



UTMACH

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS Y DE LA SALUD

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

DISEÑO DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE PARA LA
PRODUCCIÓN DE OXÍGENO DE GRADO MEDICINAL.

DI LORENZO ZAMBRANO DONATO ORLANDO
INGENIERO QUÍMICO

VERA GARCIA LENNON AMABLE
INGENIERO QUÍMICO

MACHALA
2021



UTMACH

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS Y DE LA SALUD

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

DISEÑO DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE PARA LA
PRODUCCIÓN DE OXÍGENO DE GRADO MEDICINAL.

DI LORENZO ZAMBRANO DONATO ORLANDO
INGENIERO QUÍMICO

VERA GARCIA LENNON AMABLE
INGENIERO QUÍMICO

MACHALA
2021



UTMACH

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS Y DE LA SALUD

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

TRABAJO TITULACIÓN
TRABAJO EXPERIMENTAL

DISEÑO DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE PARA LA PRODUCCIÓN
DE OXÍGENO DE GRADO MEDICINAL.

DI LORENZO ZAMBRANO DONATO ORLANDO
INGENIERO QUÍMICO

VERA GARCIA LENNON AMABLE
INGENIERO QUÍMICO

FERRER GUTIERREZ JUAN PEDRO

MACHALA, 24 DE SEPTIEMBRE DE 2021

MACHALA
2021

DISEÑO DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE PARA LA PRODUCCIÓN DE OXÍGENO GRADO MEDICINAL

INFORME DE ORIGINALIDAD

5%

INDICE DE SIMILITUD

5%

FUENTES DE INTERNET

2%

PUBLICACIONES

2%

TRABAJOS DEL ESTUDIANTE

FUENTES PRIMARIAS

1	www.dspace.uce.edu.ec Fuente de Internet	1%
2	repositorio.unal.edu.co Fuente de Internet	1%
3	ri.bib.udo.edu.ve Fuente de Internet	<1%
4	idoc.pub Fuente de Internet	<1%
5	Submitted to Escuela Politecnica Nacional Trabajo del estudiante	<1%
6	doczz.net Fuente de Internet	<1%
7	www.slideshare.net Fuente de Internet	<1%
8	qdoc.tips Fuente de Internet	<1%

CLÁUSULA DE CESIÓN DE DERECHO DE PUBLICACIÓN EN EL REPOSITORIO DIGITAL INSTITUCIONAL

Los que suscriben, DI LORENZO ZAMBRANO DONATO ORLANDO y VERA GARCIA LENNON AMABLE, en calidad de autores del siguiente trabajo escrito titulado DISEÑO DE UNA PLANTA DE SEPARACIÓN DE AIRE PARA LA PRODUCCIÓN DE OXÍGENO DE GRADO MEDICINAL., otorgan a la Universidad Técnica de Machala, de forma gratuita y no exclusiva, los derechos de reproducción, distribución y comunicación pública de la obra, que constituye un trabajo de autoría propia, sobre la cual tienen potestad para otorgar los derechos contenidos en esta licencia.

Los autores declaran que el contenido que se publicará es de carácter académico y se enmarca en las disposiciones definidas por la Universidad Técnica de Machala.

Se autoriza a transformar la obra, únicamente cuando sea necesario, y a realizar las adaptaciones pertinentes para permitir su preservación, distribución y publicación en el Repositorio Digital Institucional de la Universidad Técnica de Machala.

Los autores como garantes de la autoría de la obra y en relación a la misma, declaran que la universidad se encuentra libre de todo tipo de responsabilidad sobre el contenido de la obra y que asumen la responsabilidad frente a cualquier reclamo o demanda por parte de terceros de manera exclusiva.

Aceptando esta licencia, se cede a la Universidad Técnica de Machala el derecho exclusivo de archivar, reproducir, convertir, comunicar y/o distribuir la obra mundialmente en formato electrónico y digital a través de su Repositorio Digital Institucional, siempre y cuando no se lo haga para obtener beneficio económico.

Machala, 24 de septiembre de 2021



DI LORENZO ZAMBRANO DONATO
ORLANDO
0706027307



VERA GARCIA LENNON AMABLE
0930311931

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mi familia por el apoyo incondicional que me han brindado desde siempre. Agradezco a los docentes de la carrera de ingeniería química de la Universidad Técnica de Machala por haber compartido sus conocimientos en sus respectivas áreas conmigo durante toda la carrera. Agradezco a mis compañeros de clase por todo el apoyo brindado desde el inicio hasta el fin de la carrera. Agradezco particularmente a mi compañero y futuro colega de profesión Lennon Vera García por todo el apoyo desde hace más de 5 años y acompañarme en esta última etapa de la carrera. Agradezco a nuestro docente y tutor de trabajo de titulación el Ing. Juan Ferrer Gutiérrez por el apoyo incondicional con sus conocimientos y directrices que nos han permitido concluir este trabajo.

Donato Di Lorenzo Zambrano

En primer lugar, agradecer a mis padres por ser los pilares fundamentales en mi vida y estar prestos a brindar soporte absoluto en las metas que me he propuesto. En segundo lugar, a mis hermanos por el apoyo tanto moral como económico otorgado a lo largo de mi formación universitaria. En tercer lugar, a mi compañero de trabajo de titulación y futuro colega de profesión Donato Di Lorenzo Zambrano por ser pieza fundamental en el desarrollo de este trabajo de tesis y brindarme su sincera amistad. En cuarto lugar, al ingeniero Juan Ferrer Gutiérrez que como docente y tutor ha sabido formar, guiar, dar directrices y aconsejarnos en nuestro proceso académico. Por último, a la Universidad Técnica de Machala que como institución pública concede la formación de profesionales y dispone de los espacios básicos necesarios para la adquisición de nuevos conocimientos.

Lennon Vera García

DEDICATORIA

A mi familia.

Donato Di Lorenzo Zambrano

De manera general se la dedico a toda mi familia que ha estado pendiente en mi proceso universitario y que representa un orgullo para ellos. Finalmente, este proceso me lo dedico a mí mismo que he sabido mantenerme constante y no desfallecer ante las adversidades encontradas a lo largo del camino.

Lennon Vera García

RESUMEN

Las unidades de separación de aire son utilizadas para producir gases de alta pureza siendo el de mayor interés el oxígeno; tiene gran importancia en el campo medicinal debido a que se emplea para el tratamiento de enfermedades respiratorias además de otras aplicaciones importantes. También, como subproducto se obtiene nitrógeno del proceso y ambos tienen grandes aplicaciones en diversas industrias como, por ejemplo; química, metalúrgica, alimenticia, farmacéutica, biotecnología, papelera, cartón, aeroespacial, aeronáutica, petrolera y tratamiento de aguas. Por lo tanto, el objetivo del presente documento es proponer el diseño de una planta de una unidad separadora de aire para el cantón Machala, provincia El Oro. Para tal motivo se escogió la tecnología apropiada, de entre las que están disponibles actualmente; destilación criogénica, separación por membranas y adsorción por oscilación de presión. La tecnología seleccionada fue la destilación criogénica, a través del método de Likert, basándose en los siguientes criterios técnicos; costos de adquisición, costos de producción, inversión requerida, rentabilidad, flexibilidad de operación, posibilidades de desarrollo a futuro, calidad del producto final, subproductos y residuos de la producción, aspectos legales, tiempo de arranque, volumen de producción, riesgos asociados y requerimientos de otros servicios. Implementando el software de código abierto COCO SIMULATOR se desarrolló la simulación de la planta de destilación criogénica y se obtuvieron los balances de masa de las corrientes internas, las que ingresan y las que salen del sistema. El diseño de la planta consta de un pretratamiento para retirar las partículas de polvo, polen, humedad y CO₂, de ahí el gas sigue a una etapa de compresión y enfriamiento, luego el fluido líquido pasa por el intercambiador de calor para ser enfriado, después pasa a una etapa de expansión volumétrica para recalar en la etapa de destilación, luego el producto pasa por el intercambiador, sirviendo como fluido refrigerante, a la vez que se obtiene el producto final en estado gaseoso. Por otra parte, se obtuvieron los datos necesarios para el diseño de los equipos y fueron plasmadas en hojas de especificaciones como; altura, diámetro, condiciones de presión, temperatura, fracción de vapor, flujos másicos, demanda energética, eficiencia isentrópica, trabajo realizado y número de etapas de la columna. Se propusieron tres diseños de plantas distintas y se escogió el tercer caso que corresponde a una producción de oxígeno de 5200 kg/h al 99,5% y nitrógeno de 4700 kg/h al 99,6%. A partir del diseño de planta seleccionado se elaboró el diagrama de instrumentación y

tuberías, un plano de planta, y posteriormente se realizó un estudio HAZOP a partir del análisis de funcionalidad y operabilidad. Por otra parte, se identificó las posibles fallas operacionales en la turbina de expansión, columna de alta presión (HPC) y columna de baja presión (LPC); las cuales pueden ser ocasionadas por deficiencia en los lazos de control, obstrucción en válvulas, por ruptura de tuberías, corrosión de platos y/o inundación de columna. También, se propuso la posible ubicación de las instalaciones dentro de los límites de la ciudad. Por último, se determinó la rentabilidad económica del proyecto a través de los indicadores económicos; valor presente neto que fue de \$1.228.437,74 y la tasa interna de retorno igual al 35% en un periodo de 3 años, por lo que se concluye que el proyecto es económicamente factible.

Palabras claves: Separación de aire, destilación criogénica, simulación de procesos, diseño de planta, determinación de riesgos, factibilidad económica

ABSTRACT

Air separation units are used to produce high purity gases, being oxygen the most interesting one; it is of utmost importance in the medical field as it is considered a medicine utilized for the treatment of respiratory diseases, in addition to other important applications. Nitrogen is also obtained from the process and both have great uses in the chemical, metallurgical, alimentary, pharmaceutical, and paper industries, among others. Thus, the objective of this paper is to propose the design of an air separator unit plant for the Machala canton, El Oro province. To this end, the appropriate technology was chosen from among the following are highlighted: acquisition and production costs, required investment, product quality, and profitability using the Likert method. Through the Cape-Open software *COCO SIMULATOR*, the simulation of the cryogenic distillation plant was developed and the mass balances of the internal currents entering and leaving the system were obtained. Furthermore, the necessary data for the design of the equipment were also collected and were captured in datasheets. Three different plant designs were proposed and the third case was chosen, corresponding to an oxygen production of 5200 kg/h at 99.5% and nitrogen production of 4700 kg/h at 99.6%. Grounded on the chosen plant design, instrumentation and piping diagram and a plot plan were prepared, and a *HAZOP* study was conducted based on the analysis of functionality and operability. On the other hand, possible operational failures in the expansion turbine, High-Pressure Column (HPC), and Low-Pressure Column (LPC) were detected, which may be caused by deficiencies in the control loops, obstruction in valves, pipe rupture, plate corrosion, and/or column flooding. Moreover, the possible location of the facilities within the city limits was proposed. Lastly, the economic profitability of the project was determined through the economic indicators; net present value which was \$1 million, and internal rate of return higher than 35% in a period of 3 years, thus concluding that the project is economically feasible.

Keywords: air separation, cryogenic distillation, process simulation, plant design, risk assessment, economic feasibility

ÍNDICE DE CONTENIDOS

AGRADECIMIENTOS.....	vi
DEDICATORIA	vii
RESUMEN	viii
ABSTRACT.....	x
SIGLAS Y ABREVIATURAS.....	xvi
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I. EL PROBLEMA.....	4
1. 1 Justificación	4
1. 2 Planteamiento del problema	5
1. 3 Objetivos.....	6
1. 3. 1 General	6
1. 3. 2 Específicos.....	6
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO.....	7
2. 1 Descripción de tecnologías disponibles	7
2. 4. 1 Adsorción por oscilación de presión.....	7
2. 4. 2 Separación por membrana	8
2. 4. 3 Destilación criogénica.....	9
2. 2 Subproductos obtenidos del proceso	13
2. 5. 1 Nitrógeno.....	13
2. 5. 2 Otros subproductos: argón.....	14
2. 3 Simulación de procesos químicos	14
2. 6. 1 Importancia del proceso de simulación	16
2. 6. 2 Software de simulación	17
2. 4 Ingeniería de riesgos.....	17
2. 7. 1 Filosofía de operación y control	18
2. 7. 2 Estudio de análisis funcional operativo.....	18
2. 7. 3 Buenas prácticas de manufactura.....	20
2. 5 Factibilidad económica del proyecto.....	20
2. 8. 1 Estimación de costos clase V.....	21
2. 8. 2 Capital de inversión.....	21
2. 8. 3 Estimación de capital de inversión.....	23

2. 8. 4	Evaluación financiera.....	24
CAPÍTULO III. METODOLOGÍA.....		26
3. 1	Matriz de comparación de las tecnologías disponibles.	26
3. 2	Simulación de la planta en software <i>COCO SIMULATOR</i>	27
3. 2. 1	Paquete termodinámico y compuestos	27
3. 2. 2	Condiciones iniciales de la materia prima.....	28
3. 2. 3	Consideraciones generales.....	29
3. 2. 4	Condiciones de equipos.....	29
3. 2. 5	Casos de simulación	33
3. 2. 6	Hojas de especificaciones y diagramas de procesos	35
3. 3	Identificación de fallos operacionales	35
3. 4	Estimación de costo.....	36
3. 4. 1	Capital de inversión.....	36
3. 4. 2	Costos operativos	38
3. 4. 3	Precio del producto	38
3. 4. 4	Indicadores de rentabilidad.....	39
3. 5	Criterios de diseño.....	39
CAPÍTULO IV. RESULTADOS.....		41
4. 1	Selección de la tecnología	41
4. 2	Descripción del proceso	42
4. 3	Balances de masa	44
4. 3. 1	Oxígeno	45
4. 3. 2	Nitrógeno.....	45
4. 3. 3	Emisiones.....	46
4. 4	Diseño de equipos	47
4. 4. 1	Hojas de especificaciones de los equipos utilizados.	48
4. 5	Diagramas de proceso	55
4. 5. 1	Filosofía de operación y control de la planta.....	57
4. 5. 2	Plano del sitio (Plot plan).	62
4. 6	Ubicación de la planta	63
4. 7	Consideraciones de seguridad industrial	65
4. 7. 1	Análisis HAZOP	66
4. 8	Evaluación financiera del proyecto.....	74

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	77
REFERENCIAS	79
ANEXOS	85

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Ítems que involucran el capital fijo de inversión.....	22
Tabla 2. Criterios de selección de tecnologías.....	26
Tabla 3. Condiciones iniciales de la corriente de entrada.....	28
Tabla 4. Condiciones de cada equipo.	29
Tabla 5. Condiciones de equipos de cada caso de estudio.....	33
Tabla 6. Costos de referencia de los equipos.	36
Tabla 7. Heurísticas para la determinación de capital de inversión.	37
Tabla 8. Costos operativos de columnas de destilación.	38
Tabla 9. Resultados de la selección de tecnologías.....	41
Tabla 10. Resultados de la corriente de oxígeno gaseoso para cada caso propuesto.	45
Tabla 11. Resultados de la corriente de nitrógeno gaseoso para cada caso propuesto...	45
Tabla 12. Resultados de la corriente de emisiones para cada caso propuesto.	46
Tabla 13. Localización de terreno de posible edificación de planta.	63
Tabla 14. Precios actuales de los equipos utilizando el método de índice de costos.	74
Tabla 15. Costos de procuraduría del proyecto utilizando heurísticas.	74
Tabla 16. Estimación de costos de producción anuales.....	75
Tabla 17. Flujo de caja anual estimado para el proyecto.....	75
Tabla 18. Estimación de VPN y TIR.....	76

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1. Representación esquemática de separación por oscilación de presión.....	7
Ilustración 2. Representación esquemática de un proceso de separación por membrana.	9
Ilustración 3. Representación esquemática de un proceso de destilación criogénica.	11
Ilustración 4. Algoritmos de simulación.	15
Ilustración 5. Ejemplo de lazo de control.....	18
Ilustración 6. Inserción de paquete termodinámico y elementos en el software.	28

Ilustración 7. Diseño de caso 1 en el software COCO SIMULATOR.	43
Ilustración 8. Diseño de caso 2 en el software COCO SIMULATOR.	43
Ilustración 9. Diseño de caso 3 en el software COCO SIMULATOR.	44
Ilustración 10. Diagrama de flujo del proceso.	56
Ilustración 11. Diagrama de tuberías e instrumentación (DTI).....	60
Ilustración 12. Diseño del plano del sitio.....	62
Ilustración 13. Ubicación geográfica posible de la planta de separación de aire desde toma satelital.	63
Ilustración 14. Toma satelital y coordenadas de la posible ubicación de planta de separación de aire.....	64
Ilustración 15. Vista de la calle y camino de acceso al terreno en Vía Balosa de la Hacienda La María.	64

ÍNDICE DE ANEXOS

Anexo 1. Palabras guías del estudio HAZOP.....	85
Anexo 2. Índices de costos para plantas de ingeniería química para el año 2014.	86
Anexo 3. Índices de costos para plantas de ingeniería química para el año 2019.	86
Anexo 4. Reporte de corrientes internas caso 1.....	87
Anexo 5. Reporte de corrientes internas caso II.	88
Anexo 6. Reporte de corrientes internas caso III.....	89
Anexo 7. Paquete termodinámico y compuestos en TEA.	91
Anexo 8. Unidades de operaciones disponibles en <i>COCO SIMULATOR</i>	92
Anexo 9. Interfaz de software <i>COCO SIMULATOR</i>	92
Anexo 10. Reporte de balance de masa y energía en HPC	93
Anexo 11. Reporte de balance de masa y energía en LPC caso 1.	93
Anexo 12. Reporte de balance de masa y energía en LPC caso 2.	94
Anexo 13. Reporte de balance de masa y energía en LPC Caso 3.	94
Anexo 14. Reporte de balance de masa y energía unidad de reflujo Caso 3.....	95
Anexo 15. Reporte de composición de fase líquida en LPC Caso 1.....	95
Anexo 16. Reporte de composición de fase líquida en LPC Caso 2.....	96
Anexo 17. Reporte de composición de fase líquida en LPC Caso 3.....	96
Anexo 18. Reporte de composición de fase vapor en LPC Caso 1.....	97

Anexo 19. Reporte de composición de fase vapor en LPC Caso 2.....	97
Anexo 20. Reporte de composición de fase vapor en LPC Caso 3.....	98
Anexo 21. Gráfico McCabe-Thiele de LPC Caso 1.....	98
Anexo 22. Gráfico McCabe-Thiele de LPC Caso 2.....	99
Anexo 23. Gráfico McCabe-Thiele de LPC Caso 3.....	99
Anexo 24. Proceso simulado en el software COCO SIMULATOR.....	100

SIGLAS Y ABREVIATURAS

ASU:	<i>Air Separation Unit</i> Unidad de Separación de Aire
PSA:	<i>Preassure Swing Adsorption</i> Adsorción por Oscilación de Presión
VPSA:	<i>Vacuum Preassure Swing Adsorption</i> Adsorción por Oscilación de Presión al Vacío
HPC:	<i>High Preassure Column</i> Columna de Alta Presión
LPC:	<i>Light Preassure Column</i> Columna de Baja Presión
COCO:	<i>Cape-Open to Cape-Open</i> Simulador de Código Abierto
HAZOP:	<i>Hazard and Operability Analysis</i> Análisis de Peligros y Operatividad
PI:	Proporcional e Integrativo
PID:	Proporcional, Integrativo y Derivativo
DTI:	Diagrama de Tuberías e Instrumentación
ICI:	Imperial Chemical Industries Industrias Químicas Imperiales
CIA	Chemical Industries Assosiation Asociación de Industrias Químicas
AACE	American Assosiation of Cost Engineering La Asociación Americana de Ingeniería de Costos
VPN:	Valor Presente Neto
TIR:	Tasa Interna de Retorno.
PDVSA:	Petróleos de Venezuela S. A.
ANSI:	American National Standards Institute Instituto Estadounidense de Estandarización
ISA:	International Society of Automation Sociedad Internacional de Automatización

INTRODUCCIÓN

Los gases de uso industrial tienen una extensa aplicación dentro de la industria química ya que sirven como fuente de materias primas para los procesos de síntesis de compuestos químicos. Su aplicación proporciona una mejora en la optimización de los procesos en las plantas, contribuyen en el mejoramiento de la calidad de producción, la seguridad operacional y son un punto clave en la preservación del medio ambiente¹.

El nitrógeno y el oxígeno en mayor proporción forman parte principal del aire que comprende la atmósfera terrestre al igual que otros gases que se encuentran en una menor concentración. El oxígeno puede ser empleado de forma pura o en mezclas en elevada concentración, se emplea de diversas formas dentro de la industria y en tratamientos medicinales¹. También está dirigida a los procesos industriales que se emplean para la gasificación, oxicomustión, combustión de combustibles fósiles con captura de dióxido de carbono y en centrales eléctricas². Por su parte, el nitrógeno se utiliza en los procesos de blanqueamiento inerte y como reactivo en procesos químicos¹. Por otro lado, el aire enriquecido con nitrógeno se utiliza para la preservación de los alimentos, prevención de incendios, recuperación de aceite y en drenaje de aguas³. Básicamente se obtienen a partir de la captación de aire empleando tecnologías de separación que se resumen comercialmente en tres métodos; el proceso de PSA (adsorción por oscilación de presión), separación por membrana de transporte y por destilación criogénica¹.

La técnica de PSA pese a no ser la más empleada a gran escala, es la mejor opción cuando las necesidades de producción son bajas, ya que presentan costos de consumo de energía inferiores. Si se la compara con la técnica de separación por membrana de transporte, ésta necesita llevar el fluido a altas presiones y requiere de la implementación de materiales de separación permeables específicos de costos más elevados⁴. Una variante de esta técnica es la adsorción por cambio de presión al vacío (VPSA) que supone un menor valor de inversión, bajo costo energético y una elevada capacidad de automatización de las etapas del sistema⁵.

En las plantas de separación de aire se obtienen productos líquidos o en forma de gas mediante la separación de sus componentes.⁶ La ASU criogénica se utiliza principalmente para la producción de gases de gran tonelaje y alta pureza. Esto la convierte en el “*status*

quo” en muchos procesos industriales donde se requieren oxígeno y nitrógeno en grandes tonelajes y alta pureza.⁷ La primera etapa de dicho proceso resulta de la captación del aire de la atmósfera para luego ser comprimido a elevadas presiones mediante un sistema de múltiples etapas y que supone un elevado coste energético. Con el aumento de las capacidades, las ASU han experimentado muchos cambios tecnológicos en términos de eficiencia de los componentes resultaron en una disminución significativa en el consumo de energía específico y una mejora en las características de seguridad. Sustitución de compresores alternativos por compresores centrífugos, motores de expansión alternativos mediante turbinas rotativas, intercambiadores de calor de tubo en espiral y tubo de carcasa por intercambiadores de calor de placas y aletas de aluminio, bandejas de cribado en columnas de destilación por el embalaje estructurado y la mejora de la instrumentación y el control contribuyeron a una reducción sustancial del consumo de energía y del precio de los gases, incluido el oxígeno. La reducción del precio alentó las aplicaciones de oxígeno en muchos sectores industriales, como la extracción de zinc, cobre y oro, y en la fabricación de papel y vidrio.⁸ Este tipo de plantas presentan sistemas muy complejos al poseer integraciones térmicas y materiales específicos, que conllevan a una limitación en las configuraciones de los procesos. De este modo el desarrollo de investigaciones que supongan optimizaciones en las etapas de diseño y operatividad de dichas plantas son de gran importancia para cumplir con las necesidades del mercado⁶.

La modelación y simulación de las plantas de separación de aire para obtención de fluidos criogénicos representan un gran desafío para los ingenieros en materia de diseño puesto que su trabajo comprende varias etapas; el desarrollo y comprensión de diagramas de flujo de procesos complejos en las que se lleva un control de variables como presión, temperatura y composiciones de sustancias cambiantes a lo largo del tiempo; el estudio de las interacciones entre equipos de tipo mecánica, química y térmica; controlar la calidad de producción en las fases de intercambio de calor y masa; considerar las formas de operación óptimas de cada equipo; llevar a cabo la obtención de múltiples productos en simultáneo con altos requerimientos de pureza⁹.

Las posibilidades de proporcionar una optimización precisamente pasan por la modificación de diseño de las etapas de operación descritas anteriormente y que puede suponer un incremento potencial en cuanto a la eficiencia del sistema. Una manera de aportar con información relevante para la optimización del proceso es el análisis de los

resultados obtenidos mediante simulación de plantas. La competitividad en el mercado hace que las empresas cada vez estén en la búsqueda de conseguir sistemas más eficientes. Una forma de alcanzarlo está en la obtención de procesos de separación de aire criogénico cada vez más óptimos termodinámicamente hablando. Es decir, conseguir un menor consumo en materia de energía en forma de calor para una misma cantidad de producción de referencia⁹.

CAPÍTULO I. EL PROBLEMA

1.1 Justificación

El oxígeno representa una materia prima fundamental para las industrias mineras y petroleras que son motores económicos dentro del estado ecuatoriano, en lo que concierne a su presentación en calidad industrial. En el ámbito de la medicina el oxígeno se utiliza para tratamientos de oxígeno terapias en centros hospitalarios ante eventos de insuficiencia respiratoria aguda y crónica. Se plantea como un medicamento primordial para que la saturación de oxígeno en sangre otorgue una funcionalidad normal en el organismo. Una caída notable en los niveles de oxígeno estándares por tiempo prolongado puede causar un fallo multiorgánico en el individuo¹⁰.

En la actualidad, la demanda se ha incrementado por motivo de la crisis sanitaria en la que se encuentra el país. En Ecuador, se dispone de varios importantes centros de producción de oxígeno medicinal siendo estos; Swissgas, Linde, Indura y Enox. Las instalaciones más importantes se encuentran ubicadas en Guayaquil (3 primeras) y en Quito (última), las cuales se encargan de distribuir su producto a nivel nacional. En el cantón Machala existe la planta Roxaire que produce a pequeña escala. La escasez de este medicamento esencial representa un factor clave a tener en cuenta dada la importancia que tiene en época de pandemia. En la ciudad de Machala, se cuenta con centros de distribución, pero no existe una planta industrial productora de oxígeno medicinal a partir de destilación criogénica, que cumpla con las especificaciones técnicas del ARCSA (Agencia Nacional de Regulación, Control y Vigilancia Sanitaria)¹⁰. Por ello, antes de implementar un proyecto a gran escala se debe diseñar mediante simulación para establecer las condiciones óptimas para la producción.

1. 2 Planteamiento del problema

El avance industrial de la provincia de El Oro (Ecuador) se encuentra estancado debido a la falta de inversión; tanto pública como privada, en la búsqueda de nuevas formas de negocio. Esto ha traído consigo muchos inconvenientes puesto que ha surgido la necesidad de destinar recursos económicos a la importación de productos terminados. Debido a la creciente demanda de oxígeno por la crisis sanitaria causada por el virus SARS-CoV-2 se ha evidenciado la necesidad de la implementación de una planta separadora de aire con producción a gran escala y de alto grado de pureza. La producción de oxígeno presurizado en cilindros metálicos representa un proceso muy costoso por lo que la implementación de este tipo de plantas químicas es un proceso que amerita un amplio estudio en materia de ingeniería diseño, debe involucrar un equipo multidisciplinario y además requiere de un gran capital de inversión.

El desarrollo de este tipo plantas representa un reto para los ingenieros de la provincia que por medio de la simulación de procesos abre la posibilidad de nuevas formas de llevar a cabo el diseño de planta, puesto que permite la opción de crear y optimizar líneas de procesos. Las instalaciones de una planta industrial conllevan la existencia de riesgos laborales que pueden ser evaluados una vez se ha puesto en marcha el proyecto. Sin embargo, al aplicar ingeniería de riesgos en fases de diseño y tener en cuenta las especificaciones de equipos en planta se puede prevenir la materialización de futuros accidentes laborales dentro de las áreas de trabajo.

La factibilidad económica de un proyecto de cara a su implementación es vital para que se pueda ejecutar. Por esta razón, se debe efectuar una evaluación de costos tanto de; adquisición de equipos, instrumentación, infraestructura, puesta en marcha, y demás, para evaluar la rentabilidad de un proyecto. Este trabajo de titulación plantea el diseño de una planta de separación de aire para producir oxígeno de alta pureza y nitrógeno como subproducto, que se proyecta como una opción a tener en cuenta dentro de los planes de industrialización de la provincia de El Oro.

1.3 Objetivos

1.3.1 General

Diseñar una planta de separación de aire para la producción de oxígeno medicinal en el cantón Machala.

1.3.2 Específicos

- Seleccionar la tecnología de separación de aire a emplear en el diseño a través de una matriz multicriterio.
- Diseñar una línea de producción de oxígeno usando el software *COCO SIMULATOR* para obtener los balances de masa y las especificaciones de operación de los equipos.
- Realizar un análisis funcional de operatividad mediante un estudio HAZOP para determinar las posibles fallas operacionales del sistema.
- Efectuar un estudio de factibilidad financiera por medio de una estimación de costos clase V e indicadores económicos para determinar la rentabilidad del proyecto.

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

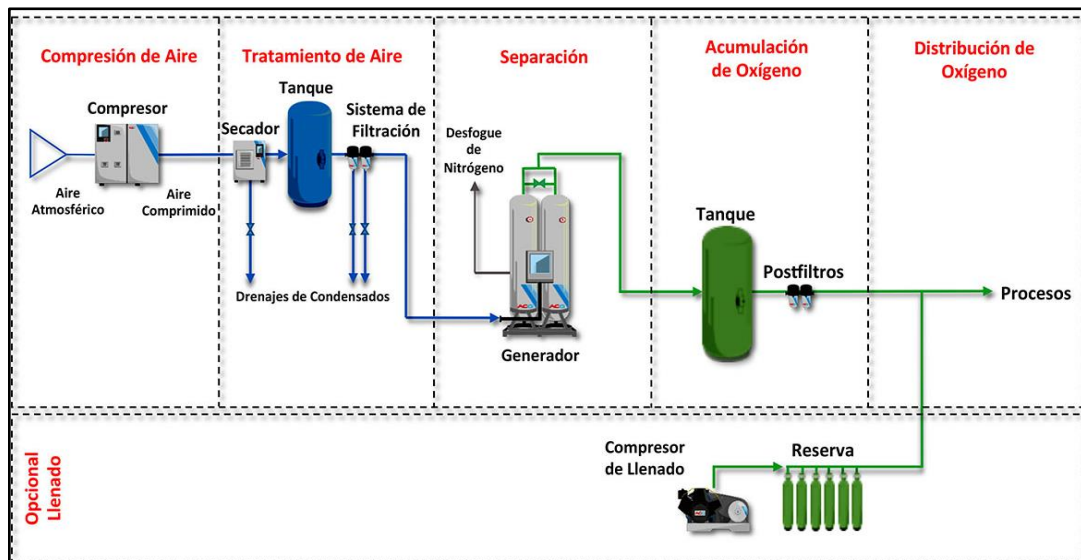
2. 1 Descripción de tecnologías disponibles

El proceso de separación de aire es crucial, ya que a partir del mismo se obtiene oxígeno enriquecido y otros sub productos³. El uso más amplio del nitrógeno es como gas de blanqueo inerte y como reactivo en procesos químicos. Por otro lado, el oxígeno se utiliza tanto para fines industriales como médicos. Actualmente existen tres métodos de separación de aire disponibles comercialmente: el proceso de destilación criogénica, el proceso de adsorción por cambio de presión (PSA) y el proceso de separación por membrana¹¹. A continuación, se explicará las tecnologías disponibles actualmente:

2. 4. 1 Adsorción por oscilación de presión.

La técnica de adsorción por oscilación de presión (por sus siglas en inglés PSA), comprende un proceso cíclico que implica la separación de gases beneficiándose de las diferencias en la termodinámica de adsorción o en las velocidades de difusión entre los diferentes componentes. El ciclo cambiante entre presiones elevadas y más bajas provoca la separación de los componentes de la mezcla, pasando a fase gaseosa en un tiempo determinado³. En las instalaciones de PSA se basan como mínimo en un par de lechos de adsorción que funcionan paralelamente. Dentro de las distintas aplicaciones de esta tecnología se destaca la purificación de mezclas de gases como el hidrógeno, gases nobles (He, Ar, Xe), obtención de nitrógeno/oxígeno, aislamiento de n-parafinas de iso-parafinas, captación de dióxido de carbono previa o posterior en procesos de combustión, y en la purificación del gas natural¹². La capacidad máxima disponible de una planta PSA está dictada por la capacidad de los sopladores disponibles comercialmente que se utilizan para el servicio de alimentación, y por las limitaciones del tamaño del recipiente. Actualmente, a través de la simulación en conjunto con nuevos métodos se está buscando mejorar la calidad del oxígeno obtenido^{13,14,15}.

Ilustración 1. Representación esquemática de separación por oscilación de presión



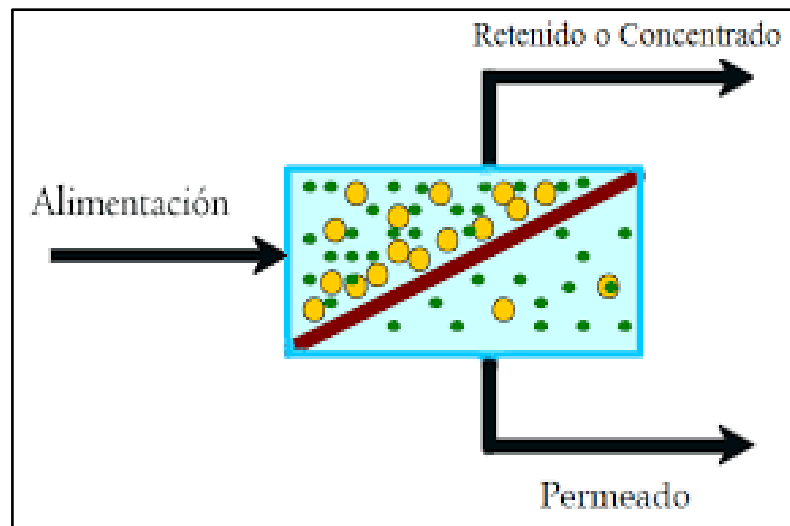
Fuente: Google imágenes (2021).

2. 4. 2 Separación por membrana

Sabiendo que el oxígeno tiene una gran demanda para diversas aplicaciones industriales y para extraerlo del aire las tecnologías que comúnmente se emplean en las industrias son la destilación criogénica y la adsorción por oscilación de presión, pero se conoce que cada una presenta ciertos inconvenientes; como lo es presupuesto, volumen de producción, calidad del producto y elevados costos. Sin embargo, actualmente la tecnología de membranas es una propuesta emergente ante la problemática de la separación de gases, ya que requiere un bajo consumo de energía y posee un volumen de producción relativamente moderado, si se compara con las técnicas convencionales de producción de gas. Estas ventajas han despertado mucho interés por parte de las industrias y los académicos para acelerar la viabilidad comercial de la separación de O_2/N_2 a través de la tecnología de membranas¹⁶. Para alcanzar grandes superficies de contacto por unidad de volumen es necesario el uso de materiales altamente porosos pero que contengan diámetros muy pequeños y que estén concentradas en una sola área, también es necesario recalcar que eventualmente el sólido que sirve de adsorbente se saturará de partículas por lo que es necesario realizar un proceso de desorción¹⁷. Se han realizado muchos avances en las membranas para el transporte de iones¹⁸, también se están probando membranas compuestas de otros materiales como son: de zirconio, itrio y lantano¹⁹, de perovskita (una combinación de bario, estroncio, cobalto y hierro)²⁰, a base de cerámicas²¹, a base de polímeros²², sintéticas²³ y combinadas con otros métodos (como la destilación

criogénica)²⁴; todos estudios que reportan alcanzar niveles de pureza altos pero que aún presentan el inconveniente del volumen de producción aun así son tecnologías que tienen mucho potencial y actualmente siguen en desarrollo².

Ilustración 2. Representación esquemática de un proceso de separación por membrana



Fuente: Google imágenes (2021).

2. 4. 3 Destilación criogénica

Las columnas de destilación de separación de aire criogénicas se utilizan ampliamente para producir grandes cantidades de nitrógeno, oxígeno y argón purificados, para las industrias del acero, química, semiconductores, aeronáutica, procesamiento de alimentos y atención médica. El cincuenta por ciento del oxígeno producido de esta manera es utilizado por la industria del acero para reducir el costo del acero de alta calidad, mientras que otro 20% se utiliza en la industria de procesos químicos para producir una variedad de compuestos oxigenados²⁵. El oxígeno líquido con fines médicos es producido por destilación criogénica por separación del aire atmosférico en un proceso que comprende -196°C de temperatura²⁶. Las columnas de destilación criogénica funcionan a temperaturas extremadamente bajas para separar los componentes del aire de acuerdo con sus diferentes temperaturas de ebullición. En primer lugar, los productos de la destilación criogénica se requieren con una pureza muy alta para satisfacer las necesidades industriales. En segundo lugar, la destilación criogénica consume una gran cantidad de energía, que ocupa aproximadamente el 85% de todo el campo de separación de aire puesto que se necesita comprimir grandes cantidades de aire y en la mayoría de los casos,

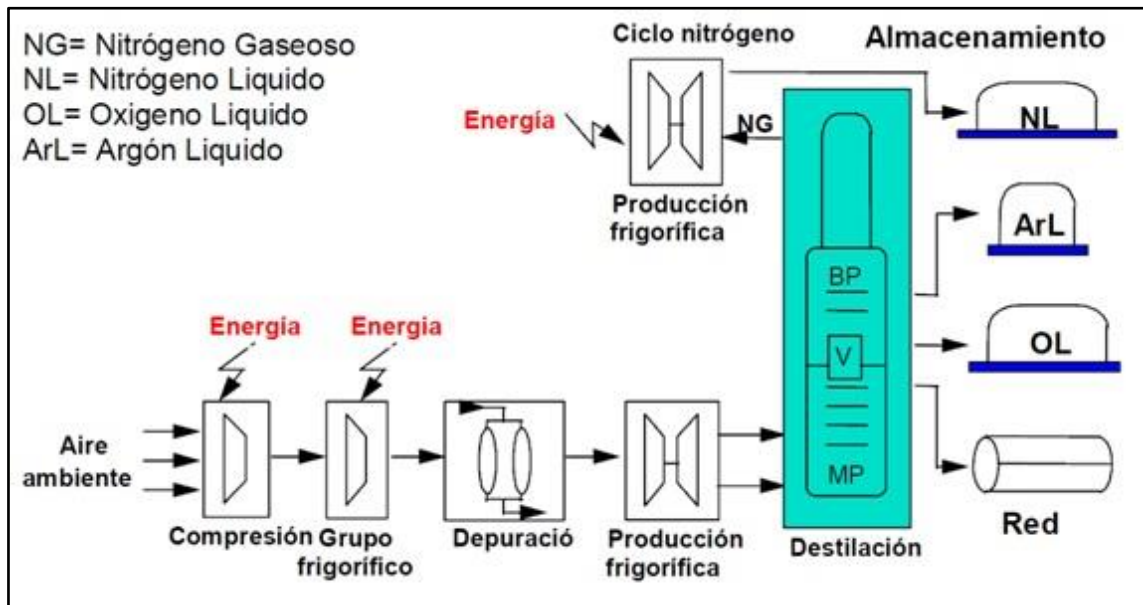
la energía necesaria para la compresión se extrae de la red eléctrica de las ciudades más cercanas²⁷. El calor residual de la compresión ocupa más del 60% de la potencia total de compresión. Sin embargo, el calor residual de compresión aún no se ha recuperado en las ASU existentes, lo que implica un gran potencial para la mejora de la eficiencia energética.²⁸ Se llevan a cabo muchas investigaciones para aumentar la pureza del producto de destilación criogénica y reducir su energía. Sin embargo, se deja de lado las columnas de argón, mientras que de hecho el producto de argón es bastante valioso en la industria²⁹.

Por otro lado, a diferencia de las columnas de destilación convencionales, la destilación criogénica posee un sistema más complejo porque no solo opera a temperaturas extremadamente bajas; necesitando equipos adicionales de calor y enfriamiento, sino que también posee dos columnas integradas en calor con diferentes presiones. Dicha columna de destilación de baja temperatura es la unidad principal de cualquier planta de separación criogénica de aire e implica: (a) compresión y enfriamiento de la alimentación de aire, (b) ebullición de la fase rica en O₂ en la parte inferior y (c) condensación de la fase rica en N₂ en la parte superior. Si se agregan columnas de argón, las columnas de destilación de separación de aire criogénicas serían más complejas³⁰. Todo lo anterior trae consigo considerables dificultades para la optimización y el análisis de procesos para la destilación criogénica²⁹.

La estructura del proceso de separación criogénica del aire, empieza con la succión del aire cuya corriente se comprime y se eliminan impurezas como el agua y el dióxido de carbono. Una porción de la corriente de alimentación es "aire gastado" que se introduce en el centro de la columna de baja presión, ubicada en la parte superior de la torre doble. El resto de la corriente de aire de alimentación se introduce en el fondo de la columna de alta presión, que se encuentra en la parte inferior de la columna doble. En el condensado/hervidor combinado, la corriente de fondo parcialmente licuada se vaporiza y la corriente de vapor de nitrógeno de la parte superior de la columna se condensa para producir la corriente de reflujo y la corriente de producto de nitrógeno líquido. Por lo tanto, el producto de oxígeno líquido se toma del condensador/hervidor combinado y el producto de oxígeno gaseoso proviene de la parte inferior de la columna de baja presión, mientras que el producto de nitrógeno se puede obtener de la parte superior de la columna de baja presión²⁹. Al combinar el condensador de la columna de alta presión con la caldera

de la columna de baja presión, el calor latente de la vaporización del aire se puede intercambiar con el calor de condensación del nitrógeno puro en el proceso de separación de doble columna, lo que reduce el consumo de energía en la unidad de separación de aire. Se requiere una gran diferencia de presión entre las columnas de alta y baja presión para hacer posible el intercambio de energía. La diferencia de presión en la unidad de separación de aire de doble columna se satisface mediante la compresión del aire de alimentación. El costo de energía de la unidad de separación de aire de doble columna sigue siendo alto debido a la irreversibilidad entre las columnas de baja y alta presión.³¹ En la actualidad, A través del uso simuladores se busca optimizar las columnas de destilación en este proceso de separación puesto que el coste energético es muy elevado³².

Ilustración 3. Representación esquemática de un proceso de destilación criogénica



Fuente: Google imágenes (2021).

2. 4. 3. 1 Operaciones unitarias

Filtración: Esta etapa del proceso corresponde al sistema de pretratamiento y preparación de la materia prima. El aire capturado de la atmósfera es succionado por medio de compresores de alta potencia y luego pasa al sistema de filtros que pueden ser de distintas características de acuerdo a la tecnología empleada en la planta. La filtración logra la retención de material particulado sólido por encima de 1 μm de tamaño³³.

Compresión: Es de vital importancia para todo el sistema ya que mediante la compresión de gases se alcanzan las presiones necesarias para que el fluido se enfríe, en estas condiciones se logra la separación de gases, y además forma parte del sistema de enfriamiento de la planta que evita pérdidas de calor en el proceso. En la compresión se succiona el aire y se alcanza la presión deseada al hacerlo pasar por varias etapas de compresión³³.

Enfriamiento: El enfriamiento del fluido se alcanza en consecuencia del proceso de compresión y expansión. Estos procesos provocan la disminución de la temperatura del gas hasta alcanzar niveles de separación de fases que comprenden a -183°C para el oxígeno, -186°C para el argón, y -196°C para el nitrógeno a presión atmosférica³³.

Purificación y secado: Para la eliminación de la humedad en el aire y el dióxido de carbono hasta niveles de 1ppm, se lleva el fluido obtenido del proceso de compresión al sistema de purificación. Comprende dos etapas, una para la remoción de humedad y CO_2 y otra de regeneración con nitrógeno puro proveniente de la planta³³.

Intercambio de calor: Esta etapa es crucial en el proceso debido a que forma parte del sistema de vaporización del oxígeno de baja presión resultante de la columna de alta presión (HPC), mientras que el nitrógeno de alta presión en fase de vapor proveniente de la columna de baja presión (LPC) se condensa³³.

Expansión: Para poder hacer posible el proceso de licuefacción del aire primero debe alcanzarse una disminución de temperatura importante. Para ello, se debe emplear un sistema de enfriamiento del fluido mediante el uso de la turbina de expansión que permitirá obtener el líquido enfriado. Este sistema está constituido por un conjunto de compresores, incrementadores de presión (“boosters”) y equipos que modifican el calor criogénico³³.

Separación por destilación: La mezcla de gases se separa en el sistema de columnas de destilación por medio de la diferencia de temperatura que existen en los distintos niveles de la torre, el fluido se deposita en los platos y se ejecutan recirculaciones de flujos para enriquecer tanto el producto como los subproductos, además de conseguir optimizar el proceso. En la columna superior se logra la separación del oxígeno y argón mientras que en la inferior se obtiene el nitrógeno³³.

Almacenamiento: Los productos obtenidos del proceso de separación de aire se disponen en tanques de almacenamiento criogénicos de gran tamaño, en donde el fluido queda comprimido en fase líquida para después ser inyectado en los procesos de llenado y envasado de cilindros portables dentro de las mismas instalaciones de la planta o para ser distribuidos por camiones adaptados hacia las estaciones³³.

2. 2 Subproductos obtenidos del proceso

2. 5. 1 Nitrógeno

Se encuentra en estado gaseoso en la atmósfera a temperatura de 20°C y a 1 atm de presión sobre la superficie, su estructura molecular está basada en dos átomos unidos mediante un triple enlace que le otorga la posibilidad de ser un gas inerte muy estable que difícilmente reacciona con otros³⁴.

Es empleado en el sector de la electrónica, petróleo, metalurgia. Se aplica en la industria de alimentos para la conservación mediante inyección de gas inerte y en la congelación de los mismos. Puede utilizarse para la molienda de plásticos en condiciones criogénicas³⁵. En el campo aeroespacial se emplea en canales de flujo en túneles para la realización de estudios basados en la aerodinámica, también se emplea como gas secundario en la técnica de corte mediante láser y para la activación térmica de materiales. En la soldadura también juega un rol importante para la suelda de piezas de automóviles. Su gran aplicación en la industria química es la producción de amoníaco y para limpiar sustancias orgánicas que son volátiles. En el campo de la medicina se utiliza para la preservación de muestras basadas en tejidos, sangre y en cirugías para la erradicación de tejido en mal estado. En el ámbito metalúrgico, al ser un gas inerte se emplea en la purga y arrastre de otros gases para así evitar la oxidación de materiales. En el sector petrolero y de gas natural, es inyectado por medio de la técnica de “fracking” hacia los yacimientos subterráneos aumentando la presión en el depósito e incrementando el flujo de salida hacia la superficie³⁴.

La manipulación de este gas licuado conlleva ciertos riesgos y por tanto se deben de tener en cuenta para evitar que se materialicen. Se pueden dar quemaduras por contacto directo con el gas en condiciones criogénicas a 1 atm de presión y a una temperatura que alcanza fácilmente los -196°C. Además, se pueden dar por contacto con el sistema de tuberías o

equipos que transportan el fluido. Por otro lado, la asfixia también es probable en espacios cerrados en los que el aire contenido es desplazado por el gas nitrógeno. La inhalación del mismo causa lesiones severas en los pulmones, al respirar en condiciones muy frías con niveles de deficiente de oxígeno³⁶.

2. 5. 2 Otros subproductos: argón

El argón es un gas noble que a temperatura y presión atmosférica se encuentra en fase gaseosa. Su estabilidad electrónica por tener 8 electrones en su orbital más externo conlleva a que presente su capacidad de gas inerte. En la industria se emplea para la soldadura de piezas de automóviles y como gas constituyente del airbag. En la aeronáutica, se utiliza en tratamientos térmicos para generar una atmósfera estable e inerte en conjunto con otros gases como el oxígeno y nitrógeno. En el campo de la metalurgia se emplea para evitar la oxidación y mantener constante una atmósfera inerte durante los procesos. En la producción de acero disminuyen las pérdidas de cromo a lo largo del proceso de descarburación Ar-O. Además se emplea en la medicina para tratar tumores, en la industria electrónica y en la producción de iluminarias³⁴.

El argón se obtiene como subproducto del proceso de separación de aire por medio de una rectificación criogénica, la cual consiste en la obtención de argón crudo en una unidad lateral ligada a la columna de baja presión. Pese a que la concentración de argón en el aire es de 0.93%, se puede alcanzar concentraciones aproximadas al 16% mediante el implemento de esta unidad de rectificación. Un punto importante a tener en cuenta es que la corriente de salida del plato de la torre de baja presión que alimenta a la unidad de producción de argón en el fondo, debe estar colocada a la misma altura y que el “vientre” de la unidad de rectificación criogénica conserve su posición para que el proceso sea factible. Por este motivo, la columna de baja presión representa un elemento clave para alcanzar una elevada recuperación y pureza tanto para el argón como para el nitrógeno y el oxígeno³⁷.

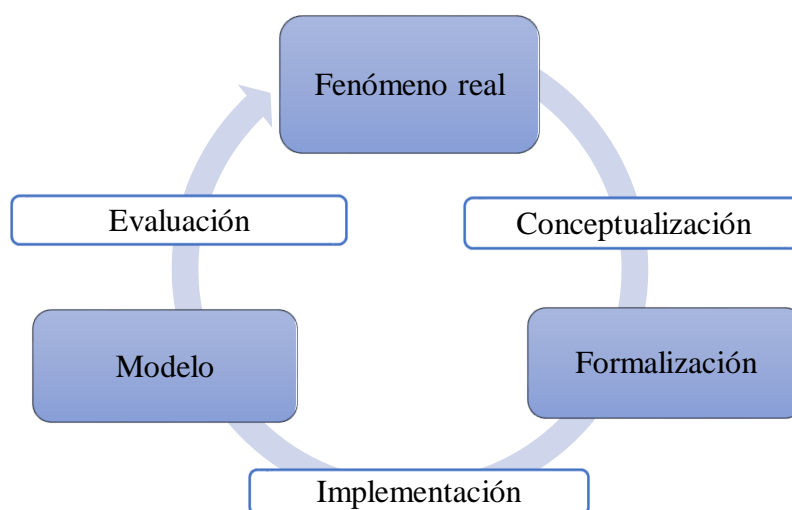
2. 3 Simulación de procesos químicos

Para poder dar solución a problemas de ingeniería es necesario representarlos de una manera adecuada, por lo que el uso de simuladores permite al ingeniero químico sustituir un sistema real (equipos, diseño de plantas o control de proceso) por uno más adecuado

para su tratamiento. El uso de simuladores a través de su lenguaje lógico matemático permite representar, utilizando símbolos y ecuaciones matemáticas, estos sistemas reales. Por tanto, la simulación de un proceso químico nos permite recrear, de manera virtual, el sistema seleccionado para estudiar su comportamiento frente a las distintas variables de interés, además de permitirnos realizar un proceso más eficiente sin tener que llevarlo a la realidad para así optimizar tiempo y dinero³⁸.

Para poder realizar cualquier ejercicio de simulación es necesario seguir un algoritmo que está compuesto de los siguientes pasos que se mencionan a continuación: (1) se debe definir el problema a tratar; para ello es necesario conocer todas las variables que intervienen en el problema y sus efectos en el mismo, (2) se realiza un modelado del problema utilizando todos los datos conocidos en un software especializado empleando las herramientas del mismo, (3) se realiza un análisis de los resultados obtenidos y se elaboran conclusiones; por último, (4) se procede a evaluar los resultados para determinar si cumplen o no con los requerimientos para solucionar el problema inicial y en caso de que no cumpla se replantea el modelado para empezar de nuevo, la ilustración 4 representa una esquematización de lo expuesto.

Ilustración 4. Algoritmos de simulación



Fuente: Autores.

Cualquier proceso químico que se pretenda desarrollar debe contar con las siguientes características: (1) poseer una cantidad finita de operaciones unitarias donde se produzcan cambios físicos y/o químicos en la materia, (2) una red de corrientes que conectan las

distintas unidades de operaciones unitarias donde circulan flujos de masa o energía³⁸. Por tanto, para poder desarrollar una simulación óptima de cualquier proceso químico es necesario conocer todas las variables del proceso, las propiedades físicas, químicas y termodinámicas de la mezcla de componentes, así como también es necesario conocer los modelos matemáticos que intervienen. En este sentido, la importancia del proceso de simulación radica en que permite conocer el tamaño de la planta, el tamaño de los equipos, la cantidad de energía requerida, los residuos que se generen, entre otras cuestiones que son importantes conocer para la implementación de cualquier planta química³⁹.

2. 6. 1 Importancia del proceso de simulación

Actualmente existen muchas razones para tener en cuenta el proceso de simulación en softwares dedicados. En muchos casos, la simulación del proceso es el punto de partida para tomar una decisión, además de que ayuda en la reducción de riesgos y ayuda al manejo de las distintas operaciones que se realicen para obtener cualquier producto. Investigaciones recientes dividen las razones para simular un proceso en 5 categorías⁴⁰:

- 1) **Manejo estratégico:** Puesto que ayuda al ingeniero que se encarga del desarrollo o tomar decisiones estratégicas sobre el manejo, control y optimización de la planta.
- 2) **Planificación:** Ayuda a la gestión y planificación de cualquier proyecto debido a que brinda ideas de ciertos parámetros que se tomarán en consideración a futuro como son: el costo, producción, calidad de producto o cantidad de materia prima necesaria. También, permite comparar distintos procesos para determinar eficiencia y rentabilidad.
- 3) **Control y operación:** Permite al ingeniero determinar cuándo se pueden realizar cambios o correcciones que el proyecto necesite durante cualquier fase de desarrollo.
- 4) **Mejoras o adaptación de técnicas:** Ayuda en la gestión de mejoras de muchas maneras, puesto que permite realizar cambios al sistema real, a través de un proceso de modelación en un software, para determinar posibles mejoras optimizando tiempo y recursos.
- 5) **Entendimiento:** Es crucial para el entendimiento de muchos procesos industriales debido a que da una visión panorámica del proceso y sus variables. En este punto también se incluye el aprendizaje y el estudio del proceso de simulación.

Por todo lo expuesto, es importante recalcar que el uso de simuladores proporciona un gran aporte en el área industrial puesto que es una herramienta que apoya en diferentes aspectos del proyecto que van desde su concepción hasta su puesta en marcha, ayudando así a tomar las mejores decisiones operativas⁴¹.

2. 6. 2 Software de simulación

El software de código abierto COCO (Cape Open to Cape Open) es un entorno de simulación libre, compatible con CAPE OPEN (que significa código abierto), gratuito y que cuenta con una serie de complementos como son: COFE (Cape Open Flowsheet Enviroment); se trata de una interfaz intuitiva donde se desarrollará la simulación del proceso químico, también cuenta con un algoritmo de solución secuencial automático para los flujos y equipos además de proporcionar las propiedades de los flujos y otras funciones como el conversor de unidades. TEA (Thermodynamics for Engineering Applications); se trata de una calculadora que utiliza el código de la librería de datos de ChemSep para el cálculo de propiedades termodinámicas. Por otro lado, cuenta con un paquete para los equipos que comúnmente se usan en la industria como son mezcladores, bombas, o intercambiadores de calor. Por último, también cuenta con un paquete para el desarrollo de reacciones químicas que permite especificar la cinética o el equilibrio de la reacción y en conjunto con el paquete de equipos permiten dar solución de problemas de análisis, desarrollo y optimización de plantas químicas.

2. 4 Ingeniería de riesgos

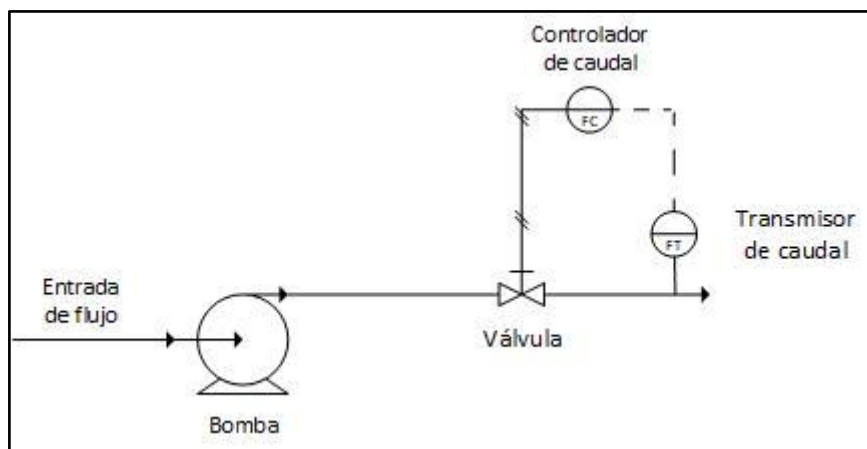
En las organizaciones dos puntos importantes a tener en cuenta son la seguridad y la salud del trabajador, a pesar de que no siempre se les otorga la importancia que deberían ya que se le da mayor importancia a la utilidad producida que las consecuencias que podrían provocar la falta de prevención. A escala nacional e internacional se evidencian cantidades preocupantes de accidentes laborales. Según cifras de la Organización Mundial de Trabajo (2018), en el mundo anualmente mueren 2,78 millones de trabajadores ya sea por accidentes directos laborales como de forma indirecta por enfermedades asociadas al puesto de trabajo. La gran mayoría de trabajadores, aproximadamente unos 2,4 millones de defunciones, están asociadas a las afecciones adquiridas en el trabajo y poco más de 380.000 producto de accidentes⁴².

2. 7. 1 Filosofía de operación y control

El sistema de control operacional contempla una extensa variedad de aplicaciones en las industrias del petróleo, gas natural, farmacéutica, tratamiento de agua, obtención de pulpa y papel, energía eléctrica, minera, metalúrgica, química, alimentaria, entre otras⁴³.

En la industria de procesos químicos existen sistemas automatizados que realizan el control de las operaciones, a estos se los conoce como lazos de control. Estos instrumentos están diseñados para trabajar en procesos lineales. La mayoría de las industrias a nivel mundial emplea controladores tipo PID (Proporcional, Integral y Derivativo), que comprenden sistemas de lazos de control, para establecer el control operacional mediante el monitoreo de las variables claves en las etapas de producción a través de lazos de retroalimentación para regular el flujo, temperatura, presión, velocidad, entre otras. El mecanismo de control de flujo en el sistema de tuberías está basado principalmente por una válvula de control y un transmisor de flujo que se conecta a un controlador de flujo PI (Proporcional Integral)⁴³.

Ilustración 5. Ejemplo de lazo de control



Fuente: Autores.

2. 7. 2 Estudio de análisis funcional operativo

El análisis funcional operativo se realiza a partir de un estudio HAZOP (Hazard and Operability Analysis) y se refiere al análisis de peligros y operabilidad. Las técnicas para el análisis automatizado fueron descritas mucho antes de que se publicará el concepto de HAZOP y fue planteado como alternativa para la identificación de peligros en plantas de

procesos. Para su elaboración se basan en algoritmos para análisis automatizado de causa-consecuencia y análisis de árbol de fallas, en conjunto con un enfoque sistemático para el modelado de componentes⁴⁴.

La metodología HAZOP fue desarrollada por ICI (Imperial Chemical Industries) en la década de 1960 y su empleo fue promovido por la CIA (Chemical Industries Assosiation) que publicó una guía de estudio en 1977. Desde entonces, se plantea como una técnica muy empleada por los ingenieros que laboran en el campo del diseño de nuevos procesos y operaciones. Tiene como aplicación fundamental la identificación de peligros que comprometen la seguridad, la salud y el medio ambiente; también puede emplearse para la detección de posibles problemas operativos⁴⁵.

Esta metodología se había empleado siempre para el diseño de instalaciones nuevas; no obstante, en la actualidad se aplica para modificaciones e instalaciones ya existentes. Además, se ha utilizado en la fase de documentación de procesos, planta piloto y operabilidad en laboratorios, puesta en marcha, desactivación de procesos, operaciones de emergencia, y en análisis de investigación de incidentes⁴⁵.

El estudio HAZOP se basa en el análisis estructural de un proceso, operación o sistema en el que se contempla información detallada de diseño, que a su vez es efectuado mediante la conformación de un equipo multidisciplinario. El equipo encargado evalúa etapa por etapa el diseño adecuado para una operación, siendo un procedimiento sistemático y riguroso pero que resulta versátil al ser abierto y creativo.⁴⁵ Una desviación significativa en el sistema refleja un potencial peligro que atente contra la seguridad, la salud o el medio ambiente. Dentro de este procedimiento se debe distinguir los conceptos de peligro y riesgo, que son importantes para poder llevar a cabo dicha metodología. Se considera “peligro” a una situación física que pueda provocar lesiones humanas, afectación estructural en la propiedad, deterioro al medio ambiente o una combinación de los mismos. Por otro lado, un “riesgo” se refiere a la probabilidad de que ocurra dicho peligro; un evento no deseado dentro de un periodo y circunstancias específicas⁴⁵.

Para llevar a cabo un estudio HAZOP del sistema de forma completa y exitosa, es necesario comprender los diagramas de tuberías e instrumentación (DTI) y los diagramas de flujo de procesos (DFP), que son fundamentales para la detección de peligros potenciales, y que permitirá llevar a cabo un conocimiento detallado de las distintas etapas

del proceso estudiado por el equipo multidisciplinario⁴⁴. A partir de estos diagramas, un sistema complejo se puede dividir en secciones manejables, que son analizadas por un equipo multidisciplinario. El estudio comienza con la definición de las funciones objetivo, incluidos los parámetros del proceso para cada segmento. Las palabras guía (más, menos, ninguna ...) se aplican a los parámetros del proceso (temperatura, presión, etc.). La combinación de palabras guía y funciones objetivo conduce a desviaciones en las condiciones del proceso, a partir de las cuales se evalúan las posibles causas. Se discuten las consecuencias relevantes para la seguridad de la desviación y se definen contramedidas o salvaguardas.⁴⁶ Además de la identificación de peligros, el equipo multidisciplinario se centra en la búsqueda de problemas operativos probables que están relacionados con la calidad, seguridad, pérdidas económicas, factores humanos o imperfecciones de diseño. En el momento en que el equipo detecta las causas que provocan una desviación significativa dentro del sistema, evalúa las posibles consecuencias que podrían generarse considerando el conocimiento empírico y el juicio⁴⁵.

2. 7. 3 Buenas prácticas de manufactura

En Ecuador la producción de oxígeno con fines médicos se debe efectuar respetando el Acuerdo No. 0763 referente al “*Reglamento de Buenas Prácticas de Fabricación, Llenado, Almacenamiento y Distribución de Gases Medicinales*”. Además, se debe seguir a cabalidad las normativas del Instituto Ecuatoriano de Normalización (INEN) y el Ministerio de Salud Pública (MSP)⁴⁷. El estado ecuatoriano exige que el oxígeno medicinal debe poseer una alta pureza del 99.5% como mínimo lo cual implica que se deba emplear como tecnología de separación la destilación criogénica⁴⁸.

2. 5 Factibilidad económica del proyecto

La Real Academia Española define la palabra “factible” como algo que se puede hacer, por tanto, la “factibilidad” es la cualidad o condiciones para que se pueda hacer. En este sentido, cuando hablamos de factibilidad económica no es más que las cualidades o condiciones económicas para que el proyecto pueda ser llevado a cabo. Para ello es necesario comprender lo siguiente:

2. 8. 1 Estimación de costos clase V

La Asociación Americana de Ingeniería de Costos Internacional (AAACE por sus siglas en inglés) propone que para cualquier proyecto industrial el estimado de costos clase V puede ser elaborado con información limitada puesto que no abarca todos los aspectos del proyecto; como son el estudio de ubicación de la planta, evaluación de recursos y presupuesto, estudio de venta o evaluación de viabilidad, por tal motivo es que tiene altos índices de incertidumbre (generalmente va desde -30% a +50% del costo estimado), puesto que básicamente representa la idea inicial de algún proyecto (entre el 0% y 2% del proyecto). La metodología que comúnmente se utiliza para realizar dicha evaluación económica son aquellos métodos estocásticos; es decir métodos que utilizan índices económicos, además de cualquier otro parámetro o técnicas de modelado. El uso final que se le da a este estimado es como propuesta de negocios⁴⁹.

2. 8. 2 Capital de inversión

El capital de inversión es necesario para llevar a cabo cualquier proceso industrial, y la determinación del mismo es una parte importante para cualquier proyecto de diseño de plantas. El total de la inversión para cualquier proceso industrial consiste en el capital de inversión para equipos, edificios e instalaciones para la planta, además del capital de trabajo que debe abarcar el pago de salarios, la materia prima, productos de primera necesidad y pueda cubrir cualquier otro gasto que se presente durante el proyecto. Por último, en el análisis de costos se deben incluir costos de manufactura, gastos generales como el pago de impuesto que debe ser tomado en consideración para la elaboración del informe final⁵⁰.

El capital necesario para suplir cualquier necesidad de manufactura e instalaciones de la planta se llama capital fijo requerido, mientras que el dinero necesario para operar la planta se lo considera capital de trabajo. La suma de ambos términos es lo que se conoce como inversión total.

Para determinar el capital fijo requerido se suman los costos directos con los indirectos. Se entiende como costos directos a la suma de dinero necesario para la instalación de los equipos con todos los implementos auxiliares necesarios que ayuden a controlar el proceso; como son gastos de tubería, instrumentación, cimientos y preparación del terreno

son algunos de los ejemplos de costos directos. Por otro lado, los costos indirectos representan todos los gastos que no están relacionados con el proceso de producción como tal, pero que igual forman parte de la planta; entre ellos están los costos de terrenos, construcción de edificios, transporte y laboratorio⁵⁰. La tabla 1 muestra a detalle todos los ítems que involucran el capital fijo de inversión.

Tabla 1. Ítems que involucran el capital fijo de inversión.

Capital fijo de inversión	
Costos directos	
Compra de equipos	Todos los equipos que se encuentren en hojas de datos, con sus respectivas piezas adicionales, el impuesto de compra.
Instalación de equipos	Instalación de todos los equipos comprados.
Instrumentos de control	Compra, adquisición, instalación, calibración y control desde computadoras a tiempo real.
Tuberías	Piezas de tuberías, válvulas, tuberías e instalación
Instalación eléctrica y otras	Equipos eléctricos como son interruptores, motores, conductores.
Edificación (incluye servicios)	Construcción de cualquier edificación que se necesite para la obra.
Mejoras en el terreno	Nivelación del terreno, carreteras, caminos, área de estacionamiento, muelles.
Instalaciones de servicio	Servicios de almacenamiento para agua, aire, refrigeración, aire comprimido, aceite de motor. Además de, edificios que no estén relacionados con el proceso como es el área administrativa, cafetería, de seguridad y salud. Por último, el área de distribución.
Terreno	Costos de terreno e impuestos.
Costos indirectos	
Ingeniería y supervisión	Costos de ingeniería de diseño, supervisión e instalación.
Gastos de construcción	Costos de construcción y mantenimiento de la planta.

**Honorarios del
contratista**

**Reservas para
contingencias**

Fuente:⁵⁰.

El capital de trabajo para cualquier proyecto industrial es la suma de dinero necesaria para mantener un funcionamiento la planta durante un periodo de tiempo. En este sentido, se puede definir también como la cantidad de dinero invertida en materias primas y almacenamiento, en productos terminados y productos semiacabados en el proceso de fabricación, el dinero efectivo para gastos operativos como lo son; el pago de salarios y compra de materia prima, pago de deudas e impuestos. Por lo general el capital de trabajo es equivalente a un valor entre el 25% al 50% del capital fijo de inversión⁵⁰.

2. 8. 3 Estimación de capital de inversión

Las estimaciones de costos de prediseño requieren mucho menos detalle que las estimaciones firmes, como la estimación definitiva o detallada. Sin embargo, las estimaciones de prediseño son extremadamente importantes para determinar si un proyecto propuesto debe ser considerado más a fondo y también para comparar diseños alternativos. Cabe resaltar que este tipo de estimaciones se pueden utilizar para proporcionar una base del capital de inversión necesario.

2. 8. 3. 1. Índice de costos

La mayoría de los datos de costos que están disponibles para uso inmediato en una estimación preliminar o de prediseño se basan en datos de algún momento del pasado. Puesto que los precios pueden cambiar considerablemente con el tiempo debido a cambios en las condiciones económicas, se utiliza este método para actualizar los datos de costos. Por tanto, un índice de costos se define como un valor de índice para un momento dado, que muestra el costo en ese momento en relación con un tiempo base determinado. Los índices de costos se pueden utilizar para dar una estimación general, pero ningún índice puede tener en cuenta todos los factores, como los avances tecnológicos especiales o las condiciones locales además de que permiten estimaciones bastante precisas si el período de tiempo involucrado es inferior a 10 años. Con

regularidad se publican muchos tipos diferentes de índices de costos. Los más comunes son los índices de equipos de toda la industria y de la industria de procesos de Marshall y Swif, el índice de construcción de Engineering News-Record, el índice de construcción de refinerías de Nelson-Farrar y el índice de costo de plantas de ingeniería química⁵⁰.

2. 8. 3. 2. Método para estimar el capital de inversión

Se pueden emplear varios métodos para estimar la inversión de capital; sin embargo, la elección del método depende de la cantidad de información detallada disponible y de la precisión deseada. En este sentido, se usará como método de estimación el costo por porcentaje de entrega de equipos; dicho método requiere la determinación del costo del equipo entregado. Los otros elementos incluidos en el costo directo total de la planta se estiman luego como porcentajes del costo teniendo como base el costo de entrega de equipos. Los componentes adicionales de la inversión de capital se basan en porcentajes del costo directo total de la planta o el capital total. Los porcentajes utilizados para hacer esta clase de estimación deben determinarse sobre la base del tipo de proceso involucrado (gaseoso, líquido o sólido), la complejidad del diseño, los materiales de construcción requeridos, la ubicación de la planta, la experiencia pasada y otros elementos que dependen de la unidad particular en consideración. La estimación por porcentaje del costo del equipo entregado se usa comúnmente para estimaciones preliminares y de estudio. Produce resultados más precisos cuando es aplicado usando como base proyectos similares de reciente construcción⁵⁰.

2. 8. 4 Evaluación financiera

El estudio de las inversiones, a través de las matemáticas financieras resulta una herramienta útil debido a que sus fundamentos parten del hecho de que el dinero debe ser remunerado al inversionista en un periodo de tiempo razonable y con la tasa de interés que él exija por el simple hecho de aplazar su consumo a un futuro conocido. Por tanto, la evaluación del proyecto considera la inversión como el menor consumo presente y cuantifica los flujos de caja en el tiempo como la recuperación que además debe incluir las ganancias. Por lo que actualmente el dinero es más valioso de lo que será dentro de algunos años, si se decide invertirlo se debe considerar la posibilidad de recibir mucho más que lo que se invirtió, pero si se decide consumir todo el dinero hoy, ese dinero tiene

más valor que lo que tendrá en posteriores años por tal motivo los ingresos a futuro siempre deben descontarse. En este sentido, los principales métodos que parten del descuento de flujo de caja son el valor presente neto (VPN) y la tasa interna de retorno (TIR)⁵¹.

El valor presente neto de un proyecto plantea que el proyecto debe aceptarse si su valor actual es mayor que cero, debido a que el VPN representa la diferencia entre los ingresos y egresos expresados en moneda actual. El VPN representa una medida de riqueza, por lo que su cálculo sirve para cuantificar las ganancias o pérdidas que genera el proyecto para el inversor. La tasa interna de retorno evalúa el proyecto en función de la única tasa de rendimiento por periodo de tiempo, por lo que la totalidad de los beneficios a futuro serán iguales a los invertidos expresados en moneda actual⁵¹, una TIR positiva indica que el proyecto tendrá beneficios. Por otro lado, si la TIR es negativa esto significa que tendrá pérdidas económicas en cuanto al capital de inversión.

CAPÍTULO III. METODOLOGÍA

3.1 Matriz de comparación de las tecnologías disponibles.

Se estableció la matriz de comparación de tecnologías de acuerdo al análisis de criterios técnicos establecidos para la producción de oxígeno y nitrógeno. Las tecnologías seleccionadas fueron la Destilación Criogénica, Adsorción por oscilación de presión (PSA) y Separación por membrana; esto se lo hizo aplicando el método de Likert, el cual consta en valorar los criterios mediante una escala representativa como se menciona a continuación: Muy Bueno (5), Bueno (4), Regular (3), Malo (2), Muy malo (1). Los criterios son presentados en la tabla 2:

Tabla 2. Criterios de selección de tecnologías

Criterios técnicos de selección	DEFINICIÓN
Costo de la tecnología	Precio de adquisición de los equipos.
Disponibilidad	Disponibilidad de los equipos e insumos en el mercado.
Calidad de los productos obtenidos	Grado de pureza del producto de interés.
Costos de producción	Representa el costo monetario desde que ingresa la materia prima hasta la obtención del producto.
Inversión requerida	Cantidad de dinero que se requiere para empezar con el proyecto.
Rentabilidad	Representa las ganancias monetarias que se esperan obtener con el proyecto.
Flexibilidad de operación	Hace referencia a la complejidad de las distintas operaciones unitarias durante el proceso de obtención del producto de interés.
Posibilidad de desarrollo futuro	Se refiere a los avances científicos y tecnológicos de las distintas tecnologías disponibles.
Subproductos y residuos del proceso	Cantidad y calidad de los subproductos obtenidos en los distintos proyectos.
Aspectos legales	Marco legal en el territorio para la puesta en marcha del proyecto.
Tiempo de arranque	Tiempo que necesita para que empiece el proceso de producción.
Volumen de producción	Cantidad de producto de interés por unidad de tiempo.
Riesgos asociados	Referencia de los riesgos industriales asociados a los distintos proyectos.
Requerimiento de otros servicios	Cantidad de otros servicios (agua, energía, talento humano).

Fuente: Autores.

3. 2 Simulación de la planta en software *COCO SIMULATOR*.

3. 2. 1 Paquete termodinámico y compuestos

Es necesario aclarar que el aire exhibe propiedades muy variadas en condiciones de bajas temperaturas y presiones muy altas, por ello es necesario usar un modelo termodinámico que permite el cálculo de varias propiedades a partir de algunos parámetros iniciales; como lo es la presión y temperatura. Por tal motivo, para el desarrollo de la simulación en el software se escogió como modelo termodinámico la ecuación de estado de Peng-Robinson, puesto que es considerada como una de las dos mejores ecuaciones de estado de tercer grado (CEOS) aplicable para determinar el equilibrio vapor-líquido, también para el cálculo de propiedades volumétricas y termodinámicas en sustancias puras o mezclas reales y que sigue la siguiente ecuación:

$$p = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v(v + b) + b(v - b)}$$

donde el parámetro dependiente de la temperatura a está definido por

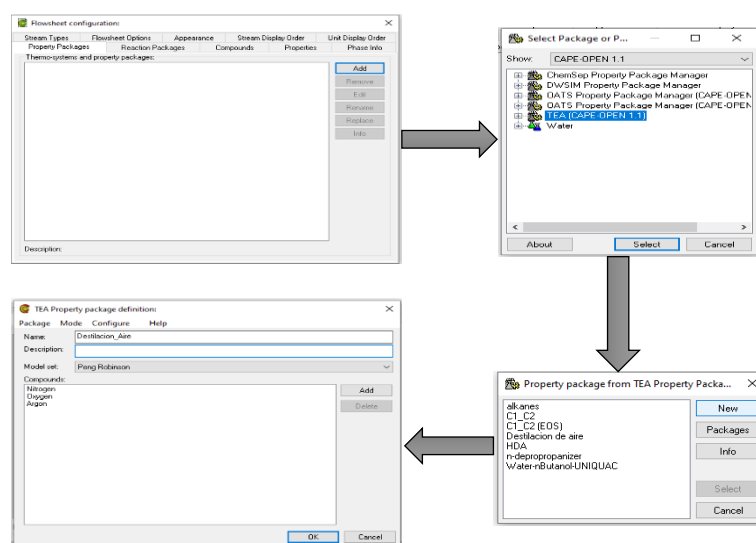
$$a = \left(0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{p_c}\right) \left[1 + (0,37464 + 1,54226\omega + 0,26992\omega^2) \left(1 + \sqrt{\frac{T}{T_c}}\right)\right]$$

y el parámetro constante b es

$$b = 0,07780 \frac{RT_c}{p_c}$$

Las incógnitas a y b representan factores de atracción de los componentes de la mezcla en cuestión. Además de incluir el término $b(v - b)$ que mejora la representación de las fuerzas de presión atractivas y, en consecuencia, la capacidad de la ecuación para predecir mejores densidades de líquido. Para resolver la ecuación es necesario conocer la temperatura y presión crítica de la mezcla (T_c y p_c respectivamente), el factor acéntrico ω , además de la constante R de los gases ideales para el aire⁵². La ilustración siguiente muestra cómo introducir el paquete termodinámico y los compuestos en el simulador.

Ilustración 6. Inserción de paquete termodinámico y elementos en el software.



Fuente: Autores.

3. 2. 2 Condiciones iniciales de la materia prima

Se establecerán como condiciones iniciales a el aire a 303,15 K (30 °C), se establecerá la composición habitual del aire, sin tener en consideración factores como la humedad o cantidad de otros compuestos (como dióxido de carbono) puesto que el proyecto es una propuesta de diseño y se evaluarán otros factores. La tabla 3 muestra los valores de presión, temperatura, composición y flujos que se utilizarán para el desarrollo de la simulación.

Tabla 3. Condiciones iniciales de la corriente de entrada.

Parámetro	Valor	Unidad
Presión	1,01325	bar
Temperatura	303,25	K
Fracción mol de nitrógeno	78,12	%
Fracción mol de oxígeno	20,95	%
Fracción mol de argón	0,93	%
Flujo	750	kg/min

Fuente: Autores.

3. 2. 3 Consideraciones generales


Debido a las limitaciones del software se establecerán ciertas condiciones generales para el desarrollo correcto de las simulaciones:



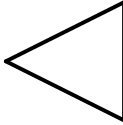
- La etapa de compresión del aire se la desarrollará con 3 equipos de compresión y enfriamiento para evitar errores de convergencia.
- Debido a que el software no cuenta con intercambiadores de calor multi corrientes se usarán como reemplazos enfriadores a la entrada del proceso y calentadores a la salida del proceso.
- Puesto que el software está limitado en cuanto al manejo de las variables de válvulas, se utilizarán enfriadores adaptados con iconos de válvula para cumplir la función que requiere el proceso.
- El software no dispone de columnas de destilación dobles, por lo que se decidió fragmentar la columna principal en dos equipos; columna de alta presión y baja presión para evitar errores de convergencia.
- Se usarán suposiciones de diseño en las condiciones iniciales de las columnas para el correcto desarrollo dentro del software.

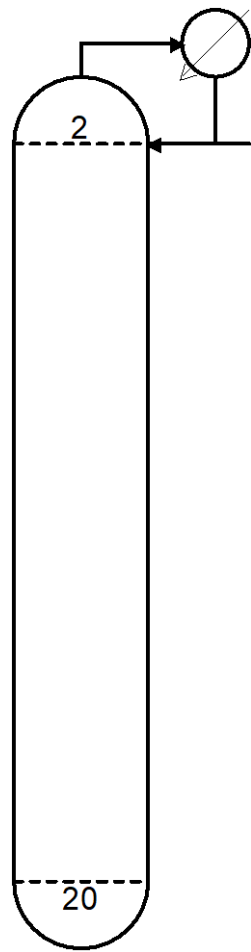
3. 2. 4 Condiciones de equipos

La tabla 4 presenta los equipos que se utilizarán dentro del proceso de producción además de sus respectivos símbolos, códigos de identificación y algunos parámetros importantes con sus unidades de trabajo y valor.

Tabla 4. Condiciones de cada equipo.

Equipo	Símbolo	Código	Parámetro	Valor	Unidad
Compresor		Compress_1	Presión de salida	1,98	bar
		Compress_2	Presión de salida	3,46	bar
		Compress_3	Presión de salida	6,45	bar
Enfriador		Cooler_1	Temperatura de salida	313,15	K

			Caída de presión	0,2	bar
		Cooler_2	Temperatura de salida	313,15	K
			Caída de presión	0,2	bar
		Cooler_3	Temperatura de salida	313,15	K
			Caída de presión	0,2	bar
		Cooler_4	Temperatura de salida	105	K
			Caída de presión	0,2	bar
		Cooler_5	Temperatura de salida	99,4	K
			Caída de presión	0,399	bar
Calentador		Heater_1	Temperatura de salida	298,15	K
			Caída de presión	0,1	bar
		Heater_2	Temperatura de salida	298,15	K
			Caída de presión	0,1	bar
		Heater_3	Temperatura de salida	298,15	K
			Caída de presión	0,1	bar
Separador		Split_1	Factor de separación corriente 1	15	%
Columna de destilación CHEMPSEP		HPC	Operación		
			Operación	Complex columnn	
			Condensador	Total (producto líquido)	
			Hervidor	-	
			Número de platos	20	-

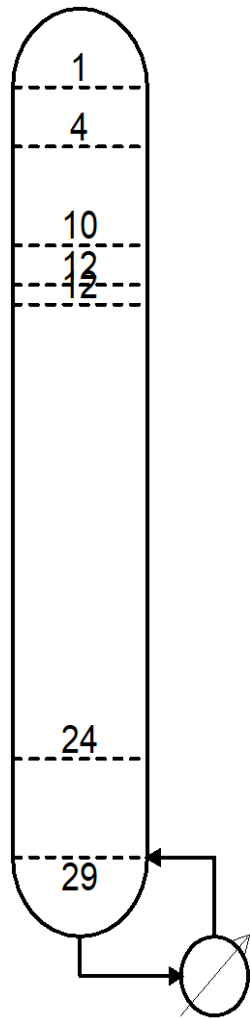



Plato de alimentación	20	-
Termodinámica		
K- value	EOS	
Ecuación de estado	Peng-Robinson 76	
Entalpía	Peng-Robinson 76	
Especificaciones		
Presión de condensador	5,6	bar
Presión de columna	Tope y fondos	
Presión del tope	5,6	bar
Presión del fondo	5,7	bar
Pérdida de calor	-0,1	MW
Fracción mol de componente en el tope	7,0E-07	Ar
Suposición de ratio de reflujo para los productos	1	-

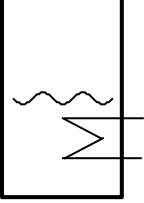

LPC

Operación

Operación	Complex column	
Condensador	-	
Hervidor	Parcial (producto líquido)	
Número de platos	30	-
Platos de alimentación	1, 10, 12, 12	-



Corrientes laterales	4, 24	-
Termodinámica		
K- value	EOS	
Ecuación de estado	Peng-Robinson 76	
Entalpía	Peng-Robinson 76	
Especificaciones		
Presión de condensador	-	bar
Presión de columna	Tope y fondos	
Presión del tope	1,2	bar
Presión del fondo	1,3	bar
Perdida de calor	-0,1	MW
Ratio de flujo de corrientes laterales de vapor	7,85	-
	0,17	-
Fracción mol de componente en el fondo	99,5	% O ₂
Suposición de ratio de hervidor para los productos	2	-
Turbina		Expander_1
		Presión de salida
		1,3 bar
		Eficiencia isentrópica
		0,8 %

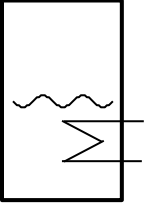
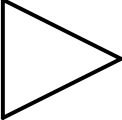
Separador tipo flash		Flash_1	Presión de salida	1,32	bar
			Temperatura de salida	82,34	K
Válvula de efecto Joule-Thompson		JT-N2	Temperatura de salida	79,44	K
			Caída de presión	4,3	bar
		JT-RL	Temperatura de salida	82,35	K
			Caída de presión	4,38	bar

Fuente: Autores.

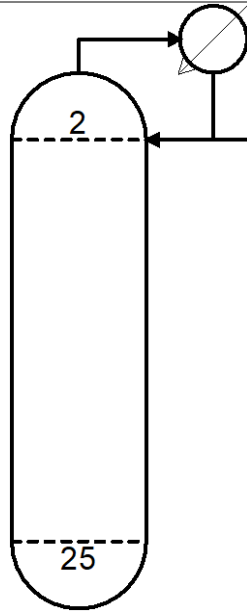
3. 2. 5 Casos de simulación

Para ampliar las posibilidades de desarrollo del proyecto se propondrán tres casos de estudio variando las unidades de reflujo para optimizar el flujo de producto de interés obtenido y se detalla en la tabla 5 cada caso con sus respectivas indicaciones.

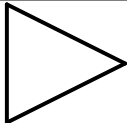
Tabla 5. Condiciones de equipos de cada caso de estudio.

Caso 1	Sin unidad de reflujo				
Caso 2	Con unidad de reflujo separador tipo flash				
Equipo	Símbolo	Código	Parámetro	Valor	Unidad
Separador tipo flash		RefluxF_1	Presión de salida	1,32	bar
			Fracción de vapor	0,7	-
Mezclador		Mixer_1	-	-	-
		Mixer_2	-	-	-
Caso 3	Con unidad de reflujo columna de destilación				
Equipo	Símbolo	Código	Parámetro	Valor	Unidad
		RefluxC_1	Operación		

**Columna de
destilación
CHEMPSEP**



Operación	Destilación simple	
Condensador	Total (producto líquido)	
Hervidor	-	
Número de platos	25	-
Platos de alimentación	25	-
Termodinámica		
K- value	EOS	
Ecuación de estado	Peng Robinson 76	
Entalpía	Peng Robinson 76	
Especificaciones		
Presión de condensador	1,2	bar
Presión de columna	Tope y fondos	
Presión del tope	1,2	bar
Presión del fondo	1,2	bar
Fracción mol de componente en el tope	7,0E-07	O ₂
Suposición de ratio de reflujo para los productos	2	-

Mezclador		Mixer_1	-	-	-
		Mixer_2	-	-	-

Fuente: Autores.

3. 2. 6 Hojas de especificaciones y diagramas de procesos

Para la elaboración de las hojas de especificaciones se tomó los datos de diseño de equipos provenientes de la simulación. Por otro lado, para la elaboración del diagrama de flujo se tomaron el diseño y los balances de masa de la simulación, se empleó el manual para ingeniería de diseño PDVSA N° L-TP 1.2⁵³, el cual sugiere la simbología y nomenclatura a emplearse. Por último, para la elaboración del diagrama de tubería e instrumentación (DTI) se empleó la normativa ANSI/ISA⁵⁴; en la que se detalla la nomenclatura a seguir para nombrar el sistema de instrumentos y control, basado en estándares internacionales.

3. 3 Identificación de fallos operacionales

Se empleó un estudio HAZOP basado en la Guía de Buenas Prácticas para procesos de la industria Química, propuesta por Frank Crawley y Brian Tyler y publicado por la IChemE (The Institution of Chemical Engineers)⁴⁵. El estudio efectuado tiene como principal objetivo la identificación de peligros potenciales dentro del proceso de separación de aire por destilación criogénica. Para ello, se tomó en consideración la información de diseño de las columnas de destilación de baja y alta presión, y de la turbina de expansión adiabática. Además, el equipo de trabajo tomó en consideración principalmente el Diagrama de Tuberías e Instrumentación (DTI) del sistema. Se analizó el sistema de instrumentación y lazos de control operacional tanto en las entradas y salidas del proceso, como la estructura y operatividad de los equipos mencionados anteriormente. Se evaluó las desviaciones significativas determinando posibles fallas en válvulas, transmisores o sensores y controladores de presión, flujo, composición y temperatura. A partir de esto, se realizó una matriz HAZOP empleando la terminología de palabras guías descritas en la Guía de Buenas Prácticas en el Anexo 1 y se llevó a cabo el análisis de las posibles causas, consecuencias, salvaguardas presentes y acciones requeridas para la corrección de problemas de diseño.

3. 4 Estimación de costos

Se estimaron los siguientes criterios para la determinación de los costos del proyecto:

3. 4. 1 Capital de inversión

Para determinar el capital de inversión necesario para la puesta en funcionamiento de la planta se usará la estimación por orden de magnitud, la cual está basado en la estimación del precio actual usando como base los precios de años pasados. Uno de los factores que abarca el mayor porcentaje de costos es la compra y montaje de los equipos. Para ello, el método económico que se usará es el índice de costos⁵⁰; para la aplicación de dicho método es necesario conocer el costo de los equipos de interés en un periodo de tiempo pasado y los índices de costos del año en curso y del año en que el equipo fue cotizado, la fórmula es la siguiente:

$$\text{Costos actual} = \text{costos de adquisición} * \left(\frac{\text{índice de costo actual}}{\text{índice de costo pasado}} \right)$$

En este sentido, se tomará como costos de referencia los precios expuestos por A. Abdalla, A. Hassalhan y E. Abdalgader (2014)⁵⁵ en su trabajo de investigación con una producción de oxígeno similar, señalados en la tabla 6. Para los índices de costos se utilizarán como referencia los expuestos en la revista web *Chemical Engineering*⁵⁶ y que se muestran los valores en el anexo 2 y 3.

Tabla 6. Costos de referencia de los equipos.

Equipos	Precio
Compresor	\$88.000,00
Turbina	\$50.000,00
purificador	\$10.000,00
intercambiador de calor	\$90.000,00
columna de destilación	\$120.000,00
Columna de reflujo	\$90.000,00

Fuente:⁵⁵.

Los demás ítems que conforman el capital de inversión serán estimados usando heurísticas matemáticas a través del método: Porcentaje del costo de equipo entregado para plantas de fluidos; propuesto por K. Timmerhaus y M. Petters en su libro "*Plant*

design and economics for chemical engineering”, cuyos valores se muestran a continuación:

Tabla 7. Heurísticas para la determinación de capital de inversión.

Porcentaje del costo del equipo de entrega para la planta de procesamiento de fluidos	% típicos
A. Equipo adquirido y entregado	100%
B. Instalación de equipos adquiridos	47%
C. Instrumentación y controles (instalados)	18%
D. Tubería (instalada)	66%
E. Servicio eléctrico (instalada)	11%
F. Edificios (incluidos los servicios)	18%
G. Instalaciones de servicio (instaladas)	70%
Costos directos	
H. Ingeniería y supervisión	33%
I. Gastos de construcción	41%
J. Honorarios del contratista	5%
K. Contingencia	10%
Costos indirectos	
Capital fijo de inversión = Costos directos + Costos indirectos	
L. Capital de trabajo	25% del capital fijo de inversión
Inversión total = Capital fijo de inversión + capital de trabajo	

Fuente: Autores.

La sumatoria de los puntos A-G representan los costos directos totales, para determinar el valor de B hasta G se usará una regla de tres simple directa usando como base (el 100%) el costo de adquisición de los equipos además de las heurísticas que se muestran en la tabla 7 para cada ítem. Por su parte, los puntos H-I que representan los costos indirectos y para su determinación también se utiliza una regla de 3 simple directa usando como base los costos directos totales y las heurísticas de dichos ítems. Por otro lado, los costos totales representan la sumatoria entre los costos directos e indirectos. El capital de inversión inicial se calcula sumando los costos totales con los ítems J-K, los cuales son determinados usando el mismo procedimiento previamente descrito tomando como base el valor de los costos totales y sus respectivas heurísticas. Por último, el capital de trabajo se calculará igual que los demás ítems, pero usará como base el valor del capital de inversión inicial. La inversión total del proyecto se obtendrá a partir de la suma de capital

de inversión fijo (sumatoria de costos directos más indirectos, contingencia y honorarios de contratista) más el capital de trabajo.

3. 4. 2 Costos operativos

El costo de la electricidad es el mayor costo operativo individual incurrido en las plantas de separación de aire²⁹ representan alrededor del 70% de los gastos. Para determinar los costos operativos se partirá de ese hecho y se utilizará las heurísticas para el cálculo de gastos de columnas propuesta por W. Luyben (2013)⁵⁷.

Tabla 8. Costos operativos de columnas de destilación.

Parámetros	Valor
Condensador	
Coeficiente de transferencia de calor	0,852 kW/K*m ²
Diferencial de temperatura	13,9 K
Costo capital	7296*(A (m ²)) ^{0,65}
Re hervidor	
Coeficiente de transferencia de calor	0,568 kW/K*m ²
Diferencial de temperatura	34,8 K
Costo capital	7296*(A (m ²)) ^{0,65}
Costo capital de columna	17,640*(D(m)) ^{1,066} *(L(m)) ^{0,802}
Costo de energía	\$4,7/10 ⁶ KJ
Costo anual total	TAC= $\frac{\text{Costo capital total}}{\text{periodo de pago}} + \text{costo de energía}$
Periodo de pago	3 años

Fuente: ⁵⁷.

3. 4. 3 Precio del producto

Se propondrá que el precio de venta por kilogramo de oxígeno producido sea igual a \$0,20 mientras que el precio por kilogramo de nitrógeno producido sea igual a \$0,30. Además, se establece que la planta producirá durante 8 horas al día, el resto del tiempo se recirculará corriente a las columnas para tenerlas operando. Por último, se estima que la planta trabaje durante 250 días, el resto de días serán destinados para labores de mantenimiento y reparaciones.

3.4.4 Indicadores de rentabilidad

Los indicadores que se utilizarán para evaluar el proyecto son los que se muestran a continuación:

– **Valor presente neto (VPN):** para determinar el VPN del proyecto en función de los datos que se estimen, se seguirán la lista de pasos que se presentan a continuación:

- i. **Definirá el periodo:** El periodo de duración del proyecto, el cual será de 3 años.
- ii. **Analizará el flujo de efectivo:** Donde se indicará los flujos de efectivo y los proyectados.
- iii. **Tasa de interés:** Se define como el rendimiento del proyecto y representa el interés que el Banco Central del Ecuador espera recibir del proyecto con un valor de 11,65%
- iv. **Aplicará la fórmula:**

$$VPN = \sum \frac{\text{flujo de efectivo durante un periodo}}{(1+\text{tasa de descuento})^{\text{número de periodo}}}$$

- v. **Evaluará el resultado:** Si el valor del VPN es positivo se puede decir que el proyecto es rentable. Por otro lado, si el valor es negativo el proyecto no es rentable.

– **Tasa interna de retorno (TIR):** Para determinar la tasa interna se utilizarán los mismos criterios que el VPN con la diferencia de que ahora se tomará en cuenta la inversión inicial, la fórmula que se utilizará es la siguiente:

$$TIR = -\text{Inversión inicial} + \sum \frac{\text{flujo de efectivo durante un periodo}}{(1+\text{tasa de descuento})^{\text{número de periodo}}}$$

3.5 Criterios de diseño

- Para establecer los criterios de diseño de la planta de producción de oxígeno medicinal; en cuanto al grado de pureza, se consideró la “NTE INEN 2 343:2004 Oxígeno. Requisitos”; la normativa detalla los requerimientos específicos que debe obedecer la producción de oxígeno gaseoso o líquido que se aplican tanto para fines industriales como medicinales.
- El Diagrama de Flujo de Procesos (DFP) se realizó en base a lo estipulado en el documento “PDVSA L-TP 1.2 Simbología para planos de proceso”; en el que se

detalla la simbología que se debe emplear para representar los diferentes equipos del sistema para la configuración del diagrama.

- La estructuración de los lazos de control y simbología utilizada para el desarrollo del Diagrama de Instrumentación y Tuberías (DTI) está basado en la normativa internacional “ANSI/ISA-5.1-1984 (R1992) *Identificación y Símbolos de Instrumentación*”.
- Las matrices del análisis de peligros y operabilidad que detalla posibles fallas en cuanto a la funcionalidad del sistema fueron efectuadas a partir de “HAZOP: *Guía para las Buenas Prácticas para los Procesos e Industrias Químicas*”; en el documento se detalla los lineamientos a seguir para la implementación de las palabras guías que sirven para especificar el tipo de desviación en el proceso de acuerdo a los diferentes parámetros a analizar.
- El estimado de costos para la obtención del capital de inversión necesario para el proyecto; en cuanto al margen de error de estimación de costos que posee cada clase o categoría se especifica en “ACE No 18 R-97 *Sistema de clasificación para costos estimados – Como aplicarlo en Ingeniería, contratación y construcción para los procesos industriales*”.

CAPÍTULO IV. RESULTADOS

4.1 Selección de la tecnología

Los resultados obtenidos en la matriz de comparación y selección de tecnologías, se destaca la destilación criogénica con una valoración total de (47) en base al estudio de los criterios de tecnología seleccionados por el método de Likert. La destilación criogénica es el proceso más recomendable para llevar a cabo el diseño de la planta de separación de aire en la ciudad de Machala, ya que su técnica de separación es la más eficiente y efectiva.

Tabla 9. Resultados de la selección de tecnologías.

Criterios técnicos de selección	Tecnologías		
	Destilación criogénica	Absorción por cambio de presión	Separación por membrana
Costo de la tecnología	2	3	5
Disponibilidad	4	4	4
Calidad de los productos obtenidos	5	3	1
Costos de producción	2	3	4
Inversión requerida	1	3	4
Rentabilidad	5	3	1
Flexibilidad de operación	2	3	4
Posibilidad de desarrollo futuro	4	4	4
Subproductos y residuos del proceso	5	3	1
Aspectos legales	5	1	1
Tiempo de arranque	2	3	4
Volumen de producción	5	3	1
Riesgos asociados	2	3	3
Requerimiento de otros servicios	3	3	3
TOTAL	47	42	40

Fuente: Autores.

De los criterios analizados se establecieron como los más importantes los siguiente para la destilación criogénica; en el **Costo de la tecnología** fue valorada como Malo (2), ya que es una técnica de producción a gran escala y los costos para la obtención de los equipos es elevado. La valoración en la **Disponibilidad** fue de Bueno (4), debido a que presenta una facilidad de adquisición de los equipos y recursos para llevar a cabo el proceso. En la **Calidad de los productos obtenidos** la valoración fue de Muy Bueno (5), por lo que permite obtener oxígeno al 99,5%. En **Los aspectos legales** la valoración es de Muy Bueno (5) puesto que es una práctica aprobada por el estado ecuatoriano para la producción de oxígeno.

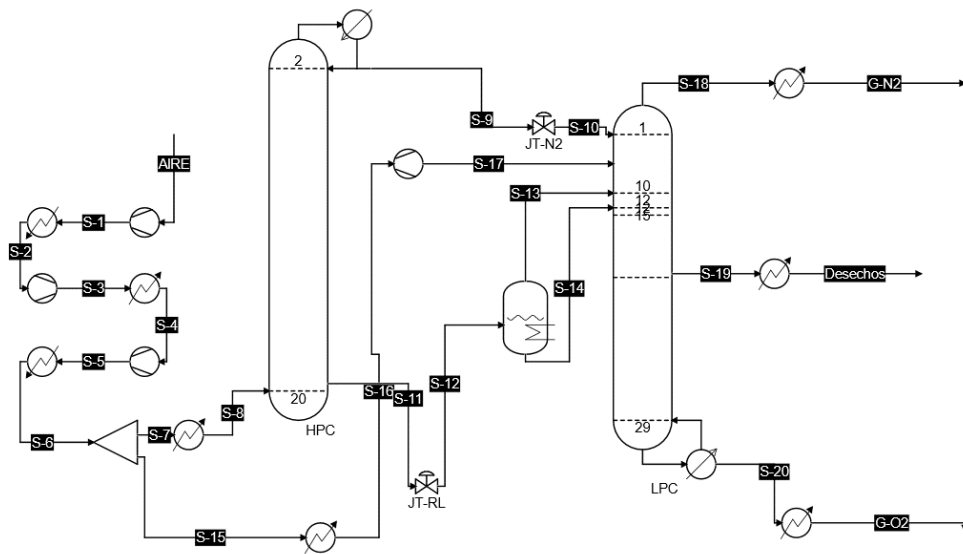
4.2 Descripción del proceso

El proceso de manera general se lleva a cabo de la siguiente manera: La materia prima (Aire), después de un proceso de pretratamiento, entra a la unidad de compresión que aumenta su presión de 1 bar a 6 bar con la finalidad de que ocurra la licuefacción del gas. Después de la compresión la corriente inicial es dividida mediante un separador tipo Split, la corriente (S-7) alimenta a la columna de alta presión (HPC) y representa el 85% de la corriente inicial. Por otro lado, la corriente (S-15) sirve como alimentación para la turbina de expansión volumétrica y representa el 15% de la corriente inicial. Ambas corrientes son enfriadas previamente mediante un “Cooler” (enfriador) hasta alcanzar los 99 K. La alimentación de la HPC entra en el plato 20 y se separa en dos corrientes, la corriente (S-9) en el tope de la columna contiene nitrógeno al 99,9% y la corriente (S-11) en el fondo de la columna es una mezcla de componentes que alimentan al separador de tipo flash. La unidad flash busca separar la mezcla en una fase vapor y una fase líquida para obtener una corriente rica del componente más volátil. La alimentación en la columna de baja presión (LPC) son de la siguiente manera: la corriente (S-9) alimenta al plato 1, la corriente (S-17) proveniente de la turbina alimenta al plato 10, las corrientes (S-13) y (S-14) proveniente del flash alimentan al plato 12 y 15 respectivamente. Los productos de la columna (LPC) son: la corriente (G-N₂) que contiene nitrógeno y sale por el tope de la columna y la corriente (G-O₂) que contiene oxígeno y sale por los fondos, ambas corrientes son calentadas hasta los 293 K.

Los 3 casos propuestos con sus diagramas de diseño se muestran a continuación:

Caso 1: Diseño sin unidad de recirculación

Ilustración 7. Diseño de caso 1 en el software COCO SIMULATOR.

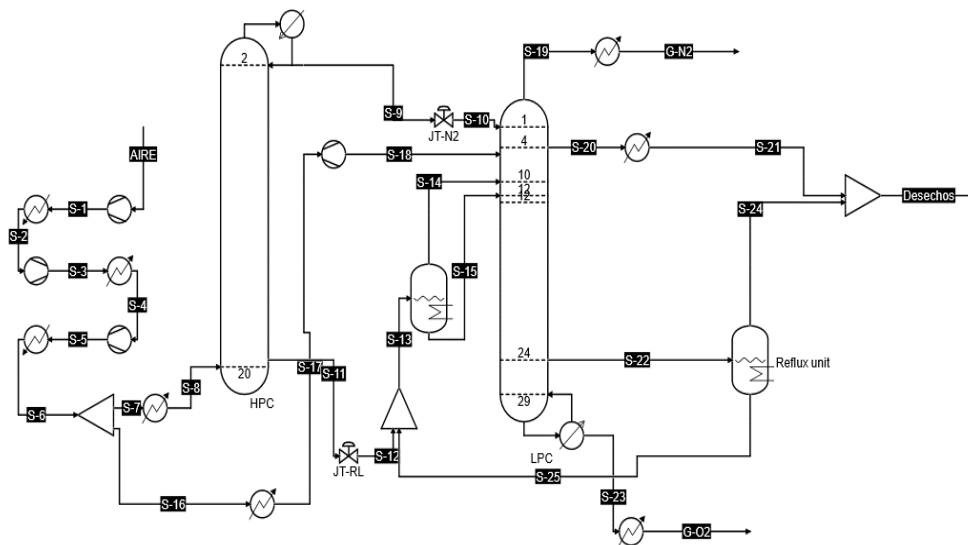


Fuente: Autores.

En el caso 1, se calientan las corrientes de salida de la columna (LPC) hasta los 293 K y se cuantifican las salidas.

Caso 2: Diseño con unidad de recirculación (separador tipo flash)

Ilustración 8. Diseño de caso 2 en el software COCO SIMULATOR.

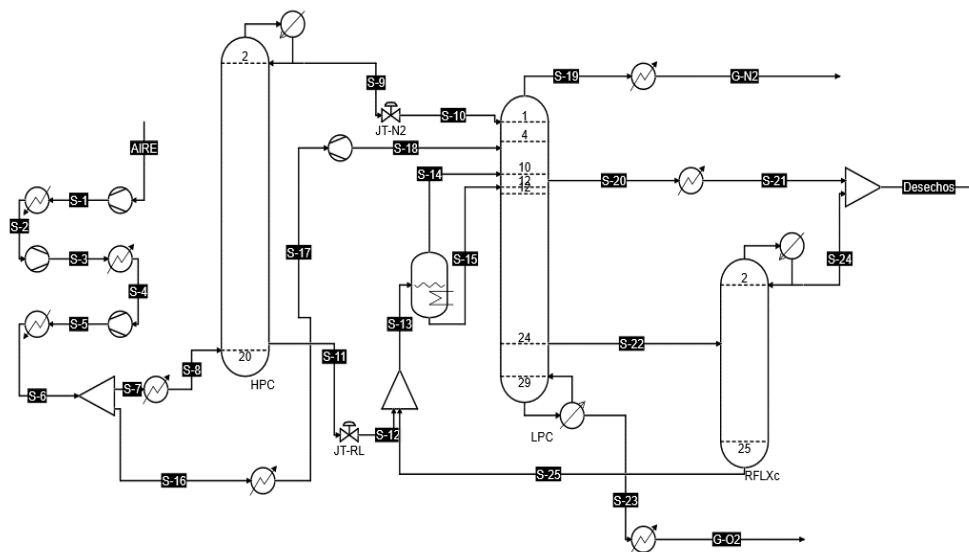


Fuente: Autores.

En el caso 2, se incorpora una nueva corriente de salida (S-22) en la columna (LPC) proveniente del plato 24 que posteriormente alimenta a la unidad de reflujo (separador tipo flash), dicho equipo recircula el 30% de la corriente (S-22) al separador tipo flash y la fase de vapor resultante se mezcla con la corriente (S-21) provenientes del plato 4 y forman las emisiones.

Caso 3: Diseño con unidad de recirculación (Columna de destilación)

Ilustración 9. Diseño de caso 3 en el software COCO SIMULATOR.



Fuente: Autores.

En el caso 3, se propone que la corriente (S-22) en lugar de alimentar un separador tipo flash, alimente una columna de destilación que cuente con 25 platos, con condensador y la alimentación sea en el último plato. La corriente del fondo es recirculada a la unidad flash mientras que la corriente del tope se mezcla con la corriente (S-20) y forman las emisiones.

4.3 Balances de masa

A continuación, se presentan los resultados obtenidos para las siguientes corrientes de interés en los distintos casos propuestos mediante el software COCO SIMULATOR, los resultados de las corrientes internas de cada caso se encuentran en el anexo 4-6:

4. 3. 1 Oxígeno

La corriente (G-O₂) representa el flujo de oxígeno al 99,5% que se destinará para uso medicinal e industrial en la ciudad de Machala. En la tabla 10 se muestran los resultados obtenidos en la simulación para dicha corriente.

Tabla 10. Resultados de la corriente de oxígeno gaseoso para cada caso propuesto.

Corriente	G-O₂			Unidades
	1	2	3	
Caso	1	2	3	
Presión	1.2	1.2	1.2	bar
Temperatura	298.15	298.15	298.15	K
Flujo	75.0196	58.8035	87.153	kg / min
Mole frac Nitrógeno	1,34E-02	2,15E-03	1,89E-03	
Mole frac Oxígeno	0.995	0.995	0.995	
Mole frac Argón	0.00499987	0.00499998	0.00499998	

Fuente: Autores.

Se puede observar que se obtiene un mayor flujo utilizando como equipo de recirculación una columna de destilación (caso 3) puesto que la separación es más selectiva, se consigue una corriente más pura en oxígeno en el fondo de la columna y esto incrementa la producción de oxígeno con respecto a los otros dos procesos planteados. También se observa en el mismo caso que la fracción de nitrógeno en la corriente es menor comparada con el resto.

4. 3. 2 Nitrógeno

La corriente (G-N₂) representa el flujo de nitrógeno al 99,6% que se destinará para uso industrial. En la tabla 11 se disponen los datos obtenidos en la simulación para dicha corriente:

Tabla 11. Resultados de la corriente de nitrógeno gaseoso para cada caso propuesto.

Corriente	G-N₂			Unidades
	1	2	3	
Caso	1	2	3	
Presión	1.1	1.1	1.1	bar

Temperatura	298.15	298.15	298.15	K
Flujo	413.539	78.5931	79.4388	kg / min
Mole frac Nitrógeno	0.905013	0.996606	0.996182	
Mole frac Oxígeno	0.0894234	0.00283964	0.00312735	
Mole frac Argón	0.00556326	0.000554351	0.000690881	

Fuente: Autores.

Se puede observar que se obtiene un mayor flujo sin unidad de recirculación (caso 1), pero con una concentración más baja de lo que exige la norma ecuatoriana. Por otro lado, con una unidad de recirculación (caso 2 y 3) la producción de nitrógeno decrece drásticamente, pero incrementa su pureza alcanzando el 99,6%. Utilizando como unidad de recirculación un separador tipo flash (Caso 2) se observa que las composiciones en fracción molar de los demás componentes son más bajas comparadas con los otros dos casos.

4. 3. 3 Emisiones

La corriente (Emisiones) representa el flujo de gas que no fue separado en el proceso y es devuelto al medio ambiente. En la tabla 12 se disponen los datos obtenidos en la simulación para dicha corriente:

Tabla 12. Resultados de la corriente de emisiones para cada caso propuesto.

Corriente	Emisiones			Unidades	
	Caso	1	2		3
Presión		1,14828	1,11034	1,11034	bar
Temperatura		298.15	287.585	298.147	K
Flujo		261.441	612.603	583.408	kg / min
Mole frac Nitrógeno		0.784379	0.820237	0.855712	
Mole frac Oxígeno		0.199176	0.168939	0.133214	
Mole frac Argón		0.0164456	0.0108247	0.0110741	

Fuente: Autores.

Se observa que el flujo de emisiones es más bajo sin una unidad de recirculación (caso 1) y su composición es casi similar al aire de entrada. Por otro lado, utilizando una unidad

de recirculación (caso 2 y 3) se obtiene un mayor flujo de emisiones, pero esto indica que el proceso es más efectivo separando los productos de interés. Particularmente en el caso 3 se observa que la composición de oxígeno es más baja que en los otros dos lo que significa que dicho proceso recupera más oxígeno puro que los otros dos.

Por tanto, se concluye que el proceso más factible en términos de cantidad de producción de oxígeno y nitrógeno a la pureza requerida por la normativa legal del Ecuador corresponde a la simulación efectuada en el caso 3 con una unidad de recirculación que sea una columna de destilación, puesto que la separación es más efectiva y se produce una mayor recuperación de los productos de interés.


4.4 Diseño de equipos

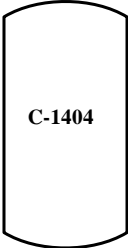
En base al caso seleccionado se procedió a recopilar la información de diseño y operacional de los principales equipos del proceso de separación de aire simulado en “COCO Simulator” y estos fueron: Columnas de destilación de alta y baja presión, columna de destilación con recirculación de fondo, separador tipo “Flash”, turbina adiabática, intercambiador de calor, y compresor. Los datos recolectados fueron transcritos en hojas de especificaciones de datos. Se tomaron en cuenta los flujos de las alimentaciones y salidas de las distintas etapas, dimensiones del equipo, temperatura, presión, material, código de ítems o identificación de equipo. Las fichas técnicas de datos se plantean a continuación:


4. 4. 1 Hojas de especificaciones de los equipos utilizados.

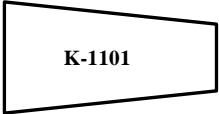
HOJA DE ESPECIFICACIONES						
MACHALA'S AIR SEPARTION PLANT	Proyecto L-0100 Machala's Air Separation Plant					
	Ítem: C-1301				Hoja: 1 de 7	
	Área: Separación				Revisión: 1	
	Planta: 1				Fecha: 12/07/2021	
	Localidad: Machala					
	Equipo: Columna de destilación					
Número de equipos: 1						
	ESPECIFICACIÓN					
	Identificación de equipo: C-1401					
	Tipo: Columna de baja presión (LPC)					
	Material: SUS304, SUS316					
	DATOS DE DISEÑO					
	Sección	1	2	3	4	5
	Diámetro (m)	1.44				
	Número de etapas	30				
	Número de platos	28				
	Altura (m)	18.29				
	Sección de altura (m)	10.8	4.2	0.6	0.6	1.2
	Fracción de inundación	0.75	0.75	0.75	0.75	0.75
	DATOS DE OPERACIÓN					
	Alimentación	1	2	3	4	Unidad
	Etapa	1	10	12	12	
	Presión	1.3	1.3	1.32	1.32	bar
	Fracción de vapor	0.0	0.94	1.0	0.0	
	Temperatura	79.44	83.62	82.34	82.34	K
Flujo molar						
Nitrógeno	41.29	50.58	22.49	222.83	Mol/s	
Oxígeno	4.89E-06	13.56	2.99	112.6	Mol/s	
Argón	2.89E-05	0.6	0.19	4.72	Mol/s	
COMENTARIOS						
Elaborado por: Lennon Vera García Donato Di Lorenzo Zambrano		Revisado por: Ing. Juan Ferrer.		Aprobado por: Ing. Juan Ferrer		

HOJA DE ESPECIFICACIONES						
MACHALA'S AIR SEPARTION PLANT	Proyecto L-0100 Machala's Air Separation Plant					
	Ítem: C-1302			Hoja: 2 de 7		
	Área: Separación			Revisión: 1		
	Planta: 1			Fecha: 12/07/2021		
	Localidad: Machala					
	Equipo: Columna de destilación					
Número de equipos: 1						
<p>C-1401 LPC</p> <p>C-1402 HPC</p>	ESPECIFICACIÓN					
	Identificación de equipo: C-1402					
	Tipo: Columna de alta presión (HPC)					
	Material: SUS304, SUS316					
	DATOS DE DISEÑO					
	Sección	1	2	3	4	5
	Diámetro (m)	1.41				
	Número de etapas	20				
	Número de platos	19				
	Altura (m)	18.81				
	Sección de altura (m)	1.2	16.2			
	Fracción de inundación	0.75	0.75			
	DATOS DE OPERACIÓN					
	Alimentación	1	2	3	4	Unidad
	Etapa	20				
	Presión	570100				N/m2
	Fracción de vapor	0.0				
	Temperatura	99.40				K
	Flujo molar					
	Nitrógeno	0.287				Kmol/s
Oxígeno	0.077				Kmol/s	
Argón	0.367				Kmol/s	
COMENTARIOS						
Elaborado por: Lennon Vera García Donato Di Lorenzo Zambrano		Revisado por: Ing. Juan Ferrer.		Aprobado por: Ing. Juan Ferrer		

HOJA DE ESPECIFICACIONES						
MACHALA'S AIR SEPARTION PLANT	Proyecto L-0100 Machala's Air Separation Plant					
	Ítem: C-1303			Hoja: 3 de 7		
	Área: Separación			Revisión: 1		
	Planta: 1			Fecha: 12/07/2021		
	Localidad: Machala					
	Equipo: Columna de destilación					
Número de equipos: 1						
	ESPECIFICACIÓN					
	Identificación de equipo: C-1403					
	Tipo: Columna de destilación					
	Material: SUS304, SUS316					
	DATOS DE DISEÑO					
	Sección	1	2	3	4	5
	Diámetro (m)	0.62				
	Número de etapas	25				
	Número de platos	24				
	Altura (m)	22.56				
	Sección de altura (m)	0.62				
	Fracción de inundación	0.75				
	DATOS DE OPERACIÓN					
	Alimentación	1	2	3	4	Unidad
	Etapa	25				
Presión	1.28				bar	
Fracción de vapor	0.0					
Temperatura	92.22				K	
Flujo molar						
Nitrógeno	0.003				mol/s	
Oxígeno	38.72				mol/s	
Argón	1.50				mol/s	
COMENTARIOS						
Elaborado por: Lennon Vera García Donato Di Lorenzo Zambrano		Revisado por: Ing. Juan Ferrer.		Aprobado por: Ing. Juan Ferrer		

HOJA DE ESPECIFICACIONES			
MACHALA'S AIR SEPARTION PLANT	Proyecto L-0100 Machala's Air Separation Plant		
	Ítem: C-1304	Hoja: 4 de 7	
	Área: Separación	Revisión: 1	
	Planta: 1	Fecha: 12/07/2021	
	Localidad: Machala		
	Equipo: Columna de destilación		
Número de equipos: 1			
 C-1404	ESPECIFICACIÓN		
	Identificación de equipo: C-1404		
	Tipo: Separador Flash		
	Material: SUS304, SUS316		
	DATOS DE OPERACIÓN		
	Parámetro	Valor	Unidad
	Temperatura	82.34	K
	Presión	132 000	Pa
	Fracción de vapor	0.07	
	Presión de salida	0	Pa
Trabajo	-681856	W	
Flujo de entrada	10.7675	Kg/s	
COMENTARIOS			
Elaborado por: Lennon Vera García Donato Di Lorenzo Zambrano	Revisado por: Ing. Juan Ferrer.	Aprobado por: Ing. Juan Ferrer	

HOJA DE ESPECIFICACIONES			
MACHALA'S AIR SEPARTION PLANT	Proyecto L-0100 Machala's Air Separation Plant		
	Ítem: KT-1301	Hoja: 5 de 7	
	Área: Expansión adiabática	Revisión: 1	
	Planta: 1	Fecha: 12/07/2021	
	Localidad: Machala		
	Equipo: Turbina de expansión volumétrica		
Número de equipos: 1			
 KT-1301	ESPECIFICACIÓN		
	Identificación de equipo: KT-1301		
	Tipo: Turbina adiabática		
	DATOS DE OPERACIÓN		
	Parámetro	Valor	Unidad
	Temperatura	82.34	K
	Presión	132 000	Pa
	Fracción de vapor	0.07	
	Presión de salida	0	Pa
	Trabajo	-681856	W
Flujo de entrada	10.7675	Kg/s	
COMENTARIOS			
Elaborado por: Lennon Vera García Donato Di Lorenzo Zambrano	Revisado por: Ing. Juan Ferrer.	Aprobado por: Ing. Juan Ferrer	

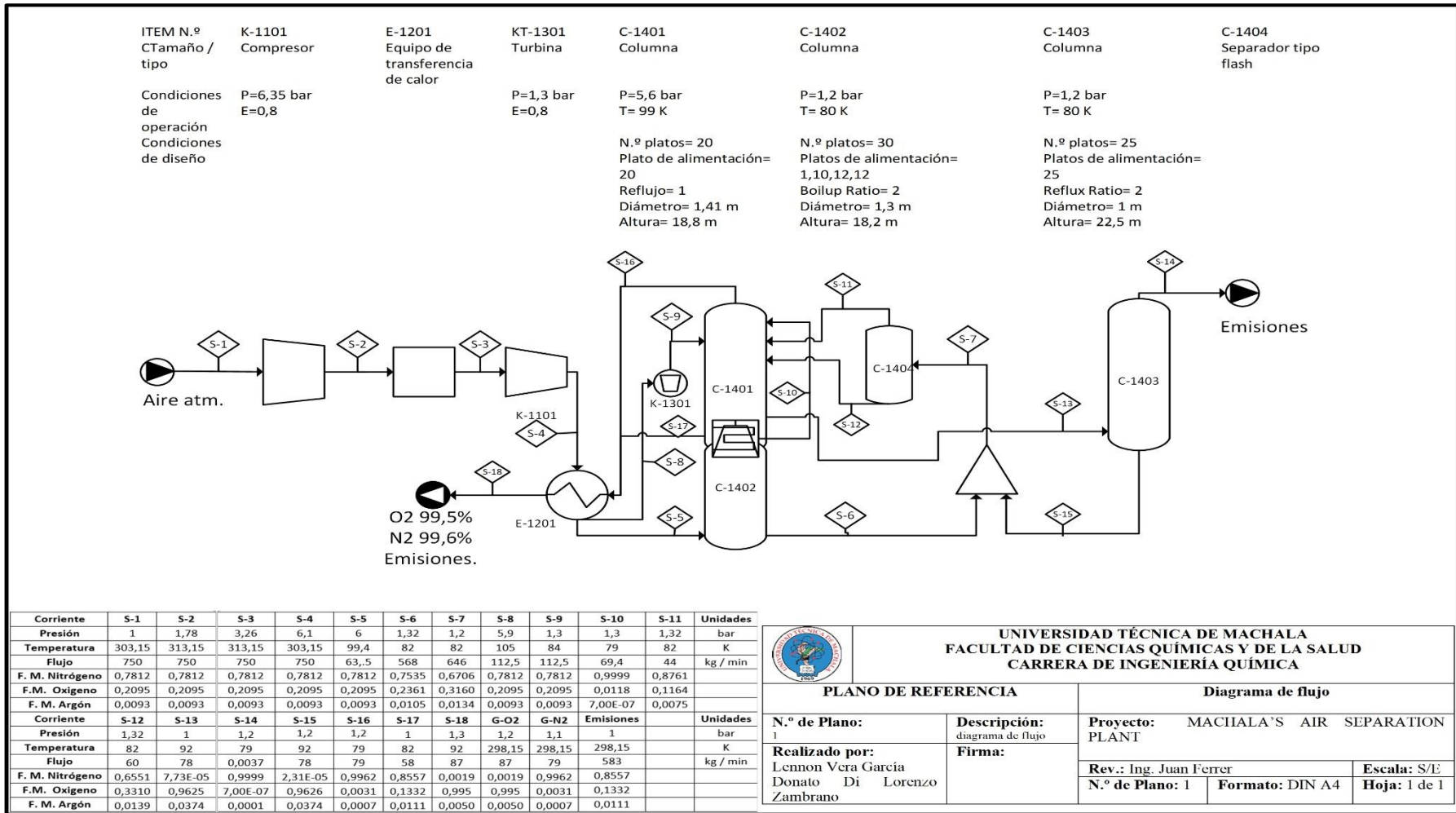
HOJA DE ESPECIFICACIONES			
MACHALA'S AIR SEPARATION PLANT	Proyecto L-0100 Machala's Air Separation Plant		
	Ítem: K-1301	Hoja: 6 de 7	
	Área: Compresión	Revisión: 1	
	Planta: 1	Fecha: 12/07/2021	
	Localidad: Machala		
	Equipo: Compresor		
	Número de equipos: 1		
 <p>K-1101</p>	ESPECIFICACIÓN		
	Identificación de equipo: K-1101		
	Tipo: Compresor		
	DATOS DE OPERACIÓN		
	Parámetro	Valor	Unidad
	Presión	635 000	Pa
	Relación de presión	1.95	
	Relación de volumen	1.54	
	Incremento de presión	309 000	Pa
	Demanda energética	1031019.64	W
	Eficiencia isentrópica	0.8	
	COMENTARIOS		
Elaborado por: Lennon Vera García Donato Di Lorenzo Zambrano	Revisado por: Ing. Juan Ferrer.	Aprobado por: Ing. Juan Ferrer	

4. 5 Diagramas de proceso

Una vez determinado el diseño más factible se procede a describir el proceso que se llevará a cabo para la producción de oxígeno medicinal. Como se muestra en el diagrama de flujo en la ilustración 10 el aire antes de ingresar al proceso primero pasa por un pretratamiento que consta de un filtro que retira las partículas de polvo y polen, luego entra a un equipo de cambio de presión para separar las partículas de agua y dióxido de carbono, después del pretratamiento, el aire limpio entra a la unidad de compresión que aumenta su presión para que ocurra el proceso de licuefacción y el fluido cambie su estado de gaseoso a líquido. Seguidamente, el fluido pasa por un intercambiador de calor (de contacto indirecto) el cual lo enfría hasta alcanzar una temperatura de 99 K y después es separado para alimentar la columna de alta presión (HPC) y la turbina de expansión. El fluido líquido que entra en la HPC se separa en dos corrientes, la corriente de tope es rica en nitrógeno mientras que la corriente de fondo sirve como alimentación para el separador de tipo flash. La columna de baja presión (LPC) es alimentada con las corrientes provenientes: tope de la columna HPC, de la turbina de expansión adiabática y las corrientes provenientes del separador flash. Los productos que se obtienen de la columna LPC son: corriente rica en nitrógeno, corriente rica en oxígeno y dos salidas, la salida más cercana al fondo de la LPC es usada para alimentar la columna de recirculación mientras que la salida más cercana al tope son las emisiones. La columna de recirculación separa la mayor parte de nitrógeno de la mezcla por el tope y la del fondo es recirculada a la unidad flash la cual consta de una mayor concentración de oxígeno. La corriente del tope de la columna de recirculación se mezcla con las emisiones. Se aprovecha la energía térmica de todas las corrientes de salida al usarlas como fluido refrigerante para el intercambiador de calor.

El diagrama de flujo muestra las corrientes de entrada, representada por la flecha negra inscrita en el círculo blanco, y de salida representada por el triángulo blanco inscrito en el círculo negro, los equipos con sus códigos identificativos y sus especificaciones técnicas y presentar el balance de materia global de la planta. Además de lo antes mencionado, el diagrama de flujo tiene la finalidad de mostrar la secuencia de actividades que se siguen para obtener el producto de interés.

Ilustración 10. Diagrama de flujo del proceso.



Fuente: Autores.

4. 5. 1 Filosofía de operación y control de la planta

El proceso inicia después de que el aire limpio entra al compresor, el flujo ingresa mediante una válvula de bola manual, la cual se abre completamente para que ingrese una carga de aire y se cierra cuando el compresor está lleno. Cuando el fluido tiene una presión muy baja a la salida del equipo, el detector recibe la señal neumática y envía una señal eléctrica al transmisor; esta llega al controlador y dispara la alarma de baja presión. Al mismo tiempo, el controlador envía una señal eléctrica que es transformada a una señal neumática por el convertidor del motor del equipo, para que aumente la fuerza de trabajo.

El líquido de aire comprimido pasa al intercambiador de calor, el cual usa como fluido refrigerante los productos de salida de la torre de baja presión. Cuando el aire comprimido tiene una temperatura superior a las 99 K en la salida del equipo, el detector recibe la señal neumática y envía una señal eléctrica al transmisor; esta llega al controlador y dispara la alarma de alta temperatura. Al mismo tiempo, el controlador envía una señal eléctrica que es transformada a una señal neumática por el convertidor para que la válvula regula el flujo de aire comprimido que alimenta al equipo.

La corriente enfriada pasa a un separador tipo Tee, que divide la corriente principal en dos flujos, uno con dirección a la turbina de expansión adiabática que representa el 85% de la corriente inicial y el restante con dirección a la columna de alta presión (HPC). Para controlar los flujos de las corrientes, se utiliza un detector a la entrada de la Tee que determina la cantidad de flujo que ingresa, envía una señal eléctrica al transmisor; esta llega al controlador y emite una señal eléctrica que es transformada a una señal neumática por los convertidores para que regulen los flujos en las válvulas que se encuentran después de la Tee.

La corriente líquida que alimenta a la turbina es expandida, antes de entrar a la columna de baja presión (LPC), para evitar el efecto Joule-Thompson en la tubería o la columna de separación. Por tal motivo, cuando la corriente tiene una presión muy alta a la salida del equipo, el detector recibe la señal neumática y envía una señal eléctrica al transmisor; esta llega al controlador y dispara la alarma de alta presión. Al mismo tiempo, el controlador envía una señal eléctrica que es transformada a una señal neumática por el convertidor del motor del equipo, para que aumente la fuerza de trabajo.

La corriente que alimenta la columna de alta presión (HPC) es separada por destilación para obtener una corriente líquida rica en nitrógeno por el tope de la columna; que posteriormente alimentará a la columna de baja presión (LPC), mientras que los fondos alimentarán al separador tipo flash. Para controlar el flujo de la corriente de entrada del equipo, se utiliza un transmisor que envía una señal al controlador para que abra o cierre la válvula. Para el nivel del flujo dentro de la columna, se utiliza un transmisor con detector que envía una señal al controlador de nivel. A su vez, se envía una señal al controlador de flujo para que abra o cierre la válvula y también se cuenta con un medidor de flujo en los fondos de la columna que también envía la señal al mismo controlador de flujo. Cuando el tope de la columna alcanza niveles de presión muy altos o muy bajos, el detector recibe la señal neumática y envía una señal eléctrica al transmisor; esta llega al controlador y dispara la alarma en la columna. Al mismo tiempo, el controlador envía una señal eléctrica que es transformada a una señal neumática para que abra o cierre la válvula de salida en el tope de la columna. Para el control de la temperatura se cuenta con un sensor.

La corriente que alimenta al separador flash, es separada mediante calentamiento para obtener una corriente de vapor y líquida que alimentarán a la columna (LPC). Para controlar la presión del tanque se utiliza un equipo regulador compuesto por un transmisor, detector y un controlador que regulan las válvulas cuando la presión del equipo sea muy alta o muy baja. Por otro lado, también cuenta con un equipo regulador de nivel de flujo que consta de un transmisor, detector y controlador que abrirán o cerrarán las válvulas acordes a la situación que se presente.

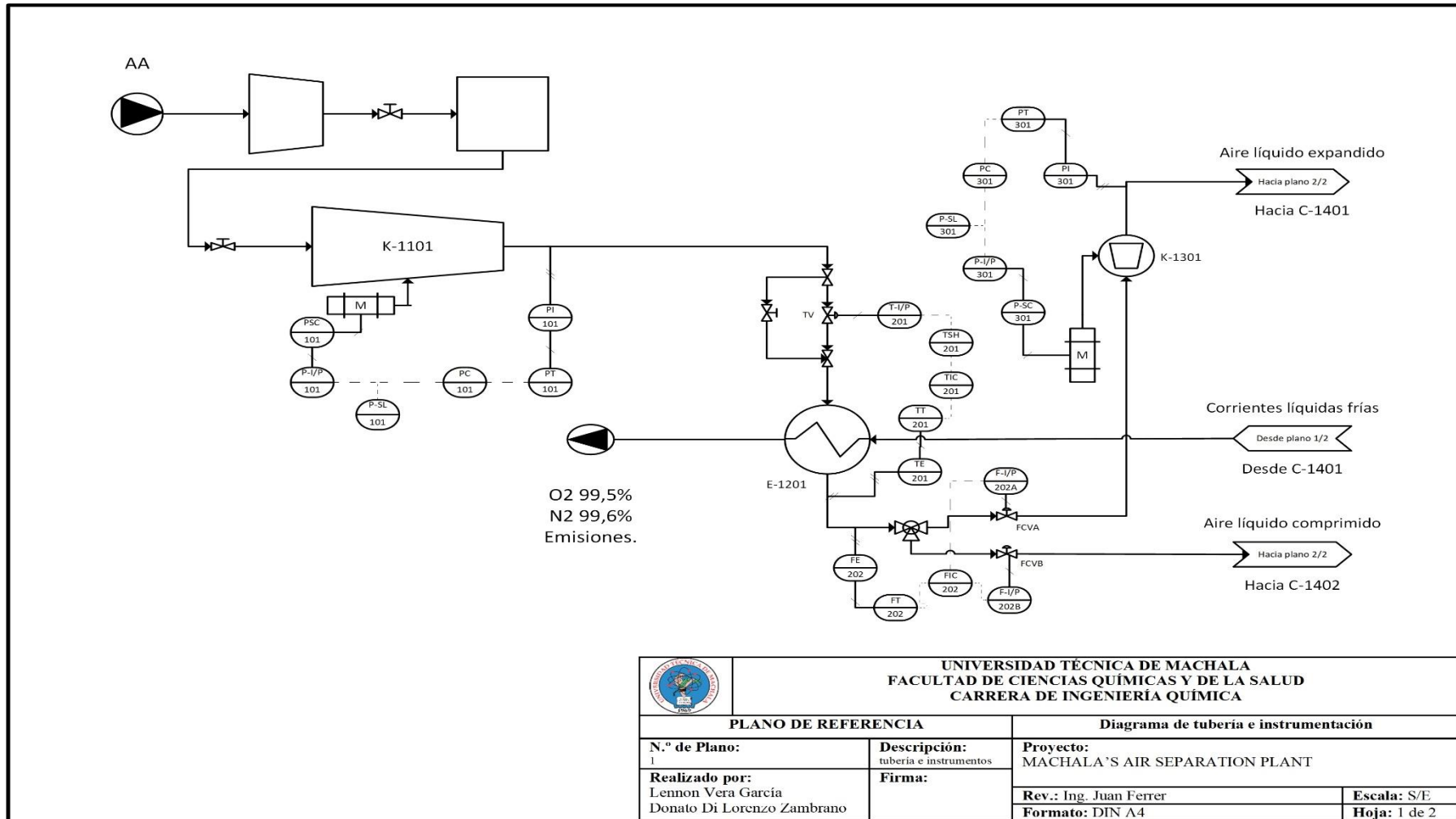
La columna de baja presión (LPC) es alimentada con las corrientes que derivan de la turbina, la columna (HPC) y el separador flash. Estas corrientes son separadas por destilación y se obtienen dos corrientes de interés, las cuales son; el nitrógeno gaseoso al 99,6% que sale por el tope y el oxígeno al 99,5% que sale por los fondos. Para las alimentaciones de la columna, se tiene equipos reguladores de flujo constituidos por un transmisor, detector y controlador conectados a una válvula. También, dispone de un sistema regulador de presión en el tope conformado por un detector, transmisor, controlador y una alarma conectada a una válvula de presión. Por último, posee equipos de detección de composición dispuestos en las tuberías de salida de columna, que cuenta

con un detector, transmisor, controlador que avisarán cuando la composición del producto de interés esté por debajo de los límites.

Por último, el diseño de la planta cuenta con un equipo de recirculación que es alimentado con la corriente proveniente del plato 24 de la columna (LPC) y que es separada para recircular un líquido rico en oxígeno que también alimenta al separador flash. Esta columna cuenta con un equipo regulador de presión en el tope conformado por un transmisor, detector y alarmas conectados a una válvula. Además de un equipo regulador de nivel que está compuesto por un transmisor, detector y alarmas conectados a una válvula ubicada en la salida del equipo.

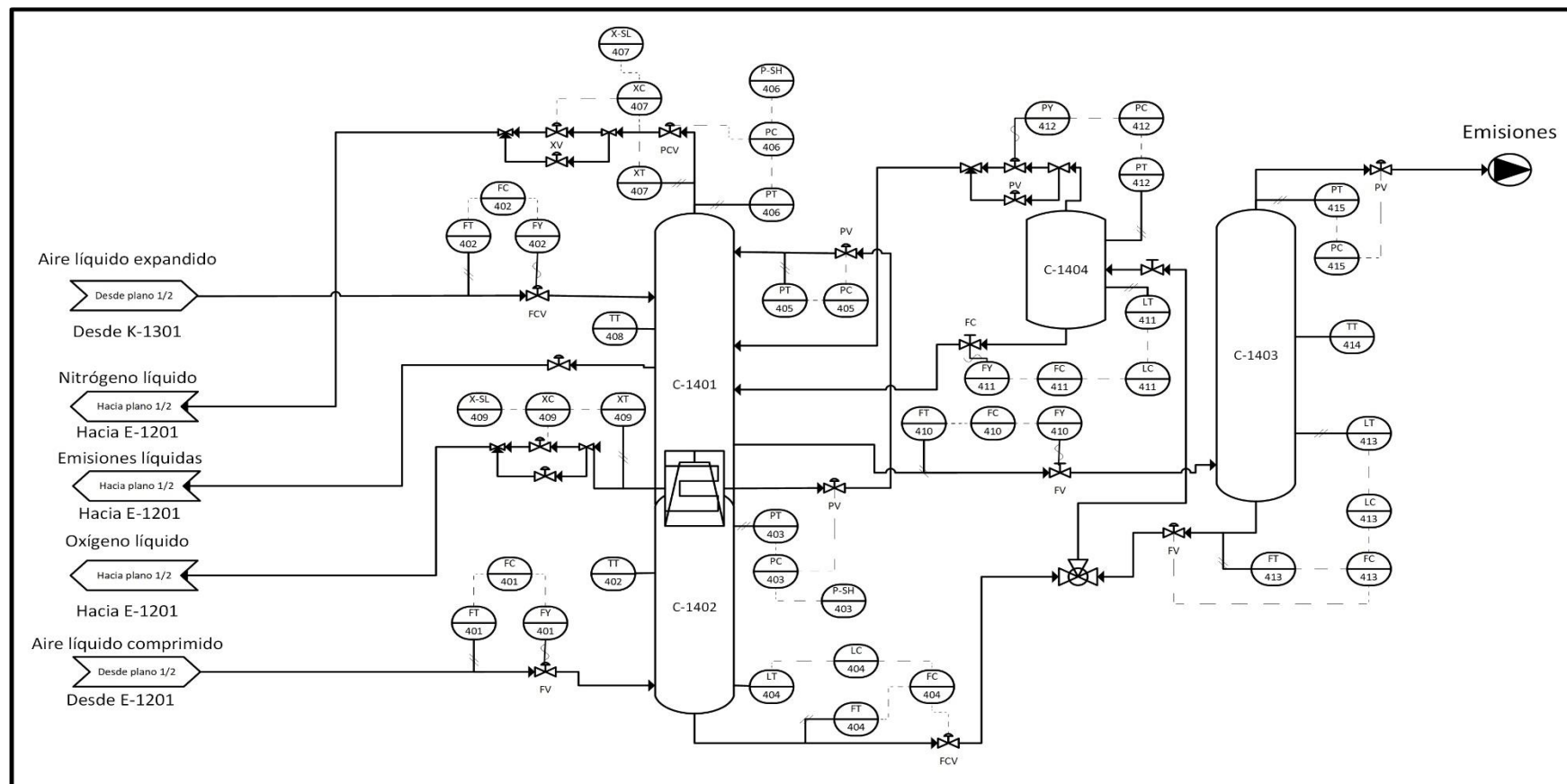
El diagrama de instrumentos y tuberías que se muestra en la ilustración 11 señala a detalle simbólicamente el sistema de control operacional de la planta previamente descrito para los diferentes equipos que conforman la planta de obtención de oxígeno medicinal. Por último, la ilustración 12 indica el plano del sitio con vista aérea que indica la disposición de los equipos dentro de la nave industrial.

Ilustración 11. Diagrama de tuberías e instrumentación (DTI).



 UNIVERSIDAD TÉCNICA DE MACHALA FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS Y DE LA SALUD CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA		
PLANO DE REFERENCIA		Diagrama de tubería e instrumentación
N.º de Plano: 1	Descripción: tubería e instrumentos	Proyecto: MACHALA'S AIR SEPARATION PLANT
Realizado por: Lennon Vera García Donato Di Lorenzo Zambrano	Firma:	Rev.: Ing. Juan Ferrer
		Formato: DIN A4
		Escala: S/E
		Hoja: 1 de 2

Fuente: Autores.

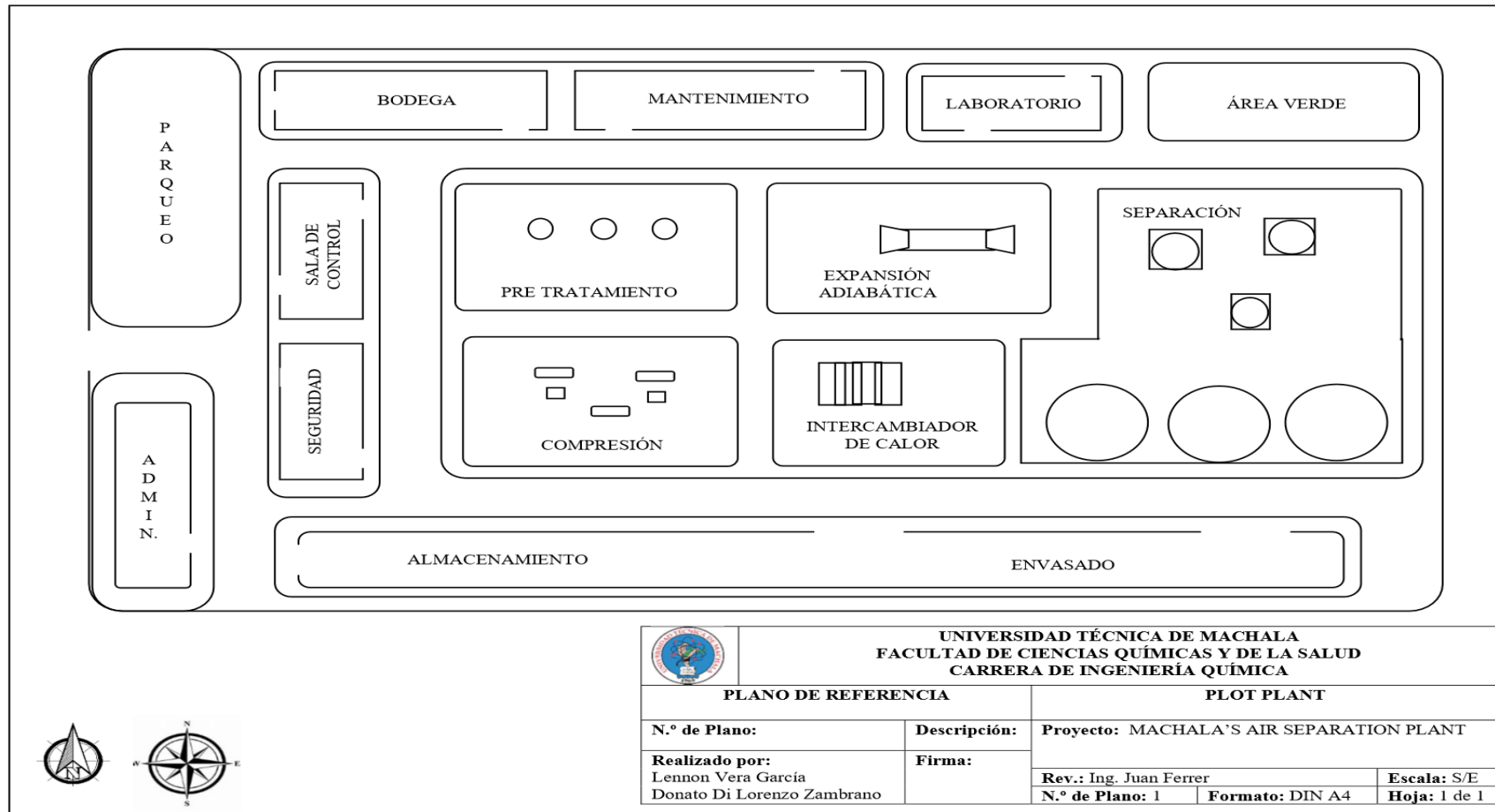


		UNIVERSIDAD TÉCNICA DE MACHALA FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS Y DE LA SALUD CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA	
PLANO DE REFERENCIA		Diagrama de tubería e instrumentación	
N.º de Plano: 1	Descripción: tubería e instrumentos	Proyecto: MACHALA'S AIR SEPARATION PLANT	
Realizado por: Lennon Vera García Donato Di Lorenzo Zambrano	Firma:	Rev.: Ing. Juan Ferrer	Escala: S/E
		Formato: DIN A4	Hoja: 2 de 2

Fuente: Autores.

4. 5. 2 Plano del sitio (Plot plan).

Ilustración 12. Diseño del plano del sitio.



Fuente: Autores.

4.6 Ubicación de la planta

La ubicación geográfica detallada de la zona elegida para la construcción de la nave industrial se detalla en la siguiente tabla resumen:

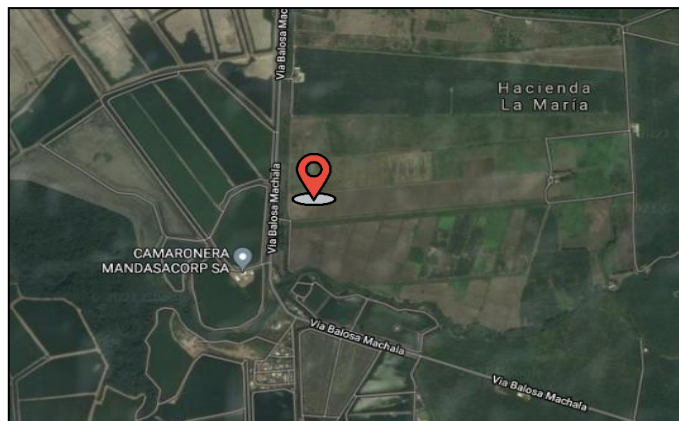
Tabla 13. Localización de terreno de posible edificación de planta.

Especificaciones	
Provincia	El Oro
Ciudad	Machala
Parroquia	El Retiro
Sector	Guarumal
Dirección	Km. 17 Vía Balosa
Coordenadas	3°22'19.27" S 79°57'40.75" O

Fuente: Autores.

En la ilustración 13 obtenida de Google Maps se señala con un icono rojo la localización de los terrenos a emplear en la construcción del proyecto. Se detalla la Vía Balosa Machala como principal carretera de acceso; los terrenos pertenecen a la Hacienda La María en los que se observa de acuerdo a la imagen satelital, la no presencia de grandes plantaciones bananeras o de palma africana. El sector seleccionado está próximo al sector Guarumal que representa un sector de grandes extensiones de camaroneras al lado opuesto de la vía principal.

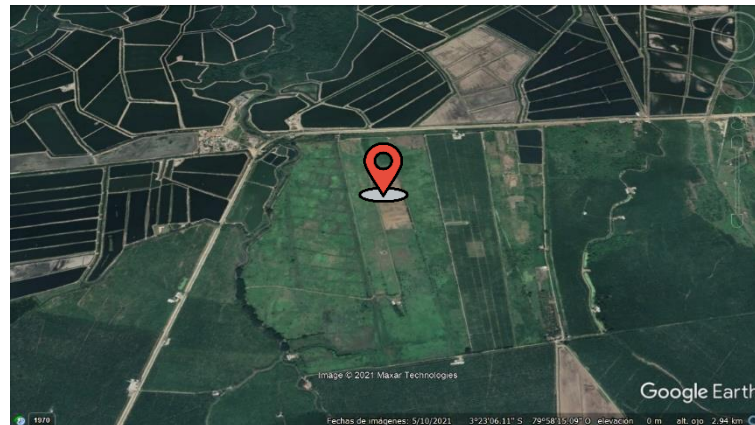
Ilustración 13. Ubicación geográfica posible de la planta de separación de aire desde toma satelital.



Fuente: Google Maps. (2021)

A continuación, en la ilustración 14 se observa una imagen satelital obtenida de Google Earth desde una perspectiva diferente a la planteada por la imagen de Google Maps. Aquí, se evidencia grandes extensiones de producción agropecuaria en la que no se muestran grandes edificaciones y tampoco sectores masivamente poblados.

Ilustración 14. Toma satelital y coordenadas de la posible ubicación de planta de separación de aire.



Fuente: Google Earth (2021)

La ilustración 15 denota el camino de acceso a las mediaciones del terreno elegido, el cual se encuentra ubicado a la altura del Km. 17 de la Vía Balosa. La vía principal se encuentra en un proyecto de ampliación a cuatro carriles que potenciará el futuro sistema de transporte para la distribución de cilindros de gas presurizado a los distintos puntos de la ciudad y de la provincia.

Ilustración 15. Vista de la calle y camino de acceso al terreno en Vía Balosa de la Hacienda La María.



Fuente: Google Earth (2021)

4.7 Consideraciones de seguridad industrial

Una vez efectuado el estudio HAZOP para la turbina adiabática y las columnas de destilación de baja y alta presión. Se evidencia en la matriz que existen salvaguardas presentes en el diseño original, que sirven para controlar las desviaciones significativas que representan un potencial peligro para la operatividad de la planta. También, se detallan las causas y consecuencias de las posibles fallas en las operaciones unitarias antes mencionadas. Por último, se añaden acciones requeridas para evitar que se materialicen estos tipos de peligros. A continuación, se muestran las matrices HAZOP para cada equipo considerado en el estudio:

4. 7. 1 Análisis HAZOP

Título del estudio: Machala's Air Separation Plant						Hoja: 1/3
Referencia de dibujo N.º: 1						Fecha de emisión: 07/2021
Equipo de trabajo: Donato Di Lorenzo y Lennon Vera						Fecha de inspección: N/A
Parte considerada: Columna de destilación de baja presión						Revisión N.º: 1
Palabra guía	Parámetro de proceso	Desviación	Posible causa	Consecuencia	Salvaguardas	Acciones requeridas
Más	Presión	Alta presión	Falla en controlador de presión	Aumento de presión en la columna de baja presión por exceso de flujo. Aumento de temperatura; por tanto, afecta a la separación de gases y a la concentración de salida.	Alarma de alto nivel (P-SH) asociado al controlador de presión (PC).	Revisiones constantes. Mantenimiento de transmisores, controladores y válvulas de control de presión.
Menos	Presión	Baja presión	Falla en controlador de presión de corriente de entrada proveniente del separador flash	Disminución brusca de la presión en el interior de la columna de baja presión. Congelamiento de tubería por efecto Joule Thomson por cambio de presión brusco.	Alarma de alto nivel (P-SH) asociado al controlador de presión del sistema del separador flash.	Revisiones constantes. Mantenimiento de transmisores, controladores y válvulas de control de presión.

Más	Flujo	Más flujo	Falla en la válvula de retención de corriente de salida. Lectura errónea en el transmisor de flujo.	Fuga de gases Aumento de caudal de flujo en tuberías. Aumento de la presión de salida. Asfixia por inhalación de gases concentrados	Alarma de alto nivel (P-SH) asociado al controlador de presión. Colocar un sistema de controlador de flujo independiente al ya existente.	Verificar el correcto funcionamiento de los controladores de flujo de salida. Revisiones constantes del sistema de válvulas de retención.
Menos	Flujo	Bajo flujo	Falla en válvula de flujo de alimentación proveniente de la turbina adiabática Falla de lectura en controlador de flujo Falla en el sensor transmisor de flujo	No hay separación de gases. No se consiguen condiciones óptimas de operación.	Transmisor de flujo (FT) conectado a la válvula controladora de flujo (FCV).	Revisiones constantes de operación. Mantenimiento de instrumentos de control. Mantenimiento de válvulas.
Menos	Temperatura	Baja temperatura	Bajo flujo de corriente calefactora hacia el	No hay separación de gases. Pérdida de calidad	Termómetro	Sistema de alarma de bajo nivel de temperatura (T-SL).

			intercambiador de calor	Desaprovechamiento de materia prima		
Menos	Concentración	Baja concentración	Ruptura en los platos Corrosión en platos Inundación de columna	Pérdida de la calidad de producción Parada del proceso para mantenimiento. No hay separación de fases	Ninguno	Monitoreo de las concentraciones de salida Mantenimiento en controladores de concentración. Colocar platos anti corrosión de alta durabilidad.
Además de	Concentración	Presencia de impurezas	Deficiencia en pretratamiento de aire	Corrosión interna de la columna. Pérdida de calidad del producto Averías en válvulas	Ninguno	Colocar transmisores y controladores de concentración en salida de pretratamiento.

Título del estudio: Machala's Air Separation Plant						Hoja: 2/3
Referencia de dibujo N.º: 1						Fecha de emisión: 07/2021
Equipo de trabajo: Donato Di Lorenzo y Lennon Vera						Fecha de inspección: N/A
Parte considerada: Columna de destilación de alta presión						Revisión N.º: 1
Palabra guía	Parámetro de proceso	Desviación	Posible causa	Consecuencia	Salvuardas	Acciones requeridas
Menos	Concentración	Baja concentración	Ruptura en los platos Corrosión en platos Inundación de columna	Pérdida de la calidad de producción Parada del proceso para mantenimiento. No hay separación de fases	No se muestran	Colocar alarma de nivel alto (L-SH) Monitoreo de las concentraciones de salida Mantenimiento en controladores de concentración. Colocar platos anti corrosión de alta durabilidad.
Menos	Presión	Baja presión	Falla en controlador de presión de corriente de entrada proveniente del sistema de compresión Falla en la válvula de alimentación de la columna	Disminución brusca de la presión en el interior de la columna de alta presión.	Alarma de alto nivel (P-SH) asociado al controlador de presión	Revisiones constantes. Mantenimiento de transmisores, controladores y válvulas de control de presión.

Más	Flujo	Más flujo	Falla en la válvula de retención de corriente de salida. Lectura errónea en el transmisor de flujo.	Fuga de gases Aumento de caudal de flujo en tuberías. Aumento de la presión de salida. Asfixia por inhalación de gases concentrados	Alarma de alto nivel (P-SH) asociado al controlador de presión. Colocar un sistema de controlador de flujo independiente al ya existente.	Verificar el correcto funcionamiento de los controladores de flujo de salida. Revisiones constantes del sistema de válvulas de retención.
Menos	Flujo	Bajo flujo	Avería en válvula de flujo de corriente de salida hacia torre de baja presión. Falla de lectura en controlador y transmisor de flujo	No hay separación de gases. No se consiguen condiciones óptimas de operación.	Transmisor de flujo (FT) conectado a la válvula controladora de flujo (FCV).	Revisiones constantes de operación. Mantenimiento de instrumentos de control. Mantenimiento de válvulas.
Además de	Concentración	Presencia de impurezas	Deficiencia en pretratamiento de aire	Corrosión interna de la columna. Pérdida de calidad del producto Averías en válvulas	Ninguno	Colocar transmisores y controladores de concentración en salida de pretratamiento.
Menos	Temperatura	Baja temperatura	Exceso de flujo de corriente de salida de	No hay separación de gases. Pérdida de calidad	Termómetro	Sistema de alarma de bajo nivel de temperatura (T-SL).

			columna de baja presión. Corriente refrigerante demasiado fría.	Desaprovechamiento de materia prima		
Más	Presión	Alta presión	Falla en controlador de presión	Aumento de presión en la columna de baja presión por exceso de flujo. Aumento de temperatura; por tanto, afecta a la separación de gases y a la concentración de salida.	Alarma de alto nivel (P-SH) asociado al controlador de presión (PC).	Revisiones constantes. Mantenimiento de transmisores, controladores y válvulas de control de presión.

Título del estudio: Machala's Air Separation Plant						Hoja: 3/3
Referencia de dibujo N.º: 1						Fecha de emisión: 07/2021
Equipo de trabajo: Donato Di Lorenzo y Lennon Vera						Fecha de inspección: N/A
Parte considerada: Turbina de expansión adiabática						Revisión N.º: 1
Palabra guía	Parámetro de proceso	Desviación	Posible causa	Consecuencia	Salvaguardas	Acciones requeridas
Más	Presión	Alta presión	Falla eléctrica en el motor de la turbina adiabática.	Ingreso de corriente de gases son expansión volumétrica. Efecto joule Thomson y congelamiento de tubería. Disminución de temperatura de la corriente.	Alarma de bajo nivel (P-SL) asociado al controlador de presión (PC).	Revisiones constantes. Mantenimiento del motor de turbina adiabática.
Más	Flujo	Más flujo	Falla en la válvula de retención de corriente de salida.	Fuga de gases Aumento de caudal de flujo en tuberías. Disminución de presión de alimentación a columna de baja presión.	Alarma de alto nivel (P-SH) asociado al controlador de presión. Colocar un sistema de controlador de flujo independiente al ya existente.	Colocar controlador de flujo de salida. Revisiones constantes del sistema de válvulas de retención. Mantenimiento de válvulas.
Menos	Presión	Baja presión	Falla en controlador de presión de	Fugas de gases	Alarma de alto nivel (P-SL) asociado al	Revisiones constantes.

			corriente de entrada proveniente del sistema de compresión. Ruptura de válvulas de retención.		controlador de presión	Mantenimiento de transmisores, controladores y válvulas de control de presión.
Menos	Flujo	Bajo flujo	Avería en válvula de flujo de corriente de salida hacia torre de baja presión. Falla de lectura en controlador y transmisor de flujo	No hay separación de gases. No se consiguen condiciones óptimas de operación.	Transmisor de flujo (FT) conectado a la válvula controladora de flujo (FCV).	Revisiones constantes de operación. Mantenimiento de instrumentos de control. Mantenimiento de válvulas.
Además de	Concentración	Presencia de impurezas	Deficiencia en pretratamiento de aire	Avería en el sistema de expansión adiabática. Pérdida de calidad del producto Averías en válvulas Averías en tuberías Corrosión interna en tuberías.	Ninguno	Colocar transmisores y controladores de concentración en salida de pretratamiento.

4.8 Evaluación financiera del proyecto

El precio total por la adquisición de los equipos para el año en cuestión, usando los índices de costo de plantas de ingeniería química, se muestra en la tabla 14.

Tabla 14. Precios actuales de los equipos utilizando el método de índice de costos.

Equipos	Costos actuales de los equipos
Compresor	\$99.787,46
Turbina	\$56.697,42
Purificador	\$10.941,18
Intercambiador de calor	\$90.055,44
Columna doble de destilación	\$126.387,70
Columna de reflujo	\$94.790,78
Costo Total	\$478.659,98

Fuente: Autores.

Usando las heurísticas para plantas de producción con flujo líquido y usando como base el precio de los equipos se obtuvo, el capital total de inversión necesaria para la puesta en funcionamiento de la planta y se exhibe en la tabla 15.

Tabla 15. Costos de procuraduría del proyecto utilizando heurísticas.

Porcentaje del costo del equipo de entrega para la planta de procesamiento de fluidos	Costo (\$)
Equipo adquirido entregado (incluido equipos fabricados y maquinaria de proceso)	\$478.659,98
Instalación de equipos adquiridos	\$224.970,19
Instrumentación y controles (instalados)	\$86.158,80
Tubería (instalada)	\$315.915,59
Servicio eléctrico (instalada)	\$52.652,60
Edificios (incluidos los servicios)	\$86.158,80
Instalaciones de servicio (instaladas)	\$335.061,99
Costos directos	\$1.579.577,93
Ingeniería y supervisión	\$521.260,72
Gastos de construcción	\$647.626,95
Honorario del contratista	\$137.423,28
Contingencia	\$274.846,56
Costos indirectos	\$1.168.887,67
Costos totales	\$2.748.465,60

Capital fijo de inversión	\$3.160.735,44
Capital de trabajo	\$790.183,86
Inversión total	\$3.950.919,30

Fuente: Autores.

Los resultados de los costos de producción usando el método descrito:

Tabla 16. Estimación de costos de producción anuales.

Costos de producción de las columnas	Unidad	Principal	Reflujo
Número de etapas	-	50	25
Diámetro de columna	m	1,44	0,62
Carga térmica hervidor	kW	1833,19	232,35
Carga térmica condensador	kW	1531,66	0
Altura de columna	m	35,14	16,84
Costo de la columna	\$	\$1.050.213	\$243.875
Área de intercambio Hervidor	m ²	92,74	11,75
Área de intercambio condensador	m ²	129,33	0,00
Costo de hervidor	\$	\$138.617	\$36.201
Costo de condensador	\$	\$172.066	\$0
Costo de energía	\$/año	\$248.141	\$31.451
Costo de equipo	\$	\$1.360.896	\$280.076
Estimación de Costo Anual Total de las columnas	\$/año	\$701.772,52	\$124.809,70
Costo total de las columnas	\$/año	\$826.582,22	
Estimación del resto de costos	\$/año	\$330.632,89	
Costos totales de producción anuales	\$/año	\$1.157.215,11	

Fuente: Autores.

Mientras que el flujo de caja se muestra en la tabla 17.

Tabla 17. Flujo de caja anual estimado para el proyecto.

Producción de la planta	Unidad	O₂	N₂
Producción de gas	kg/h	5200	4700
Tiempo de producción anual	h/año	2000	2000
Producción anual gases	kg/año	10.400.000,00	9.400.000,00
Precio de venta por kilogramo	\$/kg	0,20	0,30
Precio de venta anual	\$/año	2.080.000,00	2.820.000,00
Ingresos totales anuales	\$/año	4.900.000,00	

Fuente: Autores.

Por último, se estimaron los índices de rentabilidad, teniendo en cuenta el flujo de caja anual y la inversión necesaria, el resultado se muestra en la tabla 18

Tabla 18. Estimación de VPN y TIR.

	Año (inflación anual del 5%)			
	0	1	2	3
Ingresos totales	\$0,00	\$4.900.000,00	\$5.145.000,00	\$5.402.250,00
Materia prima directa	\$0,00	\$0,00	\$0,00	\$0,00
Otros costos de operación	\$0,00	\$1.157.215,11	\$1.215.075,87	\$1.275.829,66
Costos totales	\$0,00	\$1.157.215,11	\$1.215.075,87	\$1.275.829,66
Utilidad antes de impuestos	\$0,00	\$3.742.784,89	\$3.929.924,13	\$4.126.420,34
Pago de utilidades a trabajadores (25%)	\$0,00	\$935.696,22	\$982.481,03	\$1.031.605,09
Impuesto a la renta (15%)	\$0,00	\$561.417,73	\$589.488,62	\$618.963,05
Inversión	\$3.950.919,30	\$0,00	\$0,00	\$0,00
Utilidad neta	-\$3.950.919,30	\$2.245.670,93	\$2.357.954,48	\$2.475.852,20
VPN		\$1.228.437,73		
TIR		35%		

Fuente: Autores.

Por tanto, al tener como resultado un VPN igual a \$1 millón y una TIR igual al 35%, concluimos que el proyecto es rentable para el plazo de tiempo propuesto.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones

A través de la matriz de comparación de criterios, se concluyó que la mejor tecnología a emplearse es la destilación criogénica puesto que tuvo una mayor ponderación frente a las demás tecnologías descritas, además cumple con lo dispuesto por la Superintendencia de Control del Poder de Mercado y con los requisitos que dispone la NTE INEN-2343:2004.

Se diseñó la planta de producción de oxígeno medicinal para la ciudad de Machala, utilizando el software de código abierto COCO SIMULATOR con una pureza del 99,5% y se obtuvo como subproducto nitrógeno al 99,6%. Para determinar el diseño final de la planta se propusieron tres casos de estudio en el que se variaba la unidad de reflujo con el de fin de obtener una mayor producción con la pureza deseada, el cual fue plasmado en el diagrama de flujo de procesos. Por último, las condiciones de diseño y operatividad de los principales equipos fueron determinadas a partir del caso de estudio seleccionado y se colocó la información en hojas de especificaciones.

Para la ingeniería del riesgo del proyecto se diseñó el diagrama de tuberías e instrumentación que contempla el sistema de control de operación continuo de la planta. También, se realizó un estudio HAZOP basado en la identificación de los peligros potenciales dentro de la planta y que se dispusieron en la matriz de evaluación de peligros. Por otro lado, se determinó la posible ubicación de la nave industrial para la ciudad a partir del software de “Google Earth” y “Google Maps” además del plano del sitio para la distribución de los equipos, edificaciones y servicios.

Se efectuó un estudio de factibilidad financiera al proyecto, que consistió en una estimación de costos Clase V, en el cual se obtuvo un valor presente neto (VPN) positivo lo que significa que el proyecto es rentable; una tasa interna de retorno (TIR) igual al 35%, implica una recuperación pronta de la inversión de capital inicial y supone un proyecto de alta rentabilidad económica.

Recomendaciones

- Integrar al diseño una columna para producir argón, puesto que también es un producto con un alto valor económico en el mercado y también ayuda a mejorar la producción de los otros dos gases.
- Realizar un análisis energético al diseño mediante otro software especializado para determinar los costos de energía y así tener los costos operativos más cercanos a la realidad.
- Optimizar el proceso usando otros diseños de equipos para obtener una mayor producción.
- Adquirir licencias de softwares especializados para simulación de procesos de mayor alcance en el área de diseño industrial por parte de la IES.
- Realizar una evaluación de costos clase superior para obtener cifras más ajustadas para obtener una estimación más precisa en torno a los costos.
- Se compare el diseño con otros simuladores para ampliar el margen de resultados.

REFERENCIAS

- (1) Ebrahimi, A.; Meratizaman, M.; Reyhani, H. A.; Pourali, O.; Amidpour, M. Energetic, Exergetic and Economic Assessment of Oxygen Production from Two Columns Cryogenic Air Separation Unit. *Energy* 2015, 90, 1298–1316. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2015.06.083>.
- (2) Allam, R. J. Improved Oxygen Production Technologies. *Energy Procedia* 2009, 1 (1), 461–470. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2009.01.062>.
- (3) Han, J.; Bai, L.; Yang, B.; Bai, Y.; Luo, S.; Zeng, S.; Gao, H.; Nie, Y.; Ji, X.; Zhang, S.; Zhang, X. Highly Selective Oxygen/Nitrogen Separation Membrane Engineered Using a Porphyrin-Based Oxygen Carrier. *Membranes (Basel)*. 2019, 9 (9), 115. <https://doi.org/10.3390/membranes9090115>.
- (4) Pan, M.; Omar, H. M.; Rohani, S. Application of Nanosize Zeolite Molecular Sieves for Medical Oxygen Concentration. *Nanomaterials* 2017, 7 (8). <https://doi.org/10.3390/nano7080195>.
- (5) Ding, Z.; Han, Z.; Fu, Q.; Shen, Y.; Tian, C.; Zhang, D. Optimization and Analysis of the VPSA Process for Industrial-Scale Oxygen Production. *Adsorption* 2018, 24 (5), 499–516. <https://doi.org/10.1007/s10450-018-9956-z>.
- (6) Cao, Y.; Swartz, C. L. E.; Flores-Cerrillo, J. Optimal Dynamic Operation of a High-Purity Air Separation Plant under Varying Market Conditions. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2016, 55 (37), 9956–9970. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.6b02090>.
- (7) Aneke, M.; Wang, M. Improving the Energy Efficiency of Cryogenic Air Separation Units (ASU) through Compressor Waste Heat Recovery Using Direct Binary Heat Engine Cycle. *Comput. Aided Chem. Eng.* 2015, 37, 2375–2380. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63576-1.50090-X>.
- (8) Singla, R.; Chowdhury, K. Comparisons of Thermodynamic and Economic Performances of Cryogenic Air Separation Plants Designed for External and Internal Compression of Oxygen. *Appl. Therm. Eng.* 2019, 160. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.114025>.
- (9) Clavería, P.; Lozano, M.; Hombrados, A. Modelización y Simulación De Plantas

Criogenicas de Separacion de Aire Con Hysys. Universidad de Zaragoza; Zaragoza, 2001; pp 5–10.

- (10) Pineda, L. V. Estudio de Las Necesidades de Oxígeno Medicinal En Las Instituciones de Salud de La Provincia de Loja. Propuesta de Un Plan Estratégico Para Potenciar La Participación de Oxwest Cia. Ltda., Universidad Católica Santiago de Guayaquil, Guayaquil, 2018, pp 1-6.
- (11) Açikkalp, E.; Yamık, H.; Caner, N.; Açikkalp, E. Energy and Exergy Evaluation of an Air Separation Facility: A Case Study. *Sep. Sci. Technol.* 2014, 49 (13), 2105–2113. <https://doi.org/10.1080/01496395.2014.907316>.
- (12) Prieto, P. B.; Antonio, J.; Dobladez, D.; Ismael, V.; Maté, Á. Recuperación de Hidrógeno de Mezclas Gaseosas Mediante Un Proceso PSA, Universidad Complutense de Madrid, Madrid, 2018, pp 58-64.
- (13) Jiang, L.; Biegler, L. T.; Fox, V. G. Simulation and Optimization of Pressure-Swing Adsorption Systems for Air Separation. *AIChE J.* 2003, 49 (5), 1140–1157. <https://doi.org/10.1002/aic.690490508>.
- (14) Santos, J. C.; Cruz, P.; Regala, T.; Magalhães, F. D.; Mendes, A. High-Purity Oxygen Production by Pressure Swing Adsorption. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2007, 46 (2), 591–599. <https://doi.org/10.1021/ie060400g>.
- (15) Prosser, N. M.; Shah, M. M. Current and Future Oxygen (O₂) Supply Technologies for Oxy-Fuel Combustion; Woodhead Publishing Limited, 2011. <https://doi.org/10.1533/9780857090980.2.195>.
- (16) Chong, K. C.; Lai, S. O.; Thiam, H. S.; Teoh, H. C.; Heng, S. L. Recent Progress of Oxygen/Nitrogen Separation Using Membrane Technology. *J. Eng. Sci. Technol.* 2016, 11 (7), 1016–1030.
- (17) Seader, J. D.; Henley, E. J. *Separation Process Principles*. *Choice Rev. Online* 1999, 36 (09), 36-5112-36–5112. <https://doi.org/10.5860/choice.36-5112>.
- (18) Sabo, M.; Matejčík, Š. Ion Mobility Spectrometry for Monitoring High-Purity Oxygen. *Anal. Chem.* 2011, 83 (6), 1985–1989. <https://doi.org/10.1021/ac102687u>.

- (19) Li, W.; Liu, J. J.; Chen, C. S. Hollow Fiber Membrane of Yttrium-Stabilized Zirconia and Strontium-Doped Lanthanum Manganite Dual-Phase Composite for Oxygen Separation. *J. Memb. Sci.* 2009, 340 (1–2), 266–271. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2009.05.052>.
- (20) Leo, A.; Smart, S.; Liu, S.; Diniz da Costa, J. C. High Performance Perovskite Hollow Fibres for Oxygen Separation. *J. Memb. Sci.* 2011, 368 (1–2), 64–68. <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2010.11.002>.
- (21) Hashim, S. M.; Mohamed, A. R.; Bhatia, S. Current Status of Ceramic-Based Membranes for Oxygen Separation from Air. *Adv. Colloid Interface Sci.* 2010, 160 (1–2), 88–100. <https://doi.org/10.1016/j.cis.2010.07.007>.
- (22) Murali, R. S.; Sankarshana, T.; Sridhar, S. Air Separation by Polymer-Based Membrane Technology. *Sep. Purif. Rev.* 2013, 42 (2), 130–186. <https://doi.org/10.1080/15422119.2012.686000>.
- (23) Lee, E. K.; Koros, W. J. Membranes, Synthetic, Applications. *Encycl. Phys. Sci. Technol.* 2003, 279–344. <https://doi.org/10.1016/b0-12-227410-5/00419-1>.
- (24) Ceylan, M.; Jobson, M.; Smith, R. Membrane–Cryogenic Distillation Hybrid Processes for Cost-Effective Argon Production from Air; Elsevier Masson SAS, 2017; Vol. 40. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63965-3.50188-4>.
- (25) Timmerhaus, K. D. Cryogenic Process Engineering. *Encycl. Phys. Sci. Technol.* 2003, 13–36. <https://doi.org/10.1016/b0-12-227410-5/00156-3>.
- (26) Chuang, Y. Y.; Wang, J. J.; Chao, P. Y.; Tsai, C. T.; Tsai, Y. C.; Chen, W. C.; Tsai, T. C. Evaluation of On-Stream Industrial CO₂ Adsorbent in Air Pretreatment for Cryogenic Production of Oxygen. *J. Taiwan Inst. Chem. Eng.* 2018, 84, 41–48. <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2017.12.030>.
- (27) Pattison, R. C.; Baldea, M. Optimal Design of Air Separation Plants with Variable Electricity Pricing; Elsevier, 2014; Vol. 34. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63433-7.50050-X>.
- (28) Zhou, X.; Rong, Y.; Fang, S.; Wang, K.; Zhi, X.; Qiu, L.; Chi, X. Thermodynamic Analysis of an Organic Rankine–Vapor Compression Cycle (ORVC) Assisted Air

- Compression System for Cryogenic Air Separation Units. *Appl. Therm. Eng.* 2021, 189. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2021.116678>.
- (29) Zhu, Y.; Liu, X.; Zhou, Z. Optimization of Cryogenic Air Separation Distillation Columns. *Proceedings of the World Congress on Intelligent Control and Automation (WCICA)*. Dalian 2006, pp 7702–7705. <https://doi.org/10.1109/WCICA.2006.1713466>.
- (30) Gaspar, J.; Ritschel, T. K. S.; Jørgensen, J. B. An Efficient and Rigorous Thermodynamic Library and Optimal-Control of a Cryogenic Air Separation Unit; Elsevier Masson SAS, 2017; Vol. 40. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63965-3.50259-2>.
- (31) Zhang, Q.; Wu, Z.; Cao, Z.; Jiang, Q.; Zhou, H. Simulation and Heat Exchanger Network Designs for a Novel Single-Column Cryogenic Air Separation Process. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2019, pp 1498–1509. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2018.08.014>.
- (32) Jieyu, Z.; Yanzhong, L.; Guangpeng, L.; Biao, S. Simulation of a Novel Single-Column Cryogenic Air Separation Process Using LNG Cold Energy. *Phys. Procedia* 2015, 67, 116–122. <https://doi.org/10.1016/j.phpro.2015.06.021>.
- (33) Bobadilla Rodríguez, E. J. Aprovechamiento Del Agua Del Sistema de Extracción de Nitrógeno, Oxígeno y Argón de La Planta de AGA Fano S.A. Tocancipá - Cundinamarca, Universidad de La Salle, Bogotá, 2008, pp 42-47.
- (34) Cerrada Martínez, P. Diseño y Análisis de Una Planta de Separación de Aire, Universidad Politécnica de Madrid, Madrid, 2017, pp 5-20.
- (35) Vallejo, K. M.; Sinchi, L. M. Diseño de Una Planta de Obtención de Nitrógeno y Oxígeno Líquido Para La Facultad de Ingeniería Química, Universidad Central del Ecuador, Quito, 2020, pp 5-6
- (36) Barahona Fallas, A. Simulación de Una Planta de Separación de Aire Para La Producción de Oxígeno y Nitrógeno, Universidad de Costa Rica, San José, 2017, pp 1-3.
- (37) Popa, V.; Serban, A.; Popa, C. Some Aspects Concerning Argon Production by

- Cryogenic Air Separation. Progress of Cryogenics and Isotopes Separation. [online]. 2014, vol. 17, n.2. pp 5–13. Disponible en: <https://www.energ-en.ro/assets/pdfsc/63e72f894c4a17b2b83c616ffc3fdab6.pdf>. [citado 2021-08-20]
- (38) Scenna, N. J.; Benz, S. J. *Introducción Al Diseño de Procesos Químicos. Breves Nociones*; Edición I, Buenos Aires: 1999; Vol. 2, 1-212.
- (39) Finlayson, B. A. *Introduction to Chemical Engineering Computing; Volume I*; John Wiley & Sons, Inc: Washington, 2006. <https://doi.org/10.1002/0471776688>.
- (40) Kellner, M. I.; Madachy, R. J.; Raffo, D. M. Software Process Simulation Modeling: Why? What? How? *J. Syst. Softw.* 1999, 46 (2), 91–105. [https://doi.org/10.1016/S0164-1212\(99\)00003-5](https://doi.org/10.1016/S0164-1212(99)00003-5).
- (41) Ali, N. Bin; Petersen, K.; Wohlin, C. A Systematic Literature Review on the Industrial Use of Software Process Simulation. *J. Syst. Softw.* 2014, 97, 65–85. <https://doi.org/10.1016/j.jss.2014.06.059>.
- (42) Obando-Montenegro, J. E.; Sotolongo-Sanchez, M.; Villa-González del Pino, E. M. Evaluación del desempeño de seguridad y salud en una empresa de impresión. *Ing. Ind.* [online]. 2019, vol.40, n.2, pp.136-147. Disponible en: http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1815-59362019000200136&lng=es&nrm=iso. [citado 2021-08-20].
- (43) Vásquez, R. E.; Castrillón, F. Estrategias Para Compensar No Linealidades Generadas Por Válvulas En Lazos de Control de Flujo. *Inf. tecnológica* 2007, 18 (1), 161–168. <https://doi.org/10.4067/S0718-07642007000100020>.
- (44) Taylor, J. R. Automated HAZOP Revisited. *Process Saf. Environ. Prot.* 2017, 111, 635–651. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2017.07.023>.
- (45) Crawley, F. and; Tyler, B. *HAZOP: Guide to Best Practice, Third Edit.*; Elsevier, 2015. <https://doi.org/10.1016/c2014-0-04859-9>.
- (46) Kockmann, N.; Thenée, P.; Fleischer-Trebes, C.; Laudadio, G.; Noël, T. Safety Assessment in Development and Operation of Modular Continuous-Flow Processes. *Reaction Chemistry and Engineering.* 2017, pp 258–280. <https://doi.org/10.1039/c7re00021a>.

- (47) SCPM. Post [Online]. 2019. Disponible en: <https://www.scpm.gob.ec/sitio/wp-content/uploads/2019/03/OXIGENO-MEDICINAL.pdf>. (05/06/2021).
- (48) INEN. Post [Online]. 2004. Disponible en: <https://archive.org/details/ec.nte.2343.2004>. (05/06/2021).
- (49) aace Internacional. Post [Online]. 2020. Disponible en: https://web.aacei.org/docs/default-source/toc/toc_18r-97.pdf. (05/06/2021).
- (50) Timmerhaus, K. D.; Peters, M. S. *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, Fourth Edi.; Clark, B. J., Morriss, J. M., Eds.; McGraw-Hill, Inc.: New York, 1991.
- (51) Sapag Chain, N.; Sapag Chain, R.; Sapag Puelma, J. M. *Preparación y evaluación de proyectos*, sexta edic.; McGraw-Hill, Inc.: México, D.F., 2008.
- (52) Lopez-Echeverry, J. S.; Reif-Acherman, S.; Araujo-Lopez, E. Peng-Robinson Equation of State: 40 Years through Cubics. *Fluid Phase Equilib.* 2017, 447, 39–71. <https://doi.org/10.1016/j.fluid.2017.05.007>.
- (53) Jimenez Ríce. J. PDVSA. Post [Online]. 2005, 15. Disponible en: <https://es.slideshare.net/ricce/manual-de-ingenieriadediseo>. (05/06/2021).
- (54) ANSI/ISA. Post [Online]. 2009. Disponible en: http://integrated.cc/cse/Instrumentation_Symbols_and_Identification.pdf. (05/06/2021).
- (55) Abdalla, A.; Hassalhan, A.; Abdalgader, E. Simulation and Analysis of Cryogenic Air Separation Process (Case Study Khartoum Refinery Company). Sudan University of Science and Technology. Khartoum, Sudán. 2014, pp 46-47.
- (56) Lozowsky D. Chemical Engineering. Post [Online]. 2019. Disponible en: <https://www.chemengonline.com/pci-home>. (05/06/2021).
- (57) Luyben, W. L. *Distillation Design and Control Using AspenTM Simulation*, Second Edi.; AIChE: New Jersey, 2013. <https://doi.org/10.1002/9781118510193>.

ANEXOS

Anexo 1. Palabras guías del estudio HAZOP.

Ejemplos de combinaciones de significado de parámetros y palabras guías	
Parámetro	Palabras guías que pueden dar una combinación de significado
Flujo	Ninguno; más de; menos de; inverso, en otra parte; al igual que
Temperatura	Elevado; baja
Presión	Elevado; baja; inversa
Nivel	Elevado; bajo; ninguno
Mezcla	Menos; más; ninguna
Reacción	Elevada (tasa de); baja (tasa de); ninguna; inversa; al igual que/otro que; parte de
Fase	Otro; inversa; al igual que
Composición	Parte de; Al igual que; otro que
Comunicación	Ninguna; parte de; más de; menos de; otro; al igual que

Fuente: Autores, traducido⁴⁵.

Anexo 2. Índices de costos para plantas de ingeniería química para el año 2014.

ÍNDICE DE COSTOS PARA PLANTAS DE INGENIERÍA QUÍMICA			
(1957-59=100)	Nov, 2014 Preliminar	Oct, 2014 Final	Nov, 2013 Final
Índice de ingeniería química	578,6	579,7	566,6
Equipamiento	702,6	704,1	686,6
Intercambiadores de calor y tanques	649,4	652,3	620,6
Maquinaria de procesos	663,0	666,9	653,2
Tuberías, válvula y racores	875,4	876,4	873,9
Instrumentos de proceso	411,9	411,8	411,4
Bombas y compresores	942,9	941,9	924,3
Equipos eléctricos	516,2	516	514,1
Gastos de estructuras y misceláneos	769,9	769,1	746,3
Labores de construcción	322,8	324,4	317,8
Edificios	547,1	547,1	532,8
Ingeniería y supervisión	321,2	319,8	323,4

Fuente: autores, traducido⁵⁶.

Anexo 3. Índices de costos para plantas de ingeniería química para el año 2019.

ÍNDICE DE COSTOS PARA PLANTAS DE INGENIERÍA QUÍMICA			
(1957-59=100)	Nov, 2019 Preliminar	Oct, 2018 Final	Nov, 2018 Final
Índice de ingeniería química	619,2	615,9	576,4
Equipamiento	757,5	751,2	697,4
Intercambiadores de calor y tanques	677,3	667,3	606,1
Maquinaria de procesos	734,3	731,2	697,0
Tuberías, válvula y racores	978,9	979,9	910,2
Instrumentos de proceso	410,1	420,2	415,9
Bombas y compresores	1060,6	1032,3	1001,0
Equipos eléctricos	554,7	553,7	531,2
Gastos de estructuras y misceláneos	841,7	827,2	736,1
Labores de construcción	334,1	339,5	328,7
Edificios	601,5	600,1	570,5
Ingeniería y supervisión	316,9	316,3	308,7

Fuente:⁵⁶.

Anexo 4. Reporte de corrientes internas caso 1.

Corriente	S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	Unidad
Presión	1.98	1.78	3.46	3.26	6.35	bar
Temperatura	382.827	313.15	394.664	313.15	394.971	K
Flujo	750	750	750	750	750	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812	
Fracción molar Oxígeno	0.2095	0.2095	0.2095	0.2095	0.2095	
Fracción molar Argón	0.0093	0.0093	0.0093	0.0093	0.0093	
Corriente	S-6	S-7	S-8	S-9	S-10	Unidad
Presión	6.1	6.1	5.701	5.6	1.3	bar
Temperatura	303.15	303.15	99.4	954.226	79.441	K
Flujo	750	637.5	637.5	694.064	694.064	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.7812	0.7812	0.7812	0.999999 9	0.999999	
Fracción molar Oxígeno	0.2095	0.2095	0.2095	1,18E- 02	1,18E-02	
Fracción molar Argón	0.0093	0.0093	0.0093	7,00E- 07	7,00E-07	
Corriente	S-11	S-12	S-13	S-14	S-15	Unidad
Presión	5.7	1.32	1.32	1.32	6.1	bar
Temperatura	981.644	823.437	823.437	823.437	303.15	K
Flujo	568.094	568.094	247.933	320.161	112.5	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.75345 1	0.75345 1	0.876309	0.65521 3	0.7812	
Fracción molar Oxígeno	0.23606 9	0.23606 9	0.116608	0.33159 1	0.2095	
Fracción molar Argón	0.01047 94	0.01047 94	0.007082 2	0.01319 58	0.0093	
Corriente	S-16	S-17	S-18	S-19	S-20	Unidad
Presión	5.9	1.3	1.2	124.828	1.3	bar
Temperatura	105	83.623	80.916	834.524	924.934	K
Flujo	112.5	112.5	413.539	261.441	750.196	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.7812	0.7812	0.905013	0.78437 9	1,34E-02	

Fracción molar Oxígeno	0.2095	0.2095	0.089423 4	0.19917 6	0.995
Fracción molar Argón	0.0093	0.0093	0.005563 26	0.01644 56	0.004999 87

Fuente: Autores.

Anexo 5. Reporte de corrientes internas caso II.

Corriente	S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	Unidad
Presión	1,98	1,78	3,46	3,26	6,35	bar
Temperatura	382.827	313.15	394.664	313.15	394.971	K
Flujo	750	750	750	750	750	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812	
Fracción molar Oxígeno	0.2095	0.2095	0.2095	0.2095	0.2095	
Fracción molar Argón	0.0093	0.0093	0.0093	0.0093	0.0093	
Corriente	S-6	S-7	S-8	S-9	S-10	Unidad
Presión	6,1	6,1	5,7	5,6	1,3	bar
Temperatura	303.15	303.15	99.4	954.226	79.441	K
Flujo	750	637.5	637.5	694.064	694.064	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.7812	0.7812	0.7812	0.999999	0.99999 9	
Fracción molar Oxígeno	0.2095	0.2095	0.2095	1,18E-02	1,18E- 02	
Fracción molar Argón	0.0093	0.0093	0.0093	7,00E-07	7,00E- 07	
Corriente	S-11	S-12	S-13	S-14	S-15	Unidad
Presión	5,7	1,32	1,32	1,32	1,32	bar
Temperatura	981.644	823.43 7	825.294	823.437	823.437	bar
Flujo	568.094	568.09 4	583.21	208.163	375.047	K
Fracción molar Nitrógeno	0.75345 1	0.7534 51	0.735781	0.876335	0.65523 1	kg / min
Fracción molar Oxígeno	0.23606 9	0.2360 69	0.253334	0.116637	0.33167 4	
Fracción molar Argón	0.01047 94	0.0104 794	0.010884 6	0.007028 15	0.01309 47	
Corriente	S-16	S-17	S-18	S-19	S-20	Unidad
Presión	6,1	5,9	1,3	1,2	1,21	
Temperatura	303.15	105	83.623	788.055	817.765	
Flujo	112.5	112.5	112.5	785.931	577.221	

Fracción molar Nitrógeno	0.7812	0.7812	0.7812	0.996606	0.86476	
					3	
Fracción molar Oxígeno	0.2095	0.2095	0.2095	0.002839	0.12602	
				64		
Fracción molar Argón	0.0093	0.0093	0.0093	0.000554	0.00921	
				351	694	
Corriente	S-21	S-22	S-23	S-24	S-25	Unidad
Presión	1,11	1,2793	1,30	1,32	1,32	bar
		1				
Temperatura	298.15	922.28	924.935	925.333	925.333	K
		3				
Flujo	577.221	50.499	588.035	353.823	151.167	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.86476	8,48E+	2,15E-03	0.000108	3,04E+0	
	3	00		074	0	
Fracción molar Oxígeno	0.12602	0.9632	0.995	0.959455	0.97221	
		81				
Fracción molar Argón	0.00921	0.0366	0.004999	0.040437	0.02775	
	694	337	98	1	94	

Fuente: Autores.

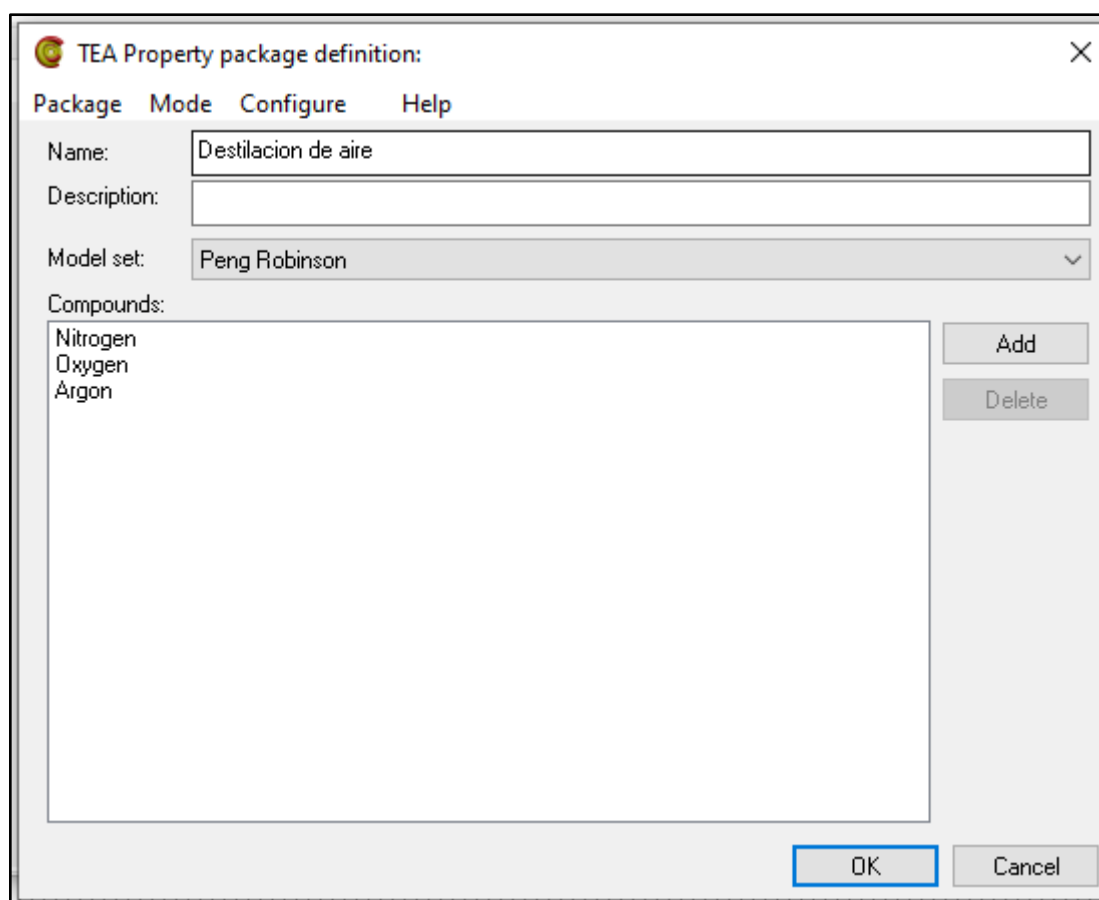
Anexo 6. Reporte de corrientes internas caso III.

Corriente	S-1	S-2	S-3	S-4	S-5	Unidad
Presión	1.98	1.78	3.46	3.26	6.35	bar
Temperatura	382.827	313.15	394.664	313.15	394.971	K
Flujo	750	750	750	750	750	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812	0.7812	
Fracción molar Oxígeno	0.2095	0.2095	0.2095	0.2095	0.2095	
Fracción molar Argón	0.0093	0.0093	0.0093	0.0093	0.0093	
Corriente	S-6	S-7	S-8	S-9	S-10	Unidad
Presión	6.1	6.1	5.701	5.6	1.3	bar
Temperatura	303.15	303.15	99.4	954.226	79.441	K
Flujo	750	637.5	637.5	694.064	694.064	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.7812	0.7812	0.7812	0.999999	0.99999	
					9	
Fracción molar Oxígeno	0.2095	0.2095	0.2095	1,18E-02	1,18E-02	
Fracción molar Argón	0.0093	0.0093	0.0093	7,00E-07	7,00E-07	

Corriente	S-11	S-12	S-13	S-14	S-15	Unidad
Presión	5.7	1.32	1.2	1.32	1.32	bar
Temperatura	98,1644	82,3437	82,3256	82,3437	82,3437	K
Flujo	568.094	568.094	646.047	43.995	602.052	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.75345 1	0.75345 1	0.670599	0.876136	0.65508 9	
Fracción molar Oxígeno	0.23606 9	0.23606 9	0.315964	0.116411	0.33102 2	
Fracción molar Argón	0.01047 94	0.01047 94	0.013437 4	0.0074530 8	0.01388 89	
Corriente	S-16	S-17	S-18	S-19	S-20	Unidad
Presión	6.1	5.9	1.3	1.2	121.034	bar
Temperatura	303.15	105	83.623	78.815	819.351	K
Flujo	112.5	112.5	112.5	794.388	583.404	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.7812	0.7812	0.7812	0.996182	0.85571 1	
Fracción molar Oxígeno	0.2095	0.2095	0.2095	0.0031273 5	0.13321 5	
Fracción molar Argón	0.0093	0.0093	0.0093	0.0006908 81	0.01107 41	
Corriente	S-21	S-22	S-23	S-24	S-25	Unidad
Presión	1,11034	1,27931	1.3	1.2	1.2	bar
Temperatura	298.15	92,2258	92,4935	78,228	91.523	K
Flujo	583.404	779.575	87.153	0.0036636 4	779.538	kg / min
Fracción molar Nitrógeno	0.85571 1	7,73E+0 0	1,89E-03	0.99989	2,31E+0 0	
Fracción molar Oxígeno	0.13321 5	0.96254 6	0.995	7,00E-07	0.96259 9	
Fracción molar Argón	0.01107 41	0.03737 63	0.004999 98	0.0001095 86	0.03737 83	

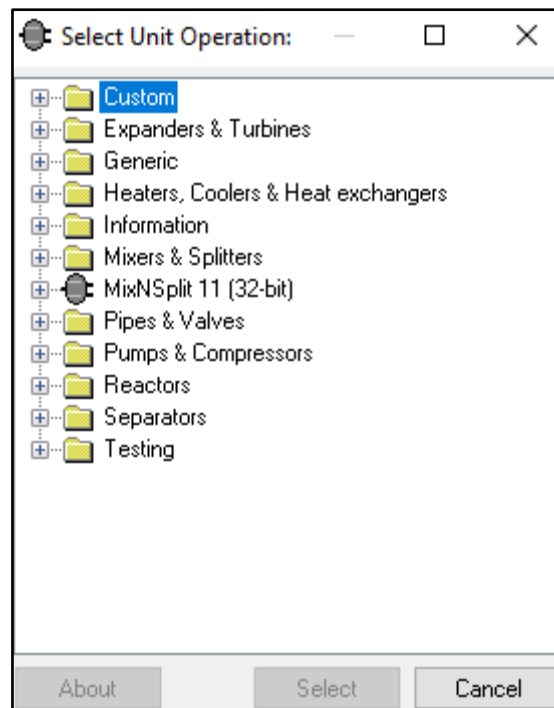
Fuente: Autores.

Anexo 7. Paquete termodinámico y compuestos en TEA.



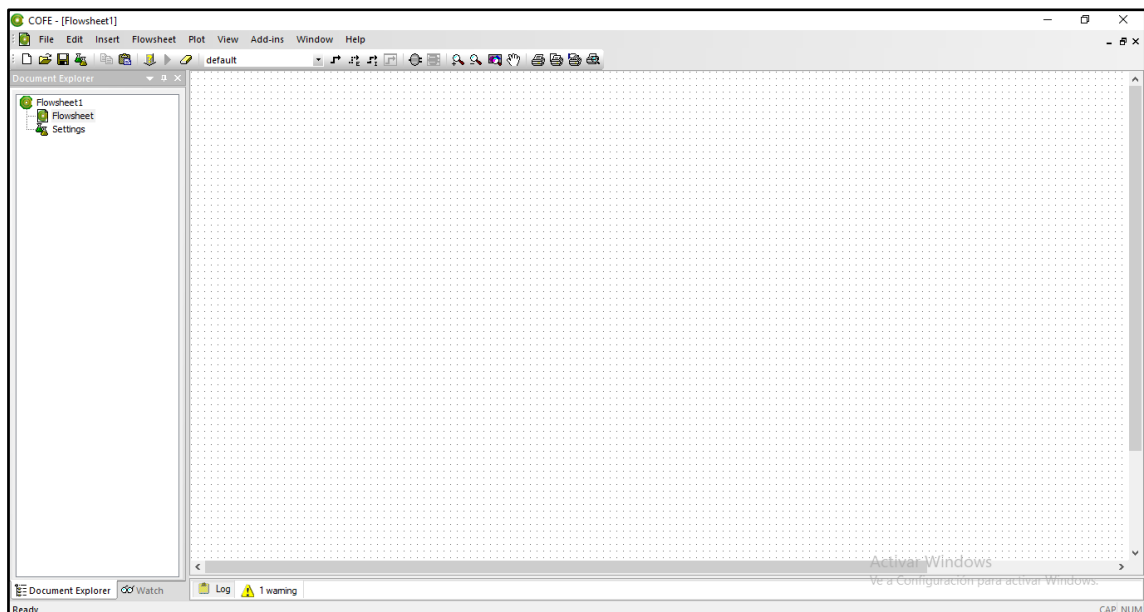
Fuente: Autores.

Anexo 8. Unidades de operaciones disponibles en *COCO SIMULATOR*.



Fuente: Autores.

Anexo 9. Interfaz de software *COCO SIMULATOR*.



Fuente: Autores.

Anexo 10. Reporte de balance de masa y energía en HPC

Mass and Energy Balances			
Stream / Apparatus	Mass (kg/s)	Energy (J/s)	Exergy (J/s)
Feed1	10.6247	-2.664E+06	3.4025E+06
Top	-1.15673	453291	-770861
Bottom	-9.46798	3.6426E+06	-5.585E+06
Qcondenser		-1.531E+06	3.2540E+06
Qcolumn		100000	-211353
	-----	+	-----
Balance	0.000000	0.125000	88857.4
Thermodynamic efficiency = 0.970796			
Component discrepancies: absolute (kmol/s), relative ()			
Nitrogen	1.5890E-08	5.5442E-08	
Oxygen	-5.412E-09	-7.042E-08	
Argon	6.5211E-11	1.9112E-08	

Fuente: Autores.

Anexo 11. Reporte de balance de masa y energía en LPC caso 1.

Mass and Energy Balances			
Stream / Apparatus	Mass (kg/s)	Energy (MW)	Exergy (MW)
Feed1	1.15673	-0.492129	0.955166
Feed2	1.87495	-0.433561	0.341935
Feed3	4.13209	-0.919057	0.674225
Feed4	5.33589	-2.19328	3.83800
Top	-6.89210	1.54957	-1.13936
Bottom	-1.25033	0.497457	-0.886032
Sidestream2	-4.35723	0.946460	-0.597598
Qreboiler		0.944539	-2.10010
Qcolumn		0.100000	-0.245577
	-----	+	-----
Balance	-9.536E-07	-1.250E-07	0.840650
Thermodynamic efficiency = 1.35838			
Component discrepancies: absolute (mol/s), relative ()			
Nitrogen	-3.657E-05	-1.084E-07	
Oxygen	1.5759E-06	1.7427E-08	
Argon	-1.090E-07	-2.715E-08	

Fuente: Autores.

Anexo 12. Reporte de balance de masa y energía en LPC caso 2.

Mass and Energy Balances			
Stream / Apparatus	Mass (kg/s)	Energy (MW)	Exergy (MW)
Feed1	1.15673	-0.492129	0.955166
Feed2	1.87495	-0.433561	0.341935
Feed3	3.46928	-0.771662	0.566157
Feed4	6.25065	-2.56940	4.49628
Top	-1.30984	0.302104	-0.264167
Bottom	-0.980058	0.389928	-0.694510
Sidestream3	-9.62006	2.13786	-1.48311
Sidestream1	-0.841650	0.156356	-0.115036
Qreboiler		1.18050	-2.62474
Qcolumn		0.100000	-0.244186
	----- +	----- +	----- +
Balance	-1.251E-06	0.000000	0.933796
Thermodynamic efficiency = 1.32549			
Component discrepancies: absolute (mol/s), relative ()			
Nitrogen	-1.259E-07	-3.735E-10	
Oxygen	-6.257E-06	-6.383E-08	
Argon	3.0101E-07	7.1139E-08	

Fuente: Autores.

Anexo 13. Reporte de balance de masa y energía en LPC Caso 3.

Mass and Energy Balances			
Stream / Apparatus	Mass (kg/s)	Energy (MW)	Exergy (MW)
Feed1	1.15673	-0.492129	0.955166
Feed2	1.87495	-0.433561	0.341935
Feed3	0.733227	-0.163046	0.119523
Feed4	10.0340	-4.12312	7.21377
Top	-1.32393	0.305299	-0.266622
Bottom	-1.45255	0.577915	-1.02934
Sidestream2	-9.72312	2.15417	-1.47270
Sidestream1	-1.29929	0.241281	-0.177290
Qreboiler		1.83319	-4.07594
Qcolumn		0.100000	-0.243903
	----- +	----- +	----- +
Balance	-1.072E-06	-1.250E-07	1.36460
Thermodynamic efficiency = 1.31589			
Component discrepancies: absolute (mol/s), relative ()			
Nitrogen	1.0552E-06	3.1294E-09	
Oxygen	-1.064E-05	-8.239E-08	
Argon	-7.654E-08	-1.387E-08	

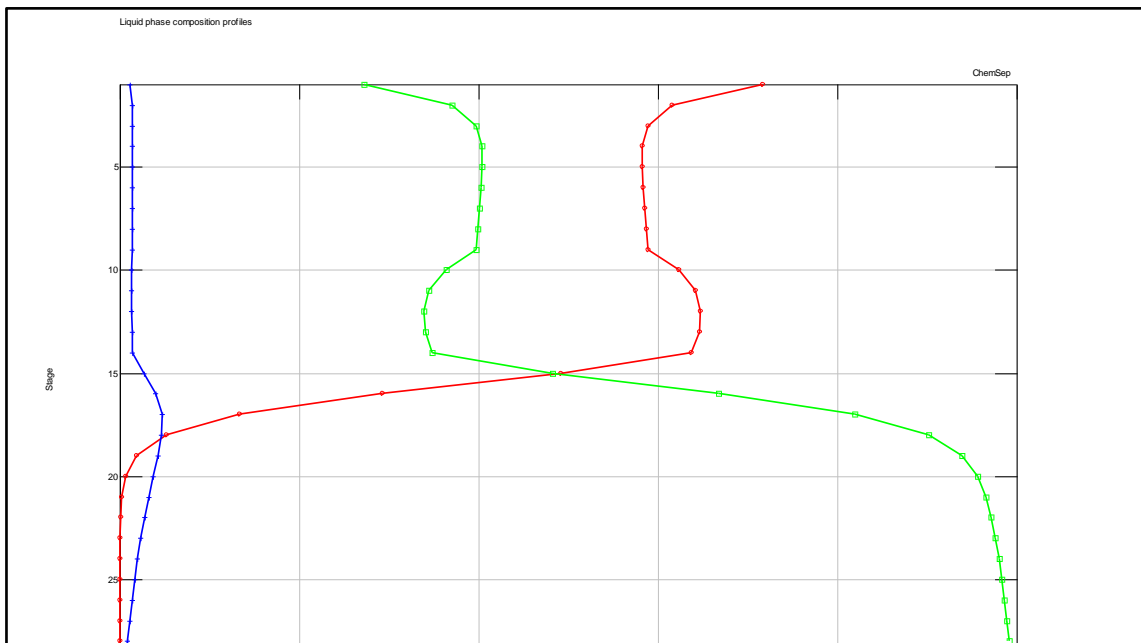
Fuente: Autores.

Anexo 14. Reporte de balance de masa y energía unidad de reflujo Caso 3.

Mass and Energy Balances			
Stream / Apparatus	Mass (kg/s)	Energy (kW)	Exergy (kW)
Feed1	1.29929	-279.648	262.000
Top	-6.105E-05	0.0260622	-0.0457593
Bottom	-1.29923	511.857	-780.767
Qcondenser		-232.235	647.316
	----- +	----- +	----- +
Balance	2.3841E-07	-6.250E-05	128.504
Thermodynamic efficiency = 0.801482			
Component discrepancies: absolute (mol/s), relative ()			
Nitrogen	2.8221E-10	9.0740E-08	
Oxygen	6.0952E-06	1.5740E-07	
Argon	1.7401E-07	1.1572E-07	

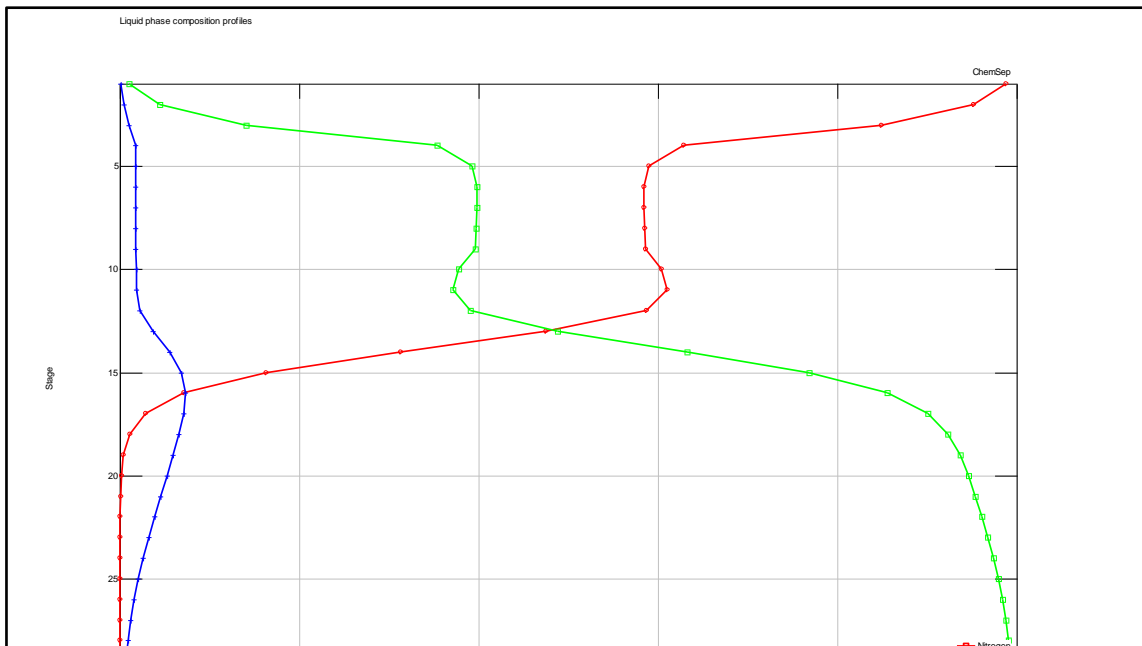
Fuente: Autores

Anexo 15. Reporte de composición de fase líquida en LPC Caso 1.



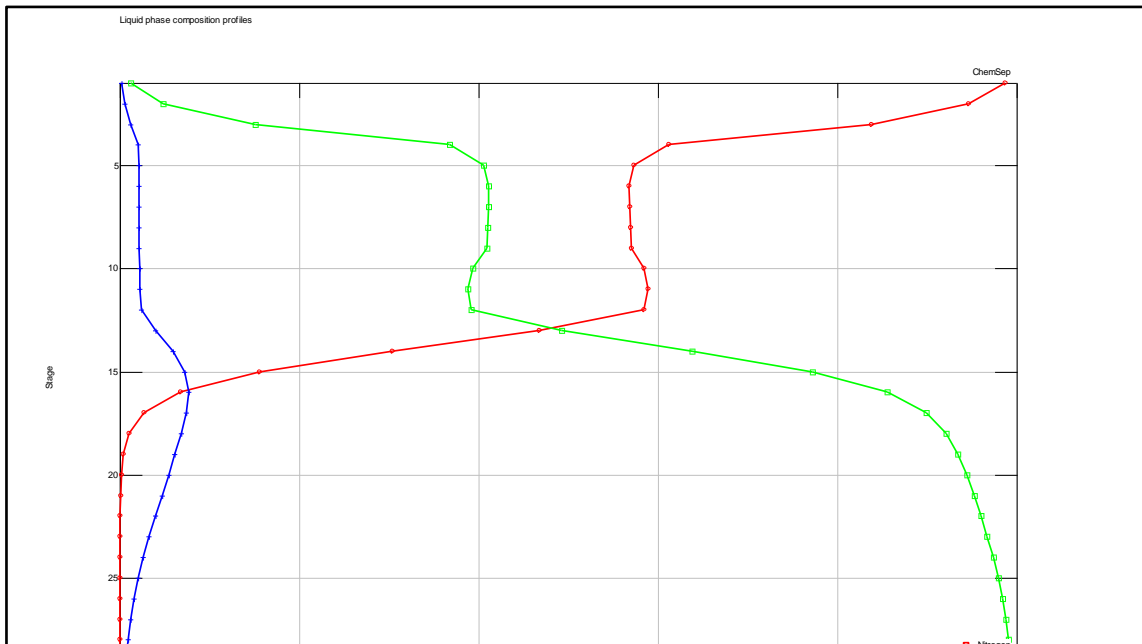
Fuente: Autores.

Anexo 16. Reporte de composición de fase líquida en LPC Caso 2.



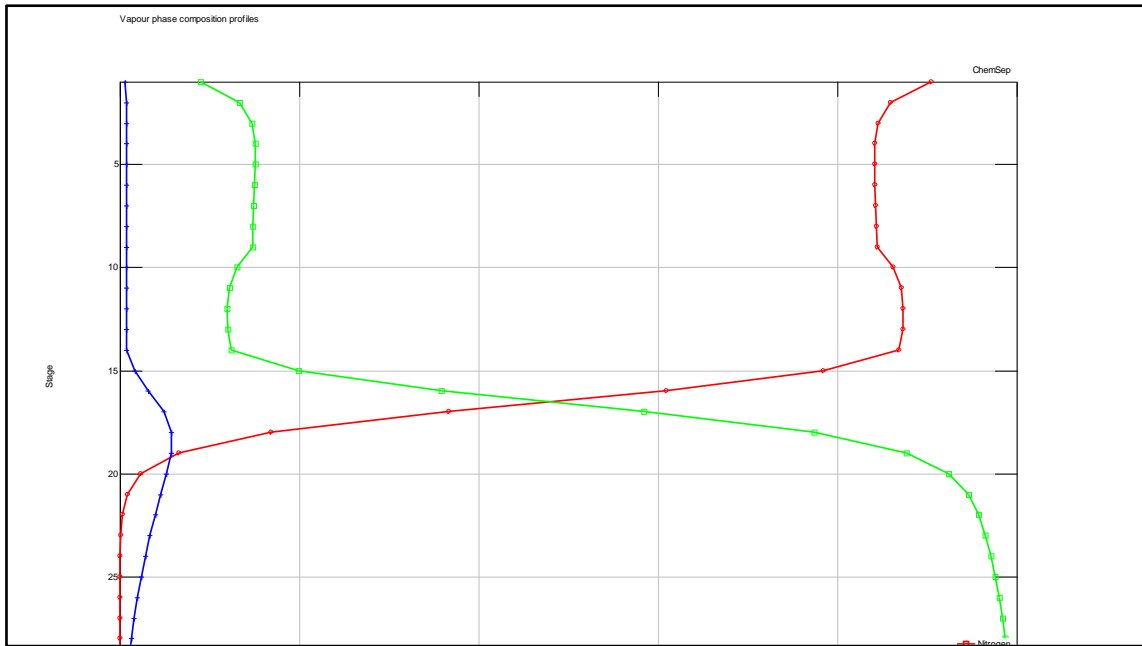
Fuente: Autores.

Anexo 17. Reporte de composición de fase líquida en LPC Caso 3.



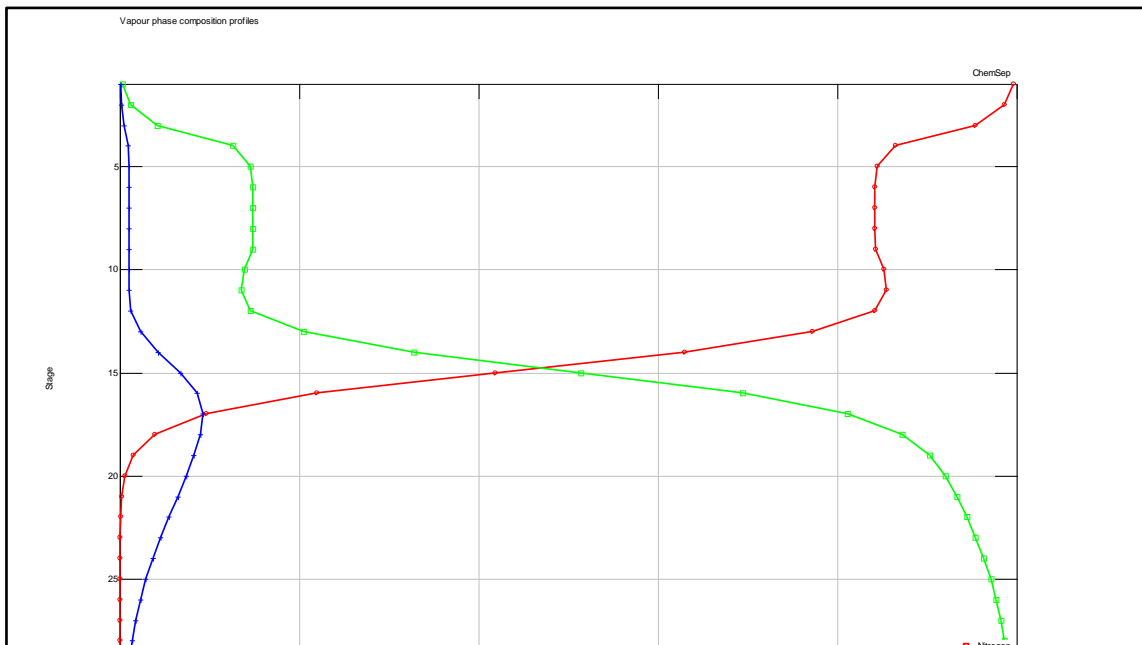
Fuente: Autores.

Anexo 18. Reporte de composición de fase vapor en LPC Caso 1.



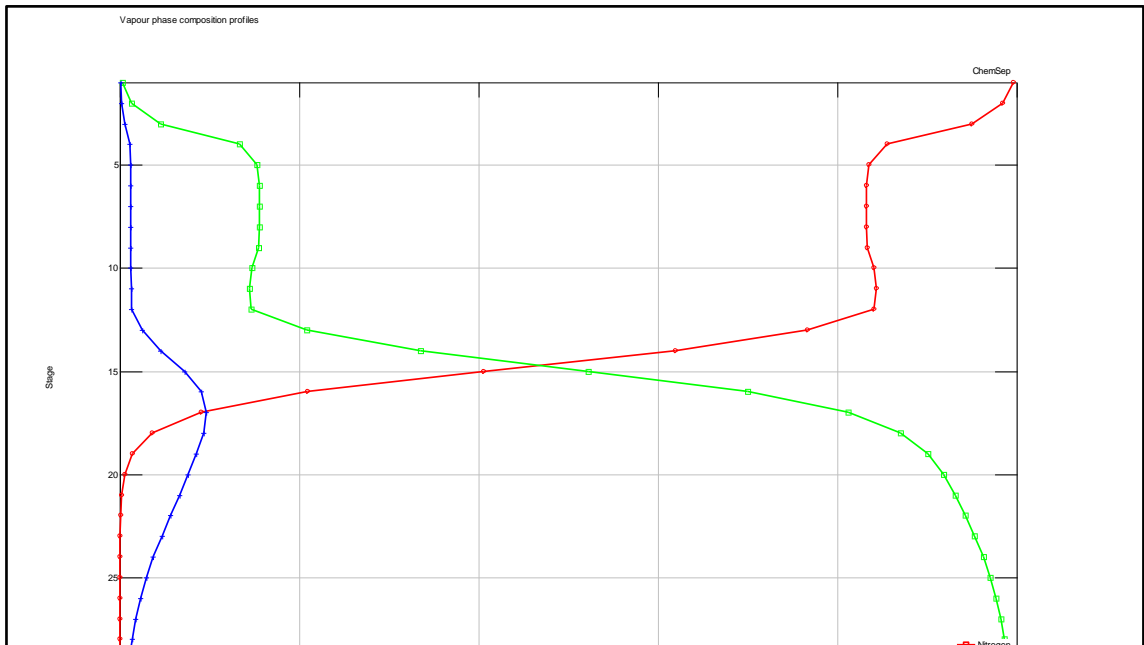
Fuente: Autores.

Anexo 19. Reporte de composición de fase vapor en LPC Caso 2.



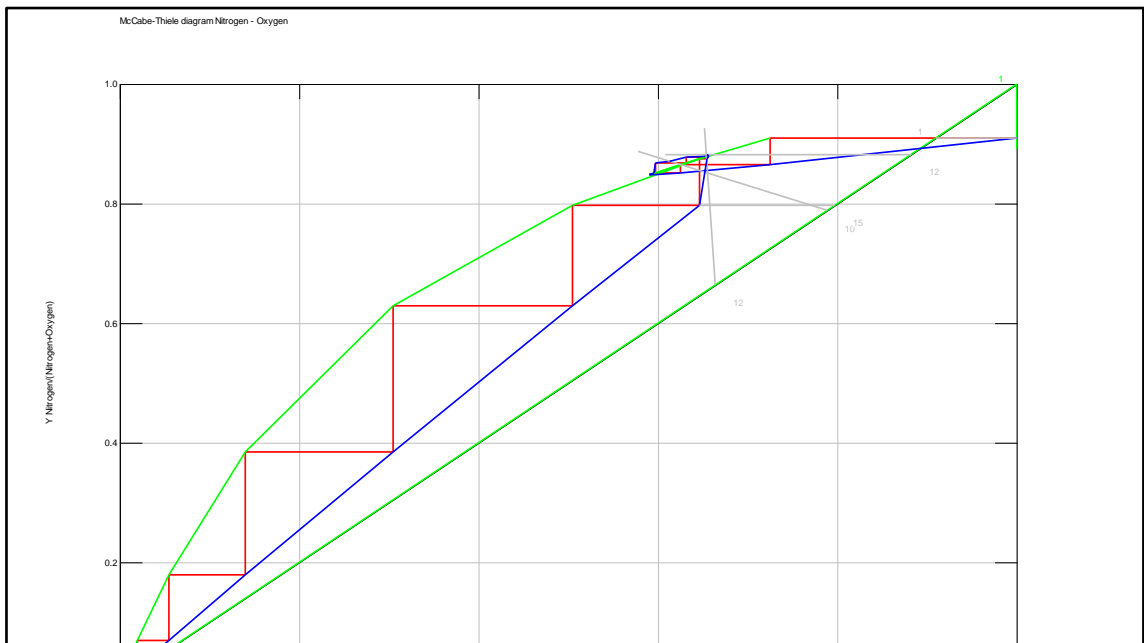
Fuente: Autores.

Anexo 20. Reporte de composición de fase vapor en LPC Caso 3.



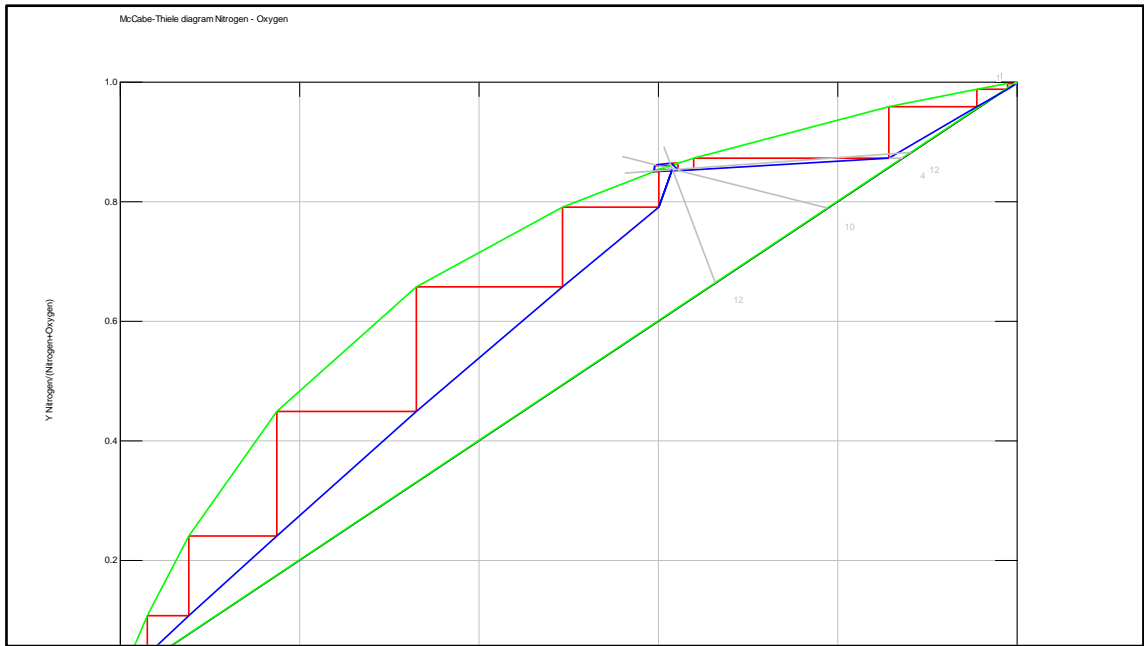
Fuente: Autores.

Anexo 21. Gráfico McCabe-Thiele de LPC Caso 1.



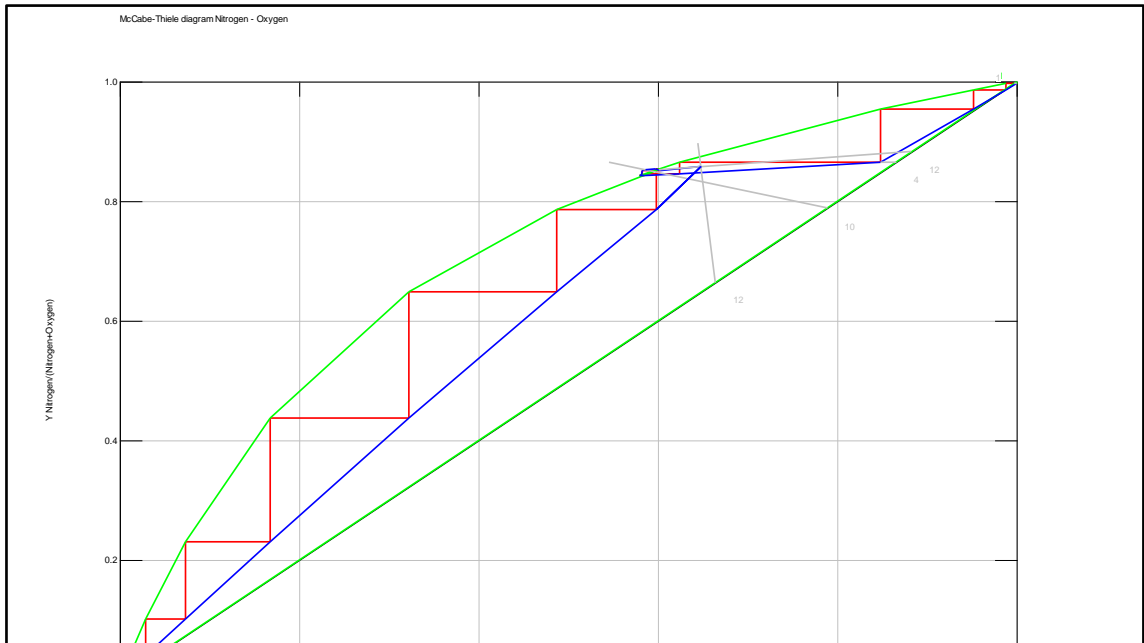
Fuente: Autores.

Anexo 22. Gráfico McCabe-Thiele de LPC Caso 2.



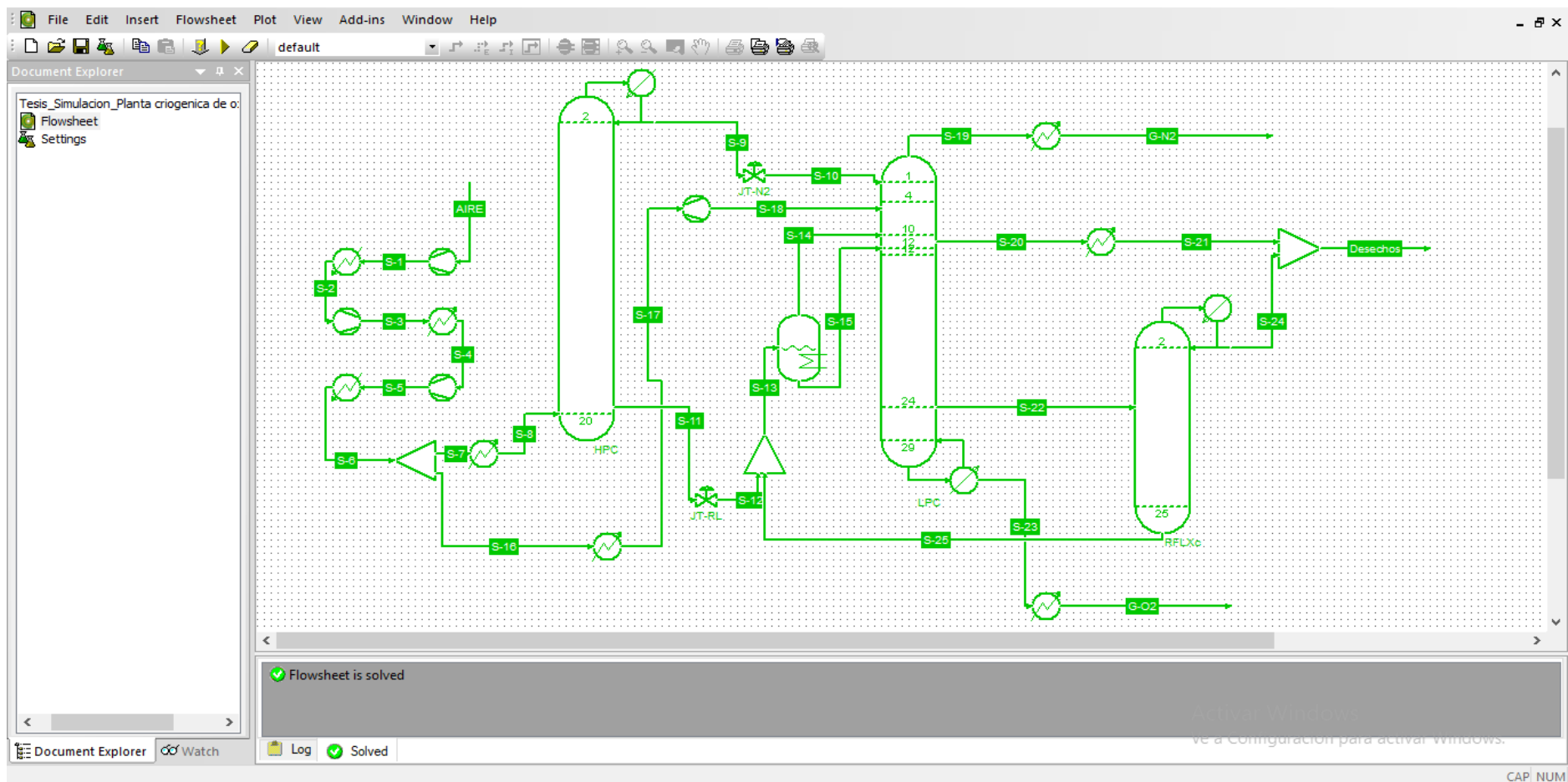
Fuente: Autores.

Anexo 23. Gráfico McCabe-Thiele de LPC Caso 3.



Fuente: Autores.

Anexo 24. Proceso simulado en el software COCO SIMULATOR



Fuente: Autores.