10m^3$  respectivamente, a temperatura y presión estándar de servicio. Estos gases se venderán de puros, sin mezclas especiales con otros gases, lo que elevaría el precio de estos. Los precios orientativos por metro cúbico de la empresa Swissgas de la ciudad de Guayaquil son los siguientes:

Precio del metro cúbico de oxígeno:

- Oxígeno sin IVA = \$2,303
- Oxígeno con IVA = \$2,579



Precio del metro cúbico de nitrógeno:

- Nitrógeno sin IVA = \$3,80
- Nitrógeno con IVA = \$4,256

Teniendo como referencia los precios de venta obtenidos por parte de la empresa antes mencionada (SUPERCIAS., 2021), es posible obtener una tentativa de ganancia anual con los caudales antes obtenidos, tomando en consideración que no toda la producción de nitrógeno se destinará a la venta, ya que una parte de esta se queda en los tamices moleculares 13x por su compatibilidad, así como otra formará parte de los intercambiadores de calor para llevar los gases a temperaturas criogénicas.

Ingreso anual de oxígeno:

$$IAO = \$2,303 \cdot 119574m^3/año$$
$$IAO = \$275378,92/año$$

Ingreso anual de nitrógeno:

$$IAN = \$3,80 \cdot 206373,09m^3/año$$
$$IAN = \$784217,73/año$$

Generando así ingresos anuales de \$1059596,65, con una inversión inicial de \$178,695,04, la cual se estima amortizar en un máximo de 10 años. Los egresos son iguales al costo total de producción, ya que en dicho valor intervienen los costos directos e indirectos que se suman a la planta. A este valor respectivo a los egresos se le suman \$41054,11 correspondientes al 10.21 % de interés anual por parte de la entidad bancaria. Por lo tanto, las ganancias netas para esta inversión son de:

$$GN = \$1059596,65 - \$242837,32 - \$41054,11$$
$$GN = \$775705,21/año$$

Una vez obtenido los ingresos totales, se procede a calcular el VAN, que es el valor actual neto y el TIR que es la tasa interna de retorno, los cuales nos permitirán calcular la viabilidad del proyecto. Estos dos conceptos se basan en lo mismo y es la estimación de los flujos de caja que tiene la empresa. (Gitman and Zutter, 2012)

Para calcular el VAN y el TIR se requiere: la tasa de interés ( $I$ ), el flujo de efectivo neto ( $F_n$ ), que es la ganancia neta para cada año y la inversión inicial ( $I_O$ ).  $N$  representa el número de años de amortización de la deuda. Por lo que se tiene:

$$VAN = -I_O + \sum_{n=1}^N \frac{F_n}{(1+I)^n} \quad (47)$$

$$TIR = -I_O + \sum_{n=1}^N \frac{F_n}{(1+I)^n} = 0 \quad (48)$$

La variación tanto en ingresos como egresos se genera a partir de la variación misma que tiene el mercado de gases industriales y medicinales, el cual en promedio es del 11%. La tabla 15 ilustra dichos valores, con los cuales se pueden generar tanto el VAN como el TIR.

**Tabla 18:** Variación de ingresos y egresos

	Ingresos (\$)	Egresos (\$)	$F_n$ (\$)
Año 1	1.059.596,65	283.891,43	775.705,21
Año 2	1.144.891,00	303.439,11	841.451,89
Año 3	1.267.602,64	309.919,21	957.683,43
Año 4	1.390.314,27	307.399,56	1.082.914,71
Año 5	1.513.025,91	305.324,69	1.207.701,22
Año 6	1.635.737,54	303.586,38	1.332.151,16
Año 7	1.758.449,18	302.108,88	1.456.340,30
Año 8	1.881.160,81	300.837,60	1.580.323,22
Año 9	2.003.872,45	299.732,17	1.704.140,28
Año 10	2.126.584,08	298.762,12	1.827.821,96

**Fuente:** Autor

Con lo que se obtienen los valores tanto para el VAN y el TIR de:

$$VAN = \$7,357,124,90$$

$$TIR = 495\%$$

## 8. Resultados

### 8.1. Diseño de la planta

Las condiciones iniciales para el diseño de esta planta parten necesariamente de las condiciones ambientales, específicamente de temperatura y presión promedio en la ciudad de Cuenca. Según el sitio web meteorológico WeatherSpark se tiene:

**Tabla 19:** Condiciones ambientales promedio de la Ciudad de Cuenca

Condición inicial	Medida promedio
Temperatura	13°C
Temperatura (8a.m. - 18p.m.)	17°C
Presión atmosférica	89780 Pa
Diámetro medio de partículas en el aire	5 $\mu$ m

**Fuente:** Autor

#### 8.1.1. Equipos de la planta y flujos de productos finales

Las tuberías de acero inoxidable que se distribuyen a través de toda la planta presentan un diámetro de 1/2 in, con cédula 40s y un espesor de 2.77 mm, contemplado bajo normativa ASME B36.19M. Las uniones de tuberías y depósitos o maquinaria serán mediante juntas mecánicas o roscadas, si es necesario soldar se hace uso de soldadura orbital TIG.

Según el diámetro medio de partículas de aire, los filtros preliminares son del tipo separadores centrífugos o ciclones, los cuales tienen las siguientes características.

**Tabla 20:** Filtros preliminares

Parámetro	Medida
# Ciclones	10 (En paralelo)
Diámetro de corte	3,44x10 <sup>-6</sup> m
Eficiencia	68 %
Altura de ciclones	0,5128m
Área de tobera	1,64x10 <sup>-3</sup> m <sup>2</sup>

**Fuente:** Autor

Para la etapa de compresión y licuefacción, se dimensiona el compresor y se especifica el tipo de tamiz molecular y los intercambiadores de calor. Se toma en consideración un aumento en la temperatura debido a la energía cinética que se produce dentro de los filtros preliminares, así como también un flujo de entrada de aire de  $300m^3/h$ .

El compresor, según los parámetros establecidos y la energía aportada por la turbina expansora en el proceso, necesita una potencia eléctrica de 30.45kW para comprimir la materia prima hasta 10 atm. Al no ser este un valor comercial se lo aproxima al más cercano.

**Tabla 21:** Compresor

<b>Parámetro</b>	<b>Medida</b>
Potencia eléctrica	37kW
Capacidad máxima	$312m^3/h$
Eficiencia mecánica	93 %
Presión máxima	12.5 bar

**Fuente:** AtlasCopco. (2021)

Después de ser comprimida la materia prima, se la licua para así poder llevar a una parte de esta a fase líquida. Para este proceso se ocupan una válvula separadora, una turbina expansora e intercambiadores de calor, estos últimos se los fabrica bajo normativa TEMA, siendo los más eficientes para procesos de separación de aire los tipo CFU, hechos de acero inoxidable, serie 304.

En cuanto a la purificación del aire, en busca de eliminar la máxima cantidad de agua,  $CO_2$  e hidrocarburos, los más apropiados son los tamices de zeolita 13x-AS, los cuales son capaces de absorber hasta un 22 % de su propio peso en agua.

Del proceso de compresión y licuefacción salen dos corrientes de aire a 5 bar, una en fase líquida a  $-174^{\circ}C$  y otra en vapor a  $-130^{\circ}C$ , que alimentan las columnas de destilación. El flujo de alimentación es de 12.65629 kmol/h, donde el 86.03 % es vapor y el 3.97 % es líquido. Con estos datos se dimensionan las columnas de destilación de alta (5 bar) y baja presión (1 bar).

De dichas columnas de destilación se obtienen  $63,7m^3/h$  de oxígeno y  $219,88m^3/h$  de nitrógeno con un 99 % de pureza cada uno.

**Tabla 22:** Diseño de columnas de destilación

Parámetro	Columna de alta presión	Columna de baja presión
Presión de diseño columnas	7 bar	3 bar
Temperatura mínima operación	-194°C	-215°C
# Platos	15	18
Plato de alimentación	13	9
Separación de platos	0.61m	0.61m
Altura cabezal	0.13m	0.06m
Altura cilindro	9.15m	10.98m
Altura columna	9.41m	11.12m
Diámetro externo cabezal	0.616m	0.296m
Diámetro externo cilindro	0.616m	0.296m
Peso de columna	477.05kg	269.54kg
Espesor pared cabezal	3mm	3mm
Espesor pared cilindro	3mm	3mm
Material columna	Acero inoxidable serie 304	

**Fuente:** Autor

Mientras que para el tanque de almacenamiento (8 bar de presión y  $2,5m^3$  de capacidad) de nitrógeno y oxígeno líquido se tiene:

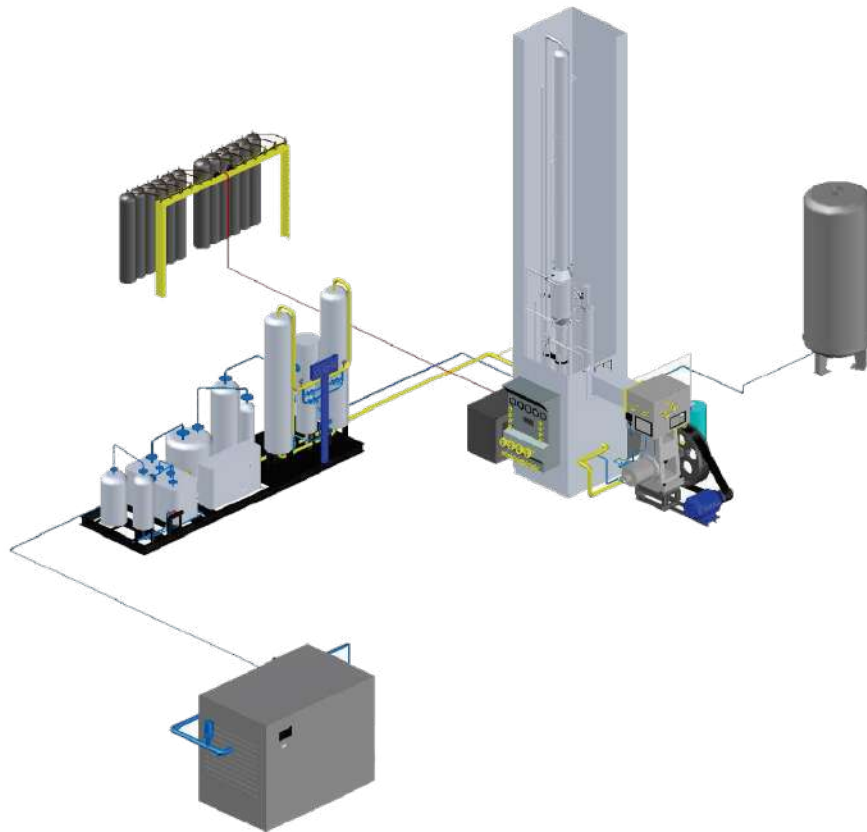
**Tabla 23:** Tanque de almacenamiento de oxígeno y nitrógeno líquido

Parámetro	Valor
Presión de diseño	8 bar
Temperatura de diseño	-215°C
Altura cabezal	0.28m
Altura cilindro	2m
Altura tanque	2.56m
Diámetro externo cabezal	1.274m
Diámetro externo cilindro	1.266m
Peso de tanque	483.08kg
Espesor pared cabezal	12mm
Espesor pared cilindro	8mm
Material tanque	Acero inoxidable, acero al carbono y perlita
Cubeto (Largo x ancho x alto)	3.625m x 2.25m x 1m

**Fuente:** Autor

A continuación se aprecia un esquema general de la planta completa:

**Figura 55:** Layout de la planta



**Fuente:** Autor

## 8.2. Simulación del modelo

La simulación del modelo otorgó valores semejantes en la mayoría del proceso del diseño de la planta separadora de aire. La tabla siguiente muestra los resultados de salida de nitrógeno y oxígeno en la simulación.

**Tabla 24:** Datos obtenidos de la simulación

Parámetro	Nitrógeno	Oxígeno
Flujo	222,66m <sup>3</sup> /h	59,13m <sup>3</sup> /h
Presión	1 bar	1 bar
Temperatura	-196.01°C	-183.22°C
Pureza	99.99%	99.99%

**Fuente:** Autor

### 8.2.1. Lazos de control

En cuanto a lazos de control en la planta, se han dispuesto los siguientes:

- **PIC 100:** Controla el flujo y presión de oxígeno gaseoso del primer set de carga de los cilindros.
- **PIC 101:** Controla el flujo y presión de salida de oxígeno gaseoso hacia el segundo set descarga.
- **PIC 102:** Controla el caudal de salida y el nivel del tanque de almacenamiento de oxígeno líquido.
- **PIC 103:** Mantiene la presión del sistema de caja fría y controla el flujo de nitrógeno en los tamices moleculares.
- **PIC 104:** Controla el caudal de salida y nivel del tanque de almacenamiento de nitrógeno líquido.
- **LIC 105:** Regula el nivel de líquido en la columna de baja presión.
- **LIC 106:** Controla el nivel de oxígeno líquido que se volatiliza en el separador
- **PIC 107:** Acciona las válvulas de venteo.

En cuanto a controladores, existe un PLC principal que controla a los secundarios dispuestos en cada estación de producción, formando una conexión maestro-esclavo. Se hace uso del SIMATIC S7-300 de la marca SIEMENS, debido a que este modelo de controlador presenta un sistema mini autómatas modular, contiene un amplio abanico de módulos para adaptación óptima de tareas de automatización en particular, permitiendo así una aplicación flexible gracias a la posibilidad de realizar estructuras descentralizadas e interconexiones por red. Es de simple de uso, instalación y no requiere de ventilación. (SIEMENS., 2021)

### 8.3. Viabilidad económica

En cuanto a la viabilidad económica, se hizo uso de una cotización hecha a la empresa italiana Universal Boschi para la adquisición del valor de inversión inicial, al cual se le añadieron costos adicionales por concepto de impuestos, transporte y desaduanización. Así también se determinaron los ingresos según el costo de venta de cada gas según la empresa Swissgas, y para los egresos se determinaron los costos de producción de cada gas en base a consumo eléctrico, salarios, mantenimiento, distribución y elementos varios.

**Tabla 25:** Viabilidad económica

<b>Parámetro</b>	<b>Valor</b>
Inversión inicial	\$178695.04
Tiempo de amortización	10 años
Ingresos anuales	\$1059596.6
Costo de producción anual	\$242837.32
Pago anual entidad bancaria	\$41054.11
Ingresos netos	\$775705.21/año
VAN	\$7357124.90
TIR	495 %

**Fuente:** Autor



## 9. Conclusiones

Las condiciones ambientales de la ciudad de Cuenca determinaron parámetros iniciales adecuados para el diseño de la planta criogénica separadora de aire. Al imponerse un caudal de entrada en el compresor, se generaron valores bastante óptimos en el resto del proceso.

Los valores obtenidos para el compresor son bastante similares a los comerciales. Los caudales de oxígeno y nitrógeno tienen una pureza elevada, lo que se debe a un correcto diseño de las columnas de destilación, las cuales son el punto más crítico en todo el proceso de separación de aire debido a su estructura misma y las condiciones de temperatura y presión que manejan.

Los distintos valores y parámetros obtenidos en la simulación se asemejan con bastante exactitud a los valores antes calculados en el diseño. Los caudales obtenidos en el diseño y en la simulación son levemente diferentes, teniendo un error de cálculo para el oxígeno del 7.1 %, mientras que para el nitrógeno este valor es menor, siendo del 1.3 %. Dicho error puede asumirse al tipo de cálculo realizado en cada proceso. El diseño matemático es realizado mediante el diagrama T-S (Temperatura-Entropía), siendo más susceptible a errores debido a que los distintos valores son tomados de manera visual, por lo que no son precisos. En lo que respecta a la simulación, los cálculos presentan un modelo de ecuaciones de estado, especificarte, el modelo de Peng-Robinson, en donde simplemente se imponen ciertos valores y el resto son calculados por el propio software.

Las evidencias que se presentan, demuestran que es factible implementar una planta criogénica separadora de aire en la ciudad de Cuenca, garantizando una pureza tanto para el nitrógeno como para el oxígeno bastante elevadas, llegando a ser del 99 %, con lo que se cubriría una necesidad del sector industrial y sanitario de la localidad.

Los costos de inversión inicial son bastante elevados, pero como se ha demostrado en el análisis financiero, económicamente es viable hacer dicha inversión. Los costos de producción son bastante bajos en comparación con el precio de venta, tomando en cuenta que se hizo el cálculo con referencia al precio de venta de la empresa Swissgas, siendo los valores mínimos impuestos por el gobierno muy elevados, y lo que se quiere es poder competir con el resto de empresas, ganando así un potencial mercado por lo menos en la localidad. Cabe mencionar que se han tomado precios de distribución, mas no de venta al público, con lo que se pueden obtener ingresos netos muchos mayores.

Económicamente la implementación es factible, incluso tomando en cuenta que se vende únicamente un valor aproximado al 50 % del nitrógeno producido, ya que el resto se utiliza como insumo dentro de los intercambiadores de calor.

## 10. Recomendaciones

La separación de aire para obtener componentes de este resulta bastante compleja por el proceso mismo que se requiere, y por los equipos necesarios en cada una de las etapas. Por esto se recomienda enfocarse en el diseño exclusivo de cierta etapa o equipo, como por ejemplo las columnas de destilación, las cuales tienen una compleja estructura mecánica, eléctrica y de control.

La simulación en este trabajo demostró la veracidad de los cálculos hechos en el diseño y dimensionamiento anterior. Para complementar este tipo de estudios, se recomienda hacer uso de distintos simuladores que apliquen diversos modelos matemáticos como el método de Wilson, volatilidad relativa, Chao-Seader, etc., con lo que se lograría contrastar con más efectividad los resultados.

Se ha demostrado la viabilidad del proyecto con respecto a los ingresos netos que produce la planta criogénica separadora de aire. Para tener datos más precisos con respecto a las ganancias, se recomienda hacer un estudio de mercado que complemente a este trabajo, con lo que se podrían estimar ganancias reales según las necesidades de la población e industria local y regional.

## Referencias

- ACGroup. (2020). Gases industriales: Oxígeno. *Disponible en:* <https://acgroup.com.co/productos/gases/industriales/oxigeno/>.
- Acosta, L. (2010). Diseño del plan de mantenimiento programado de la primera etapa del sistema de producción criogénica de una planta de separación de gases del aire. Master's thesis, Guayaquil: Escuela Superior Politécnica del Litoral.
- ASME. (2018). Stainless steel pipe b36.19m. *Disponible en:* <https://www.asme.org/codes-standards/find-codes-standards/b36-19m-stainless-steel-pipe?productKey=M0131Q:M0131Q>.
- AtlasCopco. (2021). Compresores de tornillo rotativo con inyección de aceite. *Disponible en:* [https://www.atlascopco.com/content/dam/atlas-copco/compressor-technique/industrial-air/documents/leaflets/compressors/ga7-37\\_vsd\\_plus/translations/GA37%20-%2020110VSDplusspanish.pdf](https://www.atlascopco.com/content/dam/atlas-copco/compressor-technique/industrial-air/documents/leaflets/compressors/ga7-37_vsd_plus/translations/GA37%20-%2020110VSDplusspanish.pdf).
- Barahona Fallas, A. (2017). Simulación de una planta separadora de aire para la producción de oxígeno y nitrógeno. Master's thesis, San José: Universidad de Costa Rica.
- BDM. (2020). Planta de separación aire. *Disponible en:* <http://www.spanish.bdmgasplants.com/planta-de-separacion-aire.php>.
- Boldrini, M. and Palacios, G. (2019). Generador de oxígeno para uso hospitalario psa - adsorción por variación de presión. Master's thesis, Madrid: ETSII-UPM.
- Bolxader, Q., Falconi, C. Y., Lladó, J., López, E., and López, P. (2016). Planta de producción de acetato de vinilo. Master's thesis, Barcelona: Universidad Autónoma de Barcelona.
- Borge García, R. (2017). Apuntes de la asignatura de ingeniería del medio ambiente. *ETSII-UPM: Madrid*.
- Cerrada Martínez, P. (2017). Diseño y análisis de una planta de separación de aire. Master's thesis, Madrid: Universidad Politécnica de Madrid.
- Claveria, P. and Lozano, M. (2003). Análisis termoeconómico de columnas de destilación en plantas de separación de aire. *Conference: VI Congreso Iber-Americano de Engenharia Mecánica*.

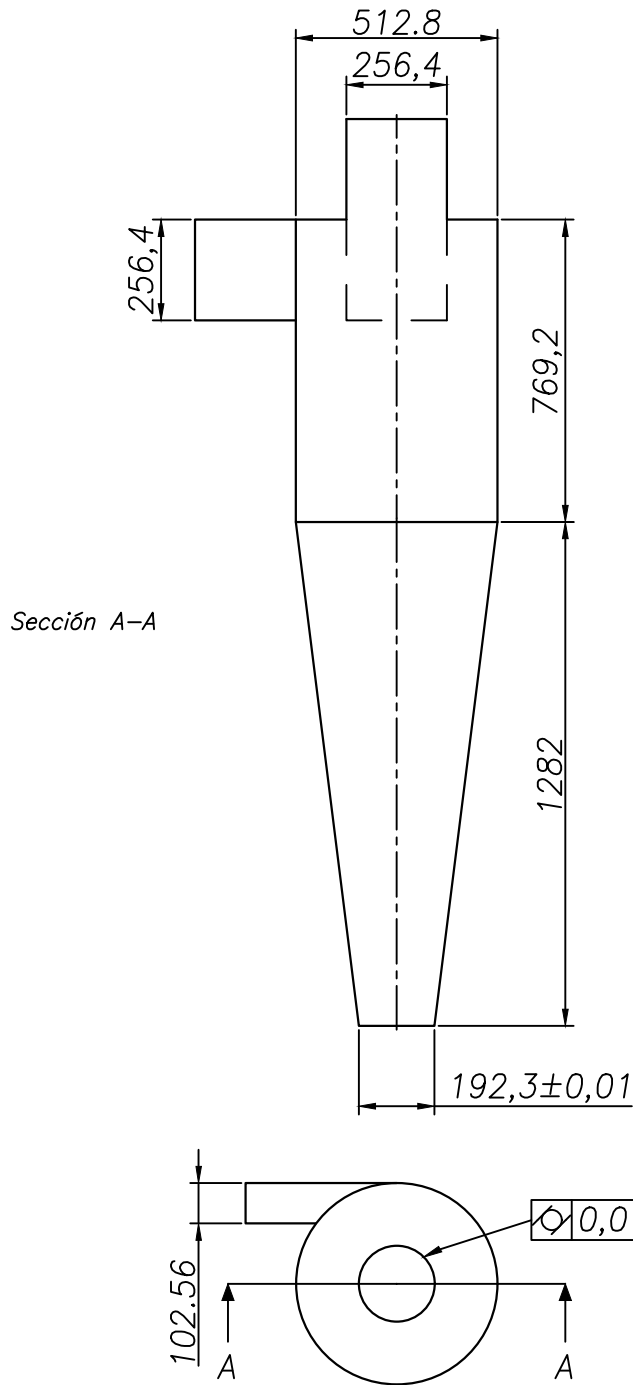
- Connor, N. (2019). ¿qué es la eficiencia isentrópica? turbina / compresor / boquilla – definición. *Disponible en: <https://www.thermal-engineering.org/es/que-es-la-eficiencia-isentropica-turbina-compresor-boquilla-definicion/>.*
- Fernández, M. (2016). The promising application of microwaves in carbon capture and storage. *Ampere Newsletter*, pp. 19-21.
- Gitman, L. and Zutter, C. (2012). *Principios de Administración Financiera*. México: Pearson.
- Gongora, P. (2018). Estudio de generación y comparación con sistema psa. Master’s thesis, México DF: Universidad Nacional Autónoma de México.
- Gonzales Macías, M. (2020). Método mccabe-thiele. [urlhttps://www.youtube.com/watch?v=UqUMe1DTSRI](https://www.youtube.com/watch?v=UqUMe1DTSRI).
- GREEN TAL, S. (2021). El aire, manual de educación ambiental iv. *Disponible en: <http://www.lineaverdemunicipal.com/Recursos-educacion-ambiental/Aire-ozono-juegos.pdf>.*
- GROUP., L. (2021). Gases atmosféricos. *Disponible en: [http://www.linde.ec/es/products\\_and\\_supply/gases\\_atmospheric/index.html](http://www.linde.ec/es/products_and_supply/gases_atmospheric/index.html).*
- Gutiérrez, C. (2017). Modelado y automatización de planta de oxígeno n2, codelco, división el teniente. Master’s thesis, Valparaíso: Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.
- IDAE. (2001). Producción de o2 in situ: “generadores de oxígeno por adsorción”. Madrid. *Disponible en: [https://www.idae.es/sites/default/files/documentos/publicaciones\\_idae/documentos\\_5003\\_prod09\\_oxigenoporadsorcion\\_a2001\\_a\\_711880fa.pdf](https://www.idae.es/sites/default/files/documentos/publicaciones_idae/documentos_5003_prod09_oxigenoporadsorcion_a2001_a_711880fa.pdf).*
- ITC. (2018). ITC mie-apq 1: Almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles. *Disponible en: <https://www.apici.es/wp-download/legislacion/ITCMIEAPQ1.pdf>.*
- Katz, M. (2011). *Materiales y materias primas*. Buenos Aires: Ministerio de Educación.
- Koenig-co. (2021). Heads in top form. forming with precision. *Disponible en: <https://www.koenig-co.de/en/products/heads/>.*
- Lenntech. (2021). Propiedades químicas del oxígeno - efectos del oxígeno sobre la salud - efectos ambientales del oxígeno. *Disponible en: <https://www.lenntech.es/periodica/elementos/o.htm>.*

- LINDE. (2021). Adquisición de nitrógeno líquido o gas nitrógeno o gas nitrógeno (n2) comprimido. *Disponible en:* <https://www.linde.ar/gases/nitrogen/?tab=pureza-y-mezclas>.
- Ltd., U. I. P. P. (2020). Proforma invoice/ contract for oxygen-nitrogen plant model ubp-50. *Disponible en:* <https://www.universalsboschi.com/>.
- Martínez, P. (2017). Diseño y análisis de una planta de separación de aire. Master's thesis, Madrid: Industriales ETSII UPM.
- Media., S. (2018). Adsorbents: Technical data. *Disponible en:* <https://sorbentmedia.com/pages/specification-sheets-msds>.
- Mofarahi, M. and Javadi, E. (2013). Comparison of two pressure swing adsorption processes for air separation using zeolite 5a and zeolite 13x. *Petroleum and Coal*, vol. 55, pp. 216-225.
- Moshfeghian, M. (2015). ¿cómo estimar la eficiencia de compresión? *Disponible en:* <http://www.jmcampbell.com/tip-of-the-month/spanish/?p=1588fbclid=IwAR1XnOfAss5a6PXG-LrTGmKZY4LmBWYeM0SknyqDHD4dlcPDIxo0r6kneE>.
- Muñoz, E. and Grau, M. (2013). *Ingeniería Química*. Madrid: Universidad Nacional de educación a distancia.
- Ramos, M. and Galán, S. (2008). Componentes del aire y tecnologías para su separación. Master's thesis, Madrid: ETSII-UPM.
- Rojas, A. (2012). Dinámica de platos. *Disponible en:* <https://es.slideshare.net/aczro/dinmica-de-platos>.
- SENAE. (2021). Consulta de clasificación arancelaria. *Disponible en:* <https://www.aduana.gob.ec/consulta-de-clasificacion-arancelaria/>.
- SIEMENS. (2021). Simatic s7-300. *Disponible en:* [https://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2099.1/4298/Simatic\\_s7\\_300\\_PL\\_C.pdf?sequence=12&isAllowed=y](https://upcommons.upc.edu/bitstream/handle/2099.1/4298/Simatic_s7_300_PL_C.pdf?sequence=12&isAllowed=y).
- Spark., W. (2021). El clima promedio en cuenca ecuador. *Disponible en:* <https://es.weatherspark.com/y/19348/Clima-promedio-en-Cuenca-Ecuador-durante-todo-el-a%C3%B1o>.

- SUPERCIAS. (2021). Consulta de compañías. *Disponible en:* [https://appscvsmovil.supercias.gob.ec/portaldeinformacion/consulta\\_ci\\_menu.zul?expediente=140384&tipo=1](https://appscvsmovil.supercias.gob.ec/portaldeinformacion/consulta_ci_menu.zul?expediente=140384&tipo=1).
- Suzuki, S., Eastwood, G., Glassford, N., Peck, L., Young, H., Garcia-Alvarez, M., Schneider, A., and Bellomo, R. (2014). Conservative oxygen therapy in mechanically ventilated patients. *Critical Care Medicine*. *Disponible en:* <https://www.nejm.org/doi/>.
- Tarazona, F. (2020). Oxígeno medicinal e industrial: la gran demanda ante el covid-19. *Disponible en:* <https://www.utec.edu.pe/blog-de-carreras/>.
- Universo., D. E. (2021). Los hospitales han triplicado el uso de oxígeno por el covid-19 y la demanda ya supera la producción. *Disponible en:* <https://www.eluniverso.com/noticias/ecuador/los-hospitales-han-triplicado-el-uso-de-oxigeno-por-el-covid-19-y-la-demanda-ya-supera-a-la-produccion-nota/>.
- Vilches Orrego, K. (2013). Actualización de parámetros de diseño de intercambiadores de calor. Master's thesis, Valparaíso: Pontificia Universidad de Valparaíso.
- Yang, R. (1986). *Gas separation by adsorption processes*. Stoneham: Butterworth Publishers.
- Yeong Koo, Y. (2017). *Chemical Engineering Computation with MATLAB*. Boca Raton : Taylor Francis.
- Zaidi, K. (2020). Oxygen 93 percent. *U.S. Pharmacopeia*. *Disponible en:* [http://ftp.uspbpep.com/v29240/usp29nf24s0\\_m59560.html](http://ftp.uspbpep.com/v29240/usp29nf24s0_m59560.html).

# ANEXOS

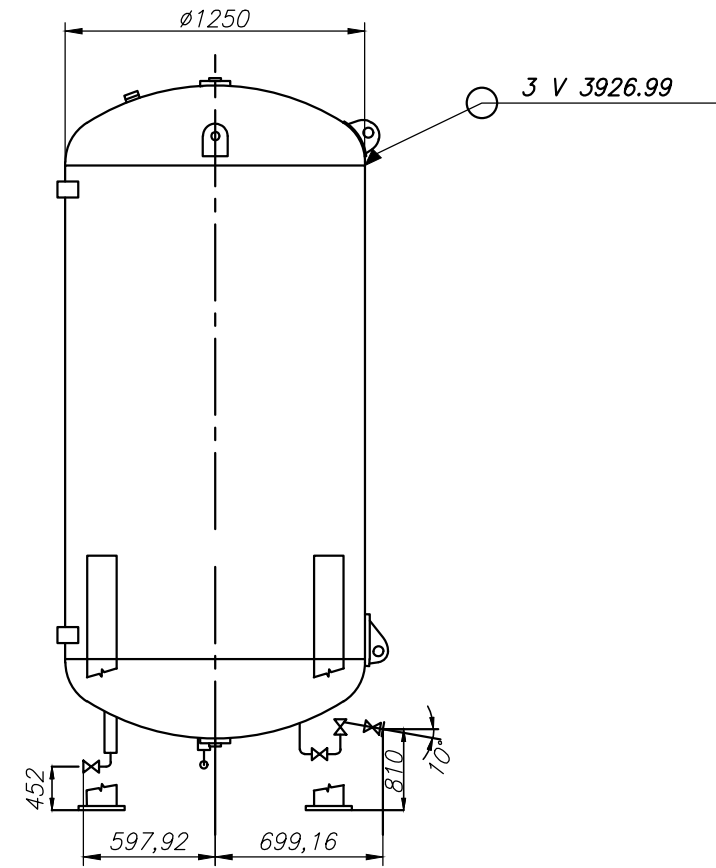
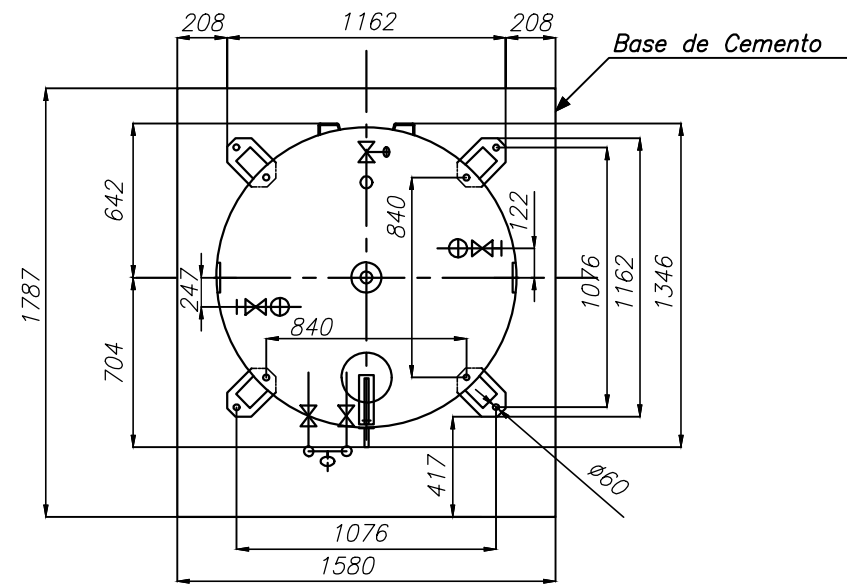
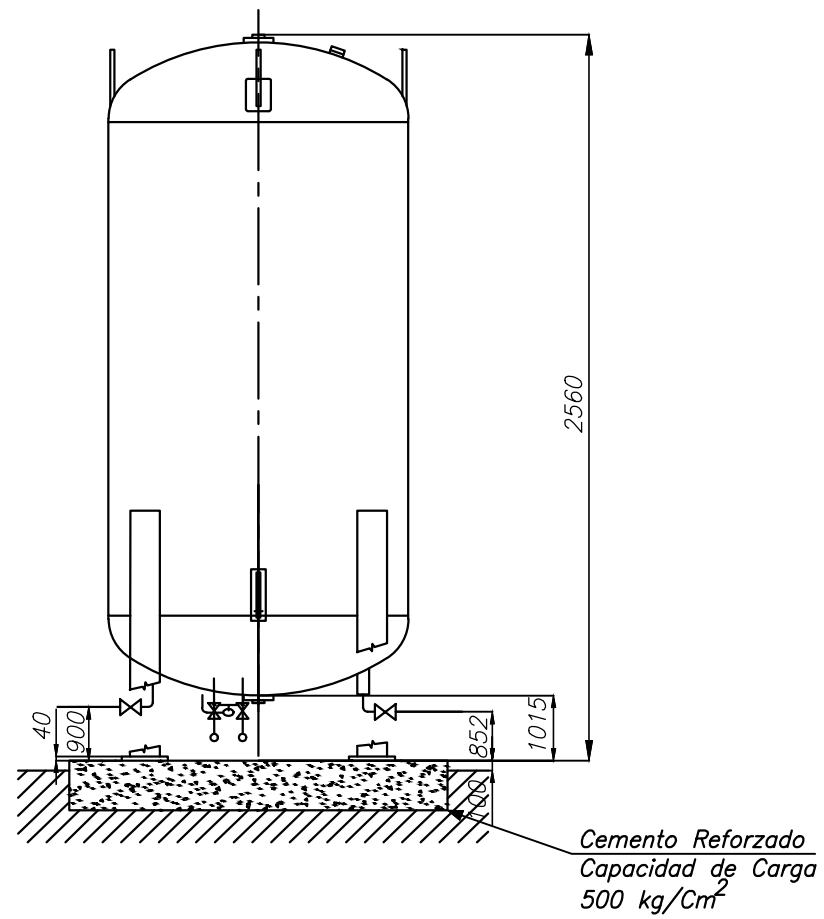
# Anexo 1



INICIO DE PROCESO	FILTRO PRELIMINAR	ACERO INOXIDABLE	1	AI SI 304	
POSICIÓN	DENOMINACIÓN	MATERIAL	CANTIDAD	NORMA	OBSERVACIONES
Décimo ciclo	Fecha	Nombre	<b>UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA</b> SEDE MATRIZ CUENCA  INGENIERÍAS Carrera de Ingeniería Mecatrónica		
Dibujado:	23/07/21	Beltrán - Pulla			
Comprobado:	23/07/21	Ing. Cárdenas			
Trabajo de titulación					
Escala:	Tol. gen.:	Representación de buje y columna			
50:1	ISO	<b>FILTRO PRELIMINAR</b>			
Lámina:	6				



# Anexo 2



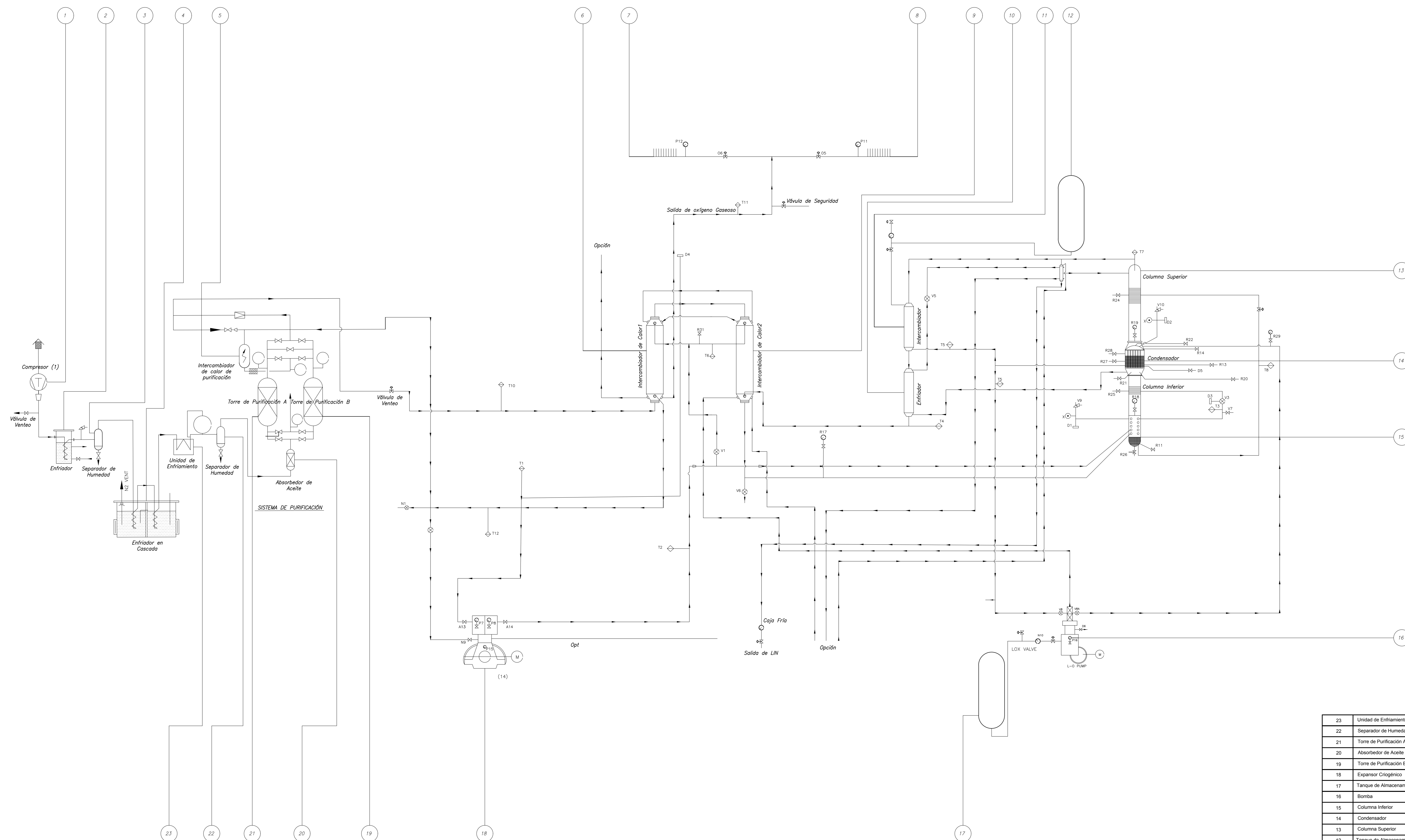
2	Recubrimiento Interno	Acero Inoxidable	2	AISI 304	ASTM 2B
1	Recubrimiento Externo	Acero Negro	2	NTE INEN 115	ASTM A 36
POSICIÓN	DENOMINACIÓN	MATERIAL	CANTIDAD	NORMA	OBSERVACIONES

Décimo ciclo	Fecha	Nombre	<b>UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA</b> SEDE MATRIZ CUENCA		
Dibujado:	30/07/21	Beltrán - Pulla			
Comprobado:	30/07/21	Ing. Cárdenas			

Trabajo de titulación		INGENIERÍAS Carrera de Ingeniería Mecatrónica			
-----------------------	--	--	--	--	--

Escala: 20:1	Tol. gen.: ISO 2768-mL	Representación de buje y columna			
-----------------	---------------------------	----------------------------------	--	--	--

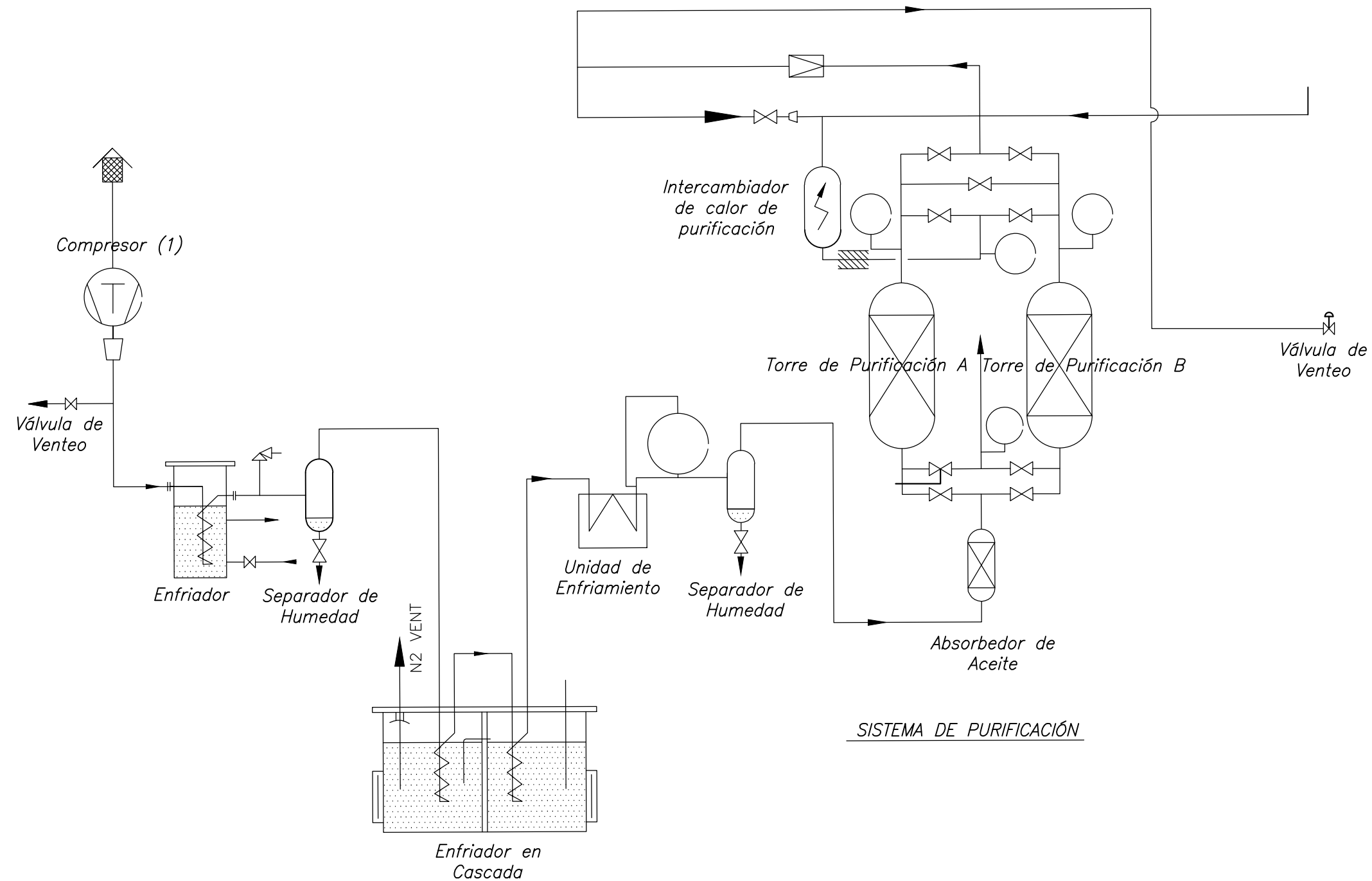
Lámina: 5	<b>TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE O2 Y N2 LÍQUIDO</b>				
-----------	--	--	--	--	--



23	Unidad de Enfriamiento	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
22	Separador de Humedad	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
21	Torre de Purificación A	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
20	Absorbente de Aceite	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
19	Torre de Purificación B	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
18	Expansor Criogénico	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
17	Tanque de Almacenamiento de N2 Líquido	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
16	Bomba	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
15	Columna Inferior	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
14	Condensador	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
13	Columna Superior	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
12	Tanque de Almacenamiento de O2 Líquido	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
11	Intercambiador	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
10	Enfriador	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
9	Intercambiador de Calor 2	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
8	Manifolde de Carga 2	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
7	Manifolde de Carga 1	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
6	Intercambiador de Calor 1	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
5	Intercambiador de Calor de Purificador	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
4	Enfriador en Cascada	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
3	Separador de Humedad	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
2	Enfriador	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B
1	Compresor	Aceros Inoxidables	1	AISI 304	ASTM 2B

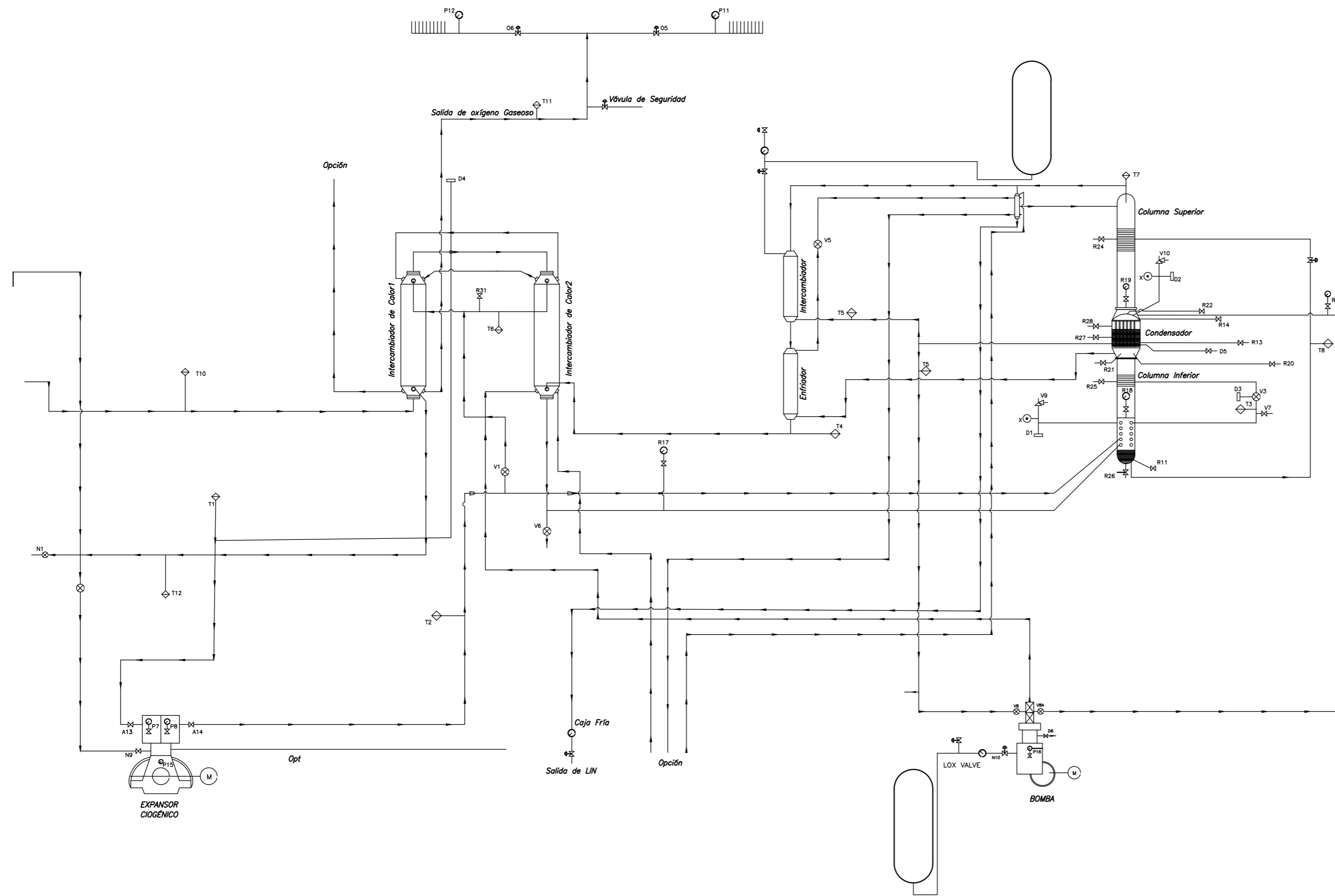
POSICIÓN	DENOMINACIÓN	MATERIAL	CANTIDAD	NORMA	OBSERVACIONES												
<table border="1"> <tr> <td>Dibujado:</td> <td>Fecha:</td> <td>Nombre:</td> </tr> <tr> <td>23/07/21</td> <td>23/07/21</td> <td>Bellán - Puja</td> </tr> <tr> <td>Comprobado:</td> <td>Fecha:</td> <td>Nombre:</td> </tr> <tr> <td>23/07/21</td> <td>23/07/21</td> <td>Ing. Cárdenas</td> </tr> </table>						Dibujado:	Fecha:	Nombre:	23/07/21	23/07/21	Bellán - Puja	Comprobado:	Fecha:	Nombre:	23/07/21	23/07/21	Ing. Cárdenas
Dibujado:	Fecha:	Nombre:															
23/07/21	23/07/21	Bellán - Puja															
Comprobado:	Fecha:	Nombre:															
23/07/21	23/07/21	Ing. Cárdenas															
<table border="1"> <tr> <td>Trabajo de titulación</td> <td>UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA</td> </tr> <tr> <td></td> <td>SEDE MATRIZ CUENCA</td> </tr> <tr> <td colspan="2">INGENIERIAS</td> </tr> <tr> <td colspan="2">Carrera de Ingeniería Mecatrónica</td> </tr> </table>						Trabajo de titulación	UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA		SEDE MATRIZ CUENCA	INGENIERIAS		Carrera de Ingeniería Mecatrónica					
Trabajo de titulación	UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA																
	SEDE MATRIZ CUENCA																
INGENIERIAS																	
Carrera de Ingeniería Mecatrónica																	
<table border="1"> <tr> <td>Escala:</td> <td>Tol. gen.:</td> <td>Representación de tuje y columna</td> </tr> <tr> <td>50:1</td> <td>ISO</td> <td></td> </tr> <tr> <td>Lámina:</td> <td>1</td> <td>PLANTA CRIOGÉNICA SEPARADORA DE AIRE</td> </tr> </table>						Escala:	Tol. gen.:	Representación de tuje y columna	50:1	ISO		Lámina:	1	PLANTA CRIOGÉNICA SEPARADORA DE AIRE			
Escala:	Tol. gen.:	Representación de tuje y columna															
50:1	ISO																
Lámina:	1	PLANTA CRIOGÉNICA SEPARADORA DE AIRE															

# Anexo 4



Décimo ciclo	Fecha	Nombre	<b>UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA</b> SEDE MATRIZ CUENCA
Dibujado:	30/04/20	Estudiante	
Comprobado:	30/09/15	Ing. López	
Trabajo de titulación			<b>INGENIERÍAS</b> Carrera de Ingeniería Mecatrónica
Escala:	Tol. gen.:	Representación de buje y columna	
100:1	ISO		
Lámina:	2	<b>ETAPA DE COMPRESIÓN Y PURIFICACIÓN</b>	

# Anexo 5



T	Transmisor de Temperatura		8		
V11B	Válvula LIN	Acero Inoxidable	1		
V11	Válvula LOX	Acero Inoxidable	1		
D6	Bomba de O2	Acero Inoxidable	1		
D5	Drenaje del Condensador	Acero Inoxidable	1		
D4	Línea de Descongelación de Alta Presión	Acero Inoxidable	1		
D3	Descongelación de la Válvula V3	Acero Inoxidable	1		
D2	Descongelador de la Columna Superior	Acero Inoxidable	1		
D1	Descongelador de la Columna Inferior	Acero Inoxidable	1		
R31	Análisis de N2 Tras Válvula Licuefacción		1		
R29	Análisis de Respaldo de Vapor		1		
R28	Centro de Condensador	Acero Inoxidable	1		
R27	Válvula Inferior del Condensador de O2	Acero Inoxidable	1		
R26	Drenaje Inferior RL	Acero Inoxidable	1		
R22	Válvula para Análisis Inerte	Acero Inoxidable	1		
R21	Válvula para Análisis PLQD	Acero Inoxidable	1		
R19	Válvula de Manómetro LP	Acero Inoxidable	1		
R18	Válvula de Manómetro de Presión	Acero Inoxidable	1		
R17A	Válvula de Manómetro de Oxígeno	Acero Inoxidable	1		
R17	Válvula de Manómetro de Nitrógeno	Acero Inoxidable	1		
R14	Válvula de Nivel Superior	Acero Inoxidable	1		
R13	Válvula de Nivel Inferior	Acero Inoxidable	1		
V10	Válvula de Seguridad Superior	Acero Inoxidable	1		
V9	Válvula de Seguridad Inferior	Acero Inoxidable	1		
VBA	Válvula de Vapor	Acero Inoxidable	1		
V8	Válvula de Oxígeno Líquido	Acero Inoxidable	1		
V7	Válvula de Drenaje Después de Rehervidor	Acero Inoxidable	1		
V6	Válvula de Drenaje Antes de Rehervidor	Acero Inoxidable	1		
V5	Válvula de Paso de Líquido Pobre	Acero Inoxidable	1		
V4	Válvula de Paso de Líquido Enriquecido	Acero Inoxidable	1		
V2	Válvula de Expansión	Acero Inoxidable	1		
V1	Válvula de Paso	Acero Inoxidable	1		
POSICIÓN	DENOMINACIÓN	MATERIAL	CANTIDAD	NORMA	OBSERVACIONES

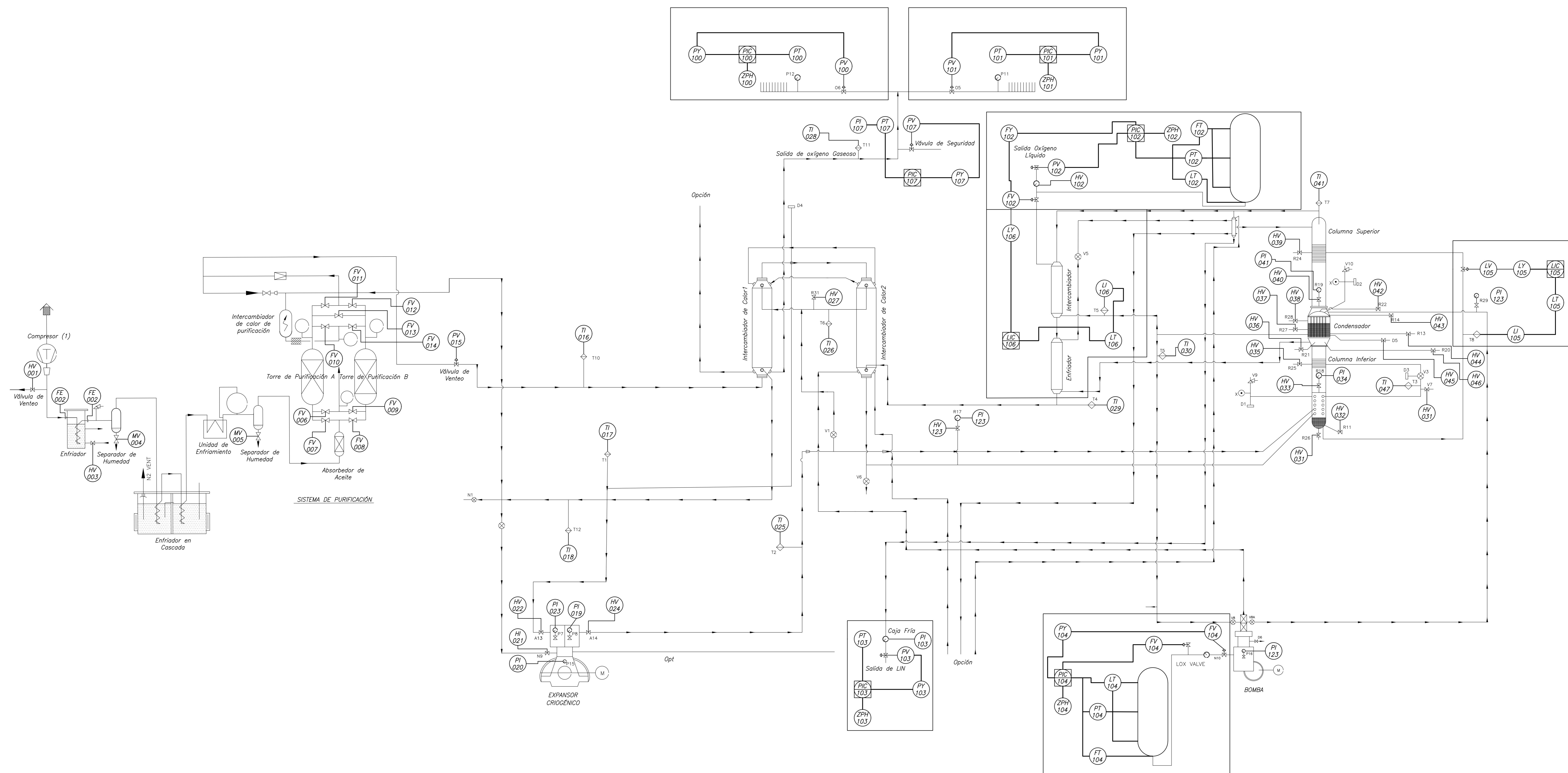
Décimo ciclo	Fecha	Nombre
Dibujado:	30/07/21	Beltrán - Pulla
Comprobado:	30/07/21	Ing. Cárdenas


**UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA**  
 SEDE MATRIZ CUENCA

**Trabajo de titulación**  
 INGENIERÍAS  
 Carrera de Ingeniería Mecatrónica

Escala: 100:1    Tol. gen.: ISO    Representación de buje y columna

**Lámina: 3**    **INSTRUMENTACIÓN**



Dibujado: 23/07/21	Fecha: 23/07/21	Nombre: Beltrán - Pule	 <b>UNIVERSIDAD POLITÉCNICA SALESIANA</b> SEDE MATRIZ CUENCA
Comprobado: 23/07/21		Ing. Cárdenas	
Trabajo de titulación			INGENIERAS Carrera de Ingeniería Mecatrónica
Escala: 50:1	Fol. gen.: ISO	Representación de buje y columna	
Lámina: 4	<b>DIAGRAMA P&amp;ID</b>		