

**MEJORAMIENTO DE LA TÉCNICA DE EXTRACCIÓN CON CO₂ EN ESTADO
SUPERCRÍTICO A ESCALA PILOTO USADA EN EL CENTRO DE
INVESTIGACIÓN DE EXCELENCIA CENIVAM**

SERGIO ANDRÉS BELTRÁN MORENO

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO MECÁNICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
BUCARAMANGA**

2015

**MEJORAMIENTO DE LA TÉCNICA DE EXTRACCIÓN CON CO₂ EN ESTADO
SUPERCRÍTICO A ESCALA PILOTO USADA EN EL CENTRO DE
INVESTIGACIÓN DE EXCELENCIA CENIVAM**

SERGIO ANDRÉS BELTRÁN MORENO

Trabajo de grado para optar al título de

Ingeniero Mecánico.

DIRECTOR

ING. OMAR A. GÉLVEZ AROCHA

Ingeniero Mecánico.

CODIRECTOR

Ph D. JAIRO RENÉ MARTINEZ

Químico.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICO MECÁNICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
BUCARAMANGA**

2015

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	17
1 ASPECTOS GENERALES DEL PROYECTO.....	18
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	18
1.2 JUSTIFICACIÓN PARA SOLUCIONAR EL PROBLEMA.....	21
1.3 OBJETIVOS DEL TRABAJO DE GRADO.....	22
1.3.1 Objetivo General.....	22
1.3.2 Objetivos Específicos.....	23
2 MARCO CONTEXTUAL.....	24
2.1 FLUIDO SUPERCRÍTICO.....	24
2.2 PROPIEDADES DE ALGUNOS COMPUESTOS SUPERCRÍTICOS.....	25
2.3 EXTRACCIÓN CON FLUIDOS SUPERCRÍTICOS.....	26
2.4 APLICACIONES DE LA EXTRACCIÓN CON FLUIDO SUPERCRÍTICO.....	29
2.4.1 Aplicaciones en la tecnología de los alimentos.....	29
2.4.2 Aplicaciones en la medicina.....	30
2.4.3 Aplicaciones en la cosmética.....	30
2.4.4 Aplicaciones en la ingeniería ambiental.....	31
2.4.5 Aplicaciones en la química orgánica.....	31
2.4.6 Aplicaciones de extracción con CO ₂ en estado supercrítico.....	31
3 DISEÑO CONCEPTUAL PARA EL MEJORAMIENTO DE LA TÉCNICA DE EXTRACCIÓN CON CO ₂	33
3.1 SUBSISTEMA DE ACONDICIONAMIENTO DE CO ₂	36
3.1.1 Componentes del subsistema de acondicionamiento de CO ₂	36

3.2	SUBSISTEMA DE EXTRACCIÓN EN PARALELO.	40
3.2.1	Componentes del subsistema de extracción en paralelo.	40
3.3	SUBSISTEMA DE SEPARACIÓN EN SERIE.....	43
3.3.1	Componentes del subsistema de separación en serie.	43
3.4	SUBSISTEMA DE RECUPERACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE CO ₂	44
3.4.1	Componentes Subsistema de Recuperación y Almacenamiento de CO ₂ ...	45
4	DISEÑO DE DETALLE Y FABRICACIÓN DE LOS SUBSISTEMAS DE EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN.....	48
4.1	DISEÑO DE LOS TANQUES DE EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN.	48
4.1.1	Cálculo del espesor de pared de los tanques.....	49
4.2	REDISEÑO Y FABRICACIÓN DE LA ESTRUCTURA DEL EQUIPO.	54
4.3	SELECCIÓN DE ELEMENTOS NECESARIOS PARA CONTROL DE LA NUEVA CONFIGURACIÓN EN PARALELO.....	57
4.3.1	Selección de los racores y adaptadores para tubo.	57
4.3.2	Selección de las válvulas de alivio de presión.....	62
4.3.3	Selección de las válvulas de aguja.....	65
5	DISEÑO DE DETALLE Y FABRICACIÓN DEL SUBSISTEMA DE RECUPERACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE CO ₂	66
5.1	DISEÑO TÉRMICO.	66
5.1.1	Diagrama de flujo para el diseño térmico del condensador.	67
5.1.2	Datos de entrada del proceso.....	70
5.1.3	Datos geométricos de entrada.	70
5.1.4	Determinación de los puntos del proceso.....	70

5.1.5	Determinación de los calores Q_{Enf}, Q_{Cond}, Q_{Subenf}	71
5.1.6	Determinación la presión $P_{Evap, 134}$ y del flujo másico m_{134} para el refrigerante.....	73
5.1.7	Estimación del área de transferencia A_{req}	73
5.1.8	Selección de un diámetro de casco estándar.	74
	Fuente: Catálogo Aceros Steckerl.	75
5.1.9	Cálculo del coeficiente de convección para el refrigerante $h_{Int; 134}$	75
5.1.10	Cálculo del coeficiente de convección para el enfriamiento del CO ₂ $h_{Enf; CO_2}$	78
5.1.11	Cálculo del coeficiente de convección para la condensación del CO ₂ $h_{Cond; CO_2}$	81
5.1.12	Cálculo del coeficiente de convección para el subenfriamiento del CO ₂ $h_{Subenf; CO_2}$	84
5.1.13	Cálculo del área de transferencia de calor requerida para el enfriamiento del CO ₂ A_{Enf}	86
5.1.14	Cálculo del área de transferencia de calor requerida para la condensación del CO ₂ A_{Cond}	87
5.1.15	Cálculo del área de transferencia de calor requerida para el subenfriamiento del CO ₂ A_{Subenf}	88
5.1.17	Resultados del Diseño Térmico.	90
5.2	DISEÑO MECÁNICO.....	91
5.2.1	Cálculo del espesor mínimo requerido para el casco del condensador.	92
5.2.2	Cálculo del espesor mínimo requerido para los tubos del condensador. ...	93
5.2.3	Cálculo del espesor mínimo requerido para la placa porta tubos.	94

5.2.4	Cálculo del par de apriete requerido para la unión de las bridas.	97
5.2.5	Cálculo del espesor de la brida del casco.....	99
5.3	FABRICACIÓN E INSTALACIÓN DE LOS COMPONENTES DEL CIRCUITO DE LICUADO.	102
5.3.1	Selección del tipo de condensador	102
5.3.2	Fabricación del condensador.	105
5.3.3	Selección de la unidad condensadora.....	106
5.3.4	Instalación del sistema de recuperación.....	109
6	ANÁLISIS ECONÓMICO.	112
6.1	INVERSIÓN INICIAL.....	112
6.2	COSTOS DE EXTRACCIÓN ANTES Y DESPUÉS DE LA OPTIMIZACIÓN DEL EQUIPO.....	114
6.2.1	Costos de extracción antes de la optimización del equipo.....	114
6.2.2	Costos de extracción después de la optimización del equipo.....	117
7	CUMPLIMIENTO DE LOS OBJETIVOS DEL PROYECTO.....	123
8	CONCLUSIONES.	125
	BIBLIOGRAFÍA.....	126
	ANEXOS.....	129

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Circuito Original <i>THAR SFE-2000-2-FMC50</i>	19
Figura 2. Ciclo Termodinámico configuración original.	20
Figura 3. Diagrama de Fases de una Sustancia.....	24
Figura 4. Propiedades de los Fluidos Supercríticos.	27
Figura 5. Funcionamiento en paralelo <i>THAR SFE-2000-2-FMC50</i>	33
Figura 6. Ciclo Termodinámico del proceso planteado.....	34
Figura 7. Intercambiador de Calor 1 (Enfriamiento).....	36
Figura 8. Baño de Refrigeración <i>Neslab RTE 10</i>	37
Figura 9. Flujómetro SIEMENS <i>SITRANS F C MASSFLO</i>	38
Figura 10. Bomba de CO ₂ P-200A.....	38
Figura 11. Bomba de Co-Solvente.....	39
Figura 12. Intercambiador de Calor HE2 (Calentamiento).	39
Figura 13. Tanque Porta Muestras.	41
Figura 14. Tanque de Recuperación.	42
Figura 15. Válvula Automática de Regulación de Presión.....	42
Figura 16. Válvula Manual de Regulación de Presión.....	44
Figura 17. Subsistema de Recuperación y Almacenamiento de CO ₂	45
Figura 18. Condensador de CO ₂	46
Figura 19. Unidad Condensadora con R134-A.	47
Figura 20. Modelamiento de la configuración Mixta.....	48
Figura 21. Dimensiones tanque porta muestra original.....	50
Figura 22. Dimensiones tanque separador original.....	52

Figura 23. Tanques Nuevos Fabricados Localmente	53
Figura 24. Filtros para Tanques Porta Muestra.....	53
Figura 25. Dimensionamiento del Equipo Thar Original.....	54
Figura 26. Modelamiento del Equipo Thar Original y Optimizado	55
Figura 27. Estructura Adicional para la Ampliación	56
Figura 28. Materiales de Construcción Accesorios Swagelok.	58
Figura 29. Presiones de Operación Accesorios Swagelok.	59
Figura 30. Indicaciones sobre de cómo pedir los accesorios.....	60
Figura 31. Selección de Tees de conexión.	60
Figura 32. Válvula de Alivio de Presión Proporcional.	62
Figura 33. Selección de la Serie de la Válvula.	63
Figura 34. Selección de la Válvula.	64
Figura 35. Selección del Muelle de Disparo.	64
Figura 36. Selección de la Válvula de Aguja.	65
Figura 37. Puntos del proceso del CO ₂	72
Figura 38. Distribución de Tubos.....	74
Figura 39. Características de Tubería de Acero al Carbón.	75
Figura 40. Regímenes de flujos que se encuentran en el interior del tubo.	76
Figura 41. Flujo transversal a los tubos de enfriamiento.....	79
Figura 43. Flujo a lo largo de los tubos	84
Figura 44. Dimensiones de bridas Ciega y Slip-On Rating 400.....	96
Figura 45. Dimensiones necesarias para el cálculo de la brida.....	97
Figura 46. Tipos de Intercambiadores de Calor.....	103

Figura 47. Condensador tipo CEU.....	105
Figura 48. Fabricación del Condensador.	106
Figura 49. Unidad Condensadora THB4413YH.	108
Figura 50. Instalación de Filtro Retenedor de Humedad y Extracto.	109
Figura 51. Válvulas de Control de Paso de CO ₂	109
Figura 52. Instalación del Condensador	110
Figura 53. Instalación de Unidad Condensadora.	111
Figura 54. Proyección de Costos de Extracción sin Optimización.	117
Figura 55. Proyección de Costos de Extracción con Optimización.	121

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A. MANUAL DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL EQUIPO	
THAR SFE-2000-2-FMC50.....	130
ANEXO B. PLANOS DE COMPONENTES ADAPTADOS AL EQUIPO DE EXTRACCIÓN CON CO ₂ EN ESTADO SUPERCRÍTICO.....	164

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Propiedades Críticas de varios Solventes.	25
Tabla 2. Propiedades del Acero inoxidable 17-4 PH.....	49
Tabla 3. Resultados Diseño Térmico del Condensador.	91
Tabla 4. Resultados Diseño Mecánico del Condensador.....	102
Tabla 5. Especificaciones de la Condensadora.....	108
Tabla 6. Costos de Ampliación del Equipo.	113

LISTA DE CUADROS

Cuadro 1. Proyección de costos de extracción sin Optimización.....	116
Cuadro 2. Proyección de costos de extracción con Optimización.....	120
Cuadro 3. Cumplimiento de los Objetivos del Proyecto.....	123

RESUMEN

TÍTULO: MEJORAMIENTO DE LA TÉCNICA DE EXTRACCIÓN CON CO₂ EN ESTADO SUPERCRÍTICO A ESCALA PILOTO USADA EN EL CENTRO DE INVESTIGACIÓN DE EXCELENCIA CENIVAM*

AUTOR: SERGIO ANDRÉS BELTRÁN MORENO**

PALABRAS CLAVE: CENIVAM, CO₂ Supercrítico, Extracción, Fraccionamiento, Recuperación de CO₂.

DESCRIPCIÓN:

La técnica de extracción con fluido supercrítico, es usada para la obtención de extractos de matrices vegetales de una manera rápida, eficiente y limpia conservando las características bioactivas de los compuestos. El CO₂ es el solvente más usado para esta técnica pero el principal inconveniente de esta tecnología, es el alto costo de inversión y operación.

Una alternativa que permite obtener extractos con bajo costo de producción y con selectividad, es la implementación de fraccionamiento y recirculación del CO₂, para esto es conveniente instalar válvulas y cilindros, para separar grupos de moléculas según su solubilidad en CO₂.

El empleo de un sistema de recirculación de CO₂, disminuye las pérdidas del solvente a 2% del total requerido en una extracción sin recirculación.

El Centro de Excelencia Cenivam cuenta con un equipo de extracción supercrítica THAR SFE 2000 (Pittsburgh, PA, EE.UU) el cual fue modificado con el propósito de implementar un sistema que permita recuperar y recircular el CO₂ consumido en la extracción y permita fraccionar el extracto para agregar valor, aumentado la concentración por especies de moléculas.

Con el desarrollo de este proyecto se logró disminuir el consumo de CO₂ por extracción en un 86% y se logró aumentar la capacidad procesamiento en un 100%.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Mecánicas, Escuela de Ingeniería Mecánica, Director: Ing. Omar Armando Gélvez Arocha.

SUMMARY

TITLE: IMPROVEMENT OF THE EXTRACTION TECHNIQUE WITH CO₂ IN SUPERCRITICAL STATE TO PILOT SCALE USED IN THE RESEARCH CENTRE OF EXCELLENCE CENIVAM*

AUTHOR: SERGIO ANDRES BELTRAN MORENO**

KEYWORDS: CENIVAM, Supercritical CO₂, Extraction, Fractionation, CO₂ RECOVERY.

DESCRIPTION:

The technique of supercritical fluid extraction is used for obtaining extracts of vegetable matrices to quickly, efficiently and clean preserving the bioactivity of the compounds. The CO₂ is the most widely used solvent for this technique but the main drawback of this technology is the high cost of investment and operation.

An alternative for obtaining extracts with low production cost and selectivity, is the implementation of fractionation and recirculation of CO₂, it is convenient to install valves and cylinders, to separate groups of molecules according to their solubility in CO₂.

The use of a CO₂ recirculation system reduces solvent loss to 2% of the total required in extraction without recirculation.

The Centre of Excellence CENIVAM has an equipment supercritical extraction SFE THAR 2000 (Pittsburgh, PA, USA) which was amended with the purpose to implement a system which enables recovering and recycling the CO₂ consumed in extracting and allows fractionate the extract for to add value, increasing concentration of molecules species.

With the development of this project it was possible to reduce the consumption of CO₂ by extraction by 86% and was managed to increase the processing capacity by 100%.

* Graduation Project

** Faculty of Physics-Mechanic Engineerings, School of Mechanic Engineering, Director: Ing. Omar Armando Gélvez Arocha.

INTRODUCCIÓN

El presente trabajo de grado realizado con la ayuda del Centro Nacional de Investigaciones para la Agroindustrialización de Especies Vegetales Aromáticas y Medicinales Tropicales CENIVAM, buscando optimizar los costos de obtención de extractos a partir de matrices vegetales empleando CO₂ en estado súper crítico, plantea el mejoramiento de la técnica de extracción como una vía para llegar a lograr la producción de extractos a bajo costo.

Para lograr reducir los costos de producción de extractos, se han buscado alternativas que ya hayan sido implementadas en este campo; una alternativa que permite obtener extractos con bajo costo de producción y con selectividad, es la implementación del fraccionamiento y recirculación del CO₂; para esto es conveniente instalar válvulas y cilindros, para separar grupos de moléculas según su solubilidad en CO₂.

La implementación sistemas de recirculación de CO₂, ha demostrado disminuir las pérdidas del solvente al 2% del total requerido en una extracción sin recirculación.

El Centro de Excelencia Cenivam cuenta con un equipo de extracción supercrítica *THAR SFE 2000* (Pittsburgh, PA, EE.UU) el cual fue modificado con el propósito de implementar un sistema que permita recircular el CO₂ consumido en la extracción y permita reducir los costos de producción, así como fraccionar el extracto para proporcionarle un valor agregado.

1 ASPECTOS GENERALES DEL PROYECTO.

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

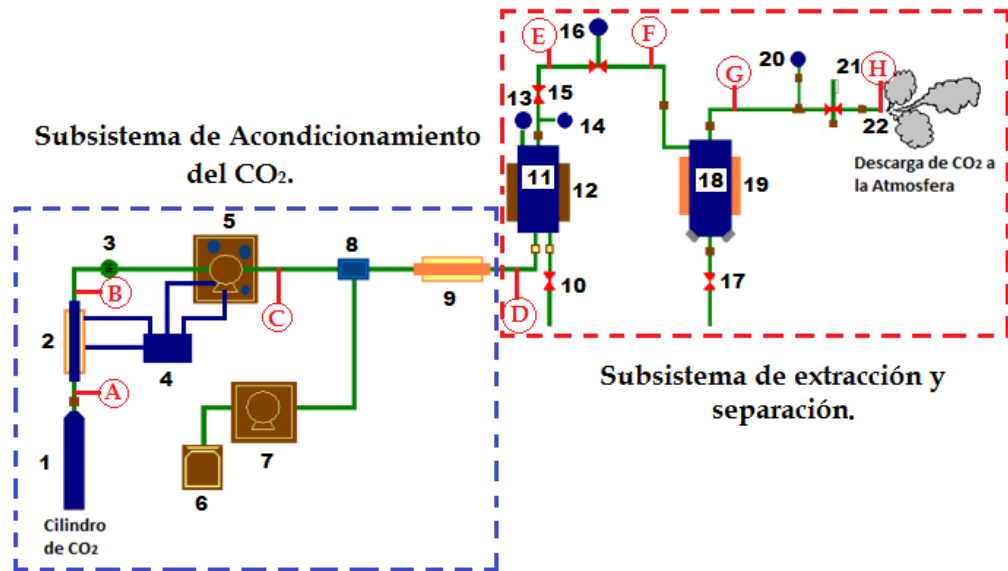
El Centro Nacional de Investigaciones para la Agroindustrialización de Especies Vegetales Aromáticas y Medicinales Tropicales CENIVAM, tiene una amplia experiencia en la extracción de productos naturales a partir de matrices vegetales. Actualmente ejecuta un programa financiado por Colciencias llamado "Bioprospección y desarrollo de ingredientes naturales para la industria cosmética, farmacéutica y de productos de aseo con base en la biodiversidad colombiana", cuyo objetivo es desarrollar una estrategia de aplicación del conocimiento aprovechando sosteniblemente la biodiversidad colombiana con el ánimo de identificar ingredientes naturales de las plantas, promisorios para productos de las industrias farmacéutica, cosmética y de aseo.

La obtención de algunos de estos ingredientes como extractos por métodos tradicionales, implica la degradación térmica de algunos compuestos termosensibles y contaminación a nivel de trazas por el uso de solventes orgánicos. La técnica de extracción con fluido supercrítico (SFE), es una alternativa que posibilita la obtención de extractos, de una manera rápida, eficiente y limpia, conservando las características bioactivas de los compuestos de interés. El CO₂ es el solvente más usado para esta técnica, debido a las ventajas que presenta frente a otros solventes. El principal inconveniente de esta tecnología, es el alto costo de inversión y operación, sólo justificado económicamente por el costo de los extractos.

El centro de excelencia Cenivam cuenta con un equipo de extracción con CO₂ supercrítico a escala piloto (Thar Technology, Pittsburgh, PA, EE.UU., modelo SFE2000), que consta de una columna de extracción de 0,002 m³ y un separador con capacidad 5 x 10⁻⁴ m³, control independiente de temperatura y presión. El

recipiente de extracción tiene una relación altura/diámetro de 5,5 (0,42 m de altura, 0,076 m de diámetro interior). El proceso se lleva a cabo en serie donde el CO₂ líquido entra al sistema desde un tanque de almacenamiento (1), pasa por un intercambiador de calor (2) donde se subenfria para evitar que hayan gotas de vapor, pasa por un flujómetro (3) que controla el suministro hacia la bomba, es presurizado hasta alcanzar la condición de fluido supercrítico (5), realiza la extracción de la muestra que se encuentra en el porta muestras (11), pasa a un tanque separador (18) donde se separa el extracto del CO₂ y finalmente se desecha el CO₂ hacia la atmosfera (22), obteniendo de esta manera un extracto libre de solvente.

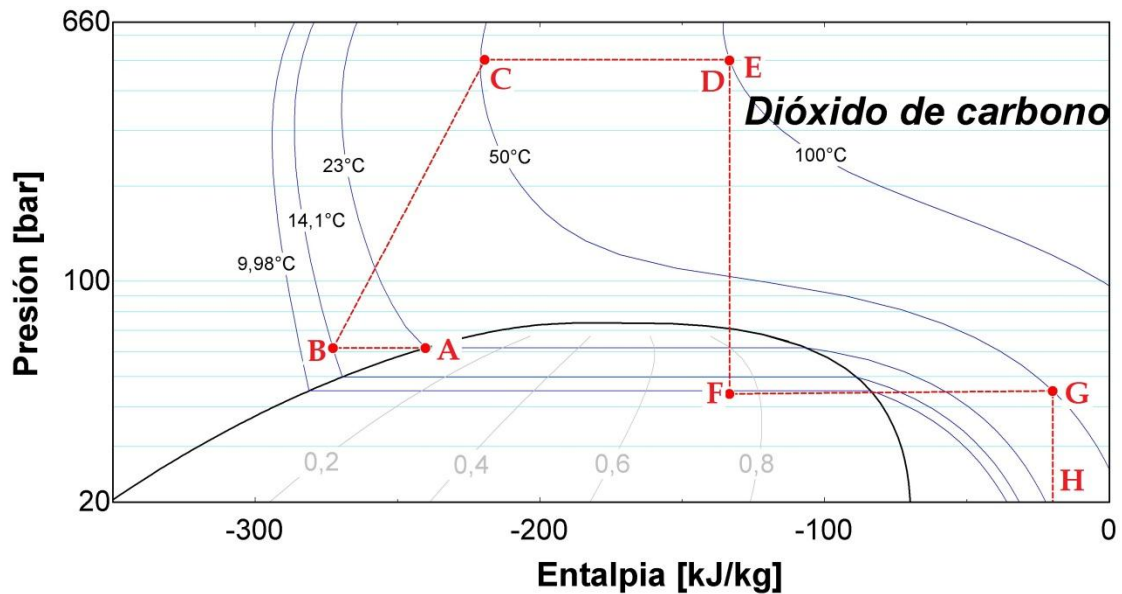
Figura 1. Circuito Original THAR SFE-2000-2-FMC50.



Principales unidades del equipo THAR SFE-2000-2-FMC50: 1-Cilindro de CO₂; 2-Intercambiador de calor I, HE1; 3-Flujómetro, FM1; 4-Baño de refrigeración para el subenfriamiento del CO₂; 5-Bomba del CO₂; 6-Reservorio de solvente; 7-Bomba para Co-solvente, P1; 8-Mezclador; 9-Intercambiador de calor II, HE2; 10-Válvula II, MV2; 11-Portamuestra, V1; 12-Chaqueta de calentamiento I; 13-Manómetro 1; 14-Sensor de temperatura; 15-Válvula I, MV1; 16-Válvula automática de regulación de la presión, ABPR1; 17-Válvula III, MV3; 18-Separador CS1; 19-Chaqueta de calentamiento 2; 20-Manómetro 2; 21-Válvula manual de regulación de la presión, MBPR1; 22-Tubo de venteo.

La figura 1 es un esquema del circuito original cuyo funcionamiento térmico ha sido modelado empleando la herramienta de análisis EES, para así obtener un diagrama térmico de la figura 2, en el cual se puede observar cada una de los puntos del proceso.

Figura 2. Ciclo Termodinámico configuración original.



Puntos del proceso sobre el diagrama.

- A-B Sub enfriamiento para garantizar que no se presenten burbujas de gas en la succión de la bomba.
- B-C Compresión del CO₂.
- C-D Calentamiento (fluido súper-critico).
- D-E Paso del fluido por tanque porta muestra (caída de presión).
- E-F Expansión válvula ABPR (genera pequeñas gotas de CO₂).
- F-G Calentamiento para garantizar que el CO₂ se mantiene en fase vapor.
- G-H Expansión válvula MBPR y descarga del CO₂ a la atmósfera.

El equipo configurado de esta forma limita la cantidad de extracciones a dos en un periodo laboral de 8 horas porque después de cada extracción se debe cargar nuevamente el tanque extractor y volver a presurizar. El CO₂ al final del ciclo es liberado a la atmósfera lo que obliga a cambiar un cilindro de 25 kilos cada tres extracciones, lo cual incrementa los costos de extracción. Para matrices vegetales como hojas y tallos, los costos de producción por gramo de extracto son superiores a 23.000 COP. Para matrices vegetales como frutas, que requieren ser liofilizadas, el costo de producción de un gramo de extracto supera los 130.000 COP.

El proyecto de Bioprospección requiere de numerosas extracciones, más de trescientas; que implicarían una alta inversión de tiempo y dinero de seguir operando el equipo como está configurado.

Por esta razón la Escuela de Ingeniería Mecánica buscando fortalecer los procesos tecnológicos de los diferentes grupos de investigación ha realizado una propuesta para la optimización del equipo *THAR SFE-2000-2-FMC50*, de tal forma que se pueda recuperar el CO₂ gaseoso que actualmente se libera a la atmosfera y aumentar la capacidad de extracción del equipo.

1.2 JUSTIFICACIÓN PARA SOLUCIONAR EL PROBLEMA.

Una alternativa que permite obtener extractos con bajo costo de producción y con selectividad hacia compuestos de interés, es la implementación de sistemas para el fraccionamiento y recirculación del CO₂. Investigaciones demuestran la conveniencia de instalar válvulas y cilindros adicionales, para la separación de

grupos de moléculas que presenten diferentes solubilidades en CO₂ a alta presión (fraccionamiento)¹. Además de esto, el empleo de un adecuado sistema de recirculación de CO₂, disminuye las pérdidas del solvente a 2% del total requerido en una extracción sin recirculación, la cual desecha todo el CO₂ al ambiente².

Con la realización de este proyecto se pretende mejorar el equipo THAR SFE-2000-2-FMC50 del tal forma que se pueda reutilizar el CO₂ que se emplea para la extracción de extractos y aumentar la capacidad de extracción del equipo, al realizar más extracciones por día y avanzar de manera más eficiente en el proceso de investigación, disminuyendo los costos de producción de cada gramo de extracto.

1.3 OBJETIVOS DEL TRABAJO DE GRADO.

1.3.1 Objetivo General. Contribuir con la Universidad Industrial de Santander en el cumplimiento de su objetivo misional, realizando una participación activa al liderar procesos de cambio por el progreso y el mejoramiento la calidad de vida de la comunidad, implementando para el Laboratorio CROM-MASS asociado a la unión temporal BIO-RED-CO-CENIVAM, la optimización del equipo THAR SFE-2000-2-FMC50, que permitirá disminuir los costos de operación, aumentar la capacidad de extracción y avanzar en los procesos de investigación.

¹ [Del Valle *et al.*, Contributions to supercritical extraction of vegetable substrates in Latin America, p. 35-57]

² [Passey, C.A., Commercial Feasibility of a Supercritical Extraction Plant for Making Reduced-Calorie Peanuts, Supercritical Fluid Processing of Food and Biomaterials, p. 223-243]

1.3.2 Objetivos Específicos.

1.3.2.1 Modificar el equipo Thar SFE-2000-2-fmc50 para aumentar la capacidad de extracción en un 100% y mejorar el proceso de separación del extracto, pasando de un funcionamiento lineal y por lotes a un funcionamiento en paralelo y semi-continuo para lo cual se deberá:

- Rediseñar y fabricar un tanque porta muestras.
- Rediseñar y fabricar dos tanques separadores.
- Rediseñar y fabricar la estructura del banco para la ubicación de los nuevos tanques.
- Seleccionar los accesorios necesarios para la implementación y control del nuevo ciclo propuesto.

1.3.2.2 Diseñar, construir y adaptar al equipo Thar sfe-2000-2-fmc50 un sistema de recuperación, licuado y almacenamiento de CO₂ con las siguientes características:

- Capacidad de almacenamiento 25 litros.
- Presión de operación 40 a 60 Bar.
- Máximo flujo másico 100 g/min.

1.3.2.3 Realizar la evaluación y estudio económico de la readecuación del sistema con el propósito de validar la reducción de costos y el retorno de la inversión.

1.3.2.4 Establecer los protocolos de operación y control en el proceso con el fin de obtener los resultados requeridos por el laboratorio.

1.3.2.5 Definir las rutinas de mantenimiento y verificaciones del sistema para garantizar una vida útil aceptable.

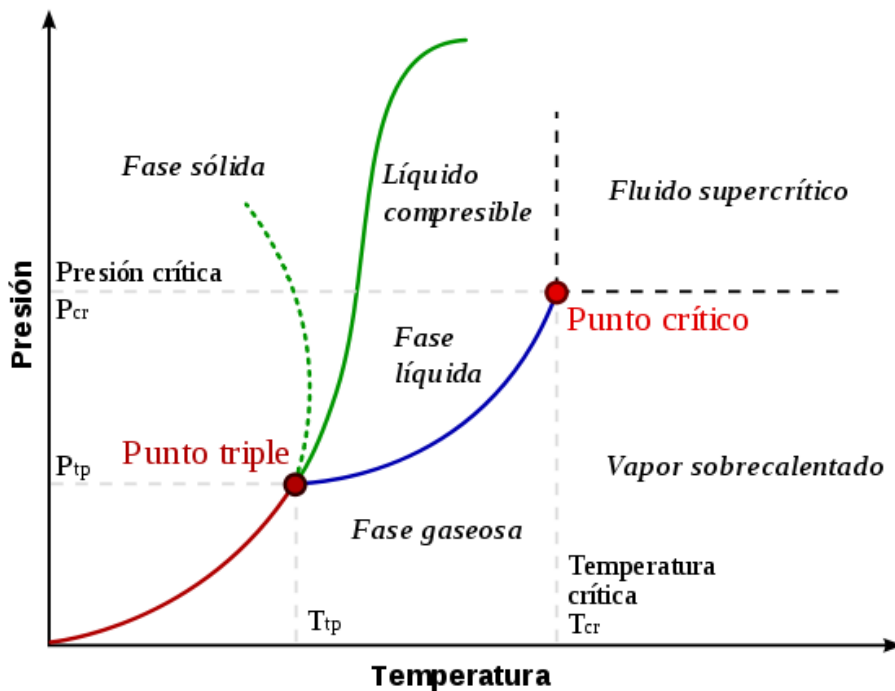
2 MARCO CONTEXTUAL.

2.1 FLUIDO SUPERCRÍTICO.

Un fluido supercrítico (FSC) es cualquier sustancia que se encuentre en condiciones de presión y temperatura superiores a su punto crítico que se comporta como “un híbrido entre un líquido y un gas”, es decir, puede difundir como un gas (efusión), y disolver sustancias como un líquido (disolvente); los FSC se caracterizan por el amplio rango de densidades que pueden adoptar, por encima de las condiciones críticas, pequeños cambios en la presión y la temperatura producen grandes cambios en la densidad.

En un diagrama de fases clásico, las curvas de fusión, sublimación y vaporización muestran las zonas de coexistencia de dos fases, tan solo hay un punto de coexistencia de tres fases, el llamado punto triple (PT).

Figura 3. Diagrama de Fases de una Sustancia.



Fuente: https://es.wikipedia.org/wiki/Fluido_supercrítico.

El cambio de fase se asocia a un cambio brusco de entalpía y densidad, pero por encima del punto crítico (PC) este cambio no se produce, por tanto, se puede definir este punto como aquel por encima del cual no se produce licuefacción al presurizar, ni gasificación al calentar; y por ende un fluido supercrítico es aquel que se encuentra por encima de dicho punto.

2.2 PROPIEDADES DE ALGUNOS COMPUESTOS SUPERCRÍTICOS.

En términos generales y científicos, un fluido supercrítico posee propiedades entre las de un gas y las de un líquido. En la Tabla 1 se muestran las propiedades de algunos compuestos usados comúnmente como fluidos supercríticos.

Tabla 1. Propiedades Críticas de varios Solventes.

Solvente	Peso Molecular	T. Crítica	Presión Crítica	Densidad Crítica
	g/mol	K	MPa (atm)	g/cm ³
Dióxido de carbono (CO ₂)	44,01	304,1	7,38 (72,8)	0,469
Agua (H ₂ O)	18,02	647,3	22,12 (218,3)	0,348
Metano (CH ₄)	16,04	190,4	4,60 (45,4)	0,162
Etano (C ₂ H ₆)	30,07	305,3	4,87 (48,1)	0,203
Propano (C ₃ H ₈)	44,09	369,8	4,25 (41,9)	0,217
Etileno (C ₂ H ₄)	28,05	282,4	5,04 (49,7)	0,215
Propileno (C ₃ H ₆)	42,08	364,9	4,60 (45,4)	0,232
Metanol (CH ₃ OH)	32,04	512,6	8,09 (79,8)	0,272
Etanol (C ₂ H ₅ OH)	46,07	513,9	6,14 (60,6)	0,276
Acetona (C ₃ H ₆ O)	58,08	508,1	4,70 (46,4)	0,278

Fuente: https://es.wikipedia.org/wiki/Fluido_supercrítico.

Las propiedades que se muestran en la tabla anterior derivan en las siguientes características comunes a los fluidos supercríticos³:

- No existe interfase gas-líquido.
- La compresibilidad isotérmica se hace infinitamente positiva.
- El coeficiente de expansión térmica es infinito y positivo.
- La entalpía de vaporización es cero.
- Si la densidad se mantiene constante e igual a la densidad crítica la capacidad calorífica a volumen constante tiende al infinito.
- La densidad por encima del punto crítico depende básicamente de la presión y la temperatura, pero en cualquier caso está más cercana a la de los líquidos que a la de los gases. La densidad aumenta si lo hace la presión a temperatura constante y si disminuye la temperatura a presión constante.
- La viscosidad es mucho más baja que la de los líquidos, lo que le confiere propiedades hidrodinámicas muy favorables.
- La bajísima tensión superficial permite una alta penetrabilidad a través de sólidos porosos y lechos empaquetados.
- Mayores coeficientes de difusión (difusividad) que en líquidos por lo que la transferencia de materia es más favorable.

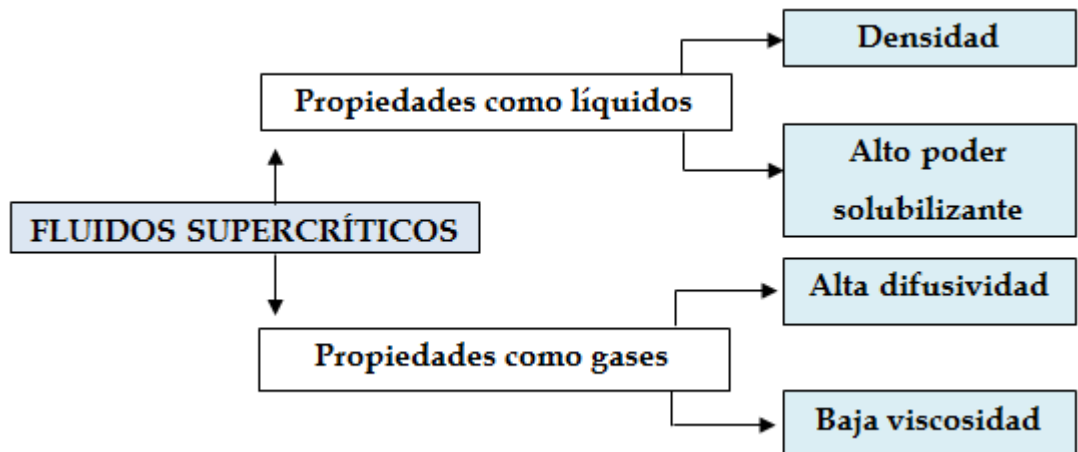
2.3 EXTRACCIÓN CON FLUIDOS SUPERCRÍTICOS.

La extracción con fluidos supercríticos es una técnica que aprovecha el poder disolvente de fluidos a temperatura y presión por encima de sus valores críticos; los fluidos supercríticos se caracterizan por su baja viscosidad y elevado coeficiente

³ https://es.wikipedia.org/wiki/Fluido_supercrítico

de difusión en comparación con los líquidos, además son usados en técnicas de extracción por su alta capacidad de penetración y su aplicación mediante ajuste de los valores de presión y temperatura que proveen mecanismos de extracción eficientes, de selectividad controlada, libres de la generación de emisiones y residuos peligrosos; esto en resumen debido a que en este estado (estado supercrítico) la materia, la fase líquida y gaseosa coexisten y son indistinguibles.

Figura 4. Propiedades de los Fluidos Supercríticos.



A través del proceso de extracción por fluidos supercríticos se busca separar una sustancia que puede disolverse en dos disolventes no miscibles entre sí, con distinto grado de solubilidad y que están en contacto con una interfase; teniendo en cuenta lo anterior la extracción con fluidos supercríticos se considera una técnica eficiente de separación de sustancias disueltas dentro de una matriz mediante la variación de poder disolvente haciendo variación de los valores de presión y temperatura aplicadas al sistema de extracción y sin cambios de fase.

El empleo del proceso de extracción con fluido supercrítico, representa ventajas sobre muchos de los procesos de extracción (destilación, extracción líquido líquido, destilación fraccionada entre otros) en cuanto no deja residuos en el producto y se puede separar fácilmente tanto del extracto como de la matriz, se economiza en el uso del disolvente en cuanto este se puede reciclar y emplear en otros procedimientos de extracción es decir se puede reutilizar.

El proceso de extracción con fluido supercrítico se puede aplicar a presión controlada o a temperatura controlada. A presión controlada el disolvente comprimido a un valor de presión determinado, disuelve el soluto en un recipiente de presión y/o extracción, luego el sistema se despresuriza y la solución se expande para precipitar el extracto o la sustancia de interés y el disolvente es recomprimido para ser recuperado. A temperatura controlada la separación y precipitación del extracto se realiza bajo calentamiento y disminuyendo así la densidad del disolvente; seguidamente el disolvente se recicla mediante el enfriamiento isobárico y aumento de la densidad del disolvente. El proceso de extracción a temperatura controlada representa un proceso energéticamente viable y eficiente, en cuanto el calor se transfiere directamente entre las etapas de enfriamiento y calentamiento y en las proximidades de condiciones isobáricas minimiza la energía de compresión.

Al final el proceso extractivo es necesario proseguir a la recuperación o separación del disolvente; en la región supercrítica la separación ocurre mediante la condensación retrógrada en donde un vapor supercrítico puede condensar al disminuir la presión y un líquido puede producir burbujas al ser comprimido, en este caso ocurre evaporación retrograda; tanto la condensación y la evaporación retrograda generan inmiscibilidad entre las sustancias y permiten separar eficientemente el disolvente del extracto. En resumen, con ayuda a los fenómenos que ocurren naturalmente en la zona supercrítica la separación del disolvente

puede lograrse mediante la precipitación del soluto del extracto y disminución de la densidad del disolvente; separación del soluto mediante el tratamiento con otros solventes; el uso de resinas de intercambio iónico y acople de la técnica de extracción con otras técnicas de separación como cromatografía líquida de alta resolución HPLC, entre otros.

2.4 APLICACIONES DE LA EXTRACCIÓN CON FLUIDO SUPERCRÍTICO.⁴

Desde finales del siglo 20, la extracción con fluido supercrítico se ha desarrollado muy rápido y esta técnica se ha aplicado en muchos campos, en la ciencia, la ingeniería, así como en la industria.

2.4.1 Aplicaciones en la tecnología de los alimentos. El campo más antiguo y más importante en el que se ha implementado la EFSC es en la tecnología de los alimentos y la extracción de aceite esencial. En este campo, muchas investigaciones han sido publicadas. Un ejemplo es su aplicación con el café y el té, porque la descafeinización del café y el té es la primera aplicación en la que la EFSC ha sido utilizada en la industria de los alimentos.

El descafeinado café representa una de las aplicaciones más difundidas y patentadas de EFSC con innumerables variaciones y permutaciones reclamadas. En contraste la EFSC de té descafeinado ha sido menos bien documentada. Esto bien puede ser debido al perfil de sabor más delicado del té, que es más susceptible a daños durante el proceso de extracción. Los niveles más altos de la

✓ ⁴ [Huynh KY, P.H., Extraction of essential oil from lemongrass using supercritical carbon dioxide. De la Salle University. Chemical Engineering Department. 2008. p 12-20].

cafeína en el té (3 % en comparación con el 1 % en el caso de café) también puede ser un factor contribuyente.

2.4.2 Aplicaciones en la medicina. La EFSC se ha empleado para extraer medicamentos de plantas o animales, también se utiliza para el proceso de enriquecimiento de la vitamina de fuentes naturales o en el proceso de encapsulación. Hay muchos trabajos publicados, tales como: A.O.Oyedele et al. (2002), Formulación de un repelente de mosquitos eficaz, producto tópico a partir de aceite de Limonaria, Martin Danahera et al. (2001), extracción y aislamiento de avermectinas y milbemicinas de muestras de hígado, N. Vedaraman et al. (2004), extracción de colesterol del cerebro de ganado. S.M. Ghoreishi et al. (2001), aplicaron la EFSC en la extracción de manitol de la hoja del árbol plátano; y Rui Mendes L. et al. (2003), en la extracción de compuestos con importancia farmacéutica a partir de microalgas. Por otro lado, la EFSC también podría aplicarse para encapsular tabletas de medicina Yulu Wan et al. (2002).

2.4.3 Aplicaciones en la cosmética. El proceso de EFSC puede ser utilizado para extraer muchos materiales para producir jabón, perfume, lápiz labial. Una aplicación es el proceso de extracción de sabores y fragancias utilizadas en cosmética y perfume. Los sabores y fragancias son convencionalmente aislados de fuentes botánicas, ya sea mediante la extracción con disolventes, o por destilación con vapor. Los principales inconvenientes de estos métodos son la degradación térmica, la pérdida de volátiles “notas superiores” y de la separación indiscriminada de componentes de alto peso molecular. Fue observado en una primera etapa en el desarrollo de la extracción con FSC que estos problemas se podrían superar en gran parte usando el CO₂.

2.4.4 Aplicaciones en la ingeniería ambiental. La contaminación ambiental se ha convertido recientemente en uno de los problemas más importantes en el mundo. Muchas de las organizaciones gubernamentales así como no gubernamentales se han dispuesto proteger nuestra tierra para evitar un desastre ambiental global. La técnica del SC se puede también aplicar a la ingeniería ambiental. Muchos investigan en este problema y estos son algunos ejemplos: El proceso de limpieza de desengrase A. Marsal et al. (2000), purificación del aceite de freimiento usado Jungro Yoon et al. (2000), eliminación de pesticidas organofosforados de las aguas residuales Jya-Jyun Yu et al. (2002), la recuperación de antioxidantes JM del Valle et al. (2004). El FSC también se puede utilizar como disolvente de limpieza para algunos casos especiales.

2.4.5 Aplicaciones en la química orgánica. La EFSC se utiliza principalmente en la química orgánica para extraer compuestos orgánicos a partir de materiales naturales como la extracción de los piretroides sintéticos a partir de lana AM Nguyen et al. (2000), la extracción de licopeno y b-caroteno de tomates maduros Enzo Cadoni et al. (2000), la separación de astaxantina de la levadura roja *Phaffia rhodozyma* Gio- Bin Lim et al. (2002), la extracción de 2-acetil-1-pirrolina *Pandanus amaryllifolius* Roxb Paramita Bhattacharjee et al. (2005), la extracción de γ - ácido linolénico a partir de la cianobacteria *Arthrospira* Rui. L Mendes et al. (2005), o en el campo de los colorantes como la investigación sobre las solubilidades de colorantes dispersos.

2.4.6 Aplicaciones de extracción con CO₂ en estado supercrítico. El CO₂ se encontró junto con la de las otras sustancias supercríticas y desde mediados del siglo 20 hasta ahora se aplica en muchos campos, se puede aplicar en la medicina para procesos tales como la extracción de la medicina de las plantas o el enriquecimiento de vitaminas a partir de fuentes naturales y la encapsulación. En el campo de la cosmética, se utiliza en productos como jabón, perfume y lápiz labial. El proceso con CO₂ SC también se utiliza para otros procesos industriales

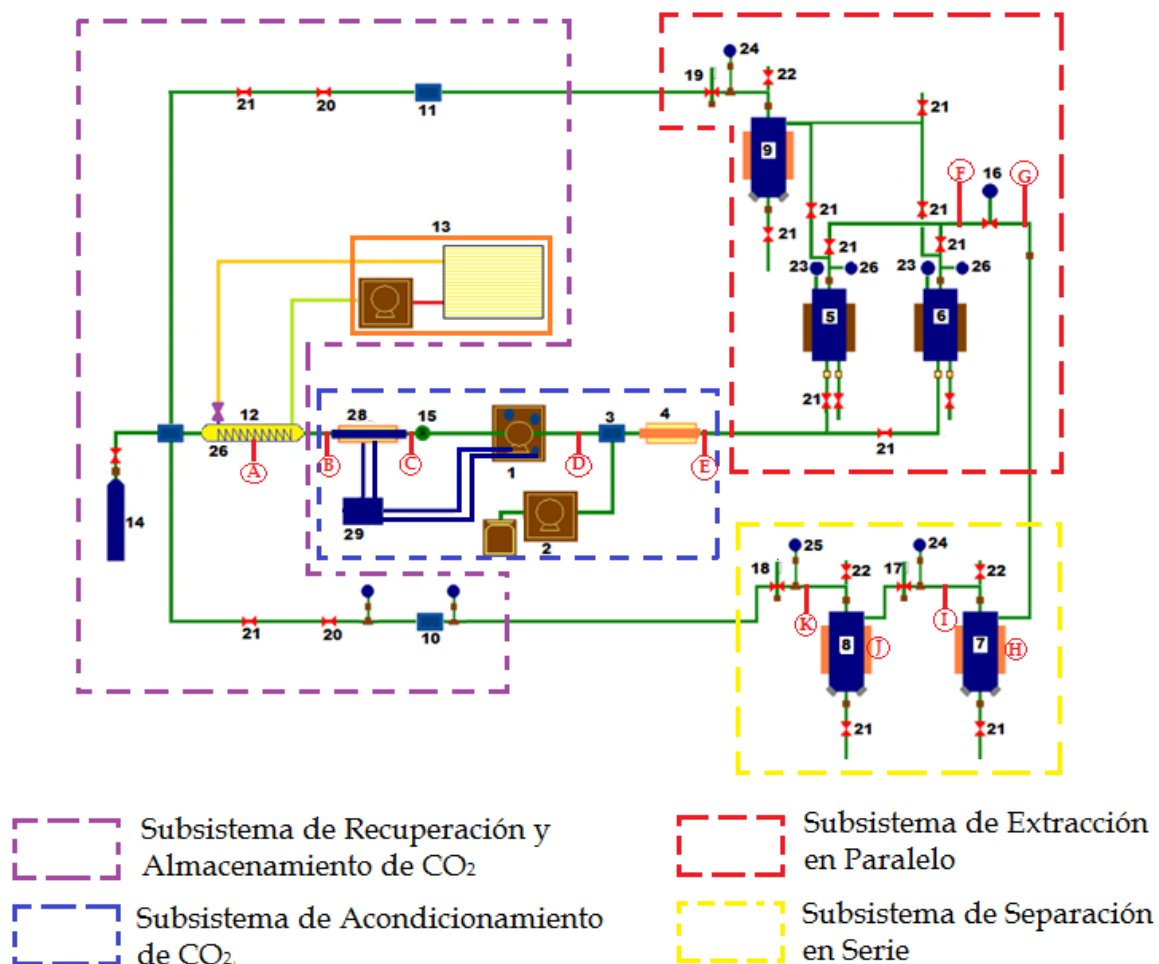
y químicos, tales como la limpieza, aerogeles, impregnación, la generación de partículas y la microencapsulación. EL CO₂ SC se puede aplicar especialmente en Procesamiento de Alimentos, café descafeinado, té descafeinado, aditivos vitamínicos (E, A, ácidos grasos), cerveza. Desde 1990 hasta ahora, ha habido muchas aplicaciones en la extracción de aceite esencial incluyendo CO₂ SC.

La mayor parte de los primeros trabajos sobre el uso de CO₂ líquido para la extracción de sabores se llevó a cabo en la Unión Soviética en la década de 1960 y reportados en Rusia. Desde entonces la variedad de sabores y fragancias examinados ha crecido enormemente y ahora representa probablemente la clase más grande de aplicaciones investigadas para la extracción con CO₂ en la industria alimentaria. De todos los ejemplos, la extracción de aceite de lúpulo merece una mención especial, ya que es una de las pocas aplicaciones que operan regularmente en una gran escala comercial. Hay muchas investigaciones que han sido llevadas a cabo en este campo, tales como extracción de onagra JW King et al. (1997), o extracción de sabor y aceite esencial de piel de naranja A.Berna et al. (2000).

3 DISEÑO CONCEPTUAL PARA EL MEJORAMIENTO DE LA TÉCNICA DE EXTRACCIÓN CON CO₂.

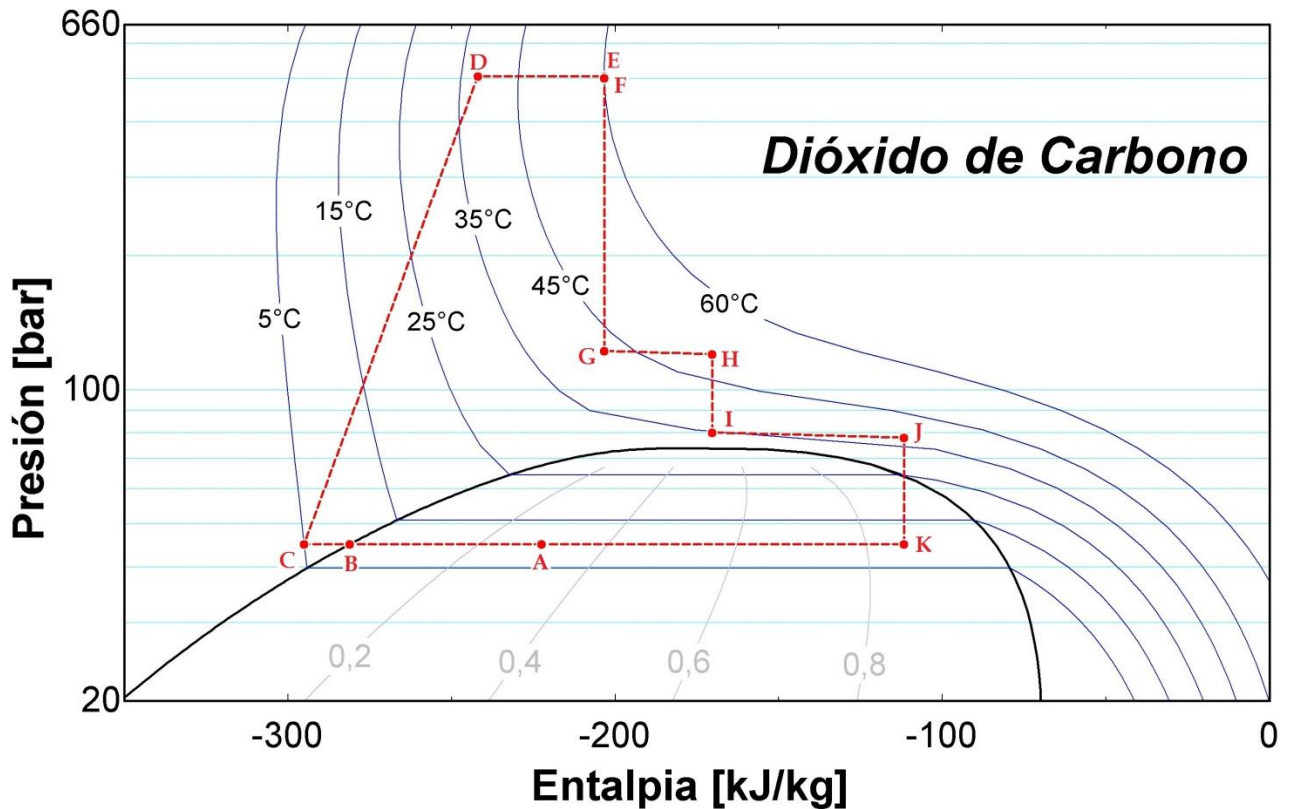
El esquema de operación que permitirá aumentar la capacidad de procesamiento del equipo, reciclar el CO₂ empleado para hacer la extracción y obtener diferentes matrices se muestra en la figura 5; este proceso es sustancialmente más versátil y económico que el de la figura 1 (página 20) debido a que la extracción se puede hacer semi-continua, con menores tiempos muertos, fraccionando el extracto y con la recirculación del gas de extracción.

Figura 5. Funcionamiento en paralelo THAR SFE-2000-2-FMC50.



Principales unidades del equipo THAR SFE-2000-2-FMC50 rediseñado: 1-Bomba de CO₂; 2-Bomba de Co-solvente; 3-Mezclador; 4-Intercambiador de calor; 5-Tanque porta Muestra; 6- Tanque porta Muestra; 7-Separador de alta presión; 8-separador de baja presión; 9-Separador de recuperación; 10-Filtro; 11-Filtro; 12- Condensador de CO₂; 13- Unidad Condensadora del sistema de refrigeración para la condensación del CO₂; 14- Cilindro de CO₂; 15-Flujómetro; 16-Válvula automática de regulación de la presión; 17, 18 y 19- Válvula manual de regulación de presión; 20-Válvula Cheque; 21-Válvula de dos vías; 22-Válvula de alivio; 23,24 y 25- Manómetros; 26-Termocuplas tipo J o K; 28- Intercambiador de Calor; 29-Baño de Refrigeración para el subenfriamiento del CO₂.

Figura 6. Ciclo Termodinámico del proceso planteado.



Etapas del proceso representado en la figura 5:

- ✓ A Calidad del CO₂ que se encuentra dentro del tanque de almacenamiento (25 Kilos).

- ✓ B-C Sub enfriamiento del CO₂ líquido para garantizar que no se presenten burbujas de gas en la succión de la bomba.
- ✓ C-D Compresión del CO₂.
- ✓ D-E Calentamiento para alcanzar la condición de fluido supercrítico.
- ✓ E-F Paso del fluido en estado supercrítico por el tanque porta muestra (Tanque 5 o 6), en este paso se realiza la extracción.
- ✓ F-G Expansión válvula ABPR para que el CO₂ pase de estado supercrítico a estado gaseoso.
- ✓ G-H Calentamiento para garantizar que el CO₂ se mantiene en fase gaseosa.
- ✓ H-I Expansión válvula MBPR para hacer la primera separación fraccionada del extracto.
- ✓ I-J Calentamiento para garantizar que el CO₂ se mantiene en fase gaseosa.
- ✓ J-K Expansión válvula MBPR para hacer la segunda separación fraccionada del extracto, se forman pequeñas gotas de CO₂.
- ✓ K-A Condensación del CO₂ dentro del tanque de almacenamiento.

La solución planteada comprende cuatro subsistemas de tal manera que su integración permita mejorar sustancialmente la capacidad de procesamiento del equipo así como la disminución de los costos de obtención de extractos.

A continuación se hará una exposición de la función de cada uno de los subsistemas a implementar en el equipo y sus principales componentes en el orden mencionado a continuación:

- Subsistema de Acondicionamiento de CO₂.
- Subsistema de Extracción en Paralelo.
- Subsistema de Separación en Serie.
- Subsistema de Recuperación y almacenamiento de CO₂.

3.1 SUBSISTEMA DE ACONDICIONAMIENTO DE CO₂.

La función de este subsistema es tomar el CO₂ líquido del tanque de almacenamiento y aumentar su presión (de 45 bares hasta los 500 bares) y temperatura (de 5°C hasta los 60°C) de tal manera que este alcance la condición de fluido supercrítico (Puntos C al D en la figura 6), a este subsistema permanece inalterado, es decir, mantiene la configuración de fábrica con la que viene el equipo.

3.1.1 Componentes del subsistema de acondicionamiento de CO₂.

- **Intercambiador de Calor para Enfriamiento.**

Este dispositivo sirve para enfriar el CO₂ proveniente del tanque de almacenamiento (Puntos B al C en la figura 6 en la página 36), pues es muy importante mantenerlo frío y en estado líquido, para evitar cavitación y aumento de las revoluciones por minuto en la bomba. A este dispositivo ingresa líquido refrigerante y CO₂.

Figura 7. Intercambiador de Calor 1 (Enfriamiento).



Fuente: CENIVAM.

- **Baño Termostático *Neslab RTE 10*.**

Este equipo sirve para refrigerar el intercambiador de calor y la cámara de presurización de la bomba del CO₂, este baño utiliza como líquido refrigerante una mezcla de propilenglicol y agua, la cual es transportada hasta el intercambiador y la bomba a través de mangueras de siliconadas.

Figura 8. Baño de Refrigeración *Neslab RTE 10*.

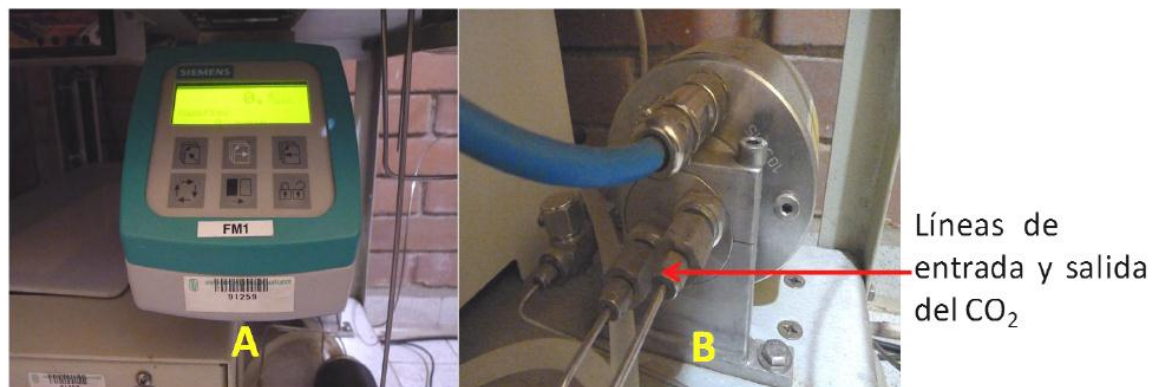


Fuente: CENIVAM.

- **Flujómetro SIEMENS SITRANS F C MASSFLO.**

Con este equipo se mide el flujo másico de CO₂ que se transporta a lo largo del equipo. Consta de dos unidades: un dispositivo cilíndrico por el cual fluye el CO₂, el cual tiene los sensores de medición, y el otro es un panel de control con una pantalla en donde se pueden observar los valores de flujo másico, densidad y masa total de CO₂ que ha fluido.

Figura 9. Flujómetro SIEMENS SITRANS F C MASSFLO.

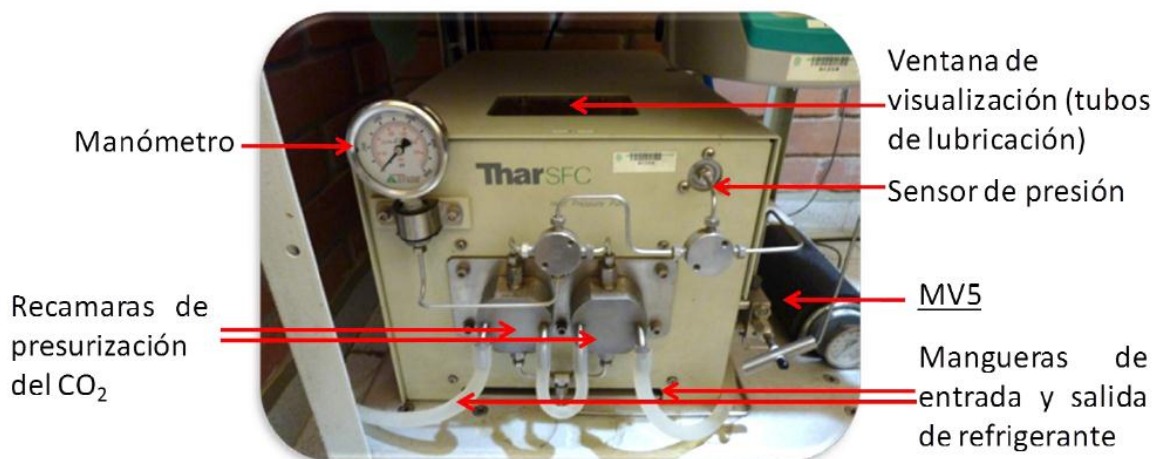


Fuente: CENIVAM.

- **Bomba de CO₂ P-200A.**

Esta bomba de desplazamiento positivo es la encargada de absorber el CO₂ proveniente del flujómetro y elevar su presión desde 45 bares hasta 500 bares (Puntos C al D en la figura 6 en la página 36).

Figura 10. Bomba de CO₂ P-200A.

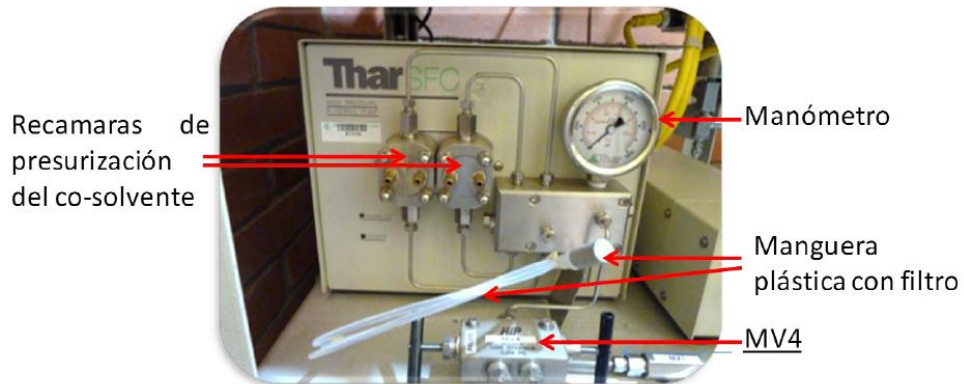


Fuente: CENIVAM.

- **Bomba de Co-Solvente.**

Es una bomba auxiliar que se utiliza solamente cuando se requiere extraer con co-solvente o modificador.

Figura 11. Bomba de Co-Solvente.

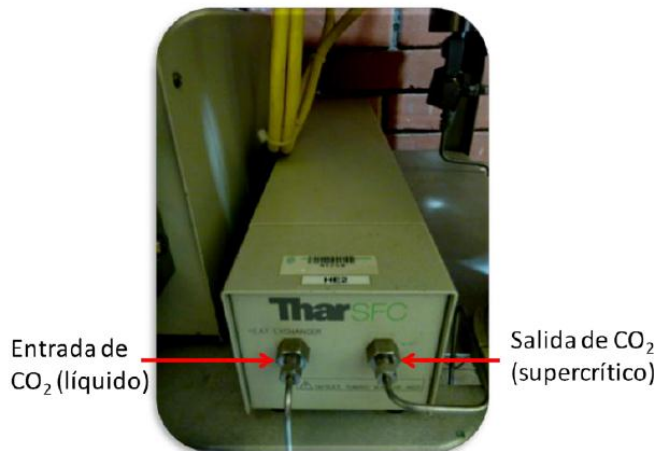


Fuente: CENIVAM.

- **Intercambiador de Calor para Calentamiento.**

Este dispositivo calienta el fluido que sale de la bomba para permitir que alcance la condición supercrítica, (Puntos D al E en la figura 6 en la página 36).

Figura 12. Intercambiador de Calor HE2 (Calentamiento).



Fuente: CENIVAM.

3.2 SUBSISTEMA DE EXTRACCIÓN EN PARALELO.

En este subsistema como su nombre lo indica, se realiza la extracción de los componentes volátiles de las muestras (Puntos E al F en la figura 6, página 36) que se cargan en cada uno de los tanques porta muestras (Tanques 5 y 4 en la figura 5, página 35); la disposición de un tanque adicional en paralelo se hace para lograr un funcionamiento semicontinuo, el carácter semi-continuo del proceso se adquiere al operar los tanques de extracción de tal manera que mientras uno está siendo operando, el otro está siendo descargado, limpiado y cargado nuevamente para iniciar otra extracción. Los tiempos muertos se reducen ya que una vez terminada la extracción en un tanque, el CO₂ se desvía por medio de válvulas al siguiente tanque para continuar con una nueva extracción, sin que la bomba y el sistema de control se detengan.

3.2.1 Componentes del subsistema de extracción en paralelo.

- **Tanques Porta Muestra.**

Es el recipiente en donde se introduce la muestra a la cual se le extraerán los compuestos de interés. Cada tanque tiene una capacidad de 2 litros y cuenta con dos tapas, una inferior la cual se abre cuando se lava y se purga el recipiente, cada una de las tapas inferiores cuenta con una válvula que permite controlar el ingreso de CO₂; las tapas superiores de los tanques tienen acoplado un manómetro y van conectadas por medio de tubería a las válvulas que controlan la salida de CO₂. Una resistencia calienta el porta muestra para conservar la temperatura del fluido y mantenerlo en estado supercrítico, por medio de un sensor y un cable que proporciona corriente a la resistencia.

Figura 13. Tanque Porta Muestras.



- **Tanque de recuperación.**

En este tanque se recupera el poco extracto que pueda contener el CO₂ que queda en el tanque porta muestra una vez se ha finalizado el proceso de extracción porque cuando se desvía el CO₂ hacia el otro tanque porta muestra, las presiones de los dos tanques se igualan, entonces para terminar de despresurizar el tanque donde se realizó la extracción y así poderlo abrir es necesario desviar el CO₂ hacia el tanque de recuperación donde se recolecta el extracto que pueda contener y finalmente el CO₂ se descarga a la atmósfera para terminar de despresurizar los tanques; este tanque se fabricará igual a los tanques separadores de alta presión con el fin de estandarizar los repuestos.

Figura 14. Tanque de Recuperación.



- **Válvula Automática de Regulación de Presión.**

Es la encargada de controlar la presión a la cual se realiza el proceso de extracción, a ella entra CO₂ supercrítico + Extracto y sale CO₂ gaseoso + Extracto debido a la caída de presión que el CO₂ experimenta al atravesar por la válvula, llevándolo de 500 bares a 120 bares (Puntos F al G en la figura 6, página 36).

Figura 15. Válvula Automática de Regulación de Presión.



Fuente: CENIVAM.

3.3 SUBSISTEMA DE SEPARACIÓN EN SERIE.

La función de este subsistema es separar y recolectar el extracto que ha sido solubilizado por el CO₂. La instalación de un tanque separador adicional en serie se hace para poder separar diferentes grupos de moléculas según su solubilidad en CO₂ a diferentes presiones; esta disposición permite fraccionar el extracto para agregarle valor aumentando la concentración por especies de moléculas.

3.3.1 Componentes del subsistema de separación en serie.

- **Tanques de separación.**

A estos tanques llega el CO₂ gaseoso + extracto por medio de una tubería metálica la cual hace que ingrese al tanque separador en forma tangencial para lograr un efecto ciclón que facilita la separación del extracto debido a la diferencia de densidades; cada tanque cuenta con una chaqueta de calentamiento la cual mantiene el CO₂ gaseoso para facilitar el proceso de separación (Puntos G al H y I al J en la figura 6, página 36), el CO₂ gaseoso sale por la parte superior a través de la tapa del tanque y el extracto se precipita hacia el fondo del tanque.

- **Válvulas Manuales de Regulación de Presión.**

Mediante estas válvulas se regula de forma manual la presión de separación del extracto en cada uno de los tanques separadores (Puntos H al I y J al K en la figura 6, página 36), en el tanque 7 (figura 5, página 35) se realiza la primera separación del extracto a alta presión pasando de 120 a 80 bares y en el tanque en el tanque 8 (figura 5, página 35) se realiza la segunda separación del extracto a baja presión pasando de 80 a 45 bares que es la presión a la cual funciona el circuito de recuperación y licuado de CO₂.

Figura 16. Válvula Manual de Regulación de Presión.



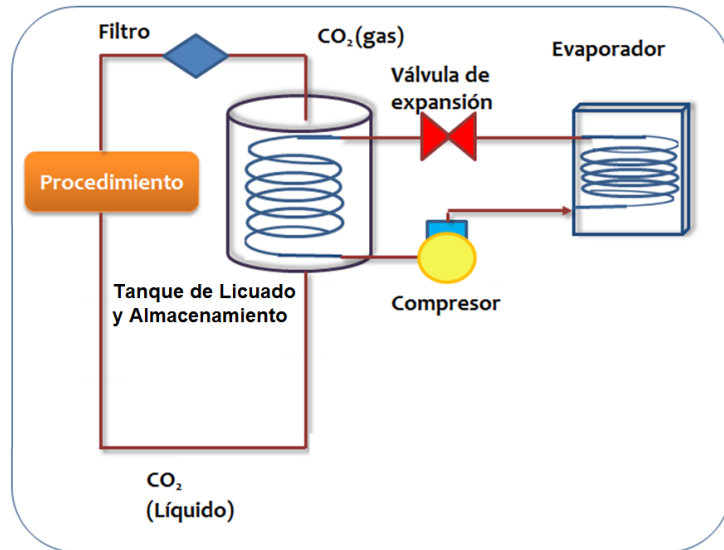
Fuente: Catálogo de productos TESCO.

3.4 SUBSISTEMA DE RECUPERACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE CO₂.

En este proceso el CO₂ proveniente del equipo de extracción a 45 bares y 36°C entra al condensador y contacto con la superficie de los tubos por los cuales circula refrigerante a una temperatura de evaporación de 11°C; este cambio de temperatura a la presión de 45 bares hace que el CO₂ se condense (Puntos K al A en la figura 6, página 36); el CO₂ condensado cae al fondo del tanque que sirve a su vez como tanque de almacenamiento.

Este tipo de disposición implica la fabricación de un sólo elemento condensador que presenta más dificultad para la manufactura, pero menor cantidad de equipos, este es un requisito indispensable en el rediseño ya que en las instalaciones del laboratorio los espacios son reducidos.

Figura 17. Subsistema de Recuperación y Almacenamiento de CO₂.



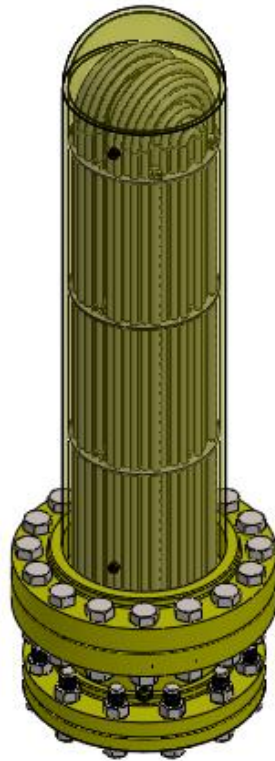
3.4.1 Componentes Subsistema de Recuperación y Almacenamiento de CO₂.

- **Condensador de CO₂.**

En este componente es donde se realiza la recuperación, condensación y almacenamiento del CO₂, está sometido a una presión que varía entre 45 a 55 bares dependiendo del tipo de planta con que se esté trabajando, esto hace que la temperatura de su interior se deba mantener entre los 12 y 18°C para que la condensación se realice de manera eficiente; el condensador debe tener una capacidad de almacenamiento de 25 kilos de CO₂ líquido para garantizar el correcto funcionamiento del sistema evitando que la bomba succione CO₂ gaseoso.

El condensador tendrá acoplada una válvula de seguridad para evitar el incremento de la presión en caso de que se interrumpa el flujo eléctrico hacia la unidad condensadora ocasionando que el CO₂ se caliente y expanda.

Figura 18. Condensador de CO₂.



- **Sistema de Refrigeración.**

Se compone de una unidad condensadora que emplea como líquido refrigerante el R-134A, es la encargada de hacer circular el refrigerante por los tubos de cobre que conforman el haz de tubos del condensador, la temperatura de evaporación del refrigerante dentro de los tubos de cobre deberá ser inferior a los 12°C de tal forma que la temperatura superficial de los mismos sea menor a 12,9°C para obtener CO₂ subenfriado con una densidad mínima de 850 Kg/m³.

Figura 19. Unidad Condensadora con R134-A.

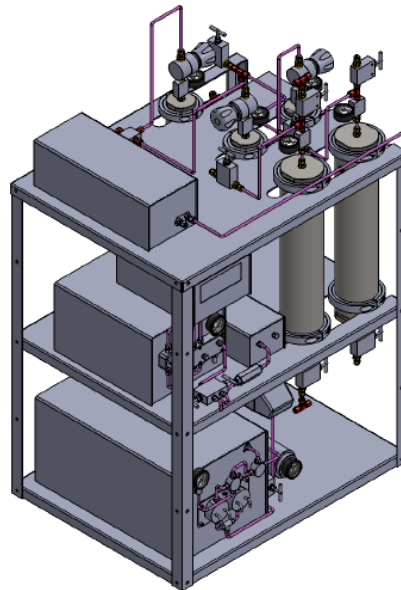


Fuente: www.tecumseh.com.

4 DISEÑO DE DETALLE Y FABRICACIÓN DE LOS SUBSISTEMAS DE EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN.

Para configurar el equipo de tal manera que se pueda obtener un aumento del 100% en la capacidad de producción mediante la operación semicontinua, es necesario pasar de una disposición en serie de los tanques porta muestra y separador a una disposición mixta que permite instalar dos tanques porta muestra en paralelo y dos tanques separadores en serie.

Figura 20. Modelamiento de la configuración Mixta



4.1 DISEÑO DE LOS TANQUES DE EXTRACCIÓN Y SEPARACIÓN.

Para la fabricación de los tanques porta muestras y el tanque de separación se ha escogido como material el acero inoxidable 17- 4 PH condición A, la selección de este material se hace teniendo en cuenta que uno de los tanques originales del equipo cuenta con la información del material del cual se encuentran fabricados.

Para este tipo de acero se tienen las siguientes propiedades mecánicas:

Tabla 2. Propiedades del Acero inoxidable 17-4 PH

AK Steel 17-4 PH® Precipitation Hardening Stainless Steel, Condition A		
Physical Properties	Metric	English
Density	7.78 g/cc	0.281 lb/in ³
Mechanical Properties	Metric	English
Hardness, Rockwell C	35	35
Tensile Strength, Ultimate	1103 MPa	160000 psi
Tensile Strength, Yield	1000 MPa @Strain 0.200 %	145000 psi @Strain 0.200 %
Elongation at Break	5.0 %	5.0 %

Fuente: www.matweb.com

Tanto los tanques de separación como el tanque porta muestra se fabricarán con las mismas dimensiones de los tanques originales, pero antes de proceder con la fabricación se hace una verificación para estar completamente seguros de que los tanques pueden resistir a las condiciones de operación con el tipo de material seleccionado.

4.1.1 Cálculo del espesor de pared de los tanques. Para el cálculo del espesor mínimo de pared de los tanques se deben evaluar los espesores requeridos para soportar los esfuerzos radiales y tangenciales, el mayor espesor será el que determine el espesor mínimo requerido, la presión de evaluación para la determinación de los espesores será de 500 Bares que es la máxima presión que se alcanza durante el proceso de extracción.

- **Espesor de pared por esfuerzo circunferencial para el tanque porta muestra.**

Para el cálculo de este espesor se emplea la relación expuesta en el apartado UG-27 (1) del código ASME.

$$t_{cirTPM} = \frac{PR}{SE - 0,6P} \text{ donde:}$$

$P = 7251 \text{ psi}$ Presión de trabajo máxima permisible (55 Bar)

$R = 1,5 \text{ in}$ Radio interior del tanque

$S = 145.000 \text{ psi}$ Esfuerzo máximo permisible

$N = 2$ Factor de seguridad

$$S_{\text{diseño}} = \frac{S}{N} = 72.500 \text{ psi}$$

$E = 0,5$ Eficiencia de la junta

$$t_{\text{cirTPM}} = \frac{PR}{S_{\text{diseño}} E - 0,6 P} = 0,3409 \text{ in} \rightarrow 8,660 \text{ mm}$$

$$t_{\text{cirTPM}} = 8,660 \text{ mm}$$

- **Espesor de pared por esfuerzo longitudinal para el tanque porta muestra.**

Para el cálculo de este espesor se emplea la relación expuesta en el apartado UG-27 (2) del código ASME.

$$t_{\text{LongTPM}} = \frac{PR}{2 S_{\text{diseño}} E - 0,4 P} = 0,1562 \text{ in} \rightarrow 3,969 \text{ mm}$$

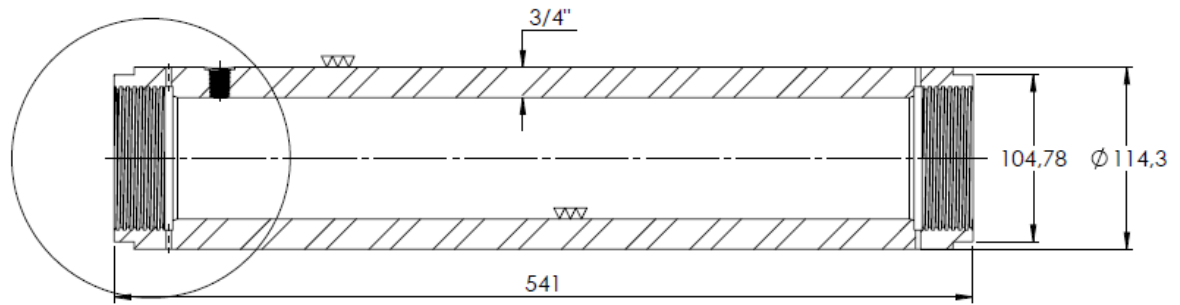
$$t_{\text{LongTPM}} = 3,969 \text{ mm}$$

Como se puede observar, el esfuerzo circunferencial es mayor y por lo tanto el espesor mínimo que deberá tener la pared es de 8,66 mm, sin embargo se ha tomado la decisión de fabricar el tanque con las mismas medidas que tienen los tanques originales por motivos de estandarización de piezas y repuestos.

El tanque original cuenta con un espesor de pared de 3/4" que en milímetros equivale a 19,05 mm, con los cálculos anteriormente realizados se corrobora que este espesor brindará una operación segura.

$$t_{\text{TPM}} = 3/4" \rightarrow 19,05 \text{ mm}$$

Figura 21. Dimensiones tanque porta muestra original



- **Espesor de pared por esfuerzo circunferencial para el tanque separador.**

Para el cálculo de este espesor se emplea la misma relación empleada anteriormente:

$$t_{cirTSE} = \frac{PR}{SE - 0,6P} \text{ donde:}$$

$P = 7251 \text{ psi}$ Presión de trabajo máxima permisible (55 Bar)

$R = 1,06 \text{ in}$ Radio interior del tanque

$S = 145.000 \text{ psi}$ Esfuerzo máximo permisible

$N = 2$ Factor de seguridad

$$S_{diseño} = \frac{S}{N} = 72.500 \text{ psi}$$

$E = 0,5$ Eficiencia de la junta

$$t_{cirTPM} = \frac{PR}{S_{diseño} E - 0,6P} = 0,249 \text{ in} \rightarrow 6,12 \text{ mm}$$

$$t_{cirTPM} = 6,12 \text{ mm}$$

- **Espesor de pared por esfuerzo longitudinal para el tanque separador.**

Para el cálculo de este espesor se emplea la relación empleada anteriormente:

$$t_{LongTPM} = \frac{PR}{2 S_{diseño} E - 0,4 P} = 0,110 \text{ in} \rightarrow 2,804 \text{ mm}$$

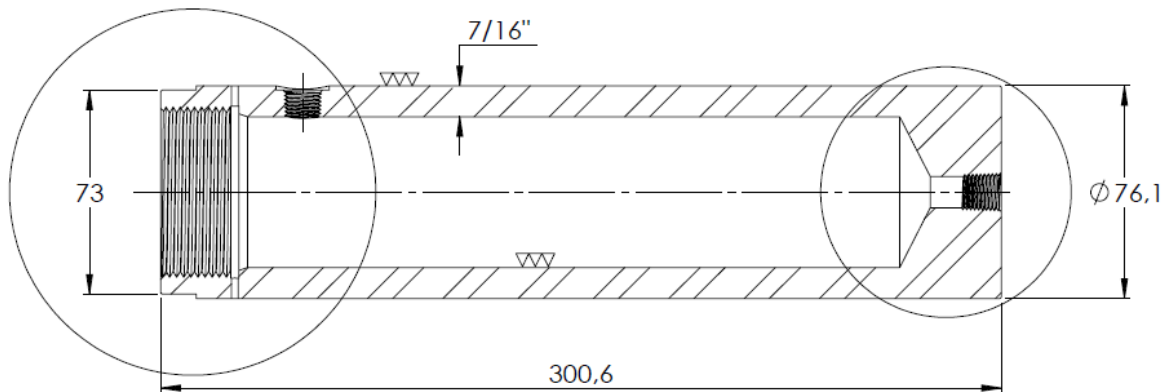
$$t_{LongTPM} = 2,804 \text{ mm}$$

Como se puede observar, el esfuerzo circunferencial es mayor y por lo tanto el espesor mínimo que deberá tener la pared es de 6,12 mm, sin embargo se ha tomado la decisión de fabricar los tanques con las mismas medidas que tienen los tanques originales por motivos de estandarización de piezas y repuestos.

El tanque original cuenta con un espesor de pared de 7/16" que en milímetros equivale a 11,125 mm, con los cálculos anteriormente realizados de corrobora que este espesor brindará una operación segura.

$$t_{TPM} = 7/16" \rightarrow 11,125 \text{ m}$$

Figura 22. Dimensiones tanque separador original



La fabricación de los tanques separadores y tanque porta muestra estuvo a cargo de una empresa metalmecánica local especializada en fabricar partes y equipos para el sector del gas y petróleo; esta empresa es conocida como INDUSTRIAS ELECTROMECAÑICAS ACUÑA LTDA.

Figura 23. Tanques Nuevos Fabricados Localmente



Adicionalmente a los tanques, se debieron fabricar unos filtros que se instalaron en las tapas de los tanques porta muestras.

Figura 24. Filtros para Tanques Porta Muestra



Estos filtros cuentan con malla fabricada de múltiples capas de mallas intercaladas para garantizar una porosidad de 0,5 micras con el fin de evitar que parte del material vegetal sea arrastrado por el CO₂ y sea depositada a lo largo de las tuberías ocasionando que estas se obstruyan con el paso del tiempo.

4.2 REDISEÑO Y FABRICACIÓN DE LA ESTRUCTURA DEL EQUIPO.

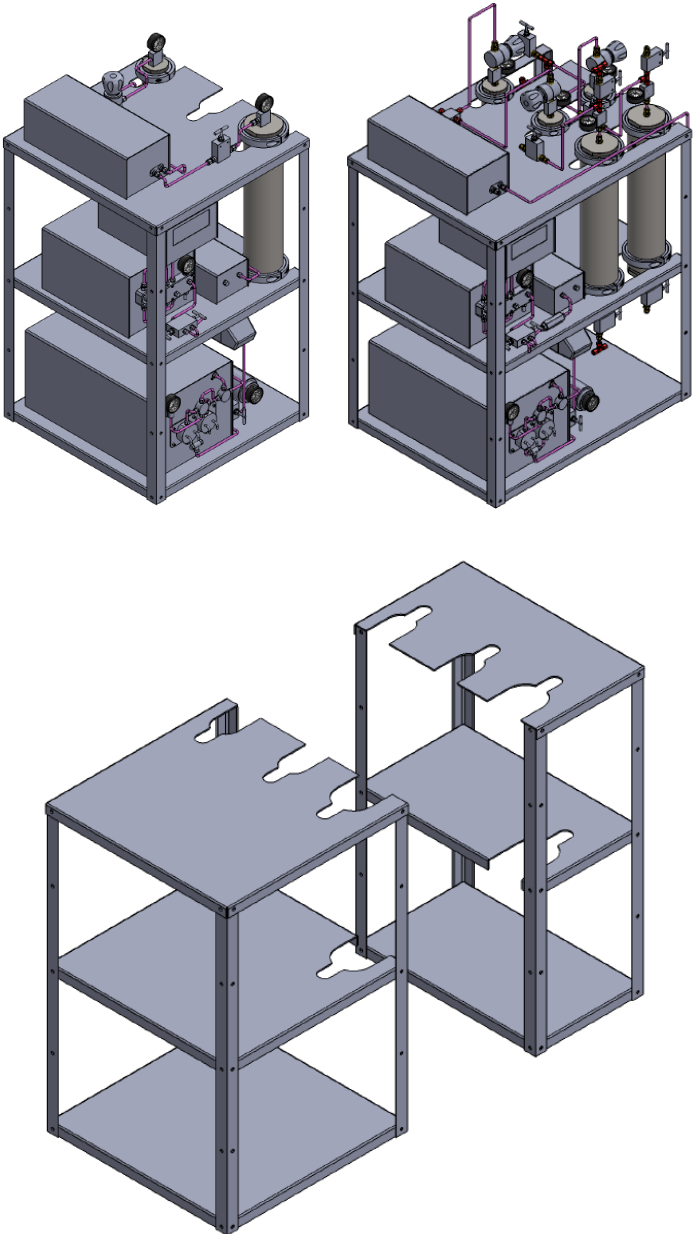
Para la instalación de los tanques adicionales para aumentar la capacidad de extracción del equipo, se hizo necesario aumentar las dimensiones de las plataformas sobre las cuales se deben ubicar los tanques y elementos de control. Para este fin se diseñó una estructura que sea fácil de acoplar a la estructura existente y que permita instalar de manera sencilla y práctica los elementos adicionales.

Figura 25. Dimensionamiento del Equipo Thar Original



Para determinar las dimensiones de la estructura adicional que se debía construir se hizo necesario realizar el modelamiento del equipo orinal así como el modelamiento de lo que sería el equipo ya optimizado.

Figura 26. Modelamiento del Equipo Thar Original y Optimizado



Para la fabricación de la estructura se emplearon materiales como perfil Angular de 1 1/2" x 1/8" en Acero estructural A-36 con recubrimiento superficial en pintura electrostática horneada y para las plataformas se empleó lámina de aluminio de 3/16" de espesor; la fabricación estuvo a cargo del Señor Giraldo Arias Duque, quien tiene amplia experiencia en la Fabricación de este tipo de estructuras.

Figura 27. Estructura Adicional para la Ampliación



4.3 SELECCIÓN DE ELEMENTOS NECESARIOS PARA CONTROL DE LA NUEVA CONFIGURACIÓN EN PARALELO.

La selección de los accesorios necesarios para la interconexión de los nuevos elementos se realizó teniendo en cuenta parámetros como:

- Las condiciones de servicio a las que estarán sometidas: Presión, Caudal, Tipo de fluido, entre otras.
- El material de construcción: todos los elementos deben ser en Acero Inoxidable.
- La compatibilidad con los elementos ya existentes, esto en búsqueda de estandarizar repuestos.
- El costo de los accesorios.

Los principales elementos que se debieron seleccionar son:

- Racores y Adaptadores para Tubo (Tees, Racores, Uniones, Codos, Cruces, etc).
- Válvulas de Alivio de presión.
- Válvulas de Aguja.

4.3.1 Selección de los racores y adaptadores para tubo. Para la selección de estos accesorios se tuvo en cuenta que sean compatibles con los accesorios de conexión con los que el equipo cuenta originalmente, estos accesorios corresponden a la marca SWAGELOK y por esta razón los elementos se seleccionaron de esta misma marca, se seleccionaron elementos en tamaños para tubería de 1/8" y 1/4" O.D.

1. Materiales de Construcción de los Accesorios.

Para garantizar la preservación de la calidad del extracto, se hace indispensable que todos los elementos que vayan a estar en contacto con el mismo no lo contaminen, por tal motivo es necesario que los accesorios sean de Acero Inoxidable; swagelok fabrica accesorios en esta clase de material bajo las normas ASTM.

Figura 28. Materiales de Construcción Accesorios Swagelok.

Normativas de materiales

Material	De Barra ^①	Forjados ^②
Acero inoxidable 316	ASTM A276, ASME SA479, EN 1.4401	ASTM A182, ASME SA182, EN 1.4401
Aleación 20	ASTM B473	ASTM B462
Aleación 400	ASTM B164	ASTM B564, ASME SB564
Aleación 600	ASTM B166, ASME SB166	ASTM B564, ASME SB564
Aleación 625	ASTM B446 ^③	ASTM B564, ASME SB564 ^④
Aleación 825	ASTM B425	ASTM B564, ASME SB564
Aleación C-276	ASTM B574	ASTM B564
Aluminio	ASTM B211	ASTM B247
Latón	ASTM B16, ASTM B453	ASTM B283
Acero al carbono	ASTM A108	—
Nilón	ASTM D4066	—
PFA ^⑤	—	ASTM D3307 Tipo I
PTFE	ASTM D1710	ASTM D3294
SAF 2507 ^⑥	A479	ASTM A182
Titanio (grado 4)	ASTM B348	ASTM B381

① Racores rectos y Adaptadores a tubo.

② Codos, cruces y tes.

Fuente: Catálogo de Racores y Adaptadores para Tubo Swagelok.

2. Presión de Servicio de los Accesorios.

Las presiones de operación que deben soportar los accesorios deben ser mínimo de 8000 psi, pues esta es la presión a la cual se realiza el proceso.

Figura 29. Presiones de Operación Accesorios Swagelok.

Capacidades de presión

Estos valores están basados en el Código ASME B31.3 Tuberías de proceso, a temperatura ambiente.

Tamaño de la rosca NPT/ISO pulg	Acero inoxidable 316 y Acero al carbono				Latón			
	Macho		Hembra		Macho		Hembra	
	psig	bar	psig	bar	psig	bar	psig	bar
1/16	11 000	760	6700	460	5500	380	3300	230
1/8	10 000	690	6500	440	5000	340	3200	220
1/4	8 000	550	6600	450	4000	270	3300	220
3/8	7 800	540	5300	360	3900	270	2600	180
1/2	7 700	530	4900	330	3800	260	2400	160
3/4	7 300	500	4600	320	3600	250	2300	160
1	5 300	370	4400	300	2600	180	2200	150
1 1/4	6 000	410	5000	350	3000	200	2500	170
1 1/2	5 000	340	4600	310	2500	170	2300	150
2	3 900	270	3900	270	1900	130	1900	130

- Para determinar la presión de servicio según ASME B31.1 para Tuberías a presión:
 - acero al carbono— multiplique por 0,85.
 - Las presiones de servicio del latón no varían.
- Para obtener MPa, multiplique bar por 0,10.

Fuente: Catálogo de Racores y Adaptadores para Tubo Swagelok.

3. Cómo hacer el pedido de los Accesorios.

Todos los accesorios tienen una referencia básica, la cual debe ser antecedida por el código correspondiente al material, si se requieren especificaciones adicionales en cuanto a limpieza, estilos de roscas, etc, se deben agregar los códigos correspondientes a estas especificaciones después de la referencia básica, la figura 20 representa un ejemplo ilustrativo:

Figura 30. Indicaciones sobre de cómo pedir los accesorios.

Cómo pedirlos
 Seleccione una referencia básica. Ejemplo: **-100-6**
 Añada el indicador del material. Ejemplo: **SS-100-6**

Material	Indicador	Material	Indicador
Acero inox. 316	SS	Aleación C-276	HC
Aluminio	A	Latón	B
Aleación 20	C20	Acero al carbono	S
Aleación 400	M	Nilón	NY
Aleación 600	INC	PTFE	T
Aleación 625	625	Titanio (grado 4)	TI
Aleación 825	825		

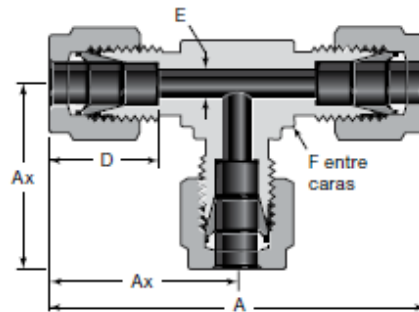
Fuente: Catálogo de Racores y Adaptadores para Tubo Swagelok.

- **Selección de tees para conexión.**

La marca Swagelok ofrece una amplia variedad de configuraciones de tees, las cuales van desde tees con cada una de sus puntas de una misma medida, hasta tees con adaptaciones en cualquiera de sus tres puntas, estas alternativas se pueden escoger en el catálogo de Racores para Tubo, Galgables y Adaptadores en las páginas que van desde la D-37 hasta la D-41, para nuestro caso son necesarias tees que tengan una sola medida en cada una de sus tres puntas, específicamente 1/8" y 1/4" O.D, este tipo de tee se encuentra en la página D-37.

Figura 31. Selección de Tees de conexión.

Tes



Ø Ext. Tubo	Referencia Básica	Dimensiones				
		A	Ax	D	E	F
Dimensiones, pulg						
1/16	-100-3	1,40	0,70	0,34	0,05	3/8
1/8	-200-3	1,76	0,88	0,50	0,09	3/8
3/16	-300-3	1,92	0,96	0,54	0,12	7/16
1/4	-400-3	2,12	1,06	0,60	0,19	1/2
5/16	-500-3	2,34	1,17	0,64	0,25	5/8
3/8	-600-3	2,40	1,20	0,66	0,28	5/8
1/2	-810-3	2,84	1,42	0,90	0,41	13/16
5/8	-1010-3	3,06	1,53	0,96	0,50	1
3/4	-1210-3	3,14	1,57	0,96	0,62	1 1/16
7/8	-1410-3	3,52	1,76	1,02	0,72	1 3/8
1	-1610-3	3,86	1,93	1,23	0,88	1 3/8
1 1/8	-1810-3	4,34	2,17	1,23	0,97	1 11/16
1 1/4	-2000-3	5,34	2,67	1,62	1,09	1 11/16
1 1/2	-2400-3	6,20	3,10	1,97	1,34	2
2	-3200-3	8,44	4,22	2,66	1,81	2 3/4

Fuente: Catálogo de Racores y Adaptadores para Tubo Swagelok.

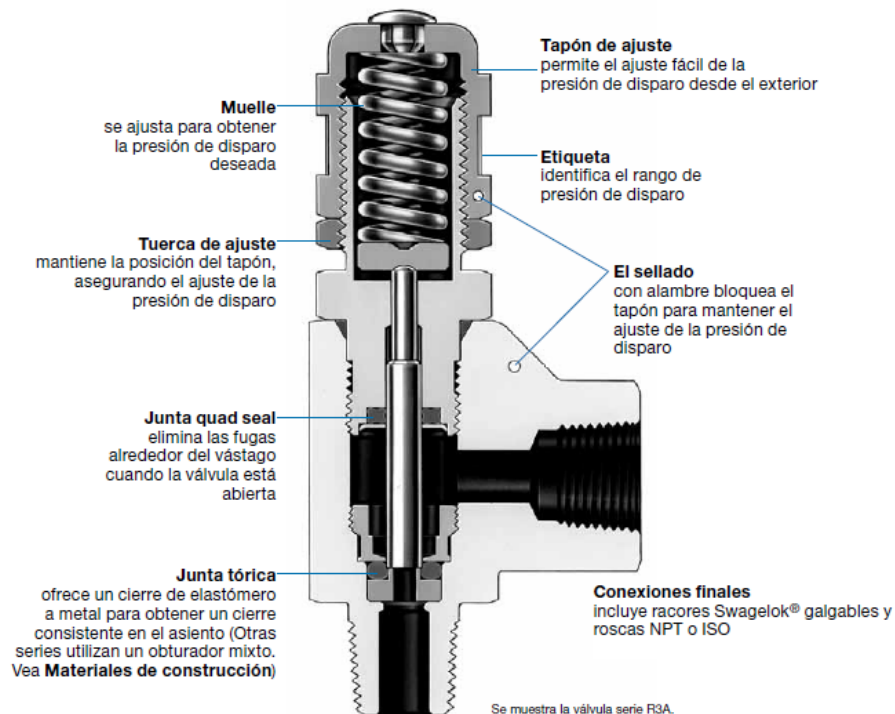
Una vez realizados los pasos anteriores, se puede obtener la referencia de las tees que se deben comprar para hacer la conexión de los elementos:

- Tee de 1/8" O.D en acero inoxidable - Referencia: SS-200-3.
- Tee de 1/4" O.D en acero inoxidable - Referencia: SS-400-3.

Para los demás elementos de interconexión (Racores, uniones, codos, cruces, etc) que se encuentran en el mismo catálogo Racores y Adaptadores para Tubo Swagelok, se siguieron los mismos pasos y se determinó así cada una de las referencias según los requerimientos de conexión que se tenían.

4.3.2 Selección de las válvulas de alivio de presión. La selección de este tipo de válvula se hace empleando el catálogo de válvulas de alivio de presión proporcional de la marca Swagelok, este tipo de válvulas permiten su instalación para servicios tanto de líquidos como de gases, ofrecen un rango de presiones de disparo que van desde 10 a 10.000 psi y conexiones finales que van desde 1/4" a 1/2".

Figura 32. Válvula de Alivio de Presión Proporcional.



Fuente: Catálogo de Válvulas de Alivio de Presión Proporcional Swagelok

El primer paso en la selección de este tipo de válvulas es determinar la serie de las mismas de acuerdo al rango de presión que se desea manejar, para este caso se hará la selección de las válvulas teniendo en cuenta que se instalarán en cada una de los tanques separadores con el fin de evitar sobrepresiones, las presiones de operación son alrededor de 150 bares o 2175 psi.

Figura 33. Selección de la Serie de la Válvula.

Presión-temperatura de servicio

Serie	R3A				R4			
Presión de servicio a 20°C (70°F)	413 bar (6000 psig); hasta 551 bar (8000 psig) durante el disparo				413 bar (6000 psig)			
Máxima presión admisible en la salida ^①	103 bar (1500 psig)				172 bar (2500 psig)			
Presión de ajuste	3,4 a 413 bar (50 a 6000 psig)				3,4 a 103 bar (50 a 1500 psig)			
Material de la junta	FKM fluoro-carbono	Buna N	Neo-preno	Etileno pro-pileno	FKM fluoro-carbono	Buna N	Neo-preno	Etileno pro-pileno
Temperatura, °C (°F)	Máxima presión de disparo, bar (psig)							
-40 (-40)	-	-	-	-	-	-	-	-
-34 (-30)								
-23 (-10)								
-17 (0)								
-12 (10)								
-4 (25)	413 (6000)	413 (6000)	-	-	-	-	-	
-1 (30)								
10 (50)								
65 (150)	384 (5580)	384 (5580)	384 (5580)	384 (5580)	103 (1500)	103 (1500)	103 (1500)	
93 (200)	355 (5160)	355 (5160)	355 (5160)	355 (5160)				
121 (250)	338 (4910)	338 (4910)	338 (4910)	338 (4910)				
135 (275)	-	-	321 (4660)	-	-	-	-	
148 (300)								

① La presión de salida no debe exceder la presión de entrada.

Fuente: Catálogo de Válvulas de Alivio de Presión Proporcional Swagelok

Se selecciona la serie R3A porque es la que nos permite ajustar la presión de alivio desde los 50 a los 6000 psi; una vez seleccionada la serie de la válvula, se procede a seleccionar la referencia de la misma.

Figura 34. Selección de la Válvula.

Válvulas de alta presión (Serie R3A y R4)

Conexiones finales		Referencia	Dimensiones, mm (pulg)					
Entrada/Salida	Tamaño		A	B	C	D	E	H
Serie R3A: Orificio completamente abierto de 3,6 mm (0,14 pulg)								
Racores Swagelok	1/4 pulg	SS-4R3A		36,6 (1,44)	40,6 (1,60)		105 (4,14)	
	6 mm	SS-6R3A-MM						
	8 mm	SS-8R3A-MM						
NPT macho/ racor Swagelok	1/4 pulg	SS-4R3A1	68,6 (2,70)	30,2 (1,19)	40,6 (1,60)	10,9 (0,43)	98,8 (3,89)	104 (4,09)
NPT macho/ NPT hembra	1/4 pulg	SS-4R3A5		30,2 (1,19)	29,7 (1,17)		98,8 (3,89)	
ISO macho/ ISO hembra ^①	1/4 pulg	SS-4R3A5-RT		30,2 (1,19)	29,7 (1,17)		98,8 (3,89)	

Fuente: Catálogo de Válvulas de Alivio de Presión Proporcional Swagelok

Estas válvulas vienen sin el muelle que ajusta la presión de disparo, por tal motivo también se debe hacer la selección de este elemento de acuerdo al rango de presión al cual se desea que se dispare la válvula.

Figura 35. Selección del Muelle de Disparo.

Rango de presión de disparo, bar (psig)	Indicador de muelle	Color de muelle
Conjunto de muelle serie R3A: Referencia básica 177-R3A-K1-		
3,4 a 24,1 (50 a 350)	A	Azul
24,1 a 51,7 (350 a 750)	B	Amarillo
51,7 a 103 (750 a 1500)	C	Púrpura
103 a 155 (1500 a 2250)	D	Naranja
155 a 206 (2250 a 3000)	E	Marrón
206 a 275 (3000 a 4000)	F	Blanco
275 a 344 (4000 a 5000)	G	Rojo
344 a 413 (5000 a 6000)	H	Verde

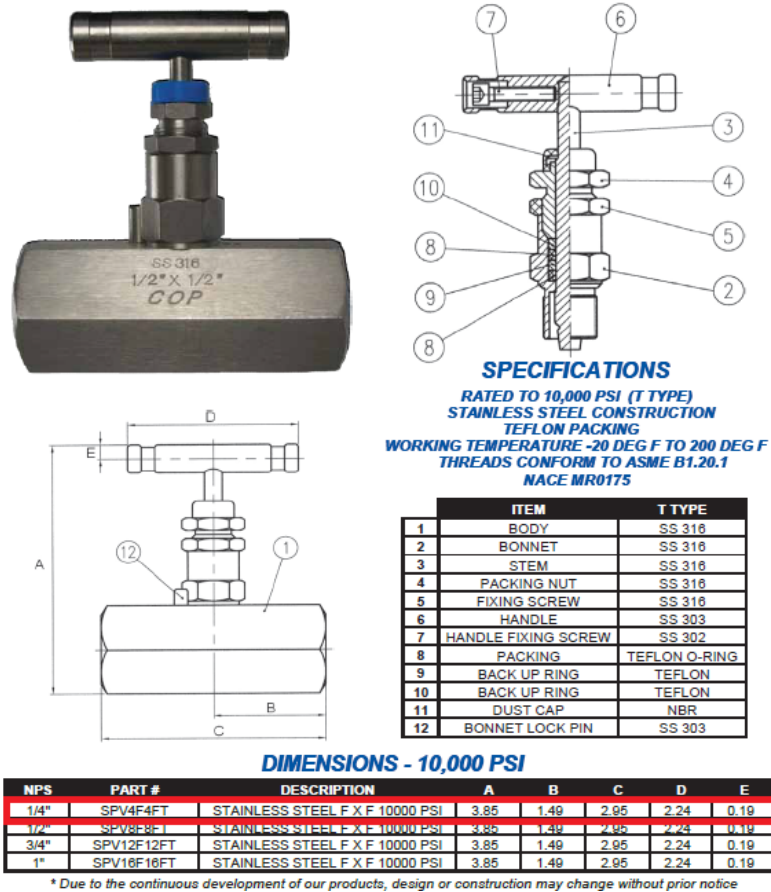
Fuente: Catálogo de Válvulas de Alivio de Presión Proporcional Swagelok

Una vez hecha la selección se tienen las respectivas referencias para la compra de este tipo de válvula:

- Para la válvula se tiene la referencia: SS-4R3A1
- Para el Muelle de disparo: 177-R3A-K1-D

4.3.3 Selección de las válvulas de aguja. Las válvulas de aguja de la marca CHEM OIL PRODUCTS se implementaron para hacer la conmutación entre los tanques con el fin de evitar los golpes de ariete en las tuberías debido a las grandes diferencias de presión que se tiene entre los tanques vacíos y los tanques presurizados; estas válvulas permiten lograr un mejor control en la conmutación.

Figura 36. Selección de la Válvula de Aguja.



Fuente: Catálogo Chem Oil Products.

5 DISEÑO DE DETALLE Y FABRICACIÓN DEL SUBSISTEMA DE RECUPERACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE CO₂.

En este capítulo se plantea la metodología para el diseño del sistema de recuperación, licuado y almacenamiento del CO₂; este tipo de diseño exige dos tipos de análisis a considerar:

- El Diseño Térmico.

Comprende el estudio y análisis del proceso de condensación siguiendo las pautas necesarias desde el punto de la termodinámica y la transferencia de calor, así como la selección de los componentes necesarios que complementan el sistema de condensación.

- El Diseño Mecánico.

Comprende el estudio de los componentes que se deberán fabricar para aumentar la capacidad del equipo, los materiales de fabricación, las dimensiones necesarias para soportar las condiciones de operación, la selección de los accesorios de interconexión y la determinación de los protocolos de operación así como un plan de mantenimiento preventivo que permita prolongar la vida útil de los componentes.

5.1 DISEÑO TÉRMICO.

Para el diseño del condensador se requiere de ciertos datos de entrada que permitan establecer un punto de partida para iniciar un proceso iterativo de cálculo, estos datos se pueden clasificar como:

- **Datos del Proceso.**

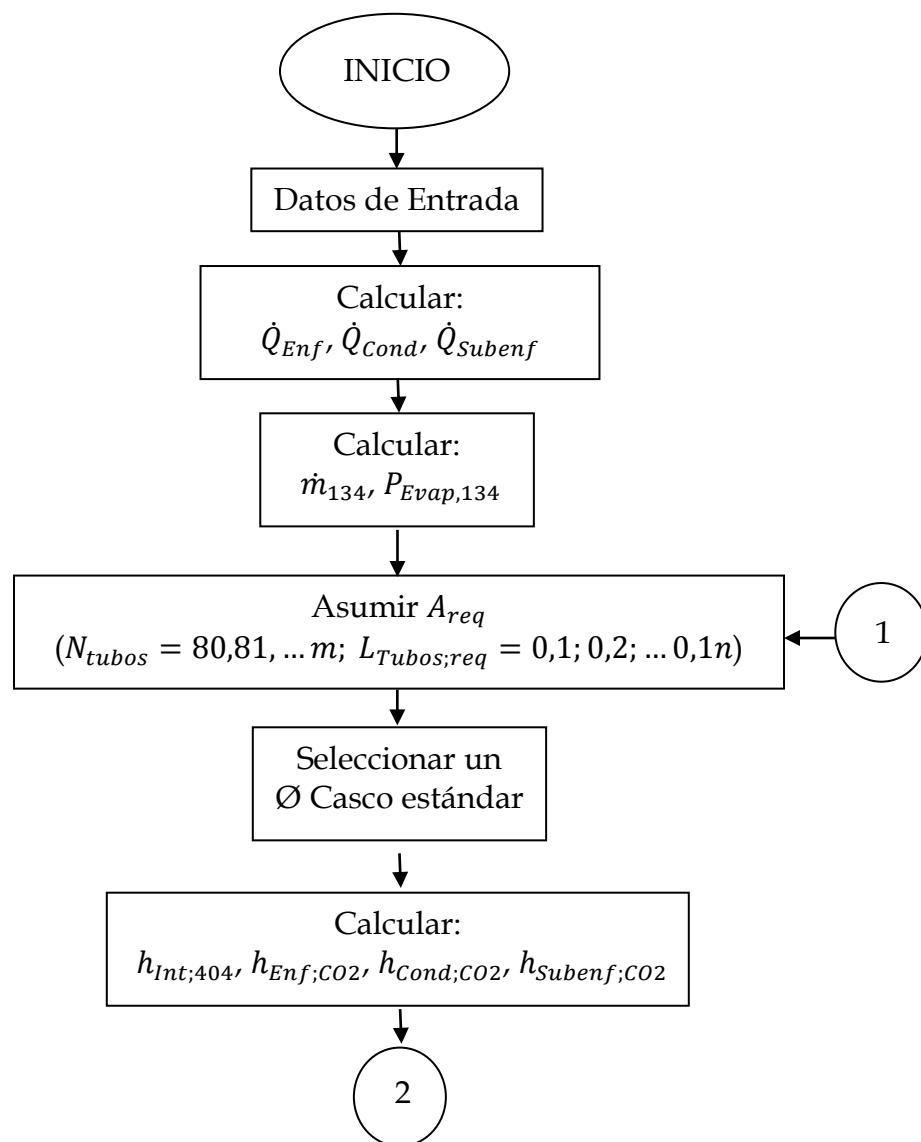
Hacen referencia a condiciones como las temperaturas de entrada y salida de los fluidos, los flujos másicos y las presiones de cada uno de los fluidos entre otros.

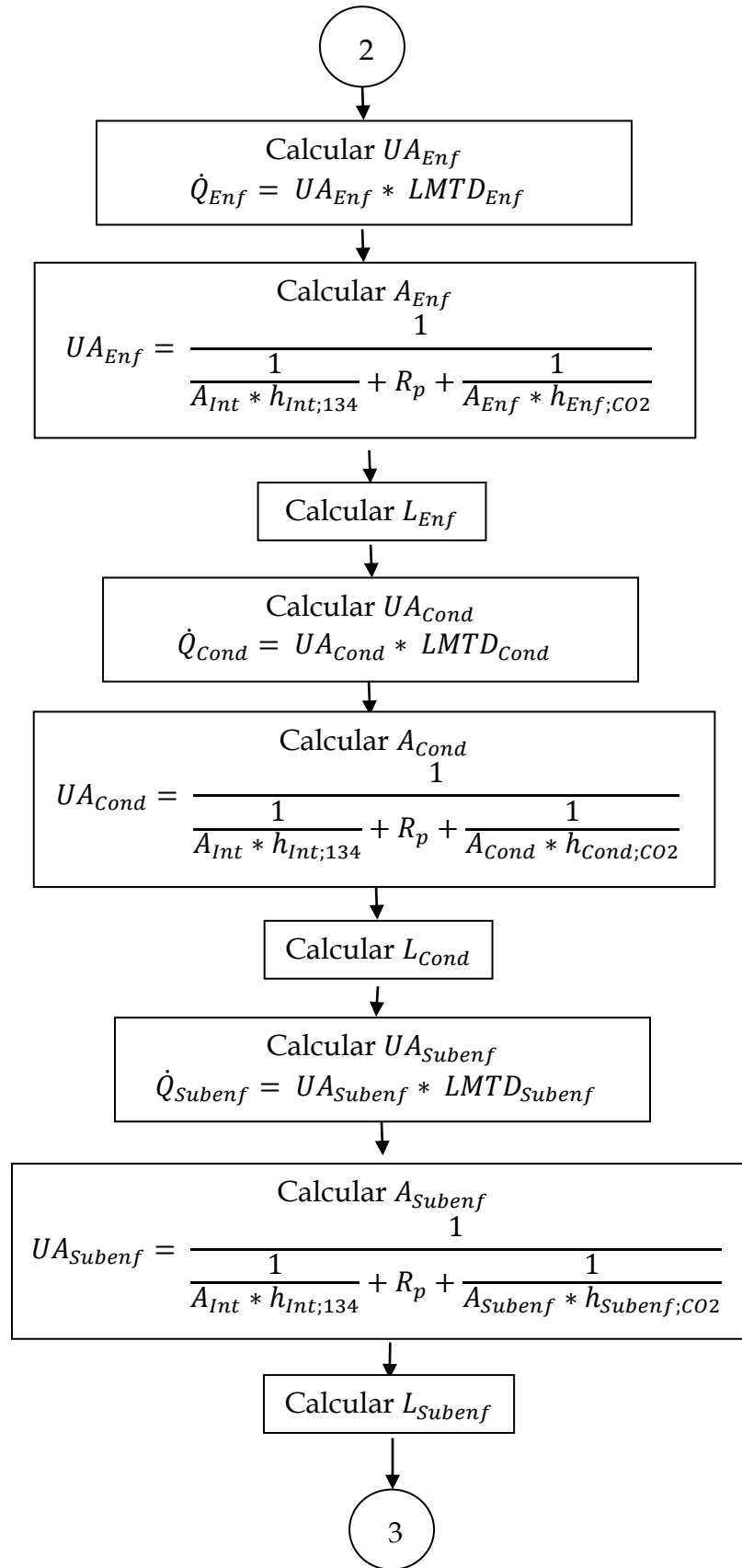
- **Datos Geométricos.**

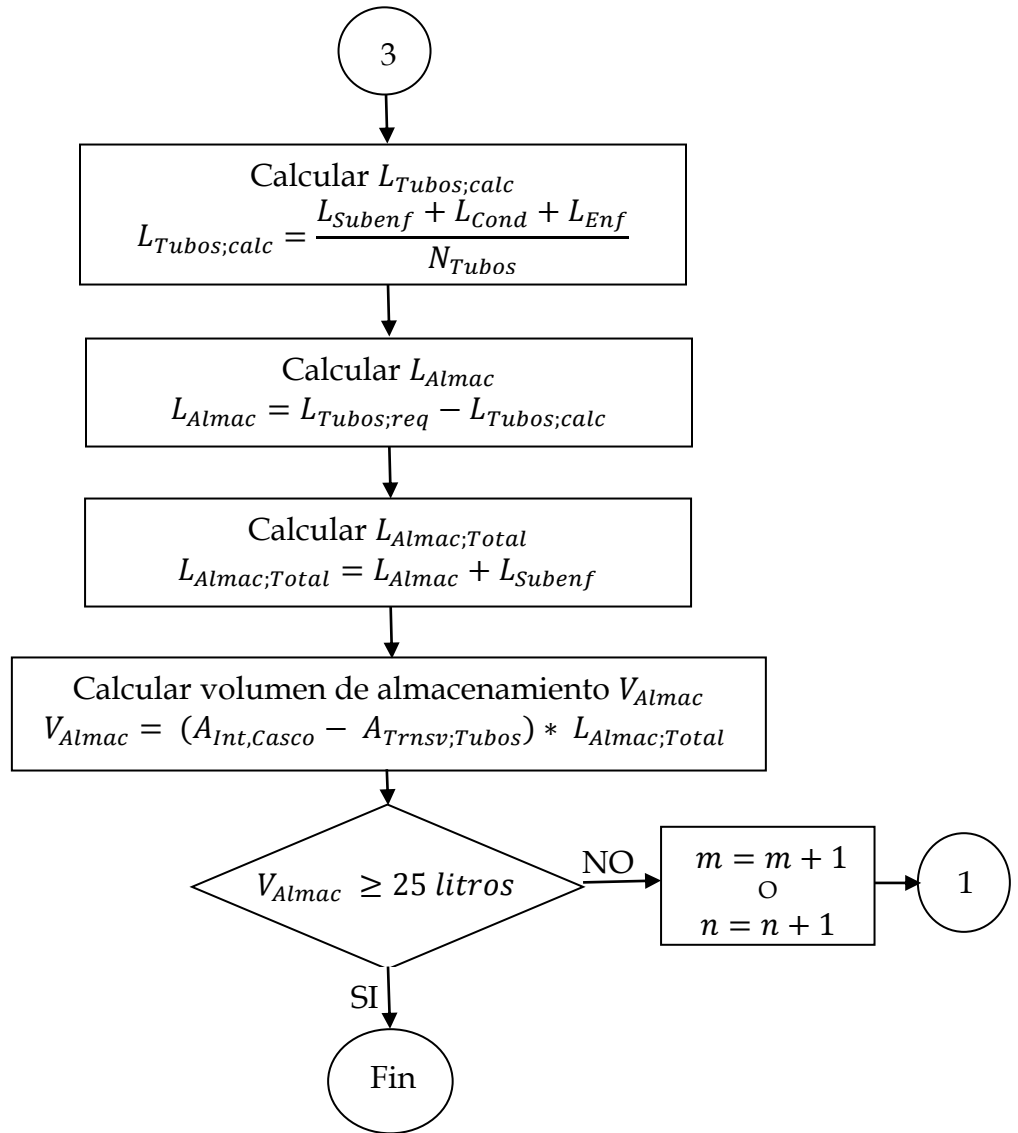
Comprenden información como diámetros de Tubos, arreglos de los tubos, y espaciamiento entre tubos o Pitch.

Una vez identificados cada uno de los datos de entrada disponibles, se procede a desarrollar un diagrama de flujo para el diseño del condensador.

5.1.1 Diagrama de flujo para el diseño térmico del condensador.







5.1.2 Datos de entrada del proceso. Los fluidos que circularán por el condensador son CO₂ por el lado del casco y refrigerante R-134a por el lado de los tubos; como datos de entrada del proceso se tiene la siguiente información:

- Para el CO₂:
 - ✓ $T_{ent;CO_2} = 35^{\circ}C$; Temperatura de Entrada.
 - ✓ $\rho_{Sal;CO_2} = 850 \text{ Kg}/m^3$; Densidad de Salida.
 - ✓ $P_{CO_2} = 55 \text{ Bar}$; Presión de entrada.
 - ✓ $\dot{m}_{CO_2} = 100 \text{ gr}/min$; Flujo másico.

- Para el Refrigerante R-134a:
 - ✓ $T_{evp;404} = 11^{\circ}C$; Temperatura de Evaporación para el R- 134a.

5.1.3 Datos geométricos de entrada. En el diseño del condensador se tendrán en cuenta para la circulación del refrigerante R-134a tubería rígida de cobre Tipo M de 1/2" de diámetro externo, porque son los más adecuados en cuanto a maniobrabilidad para los procesos de fabricación y su área de flujo interna no es tan pequeña, el tipo de arreglo que se escogerá para la distribución de los tubos es un arreglo alternado con paso transversal de 17 mm y horizontal de 14,7, entonces como datos geométricos se tiene:

- ✓ $D_{ext;tubos} = 12,7 \text{ mm}$; Diámetro externo de tubería de 1/2".
- ✓ $D_{int;tubos} = 11,43 \text{ mm}$; Diámetro interno de tubería de 1/2" tipo M.
- ✓ $S_T = 17 \text{ mm}$; Paso Transversal entre tubos.
- ✓ $S_L = 14,7 \text{ mm}$; Paso Longitudinal entre tubos.

5.1.4 Determinación de los puntos del proceso. Para la determinación de los puntos del proceso, se emplea el programa de ingeniería EES con los datos de entrada con el fin de determinar las temperaturas en cada uno de los puntos.

- Para el CO₂:

- ✓ $T_{Ent;CO_2} = 35^{\circ}C$; Temperatura de Entrada.
- ✓ $\rho_{Sal;CO_2} = 850 \text{ Kg}/m^3$; Densidad de Salida (Requerida para el proceso).
- ✓ $P_{CO_2} = 55 \text{ Bar}$; Presión de entrada.
- ✓ $\dot{m}_{CO_2} = 100 \text{ gr}/min$; Flujo másico.

Para la determinar la temperatura de saturación se emplea como parámetros la calidad y la presión del CO₂.

$$T_{Sat} = T('CarbonDioxide'; X = 1; P = P_{CO_2})$$

$$T_{Sat} = 18,27^{\circ}C$$

Para la determinar la temperatura de subenfriamiento se emplea como parámetros la densidad y la presión del CO₂.

$$850 = \rho('CarbonDioxide'; T = T_{Subenf}; P = P_{CO_2})$$

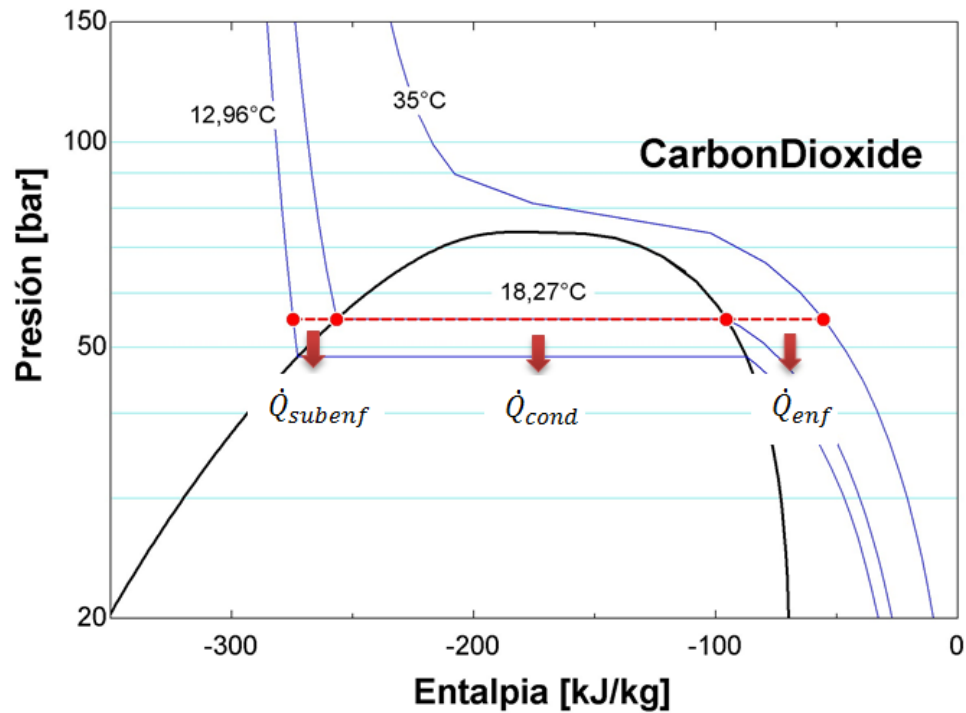
$$T_{Subenf} = 12,96^{\circ}C$$

- Para el Refrigerante R-134a:

- ✓ $T_{evp;134} = 11^{\circ}C$; Temperatura de Evaporación para el R- 134a.

5.1.5 Determinación de los calores \dot{Q}_{Enf} , \dot{Q}_{Cond} , \dot{Q}_{Subenf} . Para determinar el calor en cada una de las zonas se calcular las propiedades del CO₂ a la temperatura media de cada una de las zonas.

Figura 37. Puntos del proceso del CO2.



- Cálculo del calor que se debe extraer para el enfriamiento \dot{Q}_{Enf}

$$T_{p,Enf} = \frac{T_{Ent} + T_{Sat}}{2} = 26,635 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{Enf} = T_{Sat} - T_{Ent} = -16,73 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Cp_{Enf} = Cp('CarbonDioxide'; T = T_{p,Enf}; P = P_{CO2}) = 2,219 \text{ KJ/Kg} * K$$

$$\dot{Q}_{Enf} = \dot{m}_{CO2} * Cp_{Enf} * \Delta T_{Enf} = -0,06189 \text{ Kw}$$

- Cálculo del calor que se debe extraer para la condensación \dot{Q}_{Cond}

$$h_f = h('CarbonDioxide'; X = 0; P = P_{CO2}) = -256,7 \text{ KJ/Kg}$$

$$h_g = h('CarbonDioxide'; X = 1; P = P_{CO2}) = -95,51 \text{ KJ/Kg}$$

$$h_{fg} = h_f - h_g = -161,19 \text{ KJ/Kg}$$

$$\dot{Q}_{Cond} = \dot{m}_{CO2} * h_{fg} = -0,26865 \text{ Kw}$$

- Cálculo del calor que se debe extraer para el subenfriamiento \dot{Q}_{Subenf}

$$T_{p,Subenf} = \frac{T_{Sat} + T_{Subenf}}{2} = 15,615 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{Subenf} = T_{Subenf} - T_{Sat} = -5,31 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Cp_{Subenf} = Cp('CarbonDioxide'; T = T_{p,Subenf}; P = P_{CO2}) = 3,331 \text{ KJ/Kg} * K$$

$$\dot{Q}_{Enf} = \dot{m}_{CO2} * Cp_{Enf} * \Delta T_{Enf} = -0,02948 \text{ Kw}$$

- Cálculo del calor total que se debe extraer al CO2 \dot{Q}_{CO2}

$$\dot{Q}_{CO2} = \dot{Q}_{Enf} + \dot{Q}_{Cond} + \dot{Q}_{Subenf} = -0,36 \text{ Kw}$$

5.1.6 Determinación la presión $P_{Evap,134}$ y del flujo másico \dot{m}_{134} para el refrigerante.

$$T_{evp;134} = 11^\circ\text{C}$$

$$h_{f,134} = h('R134A'; X = 0; T = T_{evp;134}) = 66,81 \text{ KJ/Kg}$$

$$h_{g,134} = h('R134A'; X = 1; T = T_{evp;134}) = 256,7 \text{ KJ/Kg}$$

$$h_{fg,134} = h_{g,134} - h_{f,134} = 189,9 \text{ KJ/Kg}$$

$$P_{Evap,134} = P('R134A'; X = 0; T = T_{evp;134}) = 4,289 \text{ Bar}$$

$$\dot{Q}_{CO2} = \dot{Q}_{134}$$

$$\dot{Q}_{134} = \dot{m}_{134} * h_{fg,134}$$

$$\dot{m}_{134} = 0,001895 \text{ Kg/s}$$

5.1.7 Estimación del área de transferencia A_{req} . Inicialmente se hace un primer cálculo asumiendo un área de transferencia de 80 tubos de 1/2" con longitud de 0,8 metros, es decir un área de 2,553 m² que para los requerimientos del proceso

es poca área de transferencia, se decide dejar fija la longitud de los tubos y variar la cantidad de tubos hasta obtener una aproximación entre las áreas y una vez obtenida la aproximación se procede a la afinación del área variando la longitud de los tubos. Una vez realizados los correspondientes procesos iterativos, se llegó a una estimación de 124 tubos de 1 metro.

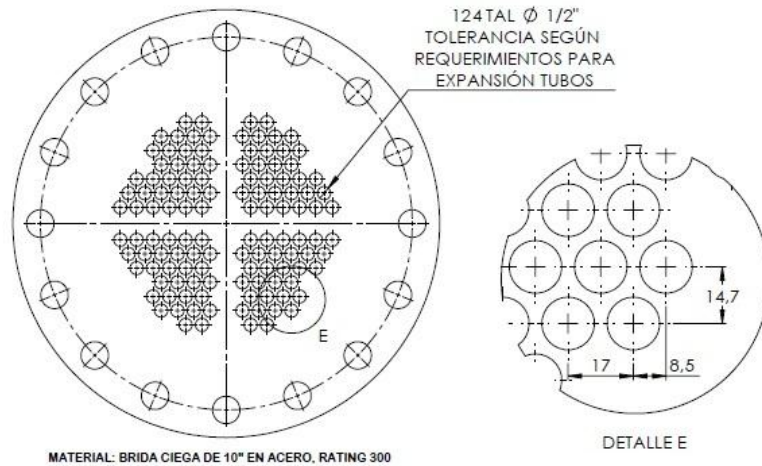
$$A_{req} \approx 4,9473 \text{ m}^2$$

$$N_{Tubos} = 124$$

$$L_{req} = 124 \text{ m}$$

$$L_{Tubos} = \frac{L_{req}}{N_{Tubos}} = 1 \text{ m}$$

Figura 38. Distribución de Tubos



5.1.8 Selección de un diámetro de casco estándar. Para hacer la selección del diámetro del casco se ha tenido en cuenta el tamaño de la brida que servirá de placa porta tubos, como se puede observar en la figura 10, la distribución de los tubos indica que el diámetro de casco debe corresponder a un tubo de 10" que es

el tamaño estándar para esa distribución, en la figura 11 se observan sus características según el catálogo de un distribuidor local.

Figura 39. Características de Tubería de Acero al Carbón.



Tabla 4.0. Tubería de acero carbón para conducción.

CALIDADES	COMPOSICIÓN QUÍMICA					CARACTERÍSTICAS MECÁNICAS			
	C	Mn	Si	P	S	LÍMITE	ELÁSTICAS	RESISTENCIA A LA RACCIÓN	
API - 5L X 42	0.29	1.35	-	0.04	0.05	42.000 PSI	289 MPA	60.000 PSI	413 MPA
ASTM - A 53 GR A	0.25	0.90	-	0.05	0.06	30.000 PSI	207 MPA	48.000 PSI	331 MPA
ASTM - A 53 GR B	0.30	1.20	-	0.05	0.06	35.000 PSI	241 MPA	60.000 PSI	413 MPA
ASTM - A 106 GR B	0.30	0.29/106	0.1	0.048	0.058	35.000 PSI	241 MPA	60.000 PSI	413 MPA

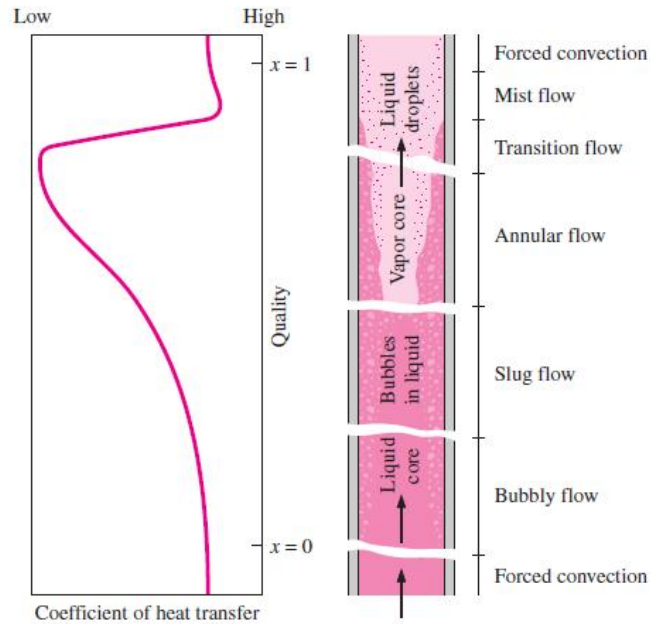
DIÁMETRO			ESPESOR PARED		PESO NOMINAL		WEIGHT CLASS	SCHEDULE
NOMINAL	EXTERIOR							
Pulg.	Pulg.	mm	Pulg.	mm.	LP	Kg/m		
8"	8.625	219.10	0.916	23.01	74.69	111.27		160
10"	10.750	273.10	0.365	9.27	40.48	60.31	STD	40
10"	10.750	273.10	0.594	15.09	64.43	96.01	XS	80
12"	12.750	323.90	0.406	10.31	53.52	79.70	STD	40

Fuente: Catálogo Aceros Steckerl.

5.1.9 Cálculo del coeficiente de convección para el refrigerante $h_{Int,134}$. Para el cálculo del coeficiente de transferencia interno por convección en el refrigerante, se siguen los pasos expuestos por la ASHRAE5. Como se puede observar en la figura 12, el coeficiente de transferencia de calor varía según la calidad de la mezcla disminuyendo en los flujos anular y de transición, para efectos de nuestro cálculo se hará teniendo en cuenta un flujo de neblina que se obtiene aproximadamente cuando la mezcla alcanza una calidad de 0,8 o mayor.

⁵ 2009 ASHRAE Handbook -Fundamentals

Figura 40. Regímenes de flujos que se encuentran en el interior del tubo.



Fuente: Transferencia de Calor CENGEL⁶.

Las correlaciones necesarias para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección forzada dentro de un tubo vertical se muestran a continuación:

$$h_{Int;134} = EE_2h_f + SS_2h_f$$

$$E = 1 + 3000B_o^{0,86}$$

$$S = 1,12 \left[\frac{x}{(1-x)} \right]^{0,75} \left(\frac{\rho_L}{\rho_v} \right)^{0,41}$$

$$h_f = 0,023Re_L^{0,8} Pr_L^{0,4} \left(\frac{K_L}{D_{int,Tubos}} \right)$$

$$Re_L = \frac{G(1-x)D_{int,Tubos}}{\mu_L}$$

⁶ Transferencia de Calor CENGEL 2da Edición.

$$B_o = \frac{q''}{G h_{fg}}$$

$$E_2 = S_2 = 1 \quad \text{Porque el tubo no es horizontal}$$

En donde:

x = Calidad del Fluido (Se ha escogido 0,8).

ρ_L = Densidad del líquido Saturado.

ρ_v = Densidad del vapor Saturado.

Re_L = Reynolds en condición de líquido Saturado.

Pr_L = Prandtl en condición de líquido Saturado.

K_L = Conductividad condición de líquido Saturado.

$D_{int,tubos}$ = Diámetro interno de los tubos.

G = Velocidad de masa por metro cuadrado.

μ_L = Viscosidad dinámica del líquido saturado.

B_o = Número de Ebullición.

q'' = Rata de transferencia de calor por metro cuadrado.

h_{fg} = Calor latente de vaporización.

Unidades en $Lb_m, ft, ^\circ F, Btu$.

$$\dot{Q}_{134} = \dot{Q}_{CO_2} \left[3412,14 \frac{Btu/hr}{Kw} \right] = 1228 Btu/hr$$

$$q'' = \frac{\dot{Q}_{134}}{4 A_{req}} = 5,768 \frac{Btu}{hr - ft^2}$$

$$x = 0,8$$

$$\rho_L = \rho('R134A'; T = T_{evp;134}; x = 0) = 78,5 \frac{Lb_m}{ft^3}$$

$$\rho_v = \rho('R134A'; T = T_{evp;134}; x = 1) = 1,306 \frac{Lb_m}{ft^3}$$

$$Pr_L = Pr('R134A'; T = T_{evp;134}; x = 0) = 3,536$$

$$K_L = K('R134A'; T = T_{evp;134}; x = 0) = 0,05187 \frac{Btu}{hr - ft - R}$$

$$\mu_L = \text{Visc}(R134A'; T = T_{\text{evp};134}; x = 0) = 0,5592 \frac{\text{Lb}_m}{\text{ft} - \text{hr}}$$

$$\dot{m}_{134} = 0,001849 \left[7936,64 \frac{\text{Lb}_m/\text{hr}}{\text{Kg/s}} \right] = 14,67 \text{ Lb}_m/\text{hr}$$

$$G = \frac{\dot{m}_{134}}{A_{\text{int}} \frac{N_{\text{Tubos}}}{4}} = 428,6 \frac{\text{Lb}_m}{\text{ft}^2 - \text{hr}} \text{ Se divide en 4 porque son 4 pasos por tubos}$$

$$A_{\text{int}} = \frac{\pi}{4} D_{\text{int},\text{Tubos}}^2 = 0,001104 \text{ ft}^2$$

$$h_{fg,134} = 69,22 \left[0,429923 \frac{\text{Btu/Lb}_m}{\text{KJ/Kg}} \right]$$

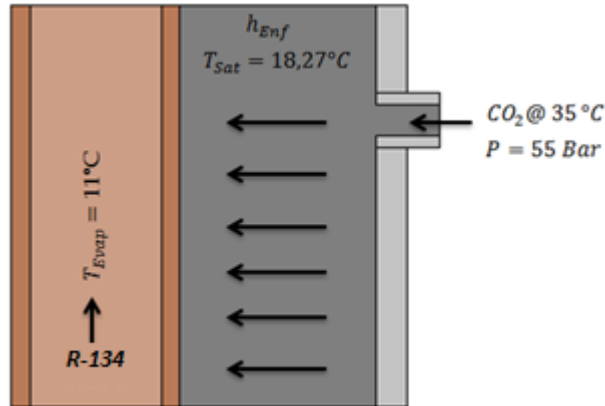
$$h_{\text{Int},134} = 4,256 \left[5,67826 \frac{\text{W/m}^2 - \text{K}}{\text{Btu/hr} - \text{ft}^2 - \text{R}} \right] = 24,17 \text{ W/m}^2 - \text{K}$$

5.1.10 Cálculo del coeficiente de convección para el enfriamiento del CO2

$h_{\text{Enf};\text{CO}_2}$. Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección para el proceso de enfriamiento se siguen los pasos y se emplean las correlaciones descritas por MILLS⁷ para el flujo a través de haces de tubos.

⁷ Transferencia de Calor Anthony F. Mills.

Figura 41. Flujo transversal a los tubos de enfriamiento.



Las propiedades del CO₂ se evalúan a la temperatura media entre la temperatura de entrada y la temperatura de saturación, se toma como área de flujo transversal para el cálculo el área que se tiene en la parte central de intercambiador para esto se toma una separación entre bafles de 20 cm, entonces el área de flujo estará comprendida por el diámetro interno del casco como el ancho y la separación entre bafles como la altura, con estas consideraciones se procede a realizar el cálculo del coeficiente de transferencia por convección de la siguiente forma:

$$P = 55 \text{ Bares}$$

$$\dot{m}_{CO_2} = 1/600 \text{ Kg/s}$$

$$D_{Ext,Tubos} = 0,0127 \text{ m}$$

$$h_{Bafles} = 0,2 \text{ m}$$

$$D_{Int,Casco} = 0,25456 \text{ m}$$

$$A_{Trans} = D_{Int,Casco} * h_{Bafles} = 0,05091 \text{ m}^2$$

$$T_{Ent;CO_2} = 35 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{Sat} = T('CarbonDioxide'; X = 1; P = P_{CO_2}) = 18,27^\circ\text{C}$$

$$T_{med;Enf} = \frac{T_{Ent;CO_2} + T_{Sat}}{2} = 26,63 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rho = \rho('CarbonDioxide'; T = T_{med;Enf}; P = P_{CO_2}) = 152,4 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\mu = \mu('CarbonDioxide'; T = T_{med;Enf}; P = P_{CO_2}) = 0,00001723 \frac{\text{Kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

$$Pr = Pr('CarbonDioxide'; T = T_{med;Enf}; P = P_{CO2}) = 1,523$$

$$K = K('CarbonDioxide'; T = T_{med;Enf}; P = P_{CO2}) = 0,0251 \frac{W}{m - K}$$

$$V_0 = \frac{\dot{m}_{CO2}}{\rho A_{Trans}} = 0,0002148 \frac{m}{s}$$

$$V = V_0 \left[\frac{S_T}{S_T - \frac{\pi}{4} D_{Ext,Tubos}} \right] = 0,0005198 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{\rho V D_{Ext,Tubos}}{\mu} = 58,38 < 5 \times 10^5 \rightarrow \text{Flujo Laminar}$$

Para determinar el coeficiente de transferencia se emplea la ecuación 4,7 de MILLS.

$$\overline{Nu_D}^{-1} = 0,3 + \frac{0,62 Re^{1/2} Pr^{1/3}}{\left[1 + (0,4/Pr)^{2/3} \right]^{1/4}} = 5,302$$

Esta ecuación corresponde a un solo tubo en flujo cruzado, para un haz de tubos con 10 o más filas se emplea la siguiente Ecuación:

$$\overline{Nu_D}^{-10+} = \phi \overline{Nu_D}^{-1}; \text{ donde } \phi \text{ es un factor de arreglo dado por:}$$

$$\phi = 1 + \frac{2}{3P_T} = 1,498$$

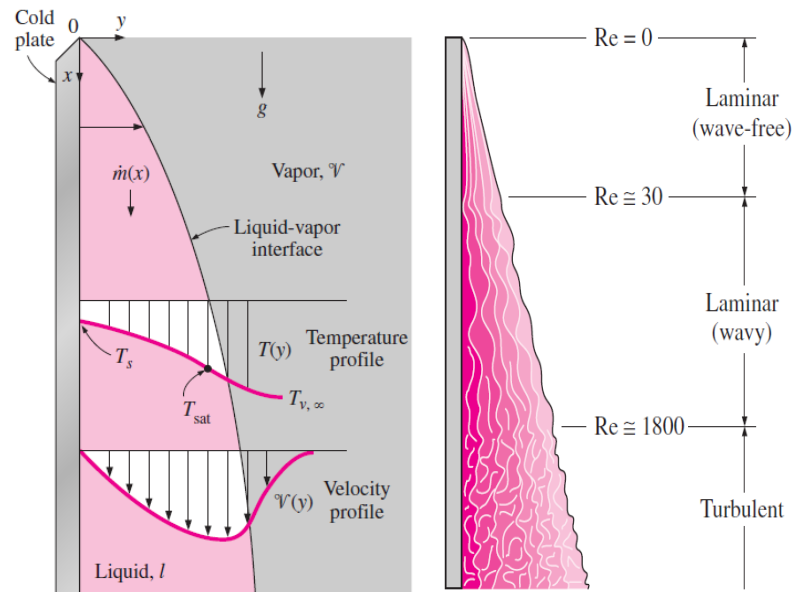
$$P_T = \frac{S_T}{D_{Ext,Tubos}} = 1,339$$

$$\overline{Nu_D}^{-10+} = 7,943$$

$$h_{Enf;CO2} = \frac{\overline{Nu_D}^{-10+} K}{D_{Ext,Tubos}} = 15,7 \frac{W}{m^2 - K}$$

5.1.11 Cálculo del coeficiente de convección para la condensación del CO2 $h_{Cond,CO2}$. Para la determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección en la zona de condensación, se siguen los pasos y correlaciones determinados por CENGEL y MILLS.

Figura 42. Regímenes de flujo durante la condensación.



Fuente. Transferencia de Calor CENGEL.

Lo primero que se hace es suponer que el flujo que se presenta durante la condensación es un flujo laminar, a partir de esta suposición se calcula el coeficiente de convección empleando la ecuación 10-22 de CENGEL o 7,16 de MILLS.

$$h_{Cond,CO2} = 0,943 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) h_{fg} K_l^3}{\mu_l (T_{sat} - T_{Sup}) L} \right]^{1/4} \text{ en donde:}$$

g = Gravedad

ρ_l = Densidad del líquido Saturado.

ρ_v = Densidad del vapor Saturado.

μ_l = Viscosidad dinámica del líquido saturado.

K_l = Conductividad en condición de líquido Saturado.

Cp_l = Calor específico en condición de líquido Saturado.

Pr_l = Prandtl en condición de líquido Saturado.

T_{Sat} = Temperatura de Saturación

T_{Sup} = Temperatura superficial de los tubos.

L = Longitud de los tubos.

h_{fg}^* = Calor latente de vaporización corregido.

El calor latente de vaporización se calcula a la T_{Sat} y las demás propiedades se calculan a la temperatura media de película.

$$P_{CO_2} = 55 \text{ Bares}$$

$$g = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$L_{Tubo} = 1 \text{ m}$$

$$\dot{m}_{CO_2} = \frac{1}{600} \text{ Kg/s}$$

$$T_{Sat} = T('CarbonDioxide'; X = 1; P = P_{CO_2}) = 18,27^\circ\text{C}$$

$$T_{Sup} = 11,5^\circ\text{C}$$

$$T_{med;cond} = \frac{T_{Sat} + T_{Sup}}{2} = 14,88^\circ\text{C}$$

$$\rho_l = \rho('CarbonDioxide'; T = T_{med;cond}; P = P_{CO_2}) = 831,2 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$\rho_v = \rho('CarbonDioxide'; T = T_{Sat}; x = 1) = 181,4 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$Pr = Pr('CarbonDioxide'; T = T_{med;cond}; P = P_{CO_2}) = 2,845$$

$$Cp_l = Cp('CarbonDioxide'; T = T_{med;cond}; P = P_{CO_2}) = 3228 \frac{\text{J}}{\text{Kg} - \text{K}}$$

$$K_l = K('CarbonDioxide'; T = T_{med;cond}; P = P_{CO_2}) = 0,09014 \frac{\text{W}}{\text{m} - \text{K}}$$

$$\mu_l = \mu('CarbonDioxide'; T = T_{med;cond}; P = P_{CO_2}) = 0,00007945 \frac{\text{Kg}}{\text{m} - \text{s}}$$

$$h_{fg} = h('CarbonDioxide'; T = T_{Sat}; x = 1) - h('CarbonDioxide'; T = T_{Sat}; x = 1)$$

$$h_{fg} = 161159 \frac{J}{Kg}$$

$$h_{fg}^* = h_{fg} + \left[0,683 - \frac{0,228}{Pr_l} \right] C p_l (T_{sat} - T_{sup}) = 174330 \frac{J}{Kg}$$

$$h_{Cond;CO2} = 0,943 \left[\frac{g \rho_l (\rho_l - \rho_v) h_{fg}^* K_l^3}{\mu_l (T_{sat} - T_{sup}) L} \right]^{1/4} = 998,7 \frac{W}{m^2 - K}$$

Una vez calculado el coeficiente de transferencia, se procede a verificar la suposición de que el flujo es laminar, para esto se debe calcular la velocidad de condensación para después calcular el número de Reynolds empleando la ecuación 7,18 de MILLS.

$$\dot{m}_{cond} = \frac{h_{Cond;CO2} (T_{sat} - T_{sup}) A_{req}}{h_{fg}^*} = 0,1918 \frac{Kg}{s}$$

Como el flujo máximo de CO₂ será de 0,001666 Kg/s, entonces se tomará como flujo máximo de condensado:

$$\dot{m}_{cond} = 0,0016666 \frac{Kg}{s}$$

Ahora se calcula el flujo másico por ancho de película.

$$\Gamma = \frac{\dot{m}_{cond}}{124 \pi D_{Ext;tubos}} = 0,0003369 \frac{Kg}{m - s}; 124 \text{ porque se calcula para un solo tubo}$$

Finalmente se calcula el número de Reynolds para verificar la suposición de flujo laminar hecha inicialmente.

$$Re = \frac{4\Gamma}{\mu_l} = 16,96$$

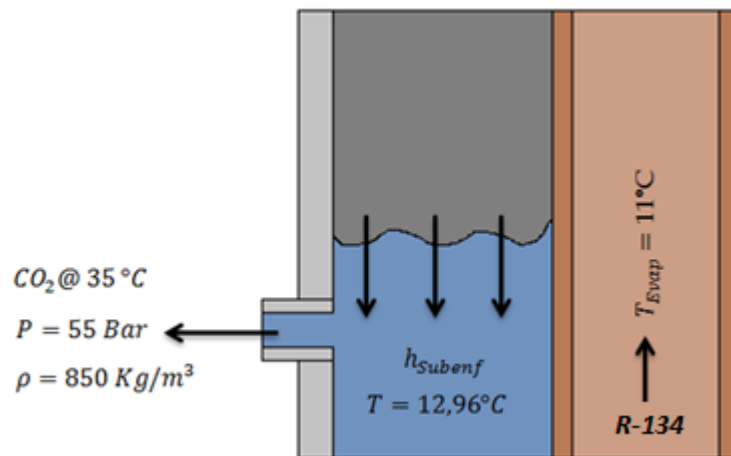
Como el número de Reynolds es menor a 30, el flujo es clasificado como un flujo laminar libre de ondas, por lo tanto se puede decir que el coeficiente de transferencia de calor por convección para la zona de condensación es válido.

$$h_{Cond;CO_2} = 0,943 \left[\frac{g\rho_l(\rho_l - \rho_v)h_{fg}^*K_l^3}{\mu_l(T_{Sat} - T_{Sup})L} \right]^{1/4} = 998,7 \frac{W}{m^2 - K}$$

5.1.12 Cálculo del coeficiente de convección para el subenfriamiento del CO2

$h_{Subenf;CO_2}$. Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor para la zona de subenfriamiento se hace el análisis teniendo en cuenta un flujo a lo largo de los tubos, para este análisis se emplean las correlaciones establecidas por MILLS.

Figura 43. Flujo a lo largo de los tubos



La temperatura a la cual debe ser subenfriado el CO₂ es 12,96°C, esta temperatura garantiza que el CO₂ líquido a una presión de 55 Bares tenga una densidad de 850 kg/m³, condición a la cual la bomba puede operar en óptimas condiciones.

$$P_{CO_2} = 55 \text{ Bares}$$

$$L_{Tubo} = 1 \text{ m}$$

$$\dot{m}_{CO_2} = \frac{1}{600} \text{ Kg/s}$$

$$D_{Int,Casco} = 0,25456 \text{ m}$$

$$D_{Ext,Tubos} = 0,0127 \text{ m}$$

$$A_{Flujo;Trans} = \frac{\pi D_{Int,Casco}^2}{4} - 124 \frac{\pi D_{Ext,Tubos}^2}{4} = 0,03519 \text{ m}^2$$

$$T_{Subenf} = 12,96 \text{ °C}$$

$$T_{Sat} = T('CarbonDioxide'; X = 0; P = P_{CO_2}) = 18,27 \text{ °C}$$

$$T_{med;Subenf} = \frac{T_{Subenf} + T_{Sat}}{2} = 15,61 \text{ °C}$$

$$\rho_l = \rho('CarbonDioxide'; T = T_{med;subenf}; P = P_{CO_2}) = 823,5 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$$

$$v = v('CarbonDioxide'; T = T_{med;subenf}; P = P_{CO_2}) = 0,001214 \frac{\text{m}^3}{\text{Kg}}$$

$$\mu_l = \mu('CarbonDioxide'; T = T_{med;subenf}; P = P_{CO_2}) = 0,0000778 \frac{\text{Kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$$

$$K_l = K('CarbonDioxide'; T = T_{med;subenf}; P = P_{CO_2}) = 0,08877 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$$

$$Pr = Pr('CarbonDioxide'; T = T_{med;subenf}; P = P_{CO_2}) = 2,919$$

Ahora se calcula la velocidad del flujo por la parte externa de los tubos.

$$V = \frac{v \dot{m}_{CO_2}}{A_{Flujo;Trans}} = 0,00005752 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Re = \frac{\rho_l V L_{Tubos}}{\mu_l} = 608,8 < 5 \times 10^5 \rightarrow \text{Flujo Laminar}$$

Como el flujo es laminar, la ecuación que se emplea para el cálculo del número de Nusselt es la 4,57 de MILLS.

$$Nu = 0,664 Re^{1/2} Pr^{1/3} = 23,42$$

$$Nu = \frac{h_{Subenf;CO2} L_{Tubo}}{K_l} \rightarrow h_{Subenf;CO2} = 2,079 \frac{W}{m^2 - K}$$

$$h_{Subenf;CO2} = 2,079 \frac{W}{m^2 - K}$$

5.1.13 Cálculo del área de transferencia de calor requerida para el enfriamiento del CO2 A_{Enf} . Para el cálculo del área de transferencia requerida para enfriar el CO2 desde 35°C a 18,27 °C que es la temperatura a la cual inicia la condensación se siguen los siguientes pasos:

Se calcula el coeficiente global de transferencia de calor.

$$\dot{Q}_{Enf} = UA_{Enf} LMTD_{Enf}$$

$$T_{1;CO2} = 35 \text{ °C}$$

$$T_{2;CO2} = 18,27 \text{ °C}$$

$$T_{1;R134} = 11 \text{ °C}$$

$$T_{2;R134} = 11 \text{ °C}$$

$$\Delta T_1 = T_{1;CO2} - T_{2;R134} = 24 \text{ °C}$$

$$\Delta T_2 = T_{2;CO2} - T_{1;R134} = 7,27 \text{ °C}$$

$$LMTD_{Enf} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = 14,01 \text{ °C}$$

$$\dot{Q}_{Enf} = 61,89 \text{ Watts}$$

$$UA_{Enf} = \frac{LMTD_{Enf}}{\dot{Q}_{Enf}} = 4,418 \frac{W}{m}$$

$$D_{Int;Tubo} = 0,01143 \text{ m}$$

$$D_{Ext;Tubo} = 0,0127$$

$$A_{Int;Tubo} = 2 \pi D_{Int;Tubo} L_{Enf}$$

$$A_{Ext;Tubo} = 2 \pi D_{Ext;Tubo} L_{Enf}$$

$$K = 400 \frac{W}{m - K} \text{ Conductividad del cobre}$$

$$h_{Int;134} = 24,17 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$h_{Enf;CO2} = 15,7 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$UA_{Enf} = \frac{1}{\frac{1}{h_{Int;134} A_{Int;Tubo}} + \frac{\ln \left[\frac{D_{Ext;Tubo}}{D_{Int;Tubo}} \right]}{2 \pi K L_{Enf}} + \frac{1}{h_{Enf;CO2} A_{Ext;Tubo}}}$$

Despejando el valor de L_{Enf} de la ecuación anterior, se obtiene la longitud requerida de un tubo de $\frac{1}{2}$ " para realizar el enfriamiento del CO₂.

$$L_{Enf} = 6,265 \text{ m}$$

5.1.14 Cálculo del área de transferencia de calor requerida para la condensación del CO₂ A_{Cond} . Para el cálculo del área de transferencia requerida para condensar el CO₂ se siguen los pasos descritos anteriormente:

Se calcula el coeficiente global de transferencia de calor.

$$\dot{Q}_{Cond} = UA_{Cond} LMTD_{Cond}$$

$$T_{1;CO2} = 18,27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{2;CO2} = 18 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{1;R134} = 11 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{2;R134} = 11 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_1 = T_{1;CO2} - T_{2;R134} = 7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{2;CO2} - T_{1;R134} = 7,27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$LMTD_{Cond} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} = 7,134 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\dot{Q}_{Cond} = 268,64 \text{ Watts}$$

$$UA_{Cond} = \frac{LMTD_{Cond}}{\dot{Q}_{Cond}} = 37,66 \frac{W}{m}$$

$$D_{Int;Tubo} = 0,01143 \text{ m}$$

$$D_{Ext;Tubo} = 0,0127$$

$$A_{Int;Tubo} = 2 \pi D_{Int;Tubo} L_{Cond}$$

$$A_{Ext;Tubo} = 2 \pi D_{Ext;Tubo} L_{Cond}$$

$$K = 400 \frac{W}{m \cdot K} \text{ Conductividad del cobre}$$

$$h_{Int;134} = 24,17 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$h_{Cond;CO2} = 998,7 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$UA_{Enf} = \frac{1}{\frac{1}{h_{Int;134} A_{Int;Tubo}} + \frac{\ln \left[\frac{D_{Ext;Tubo}}{D_{Int;Tubo}} \right]}{2 \pi K L_{Cond}} + \frac{1}{h_{Cond;CO2} A_{Ext;Tubo}}}$$

Despejando el valor de L_{Cond} de la ecuación anterior, se obtiene la longitud requerida de un tubo de $\frac{1}{2}''$ para realizar la condensación del CO_2 .

$$L_{Cond} = 23,81 \text{ m}$$

5.1.15 Cálculo del área de transferencia de calor requerida para el subenfriamiento del CO_2 A_{Subenf} . Para el cálculo del área de transferencia requerida para subenfriar el CO_2 desde $18^\circ C$ a $12,96^\circ C$ se siguen los pasos descritos anteriormente:

Se calcula el coeficiente global de transferencia de calor.

$$\dot{Q}_{Subenf} = UA_{Subenf} LMTD_{Subenf}$$

$$T_{1;CO2} = 18,27^\circ C$$

$$T_{2;CO2} = 12,96^\circ C$$

$$T_{1;R134} = 11^\circ C$$

$$T_{2;R134} = 11^\circ C$$

$$\Delta T_1 = T_{1;CO2} - T_{2;R134} = 7,27^\circ C$$

$$\Delta T_2 = T_{2;CO2} - T_{1;R134} = 1,96^\circ C$$

$$LMTD_{Subenf} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} = 4,051 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\dot{Q}_{Subenf} = 29,48 \text{ Watts}$$

$$UA_{Subenf} = \frac{LMTD_{Subenf}}{\dot{Q}_{Subenf}} = 7,277 \frac{W}{m}$$

$$D_{Int;Tubo} = 0,01143 \text{ m}$$

$$D_{Ext;Tubo} = 0,0127$$

$$A_{Int;Tubo} = 2 \pi D_{Int;Tubo} L_{Subenf}$$

$$A_{Ext;Tubo} = 2 \pi D_{Ext;Tubo} L_{Subenf}$$

$$K = 400 \frac{W}{m - K} \text{ Conductividad del cobre}$$

$$h_{Int;134} = 24,17 \frac{W}{m^2 - K}$$

$$h_{Subenf;CO_2} = 2,079 \frac{W}{m^2 - K}$$

$$UA_{Subenf} = \frac{1}{\frac{1}{h_{Int;134} A_{Int;Tubo}} + \frac{\ln\left[\frac{D_{Ext;Tubo}}{D_{Int;Tubo}}\right]}{2 \pi K L_{Subenf}} + \frac{1}{h_{Subenf;CO_2} A_{Ext;Tubo}}}$$

Despejando el valor de L_{Subenf} de la ecuación anterior, se obtiene la longitud requerida de un tubo de $\frac{1}{2}$ " para realizar el subenfriamiento del CO_2 .

$$L_{Subenf} = 48,38 \text{ m}$$

5.1.16 Cálculo del Volumen de Almacenamiento de CO_2 Licuado. Una vez calculadas las longitudes de transferencia requeridas para cada uno de los procesos, se procede a calcular la longitud que debe tener cada uno de los tubos.

$$L_{Tubo;calc} = \frac{L_{Subenf} + L_{Cond} + L_{Enf}}{N_{Tubos}} = 0,6327 \text{ m}$$

Ahora se calcula la altura que queda para el almacenamiento del CO_2 porque a medida que éste se va licuando, los tubos se van inundando y se debe impedir que

el CO₂ líquido ocupe el área que se requiere para la transferencia de calor, por tal motivo los tubos deben ser más largos de lo que se calcula.

$$L_{Almac} = L_{Tubos;req} - L_{Tubos;calc} = 0,3673 \text{ m}$$

Pero el área que se requiere para el subenfriamiento también sirve de depósito porque esta área se calculó teniendo en cuenta que el CO₂ ya se encuentra en estado líquido, entonces se calcula la altura total para el almacenamiento.

$$L_{Tubos;Subenf} = \frac{L_{Subenf}}{N_{Tubos}} = 0,3901 \text{ m}$$

$$L_{Almac;Total} = L_{Almac} + L_{Subenf} = 0,7574 \text{ m}$$

Esta es la altura disponible para el almacenamiento del CO₂, ahora se calcula el volumen de almacenamiento que se tiene con esa altura.

$$V_{Almac} = (A_{Int;casco} - A_{Trnav;Tubos})L_{Almac;Total} = 26650 \text{ cm}^3 \rightarrow 26,65 \text{ Litros}$$

5.1.17 Resultados del Diseño Térmico. Una vez finalizado el proceso de diseño térmico del condensador, se obtiene una serie de datos geométricos y de construcción que se deberán validar en el diseño mecánico que se realizará en la sección 5.2.

A continuación se muestra una tabla con los parámetros obtenidos del diseño térmico.

Tabla 3. Resultados Diseño Térmico del Condensador.

	CARACTERISTICA	VALOR
Refrigerante R - 134A	Número de tubos	124
	Paso Transversal	17 mm
	Paso Longitudinal	14,7 mm
	Diámetro de los Tubos	1/2"
	Material Tubos	Cobre Tipo M
	Longitud Tubos	1 m
	Pasos por Tubo	4
	Temperatura Evaporación R-134A	11 °C
	Presión en los Tubos	4,289 Bares
	Flujo másico de Refrigerante	0,001849 Kg/s
Dióxido de Carbono CO₂	Número de Baffles	4
	Separación entre baffles	20 cm
	Temperatura Entrada	35 °C
	Temperatura Salida	12,96 °C
	Densidad de Salida	850 Kg/m ³
	Presión en el Casco	55 Bares
	Flujo másico de CO ₂	0,0016666 Kg/s
	Diámetro de Casco	Tubo de 10" SCH 40

5.2 DISEÑO MECÁNICO.

En esta sección se evaluarán los componentes del condensador como son las bridas, los tubos y el casco para determinar que cumplan con los requisitos necesarios para una operación segura, también se realizará el análisis mecánico de cada uno de los tanques que se deberán fabricar, para garantizar que su funcionamiento a 55 bares sea seguro, para estos análisis se tendrán en cuenta las

recomendaciones hechas por el código ASME⁸ para calderas y recipientes a presión, así como las hechas por la Norma TEMA⁹ y el GUIDEBOOK¹⁰ para recipientes a presión, finalmente se hará la selección de cada uno de los componentes necesarios para la ampliación del equipo.

5.2.1 Cálculo del espesor mínimo requerido para el casco del condensador. Para el cálculo del espesor mínimo para el casco del condensador se deben evaluar los espesores requeridos para soportar los esfuerzos radiales y tangenciales, el mayor espesor será el que determine el espesor del casco.

- **Espesor de pared por esfuerzo circunferencial.**

Para el cálculo de este espesor se emplea la relación expuesta en el apartado UG-27 (1) del código ASME.

$$t_{cir} = \frac{PR}{SE - 0,6P} \text{ donde:}$$

$P = 800 \text{ psi}$ Presión de trabajo máxima permisible (55 Bar)

$R = 5,011 \text{ in}$ Radio interior del Casco

$S = 60.000 \text{ psi}$ Esfuerzo máximo permisible

$E = 0,5$ Eficiencia de la junta (Tomada tabla UW-12 del código ASME)

$$t_{cir} = \frac{PR}{SE - 0,6P} = 0,1358 \text{ in} \rightarrow 3,449 \text{ mm}$$

$$t_{cir} = 3,449 \text{ mm}$$

⁸ Código ASME para calderas y recipientes a presión 1992.

⁹ Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association.

¹⁰ Guidebook for the Design of Pressure Vessels.

- **Espesor de pared por esfuerzo longitudinal.**

Para el cálculo de este espesor se emplea la relación expuesta en el apartado UG-27 (2) del código ASME.

$$t_{Long} = \frac{PR}{2SE - 0,4P} = 0,0671 \text{ in} \rightarrow 1,706 \text{ mm}$$

$$t_{Long} = 1,706 \text{ mm}$$

Como se puede observar, el esfuerzo circunferencial es mayor y por lo tanto demanda un mayor espesor de pared, para la construcción del casco se empleará un tubo de acero al carbón de material ASTM A-53 GR B de 10" SCH 40 que nos brinda un espesor de pared de 9,27 mm, por lo tanto nuestra selección es acertada.

$$t_{Casco} = 9,27 \text{ mm}$$

5.2.2 Cálculo del espesor mínimo requerido para los tubos del condensador.

Para el cálculo del espesor mínimo para los tubos del condensador se hacen los pasos descritos anteriormente.

- **Espesor de pared por esfuerzo circunferencial.**

Para el cálculo de este espesor se emplea la relación expuesta en el apartado UG-27 (1) del código ASME.

$$t_{cir} = \frac{PR}{SE - 0,6P} \text{ donde:}$$

$$P = 124 \text{ psi} \quad \text{Presión de trabajo máxima permisible (8,562 Bar)}$$

$$R = 0,255 \text{ in} \quad \text{Radio interior de los Tubos}$$

$$S = 36000 \text{ psi} \quad \text{Esfuerzo máximo permisible}$$

$$E = 0,5 \quad \text{Eficiencia de la junta (Tomada tabla UW-12 del código ASME)}$$

$$t_{cir} = \frac{PR}{SE - 0,6P} = 0,001559 \text{ in} \rightarrow 0,0396 \text{ mm}$$

$$t_{cir} = 0,0396 \text{ mm}$$

- **Espesor de pared por esfuerzo longitudinal.**

Para el cálculo de este espesor se emplea la relación expuesta en el apartado UG-27 (2) del código ASME.

$$t_{Long} = \frac{PR}{2SE - 0,4P} = 0,0007771 \text{ in} \rightarrow 0,01974 \text{ mm}$$

$$t_{Long} = 0,01974 \text{ mm}$$

Como se puede observar, el esfuerzo circunferencial es mayor y por lo tanto demanda un mayor espesor de pared, para la construcción del haz de tubos se empleará un tubería de cobre tipo M de ½" de diámetro externo que nos brinda un espesor de pared de 0,635 mm, por lo tanto nuestra selección es acertada.

$$t_{Tubos} = 0,635 \text{ mm}$$

5.2.3 Cálculo del espesor mínimo requerido para la placa porta tubos. Para el cálculo del espesor de pared se tiene en cuenta que el material de la brida será ASTM A 105 - 05 y se siguen los pasos descritos por la norma TEMA en la sección 5 en la subsección RCB-7, la norma indica que el espesor se debe calcular teniendo en cuenta tres escenarios:

- **Espesor mínimo recomendado por norma.**

Se calcula siguiendo la recomendación hecha por la norma en el punto C-7.131 de la sección 5, subsección RCB-7.

$$t_{PT;norma} = \frac{3}{4} D_{Ext;tubos} = 9,525 \text{ mm}$$

- **Espesor mínimo requerido por flexión.**

Se calcula siguiendo la recomendación hecha por la norma en el punto RCB-7.132 de la sección 5, subsección RCB-7.

$$t_{PT;flexión} = \frac{F G}{3} \sqrt{\frac{P}{\eta S}}$$

$$P = 800 \text{ psi}$$

$$S = 70.000 \text{ psi}$$

$$F = 1,25$$

$$G = 2 R = 10,2 \text{ in}$$

$$\eta = 1 - \frac{0,907}{\left[\frac{Ltp}{D_{Ext;tubos}} \right]^2} = 0,4938$$

$$t_{PT;flexión} = \frac{F G}{3} \sqrt{\frac{P}{\eta S}} = 0,6353 \text{ in} \rightarrow 16,1366 \text{ mm}$$

$$t_{PT;flexión} = 16,1366 \text{ mm}$$

- **Espesor mínimo requerido por cizallamiento.**

Se calcula siguiendo la recomendación hecha por la norma en el punto RCB-7.133 de la sección 5, subsección RCB-7.

$$t_{PT;Cizalla} = \left[\frac{0,31 D_L}{1 - \frac{D_{Ext;tubos}}{Ltp}} \right] \frac{P}{S}$$

$$D_L = \frac{4 A}{C} = 212,6 \text{ mm}$$

$$A = 36926,41 \text{ mm}^2$$

$$C = 694,66 \text{ mm}$$

$$t_{PT;Cizalla} = \left[\frac{0,31D_L}{1 - \frac{D_{Ext;tubos}}{Ltp}} \right] \frac{P}{S} = 2,978 \text{ mm}$$

$$t_{PT;Cizalla} = 2,978 \text{ mm}$$

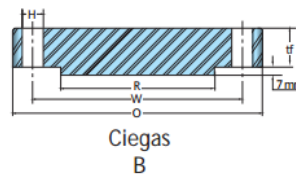
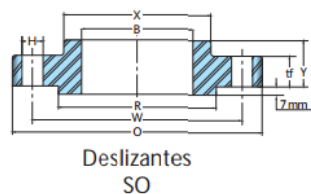
Como se puede observar, la condición más crítica para calcular el espesor de la brida es la de flexión, en esta condición se requiere un espesor mínimo de 16,1366 mm, la norma TEMA recomienda en la sección 9, Tabla 2-1.1 para bridas con material ASTM A 105 - 05 y para la presión de operación de 800 psi una brida Rating 400, una brida ciega que nos serviría como placa porta tubos tiene un espesor de 54 mm, entonces ese es el espesor de nuestra placa porta tubos.

$$t_{placaTubos} = 54 \text{ mm}$$

En la figura 16 se muestran las dimensiones de las bridas comerciales de 10" rating 400 para los tipos Slip-On y Ciega.

Figura 44. Dimensiones de bridas Ciega y Slip-On Rating 400

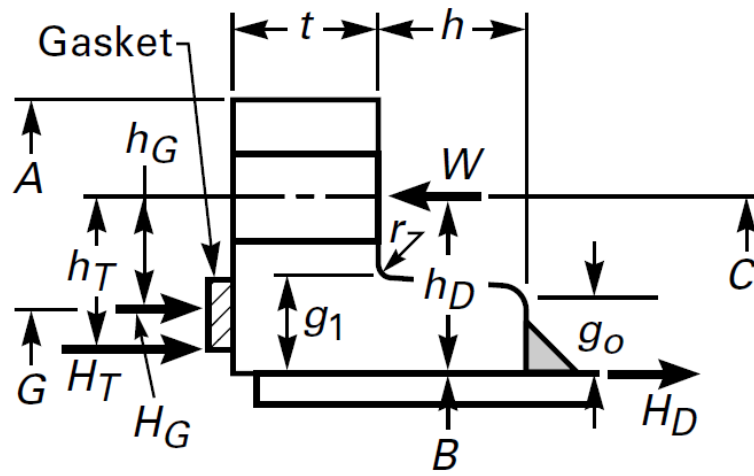
Diámetro Nominal del Tubo	Diámetro Exterior O	Espesor Mínimo TF*	Diámetro del Resalto R	Diámetro en la Base del Cubo X	Diámetro en el Punto de Soldadura A	Diámetro Interior		Plantilla de Perforar		
						SO B	LJ B	Diám.Círculo de Agujeros W	Diám. de Agujeros H	Cantidad
8	380	47.7	269.9	260	219.1	221.5	222.2	330.0	28.6	12
10	445	54.0	323.8	321	273.0	276.2	277.4	387.4	31.8	16



Fuente: www.francovigh.com.

5.2.4 Cálculo del par de apriete requerido para la unión de las bridas. Este cálculo se hace siguiendo los pasos descritos en el apéndice 2 del código ASME, el análisis se hará teniendo en cuenta que los tornillos serán en un acero ASTM A-193 GR-B7 y que las bridas serán en un acero ASTM A 105 - 05.

Figura 45. Dimensiones necesarias para el cálculo de la brida



Fuente: ASME sección VIII Apéndice 2.

Lo primero que se hace es establecer los valores de esfuerzo permisible para los pernos y la brida en las condiciones de asentamiento y operación, los valores de esfuerzo se toman de la norma ASTM sección II D subparte 1.

- Para la brida:

$s_{fo} = 70.000 \text{ psi}$ Esfuerzo permisible en condición de operación.

$s_{fa} = 70.000 \text{ psi}$ Esfuerzo permisible en condición de asentamiento.

- Para los pernos:

$s_{bo} = 125.000 \text{ psi}$ Esfuerzo permisible en condición de operación

$s_{ba} = 125.000 \text{ psi}$ Esfuerzo permisible en condición de asentamiento

$P_d = 870 \text{ psi}$ Presión de diseño

$N = \frac{19}{32} \text{ in}$ Ancho del empaque espirometálico¹¹

$m = 2$ Factor del sello tabla 2-5.1

$y = 10000 \text{ psi}$ Tabla 2-5.1

$$b_0 = \frac{N}{2}$$

$$b = \frac{\sqrt{b_0}}{2}$$

$$G_{sello} = D_{int;brida} + 2N - 2b$$

$$H = \frac{\pi G_{sello}^2 P_d}{4}$$

$$H_p = 2 b \pi G_{sello} m P_d$$

$W_{m1} = H + H_p$ Fuerza para la condición de operación

$W_{m2} = b \pi G_{sello} y$ Fuerza para la condición de asentamiento

$W = W_{m1}$ Fuerza para el sellado, se toma el valor más alto entre W_{m1} y W_{m2}

Ahora se calcula el diámetro de raíz necesario para los pernos sabiendo que la brida de 10" debe llevar 16 pernos por norma.

¹¹ <http://rebco.strategymkt.com/catalogo.pdf>

$$N_{per} = 16$$

$$Carga_{per} = \frac{W}{N_{per}}$$

$$\sigma_{prueba} = 0,8 S_{bo} \text{ Criterio establecido por MOTT}^{12}$$

$$\sigma_{adm} = 0,75 \sigma_{prueba} \text{ Criterio establecido por MOTT}^{10}$$

$$A_{Raiz;per} = \frac{Carga_{per}}{\sigma_{adm}}$$

$$D_{Raiz;per} = \sqrt{\frac{4 A_{Raiz;per}}{\pi}} = 0,3765 \text{ in}^2$$

Esta área corresponde al área de raíz de un perno un poco mayor de $\frac{3}{4}$ ", la brida que se instalará cuenta con 16 perforaciones para pernos de 1", por lo tanto nuestra selección hasta el momento está siendo válida y segura.

$$D_{per} = 1 \text{ in}$$

$$T_{apriete} = D_{per} Carga_{per} K_{per} \quad \text{Torque de apriete para los pernos}^{10} \text{ (Lbf-in)}$$

$$K_{per} = 0,2 \text{ Constante que depende de la lubricación}^{10}$$

$$T_{apriete} = 1670 \text{ lbf} - \text{in}$$

5.2.5 Cálculo del espesor de la brida del casco.

$$B_i = 10,022 \text{ in} \quad \text{Diámetro interior del casco}$$

$$g_o = 0,365 \text{ in} \quad \text{Espesor de pared del casco}$$

$$g_1 = 2 g_o$$

¹² Diseño de elementos de máquinas Robert L. Mott.

$R_{min} = 1,0625 \text{ in}$ Distancia radial mínima para herramienta de apriete⁷
 $E_{min} = 1,0625 \text{ in}$ Distancia mínima desde el centro del perno-borde de la brida⁷
 $B_{min} = 2,25 \text{ in}$ Distancia mínima entre pernos para que entre la herramienta de apriete⁷

$$C_{Cir} = \frac{N_{per} B_{min}}{\pi} \quad \text{Circulo de pernos circunferencial}$$

$$C_r = B_i + 2g_1 + 2 R_{min} \quad \text{Circulo de pernos radial}$$

- **Cálculo del momento producido en la condición de operación.**

$$M_{ope} = M_D + M_G + M_T$$

$$M_D = H_D h_D$$

$$H_D = \frac{\pi B_i^2 P_d}{4}$$

$$h_D = \frac{C_r + G_{sello}}{2}$$

$$M_G = H_G h_G$$

$$H_G = W m_1 - H$$

$$h_G = \frac{C_r - G_{sello}}{2}$$

$$M_T = H_T h_T$$

$$H_T = H - H_D$$

$$h_T = \frac{h_D + h_G}{2}$$

$$M_{ope} = 1,057 \times 10^6 \text{ Lbf} - \text{in}$$

- **Cálculo del momento producido en la condición de asentamiento.**

$$M_{Asen} = W m_2 \frac{C_r - G_{sello}}{2}$$

$$M_{Asen} = 102778 \text{ lbf} - \text{in}$$

- **Cálculo del espesor de la brida por esfuerzo longitudinal.**

$S_H = 1,5 S_{fo}$ Por recomendación de norma ASME⁶ apéndice 2 ítem 2-8 (a) (1) (b)

$$S_H = \frac{f - M_{ope}}{L g_1^2 B_i} \quad \text{Norma ASME}^6 \text{ apéndice 2 sección 2-7 (6)}$$

$f = 1,6$ Sacado de la figura 2-7.6 ASME⁶ apéndice 2

$$L = \frac{t_H e + 1}{T} + \frac{t_H^3}{d}$$

$T = 1,75$ Sacado de la figura 2-7.1 ASME⁶ apéndice 2

$$e = \frac{F}{h_o}$$

$$h_o = \sqrt{B_i g_o}$$

$F = 0,85$ Sacado de la figura 2-7.2 ASME⁶ apéndice 2

$$d = \frac{U}{V} h_o g_o^2$$

$U = 5$ Sacado de la figura 2-7.1 ASME⁶ apéndice 2

$V = 0,258$ Sacado de la figura 2-7.3 ASME⁶ apéndice 2

$$t_H = 2,112 \text{ in} \rightarrow 53,644 \text{ mm}$$

- **Cálculo del espesor de la brida por esfuerzo radial.**

$S_r = S_{fo}$ Por recomendación de la ASME en el apéndice, ítem 2-8 (b)(3)

$$S_r = \frac{(1,33 t_r e + 1) M_{ope}}{L t_r^2 B_i} \quad \text{Norma ASME}^6 \text{ apéndice 2 sección 2-7 (7)}$$

$$t_r = 0,8697 \text{ in} \rightarrow 22,090 \text{ mm}$$

- **Cálculo del espesor de la brida por esfuerzo tangencial.**

$S_T = S_{fo}$ Por recomendación de la ASME en el apéndice, ítem 2-8 (b)(3)

$$S_T = \frac{Y M_{ope}}{t_T^2 B_i} - Z S_r \quad \text{Norma ASME}^6 \text{ apéndice 2 sección 2-7 (8)}$$

$Y = 4,6$ Sacado de la figura 2-7.1 ASME⁶ apéndice 2

$U = 2,5$ Sacado de la figura 2-7.1 ASME⁶ apéndice 2

$$t_T = 1,407 \text{ in} \rightarrow 35,737 \text{ mm}$$

Con el análisis realizado anteriormente se puede verificar que la selección de nuestra brida ha sido acertada, ya que esta tiene un espesor de 54 mm y nuestros cálculos indican que el espesor de la brida debe ser de 53,64 mm.

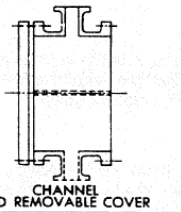
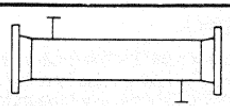
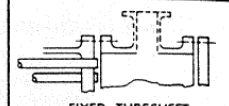
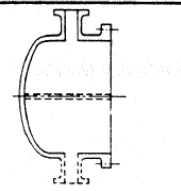
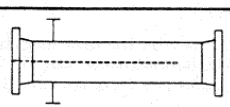
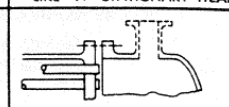
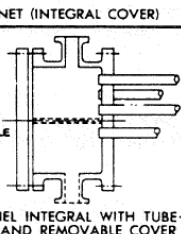
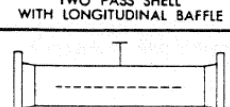
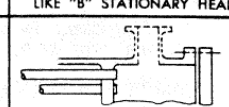
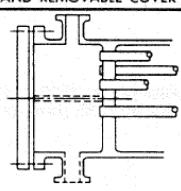
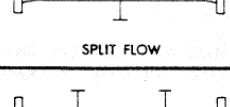
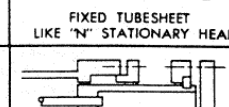
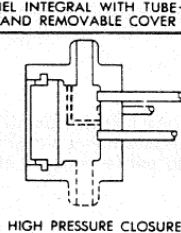
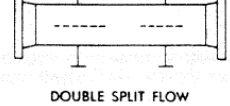
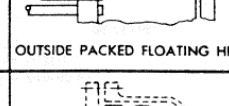
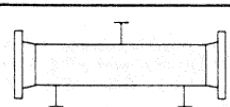
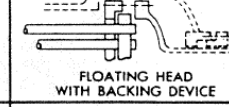
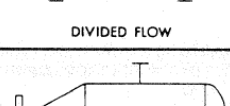
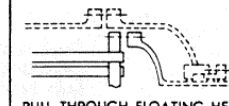
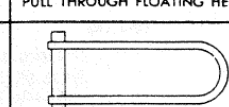
Tabla 4. Resultados Diseño Mecánico del Condensador.

		CARACTERISTICA	VALOR
DISEÑO MECÁNICO CONDENSADOR		Espesor del Casco requerido	3,449 mm
		Espesor del Casco para fabricación	9,27 mm
		Espesor de los Tubos requerido	0,0396 mm
		Espesor de los Tubos para fabricación	0,635 mm
		Espesor de Placa Porta Tubos requerido	16,1366 mm
		Espesor de Placa Porta Tubos para fabricación	54 mm
		Numero de pernos Requerido	16
		Diámetro de pernos Requerido	3/4"
		Diámetro de pernos para Fabricación	1"
		Torque de Apriete requerido	1670 Lbf-in
		Espesor requerido de la brida para el casco	53,64 mm
		Espesor de fabricación para la brida para el casco	54 mm

5.3 FABRICACIÓN E INSTALACIÓN DE LOS COMPONENTES DEL CIRCUITO DE LICUADO.

5.3.1 Selección del tipo de condensador. Para el diseño final del condensador se tuvieron en cuenta los diferentes tipos de configuraciones que expone la norma TEMA con el fin de seleccionar la mejor opción que nos permita cumplir tanto con los requerimientos de transferencia de calor así como los requerimientos de almacenamiento.

Figura 46. Tipos de Intercambiadores de Calor

	FRONT END STATIONARY HEAD TYPES	SHELL TYPES	REAR END HEAD TYPES
A	 CHANNEL AND REMOVABLE COVER	E  ONE PASS SHELL	L  FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD
B	 BONNET (INTEGRAL COVER)	F  TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE	M  FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD
C	 REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE- SHEET AND REMOVABLE COVER	G  SPLIT FLOW	N  FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD
N	 CHANNEL INTEGRAL WITH TUBE- SHEET AND REMOVABLE COVER	H  DOUBLE SPLIT FLOW	P  OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD
D	 SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE	J  DIVIDED FLOW	S  FLOATING HEAD WITH BACKING DEVICE
		K  KETTLE TYPE REBOILER	T  PULL THROUGH FLOATING HEAD
		X  CROSS FLOW	U  U-TUBE BUNDLE
			W  EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET

Fuente: Norma TEMA.

Teniendo en cuenta los diferentes tipos de cabezales frontales y finales así como los diferentes tipos de casco y las condiciones de nuestro proceso, se decidió construir un condensador tipo CEU cuya descripción se hace a continuación:

- Cabezal Frontal Tipo C.

Permite realizar las labores de limpieza al casco sin tener que desmontar el haz de tubos ya que una vez instalado el sistema, el haz de tubos no se podrá mover porque permanecerá conectado a la unidad condensadora del sistema de refrigeración.

Se compone de un tubo de 10" Schedule 40 con una longitud de 0,2 metros soldado a una brida ciega rating 300 que hace la función de la placa porta tubos, en el otro extremo hay una brida Slip-On rating 150 que permite el acceso al haz de tubos.

- Casco Tipo E.

Implica una fácil manufactura, se adapta al proceso con una entrada superior y una salida inferior.

Se compone de un tubo de 10" Schedule 40 con una longitud de 1,1 metros soldado a un Cup de 10" Schedule 40 en la parte superior y una brida Slip-On rating 300 en la parte inferior.

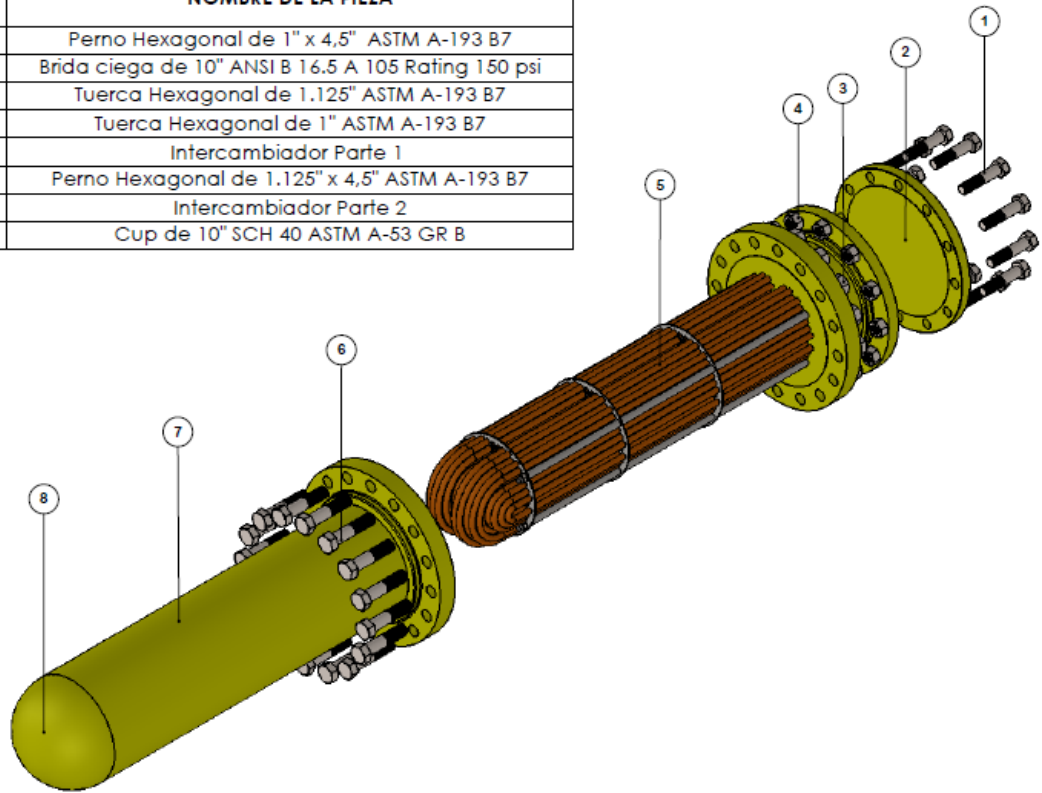
- Cabezal posterior tipo U.

Este tipo de configuración permite realizar los cuatro pasos por los tubos de manera independiente sin tener que involucrar el casco facilitando el retiro del mismo para las labores de mantenimiento.

Se compone de los tubos de circulación del refrigerante doblados en forma de U de tal manera que le permita al refrigerante pasar 4 veces por el casco antes de abandonar el condensador.

Figura 47. Condensador tipo CEU.

Nº. DE ELEMENTO	NOMBRE DE LA PIEZA
1	Perno Hexagonal de 1" x 4,5" ASTM A-193 B7
2	Brida ciega de 10" ANSI B 16.5 A 105 Rating 150 psi
3	Tuerca Hexagonal de 1.125" ASTM A-193 B7
4	Tuerca Hexagonal de 1" ASTM A-193 B7
5	Intercambiador Parte 1
6	Perno Hexagonal de 1.125" x 4,5" ASTM A-193 B7
7	Intercambiador Parte 2
8	Cup de 10" SCH 40 ASTM A-53 GR B



5.3.2 Fabricación del condensador. Para la fabricación del condensador se empleó la mano de obra local y la tecnología disponible en la región, esta fabricación estuvo a cargo de la empresa Industrias Electromecánicas Acuña Ltda ya que esta empresa es reconocida en el sector metalmeccánico de Bucaramanga por su experiencia en la fabricación de este tipo de equipos para el sector del petróleo.

Figura 48. Fabricación del Condensador.



5.3.3 Selección de la unidad condensadora. Para instalación del circuito de licuado se hace necesaria una fuente de refrigeración que garantice que el interior del condensador se encuentre a una temperatura inferior a los $18,27^{\circ}\text{C}$ ya que esta es la temperatura a la cual el CO_2 se condensa a una presión de 55 bares.

Tres parámetros importantes para la selección de un equipo de refrigeración son la temperatura de evaporación con cual se va a trabajar el sistema, el tipo de refrigerante que se desea emplear y la capacidad frigorífica que debe tener el sistema.

La temperatura de evaporación que se ha seleccionado para el circuito de refrigeración es de 11°C , esto implica que se debe seleccionar un sistema de refrigeración de Mediana Alta temperatura.

Comercialmente el refrigerante más empleado para este tipo de aplicaciones es el R-134A, el cual se emplea para aplicaciones que comúnmente requieren de temperaturas de evaporación que van desde los -10°C hasta los 10°C .

La capacidad que debe tener el sistema de refrigeración ha sido determinada en el capítulo 5, sección 5.1.5, obteniendo un valor de 0,36 KW que equivalen a una producción frigorífica de 1230 Btu/h.

Teniendo en cuenta lo mencionado anteriormente se debe seleccionar un sistema de refrigeración que emplee como gas refrigerante el R-134A y que tenga una producción frigorífica de 1230 Btu/h a una temperatura de evaporación de 11°C .

Se decide hacer la selección de un sistema refrigeración marca TECUMSEH ya que al igual que DANFOSS es un de las marcas más representativas localmente para este tipo de aplicaciones.

Lo primero que se hace es seleccionar un compresor que trabajando con R-134A a una temperatura de evaporación de 11°C produzca una capacidad frigorífica de 1230 Btu/h o 360 Watts, para hacer esta selección se empleó el catálogo general de Compresores herméticos y grupos de condensación TECUMSEH13.

Con base en lo anterior se selecciona una unidad condensadora referencia THB4413YH.

¹³ <http://es.scribd.com/doc/225501730/60HZ-ES-EN-complet-BD-pdf#scribd>

Figura 49. Unidad Condensadora THB4413YH.



Fuente: www.tecumseh.com.

En la siguiente tabla se pueden observar algunas de las características principales para la unidad condensadora THB4413YH.

Tabla 5. Especificaciones de la Condensadora.

ESPECIFICACIONES DE LA UNIDAD CONDENSADORA	
Fabricante	TECUMSEH
Referencia	THB4413YH
Potencia Funcionamiento	1/2 H.P
Refrigerante	R-134A
Dimensiones	310 x 490 x 340 mm
Voltaje de Alimentación	110-220 Volts
Capacidad Frigorífica a 7,2°C	380 Watts

Fuente: Catálogo general de Compresores herméticos y grupos de condensación TECUMSEH.

5.3.4 Instalación del sistema de recuperación. La instalación estuvo a cargo del señor Adalberto Polo, quien se desempeña como técnico en refrigeración en la división de mantenimiento tecnológico de la UIS y suma años de experiencia en la instalación y puesta en marcha de sistemas de refrigeración.

Lo primero que se hizo fue instalar un filtro cargado con Zeolita y carbón activado para evitar que residuos de humedad y extracto sean arrastrados por el CO_2 y depositados en el condensador.

Figura 50. Instalación de Filtro Retenedor de Humedad y Extracto.



Se instalaron las válvulas que permiten controlar el paso de CO_2 desde el equipo hacia el condensador y desde el condensador hacia el equipo; también se instaló una conexión para un cilindro de CO_2 de 25 kilos para hacer la recarga del sistema cuando este lo requiera ya que en cada extracción se pierde algo de CO_2 .

Figura 51. Válvulas de Control de Paso de CO_2 .



Se instaló el condensador y se recubrió con varias capas de fibra de vidrio y espuma de poliuretano con el fin de disminuir la transferencia de calor desde el ambiente hacia el condensador ya que el interior de este estará a 12°C.

Figura 52. Instalación del Condensador



Por último se instaló la unidad condensadora y se cargó el sistema con R-134A, el haz de tubos del condensador quedó haciendo parte de la línea de refrigerante y

por lo tanto el condensador no se puede mover de su posición final porque la tubería se podría averiar. La temperatura del condensador se fijó en 12°C y la alimentación eléctrica de la unidad se tomó de la red que está sujeta a la planta de emergencia para evitar que cuando hayan cortes de energía el CO₂ se caliente y se expanda haciendo que la válvula de seguridad de accione y se descargue al ambiente el CO₂.

Figura 53. Instalación de Unidad Condensadora.



6 ANÁLISIS ECONÓMICO.

6.1 INVERSIÓN INICIAL.

Como se observó en capítulos anteriores, durante el proceso de diseño se tuvo en cuenta que las soluciones planteadas estuvieran en primer lugar encaminadas a garantizar un funcionamiento óptimo y seguro del equipo y en segundo lugar que la alternativa seleccionada fuera la más económica y fácil de implementar sin restar importancia en ningún momento a la operación óptima y segura del equipo.

Se diseñaron los componentes del equipo de tal manera que se pudieran fabricar haciendo uso de la tecnología y procesos de manufactura disponibles en la región.

Para los tanques porta muestra y separadores se debió importar la materia prima ya que el acero seleccionado no es comercial en Colombia, por tal motivo la manufactura de estos tanques implicó una inversión de dinero importante.

La fabricación del condensador planteó desafíos para el fabricante debido a la configuración del haz de tubos y los materiales a emplear, este tipo de fabricación especial representó un valor elevado para la fabricación de este componente.

La adquisición de las válvulas y elementos de control también representaron una inversión considerable ya que las condiciones de presión y el tipo de material requerido hacen que estas válvulas sean costosas.

A continuación se presenta una tabla con el detalle de la inversión y recursos empleados para llevar a cabo la optimización del equipo de extracción con CO₂ en estado súper crítico.

Tabla 6. Costos de Ampliación del Equipo.

ÍTEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	VALOR UNITARIO	VALOR TOTAL
1	Kit ABPR Rbld, W/2 Degree, otros.	1	\$ 928.000	\$ 928.000
2	Fabricación de sellos se seguridad en acero de 1/4" y 1/2"	1	\$ 5.293.164	\$ 5.293.164
3	Filtros diámetro 2 1/2", 5 micras sinterizados de fibra.	1	\$ 120.640	\$ 120.640
4	Soporte metálico para la ampliación de equipo de extracción.	1	\$ 710.000	\$ 710.000
5	Conexiones en acero inoxidable Swagelok.	1	\$ 11.936.748	\$ 11.936.748
6	Accesorios para equipo (válvulas, termocuplas, etc.	1	\$ 425.290	\$ 425.290
7	Recursos Humanos, Asesoría Profesional.	1	\$ 6.595.000	\$ 6.595.000
8	Construcción de Tanques porta Muestra y Separadores	1	\$ 17.576.854	\$ 17.576.854
9	Construcción de un condensador de CO ₂	1	\$ 15.022.000	\$ 15.022.000
10	Tubos colectores de extracto en acero inoxidable AISI 304	1	\$ 348.000	\$ 348.000
11	Unidad condensadora R-134 y elementos de control.	1	\$ 2.149.791	\$ 2.149.791
12	Estructura soporte para el condensador de CO ₂ .	1	\$ 1.550.000	\$ 1.550.000
13	Suministro de pistón, bomba co-solvente.	1	\$ 533.600	\$ 533.600
14	Materiales conexión intercambiador con equipo SFE	1	\$ 1.206.559	\$ 1.206.559
15	Accesorios para condensador de CO ₂	1	\$ 2.680.579	\$ 2.680.579
16	Instalación unidad condensadora.	1	\$ 350.000	\$ 350.000
17	Kit 3 (Arduino UNO + Cable US tipo B + 5 cables conexión + Mini Protoboard)	1	\$ 316.000	\$ 316.000
18	Pistón para bomba de CO ₂	1	\$ 1.044.000	\$ 1.044.000
20	Materiales conexión condensador con equipo SFE	1	\$ 2.000.000	\$ 2.000.000
			TOTAL	\$ 70.786.255

Fuente: CENIVAM.

6.2 COSTOS DE EXTRACCIÓN ANTES Y DESPUÉS DE LA OPTIMIZACIÓN DEL EQUIPO.

6.2.1 Costos de extracción antes de la optimización del equipo. Según los estudios realizados por parte del CENIVAM, los principales costos que se tienen al momento de realizar una extracción se clasifican en los siguientes conceptos:

- Costo del CO₂.

Es el valor representado por el consumo de CO₂ durante una extracción, tomando como base que el valor del gramo de CO₂ es de 6,36 COP, este valor se obtiene al dividir los 140.000 COP que cuesta un cilindro de CO₂ en 22.000 gramos que se aprovechan; durante la primera extracción que dura alrededor de 2,75 horas, la bomba envía un caudal constante de 50 gr/min lo cual equivale a 8250 gr con un costo de 52.500 COP aproximadamente, después de la primera extracción el costo del CO₂ es de aproximadamente 52.080 COP.

- Costo de Depreciación del Equipo.

Para la determinación del costo de depreciación por cada extracción, el valor del equipo se ha depreciado a un periodo de 10 años, tomando como valor base para el equipo 177'341.044 COP, esto da un valor de depreciación por extracción de 16.420 COP teniendo en cuenta años de 12 meses de 30 días y que se realicen tres extracciones por día.

- Costo de los Repuestos.

Estos costos representan el valor del cambio de los sellos de la válvulas, sellos de los pistones, sellos de las tapas de los tanques porta muestras y separadores, este costo tiene un valor de 5.920 COP por extracción.

- Costo de energía Eléctrica.

Representa el costo que tiene la suma de los consumos de energía eléctrica de cada uno de los equipos que se deben emplear para poder realizar una extracción (Equipos para preparación de material, equipos de calentamiento y enfriamiento, bombas, etc.), para la primera extracción tiene un valor de 3.905 COP, después de la segunda extracción su valor disminuye a 3.334 COP debido a que ya el sistema estará en régimen.

- Costo de Mano de Obra.

El equipo debe ser operado por personal capacitado ya sea un técnico o un auxiliar de investigación, estas personas devengan un salario de 1'000.000 COP, esto implica que el valor de la mano de obra para cada extracción es de 9.576 COP para la primera extracción y de 8.705 después de la segunda extracción, esto teniendo en cuenta que el operario trabajará 4 semanas de 7 días y un día laboral de 8 horas.

- Costo de Utensilios empleados durante una extracción.

Este valor corresponde al costo que tienen los utensilios desechables empleados durante cada extracción; utensilios como guantes, toallas, papel aluminio, viales, jabón, etc; este costo tiene un valor de 1.450 COP para cada extracción.

En el siguiente cuadro se presenta una proyección de costos para 400 extracciones ya que los costos de extracción tienden a disminuir a medida que el equipo se opera por más tiempo y sin interrupciones ya que algunos de sus componentes después de las primeras extracción alcanzan su punto de óptimo de operación haciendo que los costos de funcionamiento de los mismos disminuyan, por ejemplo las chaquetas de calentamiento de los tanques y el baño termostático.

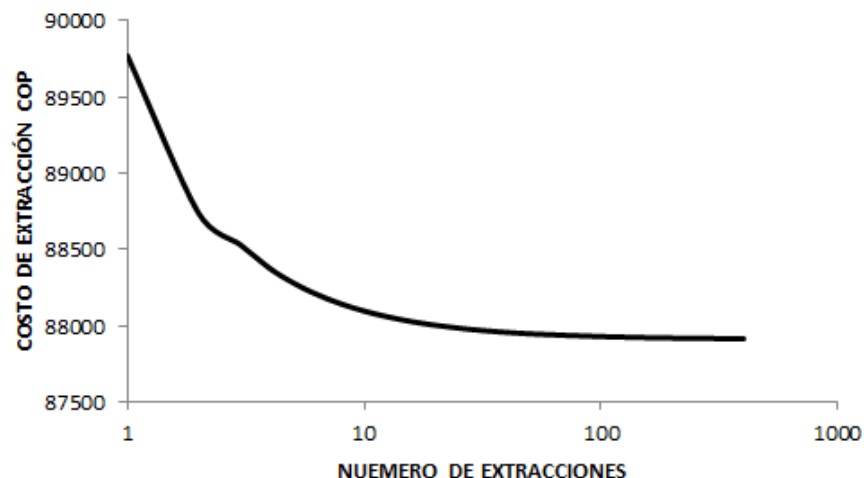
Cuadro 1. Proyección de costos de extracción sin Optimización.

Número de Extracciones	Costos COP						Costo total	Costo unitario
	CO2	Equipo	Repuestos	Energéticos	Mano de obra	Utensilios	COP	COP
1	52500	16420	5920	3905,78897	9576	1450	89772	89772
2	104579	32841	11840	7034,57999	18281	2900	177476	88738
3	156659	49261	17760	10572,7517	26987	4350	265590	88530
4	208738	65682	23680	13906,2331	35692	5800	353498	88375
5	260818	82102	29600	17239,7144	44397	7250	441407	88281
6	312897	98523	35520	20573,1958	53103	8700	529316	88219
7	364977	114943	41440	23906,6772	61808	10150	617225	88175
8	417056	131364	47360	27240,1585	70513	11600	705134	88142
9	469136	147784	53280	30573,6399	79219	13050	793042	88116
10	521215	164205	59200	33907,1212	87924	14500	880951	88095
11	573295	180625	65120	37240,6026	96629	15950	968860	88078
12	625374	197046	71040	40574,084	105335	17400	1056769	88064
13	677454	213466	76960	43907,5653	114040	18850	1144677	88052
14	729533	229887	82880	47241,0467	122746	20300	1232586	88042
15	781612	246307	88800	50574,5281	131451	21750	1320495	88033
16	833692	262727	94720	53908,0094	140156	23200	1408404	88025
17	885771	279148	100640	57241,4908	148862	24650	1496312	88018
18	937851	295568	106560	60574,9722	157567	26100	1584221	88012
19	989930	311989	112480	63908,4535	166272	27550	1672130	88007
20	1042010	328409	118400	67241,9349	174978	29000	1760039	88002
25	1302407	410512	148000	83909,3417	218504	36250	2199583	87983
30	1562804	492614	177600	100576,749	262031	43500	2639126	87971
40	2083599	656819	236800	133911,562	349085	58000	3518214	87955
50	2604393	821023	296000	167246,376	436138	72500	4397302	87946
100	5208366	1642047	592000	333920,444	871406	145000	8792740	87927
200	10416312	3284093	1184000	667268,58	1741942	290000	17583616	87918
300	15624258	4926140	1776000	1000616,72	2612478	435000	26374493	87915
400	20832204	6568187	2368000	1333964,85	3483013	580000	35165369	87913

Fuente: CENIVAM.

La figura 44 muestra la proyección de los costos por extracción para el sistema sin optimización; como se puede observar, los costos de extracción que se tenían antes de implementar la optimización eran de alrededor de 88.000 COP, de los cuales el valor del CO₂ representa alrededor del 59%.

Figura 54. Proyección de Costos de Extracción sin Optimización.



Fuente: CENIVAM.

6.2.2 Costos de extracción después de la optimización del equipo. Una vez implementadas las modificaciones planteadas en este proyecto se realizaron las extracciones para una serie especies vegetales por parte del CENIVAM, cuyos resultados se mencionan a continuación:

- Costo del CO₂.

Una vez implementado el sistema de licuado y recirculación de CO₂, el consumo no se mide como se medía cuando el equipo no contaba con el sistema de recirculación. Actualmente el consumo se mide dividiendo el gasto de CO₂ en el número de extracciones, para esto se carga el condensador con 25 kilos de CO₂ los cuales se miden con la balanza digital instalada en la parte superior del condensador; se realizan una serie de extracciones hasta que el contenido de CO₂ en el condensador disminuya a 8 kilos; el número de extracciones necesarias para alcanzar este valor fue de 15, lo cual indica que se tiene un consumo de 1.133 gramos por extracción con un valor de 7.212 COP.

Con la implementación de la configuración mixta, es decir, con la instalación de otro tanque porta muestra en paralelo y dos tanques separadores en serie, se logró disminuir los tiempos de extracción a la mitad ya que desaparecieron los tiempos muertos durante la operación; la bomba de CO₂ ya no tiene que presurizar los tanques desde cero porque cuando se termina de hacer la extracción en un tanque porta muestra, se abren las válvulas de la parte inferior que comunican los dos tanques logrando que la presión que contiene el tanque donde se termina de hacer la extracción, pase al tanque donde se va a iniciar la nueva extracción; esta conmutación permite reducir a la mitad el tiempo de presurización de los tanques porta muestras y por ende se reduce a la mitad el tiempo de extracción; adicionalmente, ya no se tienen paradas en el equipo porque cuando se termina de hacer una extracción, el otro tanque ya ha sido limpiado y cargado nuevamente, así que para iniciar la nueva extracción lo único que se debe hacer es cerrar y abrir algunas válvulas, estos cambios han permitido aumentar el número de extracciones a 6 por día.

- Costo de Depreciación del Equipo.

Para la determinación del costo de depreciación por cada extracción, el valor del equipo se ha depreciado a un periodo de 10 años, tomando como valor base para el equipo 177'341.044 COP, esto da un valor de depreciación por extracción de 8.210 COP teniendo en cuenta años de 12 meses de 30 días y que se realicen seis extracciones por día.

- Costo de los Repuestos.

Estos costos no sufren ningún cambio; representan el valor del cambio de los sellos de la válvulas, sellos de los pistones, sellos de las tapas de los tanques porta muestras y separadores, este costo tiene un valor de 5.920 COP por extracción.

- Costo de energía Eléctrica.

Como ya no se tienen tiempos muertos durante la extracción y se realizan 6 extracciones en una jornada laboral de 8 horas, cada extracción tarda en promedio 1,333 horas, lo que implica un consumo energético de 2.953 COP para la primera extracción, el cual disminuye a 1.906 COP después de la segunda extracción debido a que los equipos ya estarán en su régimen de operación.

- Costo de Mano de Obra.

Con el aumento del número de extracciones por día, disminuye el costo de la mano de obra, para la primera extracción se tiene un costo de 7.254 COP debido a la preparación del equipo; después de la segunda extracción este valor disminuye a 4.643 COP.

- Costo de Utensilios empleados durante una extracción.

Este valor permanece igual para los dos casos y corresponde al costo que tienen los utensilios desechables empleados durante cada extracción; utensilios como guantes, toallas, papel aluminio, viales, jabón, etc; este costo tiene un valor de 1.450 COP para cada extracción.

En el siguiente cuadro se presenta una proyección de costos para 400 extracciones utilizando el equipo con las modificaciones instaladas.

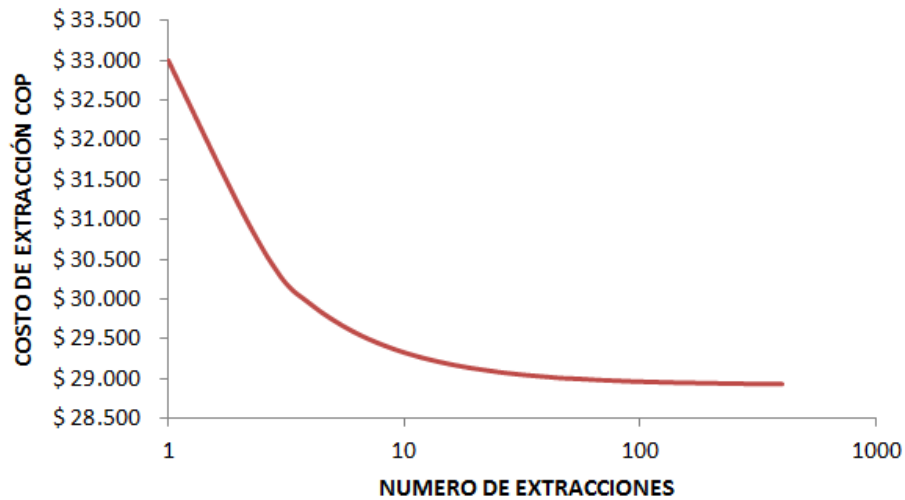
Cuadro 2. Proyección de costos de extracción con Optimización.

Número de Extracciones	Costos COP						Costo total	Costo unitario
	CO2	Equipo	Repuestos	Energéticos	Mano de obra	Utensilios	COP	COP
1	\$ 7.212	\$ 8.210	\$ 5.920	\$ 2.953	\$ 7.254	\$ 1.450	\$ 32.999	\$ 32.999
2	\$ 14.424	\$ 16.420	\$ 11.840	\$ 4.859	\$ 11.897	\$ 2.900	\$ 62.340	\$ 31.170
3	\$ 20.795	\$ 24.630	\$ 17.760	\$ 6.765	\$ 16.540	\$ 4.350	\$ 90.840	\$ 30.280
4	\$ 27.587	\$ 32.840	\$ 23.680	\$ 8.671	\$ 21.183	\$ 5.800	\$ 119.761	\$ 29.940
5	\$ 34.378	\$ 41.050	\$ 29.600	\$ 10.577	\$ 25.826	\$ 7.250	\$ 148.681	\$ 29.736
6	\$ 41.170	\$ 49.260	\$ 35.520	\$ 12.483	\$ 30.469	\$ 8.700	\$ 177.602	\$ 29.600
7	\$ 47.962	\$ 57.470	\$ 41.440	\$ 14.389	\$ 35.112	\$ 10.150	\$ 206.522	\$ 29.503
8	\$ 54.753	\$ 65.680	\$ 47.360	\$ 16.295	\$ 39.754	\$ 11.600	\$ 235.443	\$ 29.430
9	\$ 61.545	\$ 73.890	\$ 53.280	\$ 18.201	\$ 44.397	\$ 13.050	\$ 264.363	\$ 29.374
10	\$ 68.336	\$ 82.100	\$ 59.200	\$ 20.107	\$ 49.040	\$ 14.500	\$ 293.284	\$ 29.328
11	\$ 75.128	\$ 90.310	\$ 65.120	\$ 22.013	\$ 53.683	\$ 15.950	\$ 322.204	\$ 29.291
12	\$ 81.920	\$ 98.520	\$ 71.040	\$ 23.919	\$ 58.326	\$ 17.400	\$ 351.125	\$ 29.260
13	\$ 88.711	\$ 106.730	\$ 76.960	\$ 25.825	\$ 62.969	\$ 18.850	\$ 380.045	\$ 29.234
14	\$ 95.503	\$ 114.940	\$ 82.880	\$ 27.731	\$ 67.612	\$ 20.300	\$ 408.966	\$ 29.212
15	\$ 102.294	\$ 123.150	\$ 88.800	\$ 29.637	\$ 72.254	\$ 21.750	\$ 437.886	\$ 29.192
16	\$ 109.086	\$ 131.360	\$ 94.720	\$ 31.543	\$ 76.897	\$ 23.200	\$ 466.807	\$ 29.175
17	\$ 115.877	\$ 139.570	\$ 100.640	\$ 33.449	\$ 81.540	\$ 24.650	\$ 495.727	\$ 29.160
18	\$ 122.669	\$ 147.780	\$ 106.560	\$ 35.355	\$ 86.183	\$ 26.100	\$ 524.647	\$ 29.147
19	\$ 129.461	\$ 155.990	\$ 112.480	\$ 37.262	\$ 90.826	\$ 27.550	\$ 553.568	\$ 29.135
20	\$ 136.252	\$ 164.200	\$ 118.400	\$ 39.168	\$ 95.469	\$ 29.000	\$ 582.488	\$ 29.124
25	\$ 170.210	\$ 205.250	\$ 148.000	\$ 48.698	\$ 118.683	\$ 36.250	\$ 727.091	\$ 29.084
30	\$ 204.168	\$ 246.300	\$ 177.600	\$ 58.228	\$ 141.897	\$ 43.500	\$ 871.693	\$ 29.056
40	\$ 272.084	\$ 328.400	\$ 236.800	\$ 77.288	\$ 188.326	\$ 58.000	\$ 1.160.898	\$ 29.022
50	\$ 340.000	\$ 410.500	\$ 296.000	\$ 96.349	\$ 234.754	\$ 72.500	\$ 1.450.103	\$ 29.002
100	\$ 679.579	\$ 821.000	\$ 592.000	\$ 191.651	\$ 466.897	\$ 145.000	\$ 2.896.127	\$ 28.961
200	\$ 1.358.737	\$ 1.642.000	\$ 1.184.000	\$ 382.255	\$ 931.183	\$ 290.000	\$ 5.788.175	\$ 28.941
300	\$ 2.037.895	\$ 2.463.000	\$ 1.776.000	\$ 572.859	\$ 1.395.469	\$ 435.000	\$ 8.680.223	\$ 28.934
400	\$ 2.717.053	\$ 3.284.000	\$ 2.368.000	\$ 763.463	\$ 1.859.754	\$ 580.000	\$ 11.572.270	\$ 28.931

Fuente: CENIVAM.

La figura 45 muestra la proyección de los costos por extracción para el sistema con optimización; como se puede observar, los costos de extracción que se tenían antes de implementar la optimización eran de alrededor de 88.000 COP, con la implementación de las modificaciones planteadas en este proyecto se logró disminuir ese costo a alrededor de 29.000 COP, lo que significa una disminución de un 67,05% en el costo de extracción que equivalen a reducción de 59.000 COP.

Figura 55. Proyección de Costos de Extracción con Optimización.



Fuente: CENIVAM.

Para obtener un análisis sencillo del tiempo en el cual se recupera la inversión se tiene en cuenta el número potencial de extracciones que se pueden realizar durante un año, teniendo en cuenta que se trabajen 28 días por mes y que realmente se obtengan 5 extracciones por día, esto nos arroja un ahorro de 8'260.000 COP mensuales ($5 \times 28 \times 59.000 = 8'260.000$).

Utilizando el criterio del valor presente neto, se trasladan los ingresos futuros a la actualidad para evaluar la rentabilidad y el periodo en el cual se recupera la inversión.

$$VPN = \sum_{t=0}^n \frac{V_t}{(1+i)^t} - I_0$$

En donde:

V_t Representa los flujos de caja en cada periodo t .

I_0 Es el Valor de la inversión inicial.

n Es el número de periodos considerados.

i Es el tipo de interés.

Se hace una proyección de 12 meses teniendo en cuenta una tasa de interés del 2% que es una tasa de interés mensual promedio bancaria para Colombia, entonces:

$$VPN = \sum_{t=0}^{12} \frac{8'260.000}{(1 + 0,02)^t} - 70'786.255$$

$$VPN = 24'826.063 \text{ COP}$$

Como se puede observar, al final de los 12 meses de estar realizando extracciones con el equipo optimizado se estarán obteniendo retornos de alrededor de 24'826.063 COP; el tiempo de retorno de la inversión se encuentra alrededor de los 8 meses y medio.

Cabe resaltar que este análisis no tiene en cuenta algunos costos como los de mantenimiento, el valor comercial del extracto ya que en el mercado se consiguen extractos cuyos valores por kilo oscilan entre los 330 a 1100 dólares estadounidenses, es decir, entre 924.000 a 3'080.000 COP y obtener un kilo de extracto mediante esta técnica cuesta entre 25'000.000 a 28'000.000 COP, esto debido a que los extractos que se comercializan a nivel mundial se producen a escala industrial, por tal motivo las escalas de extracción no son comparables así como el valor del extracto obtenido a nivel industrial con el obtenido a nivel de laboratorio; tampoco se tiene en cuenta el valor agregado que obtienen los extractos al estar fraccionados debido a las diferentes presiones de separación que se pueden controlar con la implementación. Este análisis pretende dar una idea de cuál es el tiempo aproximado de la recuperación de la inversión ya que para un análisis más detallado se deben tener en cuenta más factores como impuestos y variaciones de las tasas de interés.

7 CUMPLIMIENTO DE LOS OBJETIVOS DEL PROYECTO.

En este capítulo se presentan mediante el siguiente cuadro los objetivos planteados y el respectivo cumplimiento de los mismos durante el desarrollo de este proyecto identificando la ubicación dentro del libro en los diferentes capítulos.

Cuadro 3. Cumplimiento de los Objetivos del Proyecto.

OBJETIVO GENERAL	CUMPLIMIENTO
Contribuir con la Universidad Industrial de Santander en el cumplimiento de su objetivo misional, realizando una participación activa al liderar procesos de cambio por el progreso y el mejoramiento la calidad de vida de la comunidad, implementando para el Laboratorio CROM-MASS asociado a la unión temporal BIO-RED-CO-CENIVAM, la optimización del equipo THAR SFE-2000-2-FMC50, que permitirá disminuir los costos de operación, aumentar la capacidad de extracción y avanzar en los procesos de investigación.	El cumplimiento de este objetivo se evidencia mediante el cumplimiento y realización de los objetivos específicos.

OBJETIVOS ESPECÍFICOS	CUMPLIMIENTO
Modificar el equipo Thar SFE-2000-2-fmc50 para aumentar la capacidad de extracción en un 100% y mejorar el proceso de separación del extracto, pasando de un funcionamiento lineal y por lotes a un funcionamiento en paralelo y semi-continuo.	El cumplimiento de este objetivo se evidencia en el capítulo 4 y 6.
Diseñar, construir y adaptar al equipo Thar sfe-2000-2-fmc50 un sistema de recuperación, licuado y almacenamiento de CO ₂ con las siguientes características: <ul style="list-style-type: none"> • Capacidad de almacenamiento 25 litros. • Presión de operación 40 a 60 Bar. • Máximo flujo másico 100 g/min. 	El cumplimiento de este objetivo se evidencia en el capítulo 5.

<p>Realizar la evaluación y estudio económico de la readecuación del sistema con el propósito de validar la reducción de costos y el retorno de la inversión.</p>	<p>El cumplimiento de este objetivo se evidencia en el capítulo 6.</p>
<p>Establecer los protocolos de operación y control en el proceso con el fin de obtener los resultados requeridos por el laboratorio.</p>	<p>El cumplimiento de este objetivo se evidencia en el Anexo A.</p>
<p>Definir las rutinas de mantenimiento y verificaciones del sistema para garantizar una vida útil aceptable.</p>	<p>El cumplimiento de este objetivo se evidencia en el Anexo A.</p>

8 CONCLUSIONES.

- Se logró contribuir con el objetivo misional de la Universidad Industrial de Santander en la construcción, aplicación y divulgación de conocimientos teniendo una participación activa en el afianzamiento de la relación con los centros de investigación mediante el mejoramiento de la técnica de extracción con CO₂ en estado supercrítico para el centro de excelencia CENIVAM, esto en busca reducir los costos de implementación de esta técnica y de esta manera avanzar de manera eficiente con los procesos de investigación.
- Con el cambio de la configuración inicial se logró aumentar la capacidad de producción del equipo *THAR SFE-2000-2-FMC50* en un 100% pasando de una producción de 3 extracciones por día a una producción de 6 extracciones por día.
- Con la implementación el sistema de recuperación, licuado y almacenamiento de CO₂ se logró reducir el consumo de CO₂ por extracción, pasando de 8.250 gr con un costo de 52.500 COP aproximadamente a sólo 1.133 gr con un costo de 7.212 COP, lo que se significa una disminución del 86% en el consumo de CO₂.
- Mediante la implementación de dos tanques separadores en serie se logró hacer un fraccionamiento de los extractos según la volatilidad de sus compuestos, esto proporciona un valor agregado para efectos de su investigación.
- Con el desarrollo de este proyecto se logró disminuir el costo que tiene la realización de cada extracción en un 67,05%, pasando de un valor de 88.000 COP a 29.000 COP, obteniendo un ahorro de 59.000 COP por extracción.
- Se desarrolló e implementó un nuevo procedimiento de extracción así como las rutinas de verificación y mantenimiento del equipo.

BIBLIOGRAFÍA.

- ✓ ASHRAE Handbook 2009, Fundamentals. Tullie Circle (Atlanta). ASHRAE Inc. 2009.
- ✓ ÇENGEL, Yunus A. Transferencia de calor. Traducido al español por José Hernán Pérez. 2 ed. México D.F.: McGraw-Hill, 2004. p 515-561.
- ✓ CENIVAM. Manual de instrucciones del equipo Thar sfe-2000-2-fmc50. Bucaramanga, Universidad Industrial de Santander, 2011.
- ✓ CHEM OIL PRODUCTS. Needle Valves [online]. Sugar Land (Texas): [Citado 15 May. de 2015]. Disponible en internet: <<http://www.chemoilproducts.com/pdf/needle%20valeses/SPV&CPV.pdf>>
- ✓ CÓDIGO ASME PARA CALDERAS Y RECIPIENTES A PRESIÓN 1992. Asociación Mexicana de Ingenieros Mecánicos y Electricistas A.C. 1992.
- ✓ Del VALLE, J.M., et al., Contributions to supercritical extraction of vegetable substrates in Latin Americ, *Journal of Food Engineering*, 67, p. 35-57.
- ✓ FARR, James R and Jawad, Maa H. Guidebook for the Design of Pressure Vessels. New York.: 4 ed. ASME Press. 2010.
- ✓ FRANCOVIGH S.A. Catálogo de Bridas [online]. Rosario (Santa Fe). [Citado 1 Jun. de 2015]. Disponible en internet: <http://www.francovigh.com/contenidos/2013/10/15/Editorial_2769.php>

- ✓ HUYNH KY, P.H., Extraction of essential oil from lemongrass using supercritical carbon dioxide. In Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of Doctor of Philosophy in Chemical Engineering. Manila: De la Salle University. Chemical Engineering Department. 2008. p 12-20.

- ✓ MATWEB. AISI 430 [online]. Blacksburg (Virginia): 2015. [Citado 10 May. de 2015]. Disponible en internet: <<http://www.matweb.com/search/DataSheet.aspx?MatGUID=be817a0688e64f44bc3e11b564f930d9>>

- ✓ MATWEB. Steel 17-4 PH [online]. Blacksburg (Virginia): 2015. [Citado 10 May. de 2015]. Disponible en internet: <<http://www.matweb.com/search/DataSheet.aspx?MatGUID=20362bbf0a7f45b8ae59b19a9425239e>>

- ✓ MILLS, Anthony F. Transferencia de Calor. Traducido al español por Sergio de Rúgeles Ruiz, Eduardo Muñoz Tomás y Víctor Hugo del Valle Muñoz. Colombia.: Panamericana Formas e Impresos S.A, 1997. p 253-342.

- ✓ MOTT, Robert L. Diseño de elementos de máquinas. Traducido al español por Virgilio Gonzáles y Pozo. 4 ed. México D.F.: Pearson Educación, 2006. p 711-727.

- ✓ PASSEY, C. A. (1994). Commercial feasibility of a supercritical extraction plant for making reduced-calorie peanuts. In S. S. H. Rizvi (Ed.), Supercritical fluid processing of food and biomaterials p. 223–243. London, UK: Blakie Academic & Professional.

- ✓ REBCO. Empaques Espirometálicos [online]. Tamaulipas (México). [Citado 1 de Jun. de 2015]. Disponible en Internet: <<http://rebco.strategymkt.com/catalogo.pdf>>
- ✓ SCRIBD. Catálogo General Tecumseh 60 Hz [online]. San Francisco (California). [Citado 23 de Mar. de 2015]. Disponible en internet: <<http://es.scribd.com/doc/225501730/60HZ-ES-EN-complet-BD-pdf#scribd>>
- ✓ STANDARDS OF THE TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION. Tarrytown (New York). 8 ed. TEMA Inc. 1999.
- ✓ STECKERL ACEROS. Catálogo Aceros [online]. Barranquilla (Atlántico): [Citado 28 May. de 2015]. Disponible en internet: <<http://alfredosteckerl.com/catalogo/>>
- ✓ SWAGELOK. Racores para Tubo Galgables y Adaptadores [online]. Solon (Ohio): [Citado 15 May. de 2015]. Disponible en internet: <<http://www.swagelok.com/downloads/webcatalogs/es/ms-01-140.pdf>>
- ✓ TECUMSEH. Unidades Condensadoras [online]. Ann Arbor (Michigan). [Citado 23 de Mar. de 2015]. Disponible en internet: <http://www.tecumseh.com/en/europe/Products/Condensing-Units/THB4413YH?fromsearch=1>
- ✓ WIKIPEDIA. Fluido Supercrítico [online]. San Francisco (California): [Citado 14 Ene. de 2015]. Disponible en internet: <https://es.wikipedia.org/wiki/Fluido_superocr%C3%ADtico>

ANEXOS.

**ANEXO A. MANUAL DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL EQUIPO
THAR SFE-2000-2-FMC50**



**Centro Nacional de Investigaciones para la Agroindustrialización de Especies
Vegetales Aromáticas y Medicinales Tropicales - CENIVAM
BUCARAMANGA**

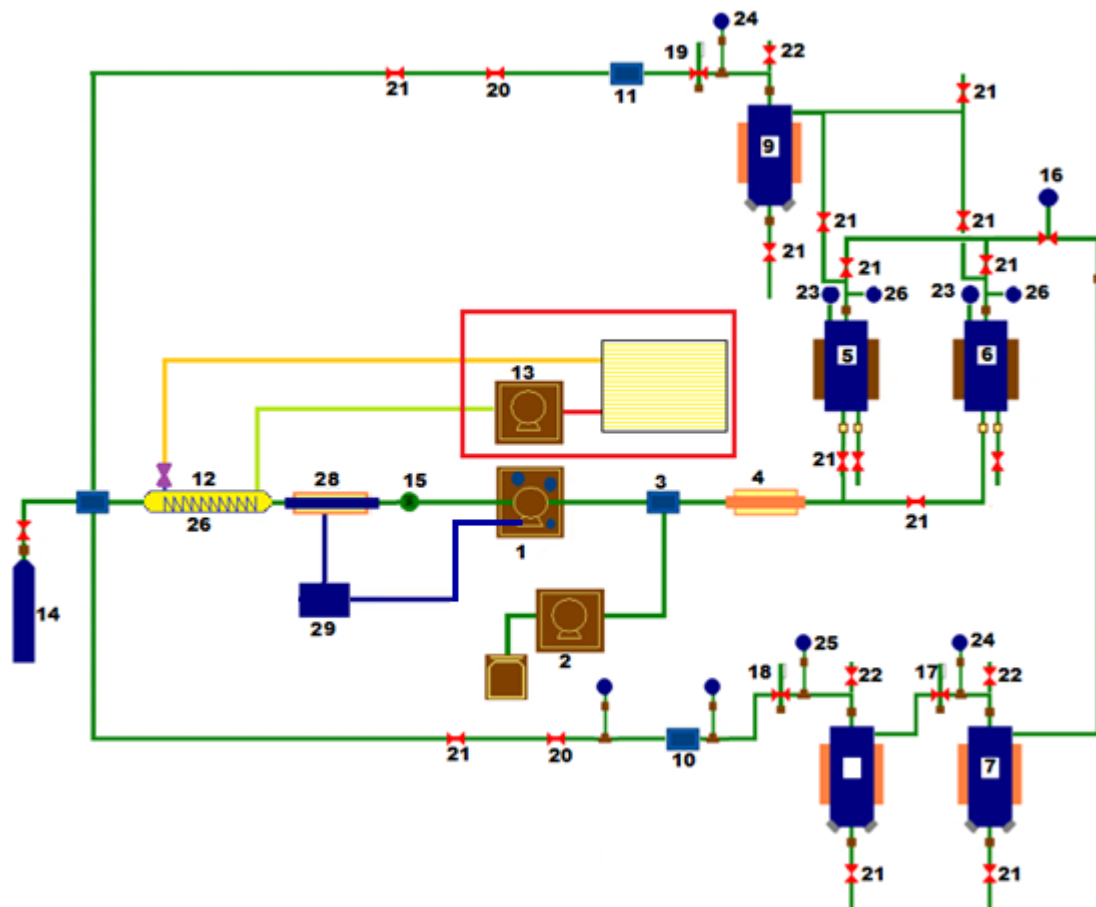
2015

CONTENIDO

1. DESCRIPCIÓN DE LAS PARTES DEL EQUIPO.
 - 1.1 BOMBA DE CO₂ P-200A P1.
 - 1.2 BOMBA DE CO-SOLVENTE P-50 P2.
 - 1.3 INTERCAMBIADOR DE CALOR HE2.
 - 1.4 TANQUES PORTA MUESTRAS V1 Y V2.
 - 1.5 TANQUES COLECTORES CS1, CS2 Y CS3.
 - 1.6 FILTROS DE CARBÓN ACTIVADO.
 - 1.7 CONDENSADOR DE CO₂.
 - 1.8 UNIDAD CONDENSADORA.
 - 1.9 CILINDRO DE CO₂.
 - 1.10 FLUJÓMETRO SIEMENS *SITRANS F C MASSFLO*, FM1.
 - 1.11 VÁLVULA AUTOMÁTICA, ABPR1.
 - 1.12 CONTROLADOR DE TEMPERATURAS, CN6.
 - 1.13 INTERCAMBIADOR DE CALOR, HE1.
 - 1.14 BAÑO DE REFRIGERACIÓN THERMO, *Neslab RTE 10*.
 - 1.15 VÁLVULAS MANUALES.
2. FUNCIONAMIENTO BÁSICO.
3. RECOMENDACIONES Y MANTENIMIENTO.

1. DESCRIPCIÓN DE LAS PARTES DEL EQUIPO.

Figura 1. Principales Unidades del Equipo.



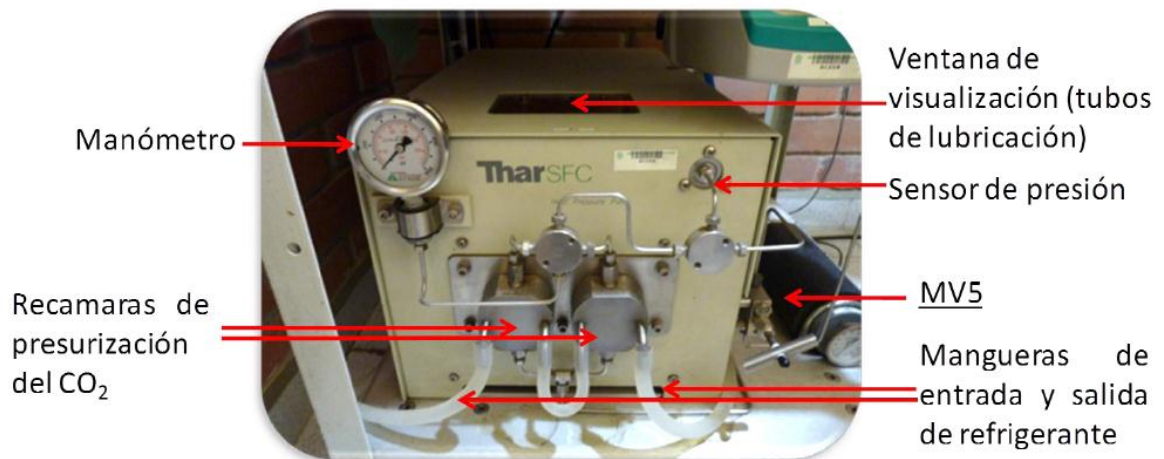
Principales unidades del equipo *THAR SFE-2000-2-FMC50* rediseñado: 1-Bomba de CO₂; 2-Bomba de Co-solvente; 3-Mezclador; 4-Intercambiador de calor; 5-Tanque porta Muestra; 6- Tanque porta Muestra; 7-Separador de alta presión; 8-separador de baja presión; 9-Separador de recuperación; 10-Filtro; 11-Filtro; 12- Condensador de CO₂; 13-Condensadora; 14-Cilindro de CO₂; 15-Flujómetro; 16-Válvula automática de regulación de la presión; 17, 18 y 19- Válvula manual de regulación de presión; 20-Válvula Cheque; 21-Válvula de dos vías; 22-Válvula de alivio; 23,24 y 25- Manómetros; 26-Termocuplas tipo J o K; 28-Intercambiador de Calor; 29-Baño de Refrigeración.

1.1 BOMBA DE CO₂ P-200A P1.

Es el corazón del equipo pues de ella depende la presión y el flujo. Tiene un interruptor individual de encendido en la parte trasera (del lado de la pared, ver **Figura 20**), también cuenta con un Led rojo que indica que el equipo esta encendido. El inicio de operación del equipo se realiza desde el computador. Por lo tanto con el interruptor solamente se energiza la bomba. La bomba cuenta con una ventana de visualización interna (para ver el movimiento de los pistones), en donde están ubicados dos tubos metálicos para la lubricación del contacto de los pistones con el eje de levas, su ubicación se muestra en la **Figura 2**.

- ✓ Es muy importante limpiar internamente la bomba cada mes, removiendo los 6 tornillos laterales y levantando la tapa, pues en ella se deposita gran cantidad de polvo.
- ✓ Lubricar los contactos de los pistones con el eje de levas cada mes, agregando tres gotas de aceite en cada tubo con ayuda de una pipeta *Pasteur*.
- ✓ Aspirar o limpiar con paño húmedo las partes externas de la bomba cada dos días.

Figura 2. Bomba de CO₂.

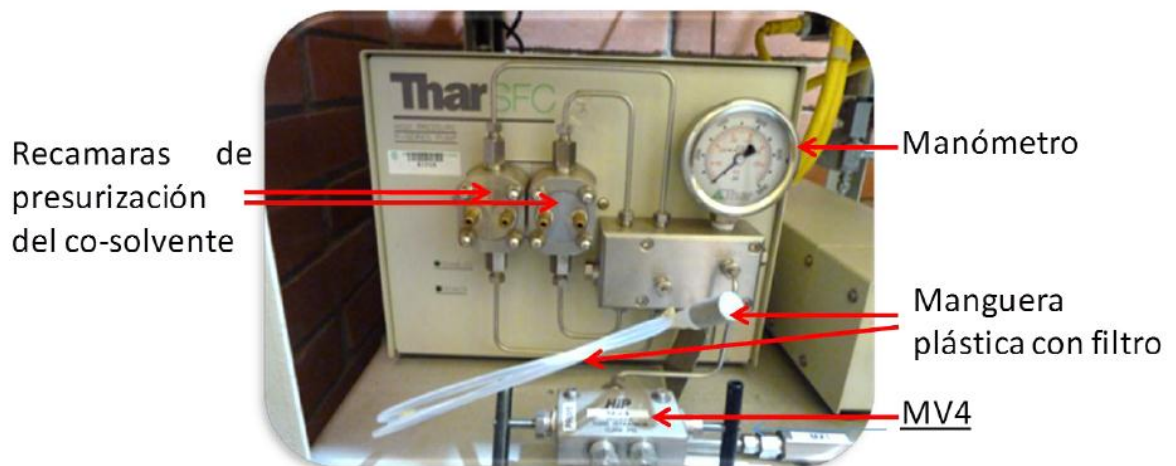


1.2 BOMBA DE CO-SOLVENTE P-50 P2.

Es una bomba auxiliar que se utiliza solamente cuando se requiere extraer con co-solvente o modificador. Posee un interruptor en la parte posterior para dar paso a la corriente y se opera desde el computador. Cuando las dos bombas operan simultáneamente la presión total del sistema no puede sobrepasar los 400 Bar (40 MPa ó 5800 psi). Esta bomba no cuenta con el sistema de lubricación de P1. Tiene una manguera plástica con un filtro en el extremo que se introduce en el recipiente que contiene el co-solvente, para que este sea succionado a través de ella por la bomba.

- ✓ Aspirar o limpiar con paño húmedo las partes externas de la bomba cada dos extracciones.
- ✓ Proteger el filtro de la manguera plástica de los golpes, se recomienda mantenerlo enrollado y atado al equipo con cinta pegante.

Figura 3. Bomba de Co-Solvente

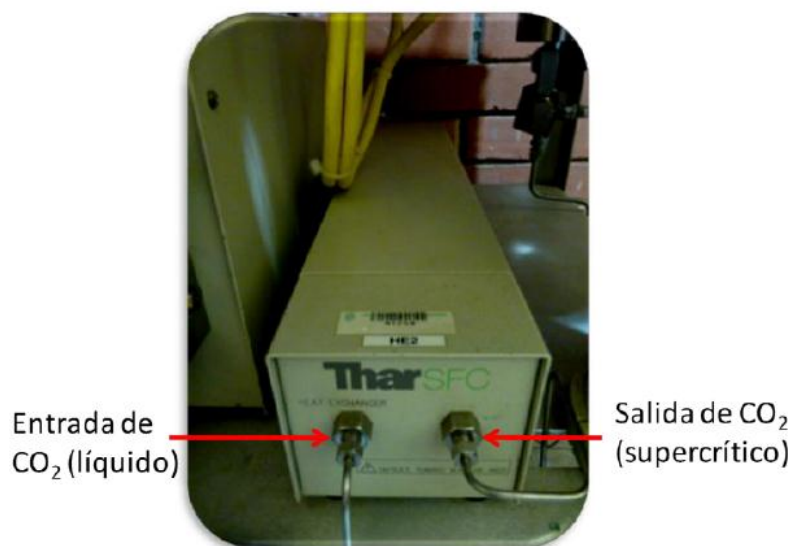


1.3 INTERCAMBIADOR DE CALOR HE2.

Este dispositivo calienta el fluido que sale de la bomba para permitir que alcance la condición supercrítica (temperatura mayor de 31.3 °C). No cuenta con interruptor de encendido, es decir, una vez se conecta el cable principal del equipo a la toma de 220 V queda listo para operar. A HE2 ingresa y egresa tubería metálica de 1/8", que transporta CO₂ líquido y CO₂ supercrítico. Cuando se lava y se purga el porta muestra es necesario desconectar una la tuercas de conexión al HE1 (tubería que egresa).

- ✓ Limpiar el intercambiador con un paño húmedo cada vez que se realice una carga de material en el porta muestra para evitar que se manche.
- ✓ Cuando desconecte la tuerca de conexión del tubo que lleva el CO₂ al porta-muestra (salida) hacerlo con mucho cuidado pues el tubo es más corto de lo que debería y las tuercas se pueden rodar.

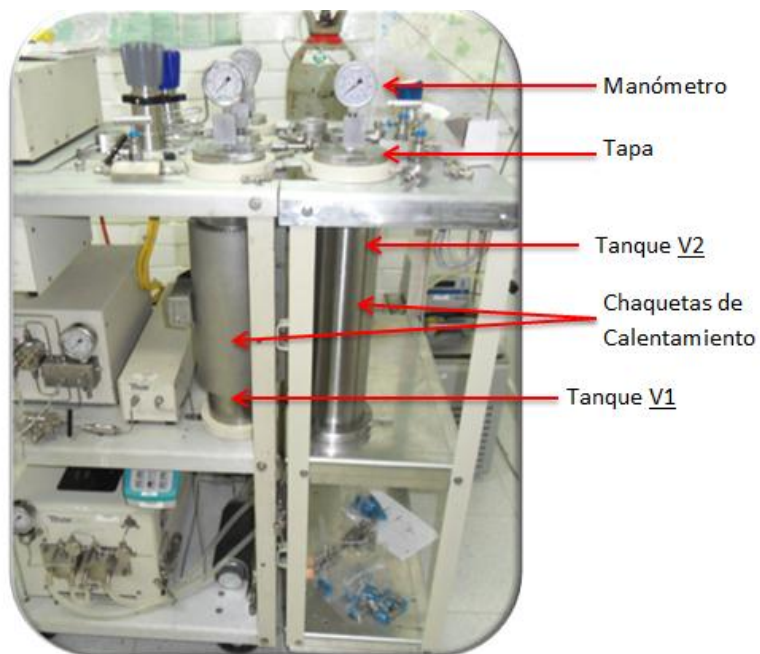
Figura 4. Intercambiador de Calor HE2 (Calentamiento).



1.4 TANQUES PORTA MUESTRAS V1 Y V2.

Es el recipiente en donde se introduce la muestra a la cual se le extraerán los compuestos de interés. Cada tanque cuenta con dos tapas, una inferior la cual se abre cuando se lava y se purga el recipiente, cada una de las tapas inferiores cuenta con una válvula (MV2.1 para V1 y MV2.2 para V2) que permiten controlar el ingreso de CO₂, estas válvulas se conectan por medio de tubería metálica a HE2 y a MV2; las tapas superiores de los tanques tienen acoplado un manómetro y van conectadas por medio de tubería a las válvulas que controlan la salida de CO₂, el tanque V1 se conecta con MV1.1 y MV1.2, el tanque V2 se conecta con MV1.3 y MV1.4. Una resistencia calienta el porta muestra para conservar la temperatura del fluido que fue seleccionada para HE2, esta se controla independientemente desde el computador, por medio de un sensor y un cable que proporciona corriente a la resistencia. En el interior del recipiente está ubicado un sensor que mide la temperatura interna (esta temperatura es muy importante puesto que es a la que se lleva el proceso de extracción).

Figura 5. Tanques Porta Muestra V1 y V2.



1.5 TANQUES COLECTORES CS1, CS2 Y CS3.

Recipientes en los cuales queda depositado el extracto una vez finalizan los procesos de extracción y despresurización, los tanques CS1 y CS2 son los tanques en los cuales se hace la separación a alta presión y el tanque CS3 es el tanque en el cual se recupera el extracto que queda en el CO₂ que hay que desechar a la atmosfera para terminar de despresurizar los tanques. Cada tanque cuenta una tapa superior en la cual va acoplado un manómetro que está conectado a una válvula manual de regulación de presión por medio de tubería de 1/4", (MBPR 1 para CS1, MBPR 2 para CS2 y MBPR 3 para CS3). En la parte inferior cada tanque cuenta con una válvula de seguridad que se acciona cuando la presión sobrepasa los 6000 psi, y una válvula manual (MV3.1 para CS1, MV3.2 para CS2 y MV3.3 para CS3). Cada colector está rodeado por una resistencia que se controla desde CN6, por medio de un sensor de temperatura y un cable de suministro de corriente, los cuales son removibles.

Figura 6. Tanques Colectores CS1, CS2 y CS3.



- ✓ Cuando se limpie el interior del recipiente hacerlo con un cepillo de cabo plástico y no metálico, para no rayar el interior del recipiente.
- ✓ Durante la etapa de despresurización secar el colector y evitar que caiga agua en la cajuela de conexión eléctrica de la resistencia.
- ✓ Cuando se desconecte el cable de suministro de corriente a la resistencia sostenerlo con una mano y con la otra mano girar solamente la parte metálica, para evitar que el *Plug* de color negro se gire y pueda dañar la soldadura de los cables, localizada en la cajuela.

1.6 FILTROS DE CARBÓN ACTIVADO.

La función de estos filtros es retener la humedad del aire que puede entrar a las tuberías cada vez que se carga material a los tanques, también retienen el extracto que puede contener el CO₂ en caso de la separación en los colectores no haya sido de un 100%; con la instalación de estos filtros se pretende que el CO₂ que se licúa y almacena en el condensador sea lo más puro posible.

Figura 7. Filtros de Carbón Activado



1.7 CONDENSADOR DE CO₂.

En este equipo se licúa y almacena el CO₂ que se emplea para las extracciones; está equipado con una balanza digital que permite controlar la cantidad de CO₂ en su interior, el equipo sin carga tiene un peso neto de 326,4 Kilos, y se recomienda cargarlo con una cantidad máxima de 25 kilos de CO₂ porque al tener una cantidad mayor, el CO₂ puede llegar a inundar el manómetro que indica la presión interior del condensador, la cantidad mínima de CO₂ almacenado a la cual se puede dejar llegar el condensador es de 8 kilos, es decir, cuando la balanza indique 334,6 kilos porque a valores inferiores el nivel de CO₂ puede quedar por debajo del conector de salida y por lo tanto la bomba no estará succionando CO₂ líquido, la presión a la cual se debe mantener siempre el condensador para garantizar que el CO₂ se licúe de manera efectiva está en un rango entre 45 a 55 bares.

Figura 8. Condensador de CO₂.



1.8 UNIDAD CONDENSADORA.

Es el corazón del circuito de refrigeración que permite mantener el interior del condensador a 12°C, cuenta con un control de temperatura el cual se debe ajustar a 12°C para que la condensadora mantenga el interior del condensador siempre a esa temperatura para que el licuado del CO₂ se realice de manera óptima.

Figura 9. Unidad Condensadora.



1.9 CILINDRO DE CO₂.

Este cilindro contiene 25 kg de CO₂ y se emplea para recargar el intercambiador cuando la cantidad de CO₂ en él haya disminuido a un valor alrededor de los 8 kilogramos (Peso del sistema igual a 334,4 kilogramos); cuando el sistema registre un peso alrededor de los 334,4 kilogramos se debe iniciar el proceso de recarga del intercambiador hasta que la balanza indique un valor de 351,4 kilogramos, esto garantiza que dentro del intercambiador se tenga una cantidad de 25 kilogramos de CO₂, que es la cantidad óptima que se debe tener dentro del intercambiador.

- ✓ Si el sello plástico ubicado en la válvula se encuentra roto es recomendable devolverlo.
- ✓ Cuando se cambie el cilindro, evitar doblar el tubo metálico que lo une al equipo, puesto que doblar la línea hace que esta se debilite y llegue a romperse.
- ✓ Sujetar siempre el cilindro a la pared, con la cadena de seguridad que se muestra en la **Figura 10**.
- ✓ Cuando se cambie el cilindro remover el sello de seguridad, luego abrir y cerrar la válvula rápidamente para dejar escapar CO₂ al ambiente, con la finalidad de que el gas remueva partículas de la válvula del cilindro que puedan llegar al sistema.

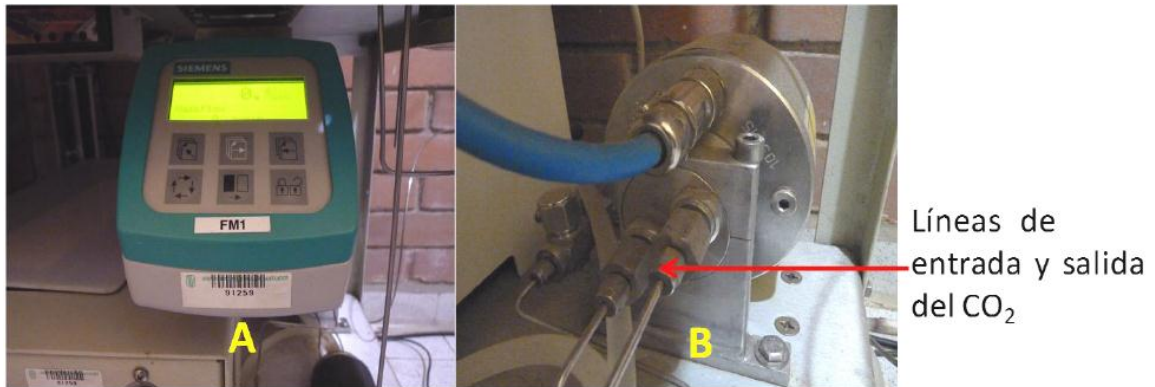
Figura 10. Cilindro de CO₂.



1.10 FLUJÓMETRO SIEMENS SITRANS F C MASSFLO, FM1.

Con este equipo se mide el flujo másico de CO₂ que se transporta a lo largo del equipo. Consta de dos unidades: un dispositivo cilíndrico por el cual fluye el CO₂, el cual tiene los sensores de medición, y el otro es un panel de control con una pantalla en donde se pueden observar los valores de flujo másico, densidad y masa total de CO₂ que ha fluido, los cuales se muestran en la **Figura 11**.

Figura 11. Flujómetro, A. panel de Control; B Sensor de Flujo.



El panel de control tiene 6 botones de los cuales sólo el de color blanco se utiliza, el cual sirve para cambiar lo que muestra la pantalla, con dos toques se pasa del valor de flujo a la densidad. Siempre se debe elegir la visualización de la densidad; con valores de densidad menores de 0.86 g/mL la bomba se sobre revoluciona y se puede llegar a estrellar y dañar los pistones.

- ✓ Este equipo se enciende una vez el cable principal del equipo se conecta a la toma de 220 V.
- ✓ No es recomendable dejar que la densidad alcance 0.86 g/mL.
- ✓ Limpiar el panel de control regularmente con un paño húmedo y limpio.

1.11 VÁLVULA AUTOMÁTICA, ABPR1.

Es la encargada de controlar la presión en el sistema. Es una válvula tipo aguja que mientras se retrae más, deja pasar más fluido. Cuenta con un interruptor en la parte trasera para permitir el paso de corriente, pero su operación se inicia desde el computador. A ella ingresa y sale tubería metálica de 1/8" que transporta extracto + CO₂ supercrítico y extracto + CO₂ gaseoso. Al inicio y durante la extracción este dispositivo se controla automáticamente. Una vez finalizado el proceso el usuario selecciona la abertura de la válvula desde el computador.

- ✓ Al finalizar la extracción se recomienda secar el tubo y las tuercas de conexión acoplados al ABPR1 puesto que en ellos se condensa agua.

Figura 12. Regulador Automático de Presión.



1.12 CONTROLADOR DE TEMPERATURAS, CN6.

Como su nombre lo indica este equipo controla la temperatura del HE1 y las resistencias que rodean a V1, V2, CS1, CS2 Y CS3. Posee un interruptor de encendido en la parte trasera pero su operación es automática, aunque hay una opción de operación manual desde el computador. Tiene incorporados unos Led para indicar que el sistema esta encendido, otro que indica que esta en operación y seis más que indican el envío de corriente hacia cada una de las zonas que controla.

- ✓ Limpiar el controlador con un paño húmedo cada vez que se realice una extracción.

Figura 13. Controlador de Temperaturas, CN6.



1.13 INTERCAMBIADOR DE CALOR, HE1.

Este dispositivo sirve para enfriar el CO₂ proveniente del cilindro, pues es muy importante mantenerlo frío y en estado líquido, para evitar cavitación y aumento de las revoluciones por minuto en la bomba. A este dispositivo ingresa líquido refrigerante y CO₂.

Figura 14. Intercambiador de Calor 1 (Enfriamiento).



- ✓ Evitar daños en la chaqueta polimérica del HE1 que se muestra en la **Figura 14** con objetos cortos punzantes.
- ✓ Limpiar la parte inferior HE1, pues suelen acumularse partículas de material vegetal que manchan la superficie metálica del soporte metálico del equipo.

1.14 BAÑO DE REFRIGERACIÓN THERMO, Neslab RTE 10.

Este equipo sirve para refrigerar el intercambiador de calor HE1 y la cámara de presurización de la bomba del CO₂, P1. Cuenta con 4 botones: encendido, menú, aumento y disminución temperatura (Ver Figuras 15 y 17). Este baño utiliza como líquido refrigerante una mezcla de propilenglicol y agua, la cual es transportada hasta el HE1 y P1 a través de mangueras de silicona. Utiliza un voltaje de 220 V, por esta razón se conecta a los tomacorrientes blancos (nunca en los de color naranja que son de 110 V).

Figura 15. Baño de Refrigeración.



- ✓ Asegúrese siempre de que el reservorio de propilenglicol y agua se encuentre lleno y limpio.
- ✓ Cuando haya sólidos en el líquido refrigerante, retírelo, fíltrelo y limpie el reservorio.
- ✓ Siempre conecte el equipo en la toma blanca de 220V.

- ✓ Nunca pise la manguera de silicona con las ruedas del soporte del equipo o con los pies, es muy frágil y se puede romper.
- ✓ Limpie diariamente el equipo externamente con un paño húmedo y aspire las rejillas de salida de aire caliente que se encuentran en la parte frontal inferior del equipo (ver Figuras 15 y 17).

1.15 VÁLVULAS MANUALES.

1.15.1 MV1.1, MV1.2, MV1.3 Y MV1.4.

Las válvulas MV1.1 y MV1.2 se cierran cuando se desea que el CO₂ permanezca un lapso de tiempo retenido en el porta muestra V1 y las válvulas MV1.3 y MV1.4 se cierran cuando se desea que el CO₂ permanezca un lapso de tiempo retenido en el porta muestra V2, esta acción es conocida como tiempo estático (flujo=0 g/min). Antes de cerrar las válvulas las bombas deben apagarse. Una vez finaliza el tiempo estático se abre la válvula MV1.1 y se dejan cerradas la válvula MV1.2, MV1.3 y MV1.4 si se desea extraer en el tanque V1 y si se desea extraer en el tanque 2 se abre la válvula MV1.3 y se dejan cerradas la válvula MV1.1, MV1.2 y MV1.4, una vez hechos estos cambios se ponen en operación las válvulas. Las válvulas MV1.2 y MV1.4 se abren para terminar de despresurizar los tanques V1 y V2 respectivamente una vez finalizado el proceso de extracción.

1.15.2 MV2.1, MV2.2 Y MV2.3.

Las válvulas MV2.1 y MV2.2 se abren o cierran dependiendo de cuál tanque se quiera emplear para hacer la extracción, si se quiere hacer la extracción en el tanque V1, se abre MV2.1 y se mantiene cerrada MV.2.2, y si se desea hacer la extracción en V2, se abre MV2.2 y se mantiene cerrada MV2.1, una vez finalizada la extracción en cualquiera de los dos tanques y cargado otro tanque, se abren las dos válvulas para que las presiones se igualen y ganar tiempo de presurización del

sistema. Las dos válvulas se encuentran conectadas por medio de tubería de 1/8" a la Válvula MV2.3 que posee un sello que se rompe si la presión alcanza los 10.000 psi.

1.15.3 MV3.1, MV3.2 Y MV3.3.

Ubicadas en la parte inferior de CS1, CS2 y CS3, estas llaves sirven para retirar los extractos líquidos de los colectores. Cuando la presión es de alrededor de 20 bares se abren para que la presión remanente ayude a la evacuación de extracto líquido. Estas llaves están acopladas a las válvulas de seguridad que soportan 6.000 psi, luego de esta presión las válvulas se accionan para evitar daños en el sistema.

1.15.4 MV4.

Esta llave dual sirve para permitir que el etanol desplace el aire de las líneas y la cámara de presurización; y de otro lado para permitir que el co-solvente se mezcle con el CO₂. Está ubicada en la parte delantera de P2.

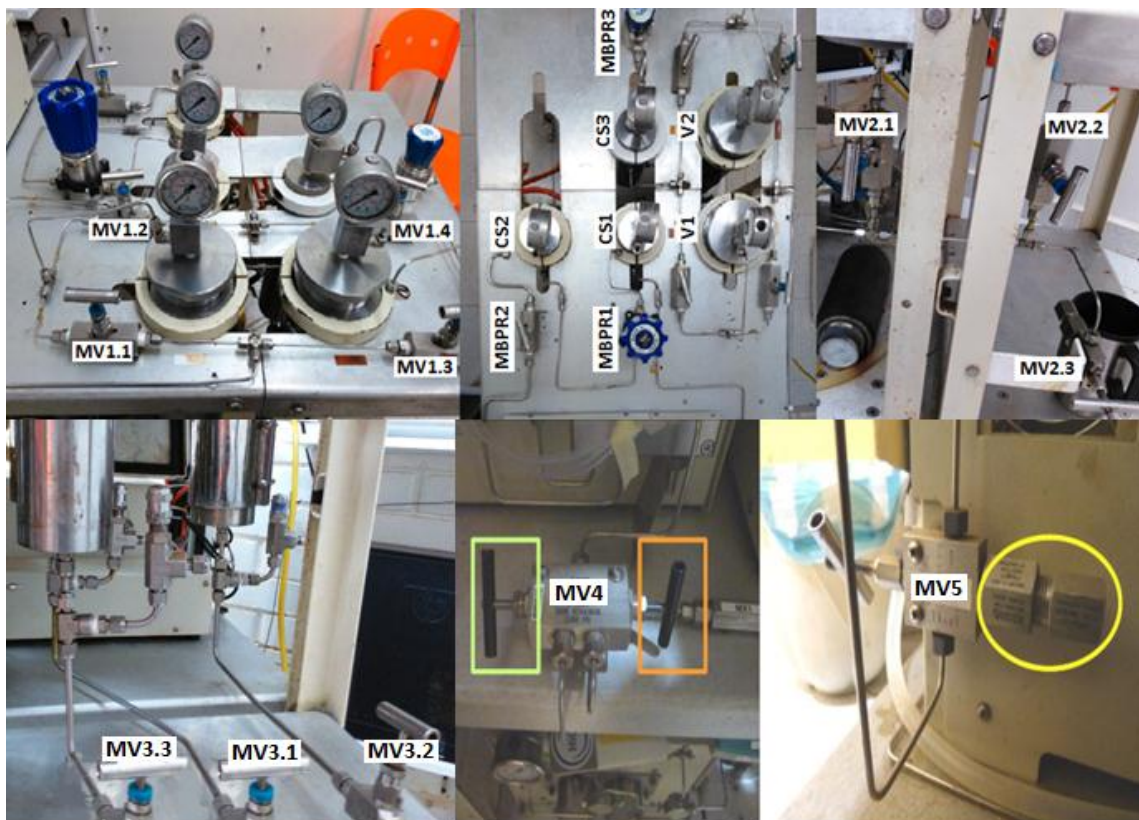
1.15.5 MV5.

Cuando se cierra esta llave se retiene el CO₂ que ha sido presurizado en P1, por esta razón siempre que la bomba del CO₂ esté en funcionamiento debe estar abierta para prevenir el rompimiento del sello de seguridad (10.000 psi) ubicado en la parte posterior de esta válvula (ver Figura 16), por esta razón se recomienda mantenerla siempre abierta. Se encuentra localizada a un costado de P1.

1.15.6 MBPR1, MBPR2 Y MBPR3.

Estas válvulas sirven para regular la presión de separación del extracto del CO₂; para el tanque CS1, la presión se regula a 80 bares con la válvula MBPR1, para el tanque CS2, la presión se regula entre un rango de 45-55 bares con la válvula MBPR2 y para el tanque CS3, la presión se regula a 17 bares.

Figura 16. Válvulas Manuales.



Válvula para desplazar aire por el Co- Solvente



Válvula para dar paso a la mezcla del Co- Solvente con el CO₂



Sello de Seguridad

2. FUNCIONAMIENTO BÁSICO.

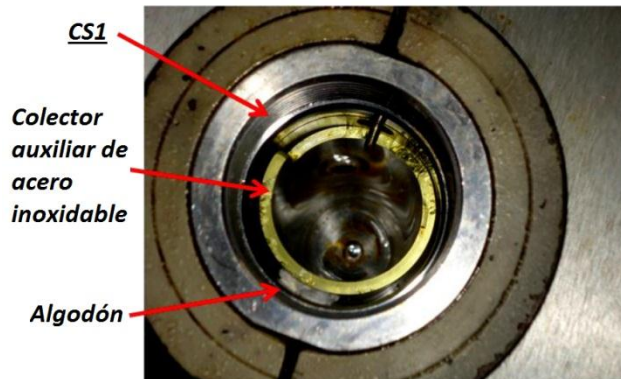
1. Encender el Aire Acondicionado.
2. Conectar el baño de refrigeración THERMO, Neslab RTE10 al tomacorriente de 220 V (blanco). Encender el baño con el botón que se muestra en la **Figura 17**. Esperar 20 min hasta que alcance 3°C. Durante esta espera se pueden realizar los pasos 3. y 4.

Figura 17. Puesta en Funcionamiento del Baño de Refrigeración.



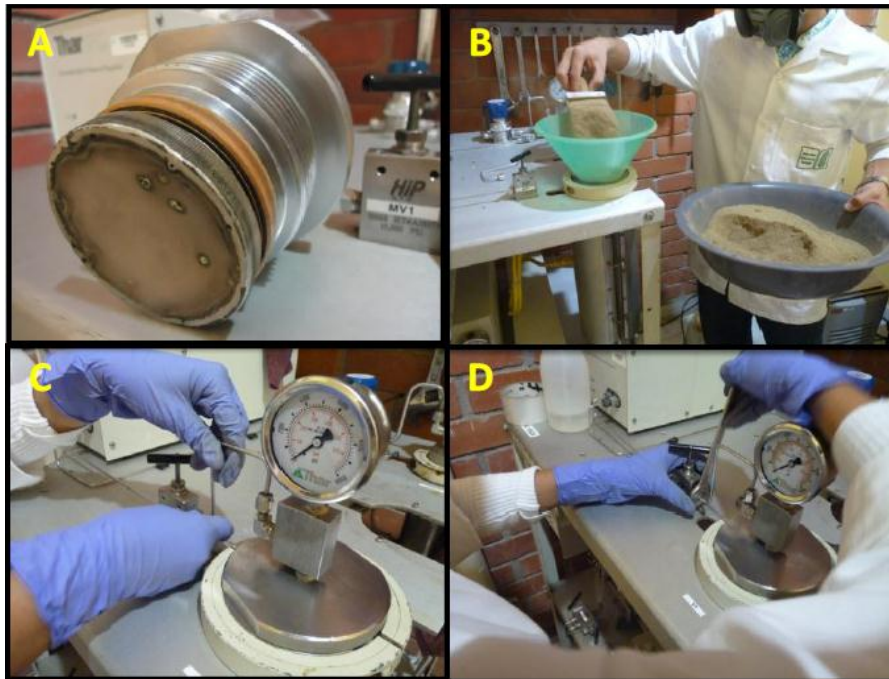
3. Poner los colectores auxiliares de acero inoxidable (si se van a obtener extractos semi-sólidos *e.g.* resinas) dentro de los colectores CS1, CS2 y CS3 ajustándolos con trozos de algodón a modo de cuña con ayuda de una espátula como se muestra en la **Figura 18**. Tapar los colectores y conectar las líneas metálicas que conducen el CO₂ y el extracto a los colectores con la llave de 7/16". Acoplar los tubos metálicos que unen CS1, CS2 y CS3 con MBPR1, MBPR2 y MBPR3 respectivamente ajustando las tuercas en un principio con los dedos y luego con la llave 9/16.

Figura 18. Instalación de Colectores auxiliares.



4. Introducir el material vegetal en V1 o V2, tapan asegurándose que el empaque y el filtro estén correctamente acoplados a la tapa (el serpentín o resorte metálico que está ubicado en la parte cóncava del empaque debe dirigirse al filtro). Conectar el tubo de unión roscando primero con los dedos y posteriormente con la llave.

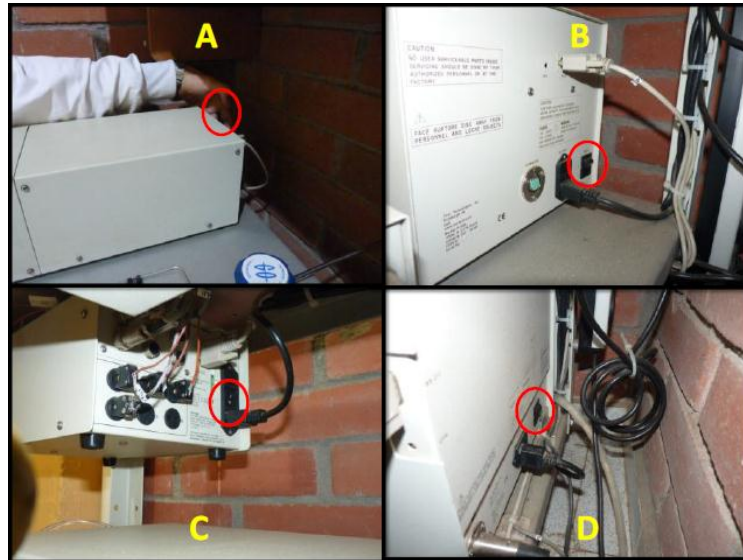
Figura 19. Pasos para el cargado de los tanques porta muestra.



- A. Ubicación correcta del empaque y filtro en la tapa; B. Carga del porta muestra con Material; C. Conexión de línea de unión entre V1 y MV1.1; D. Ajuste de la línea con la llave.

5. Conectar el cable principal (de la regleta en la parte trasera) del equipo a la toma de 220 V (blanca). Encender los interruptores del ABPR1, CN6, P2 (si se va a emplear un co-solvente) y P1. Confirmar que todos los *Led* de las unidades estén encendidos.

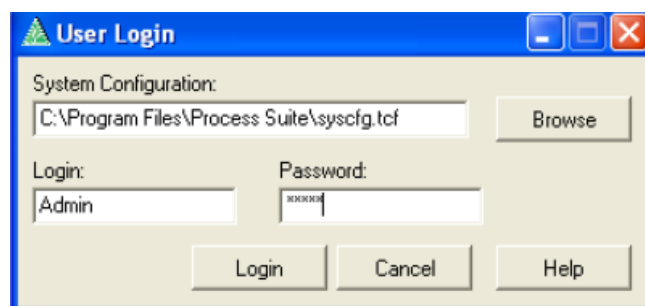
Figura 20. Encendido de equipos.



A. Encendido de la ABPR; B.C. y D. Ubicación de los interruptores de P2, CN6 y P1.

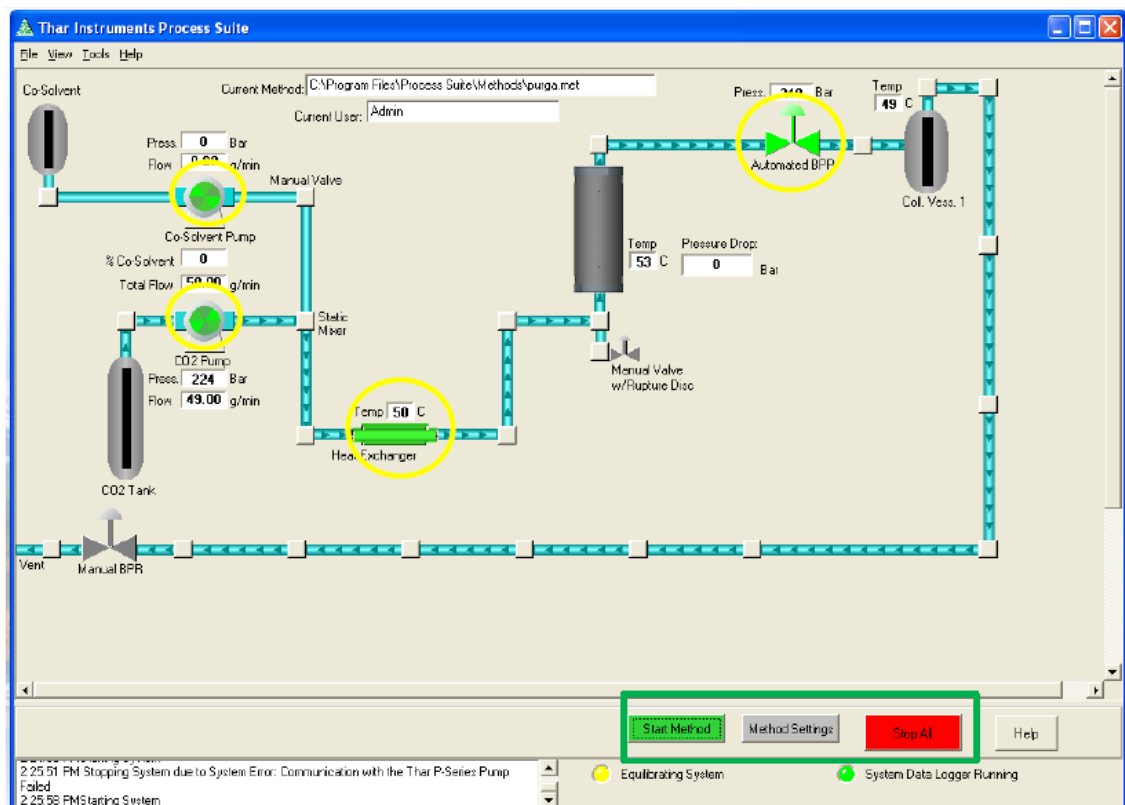
6. Encender el computador, entrar en el usuario *Thar Customer*, abrir el programa *Process Suite* (ícono triangular verde), luego dar un *click* sobre el espacio blanco de *Login:* y escribir *Admin* en este campo, escribir *Admin* en el campo *Password* y dar *click* sobre el ícono *Login* en la parte inferior y esperar unos segundos hasta que el programa cargue.

Figura 21. Ventana para ingresar Login y Password.



- Una vez el programa ha cargado, abrir el icono de la ABPR1 (tiene forma de corbatín) con doble *click*, asegurarse de que las válvulas MV5, MV2.1, MV1.2 y MBPR3 se encuentren abiertas mientras que MV1.1, MV1.3, MV1.4, MV2.2 y MV2.3 deben estar cerradas, esto con el fin de eliminar el aire y por ende la humedad que este contiene del sistema cuando se desea utilizar el tanque V1, cuando se desee utilizar el tanque V2 las válvulas MV5, MV2.2, MV1.4 y MBPR3 se encuentren abiertas mientras que MV1.1, MV1.2, MV1.3, MV2.2 y MV2.3 deben estar cerradas; finalmente proceder a abrir la válvula de paso de CO₂ que se encuentra al lado de los filtros de carbón activado, haciéndolo de una manera lenta, hasta abrirla completamente.

Figura 22. Ventana Principal del Software Process Suite.



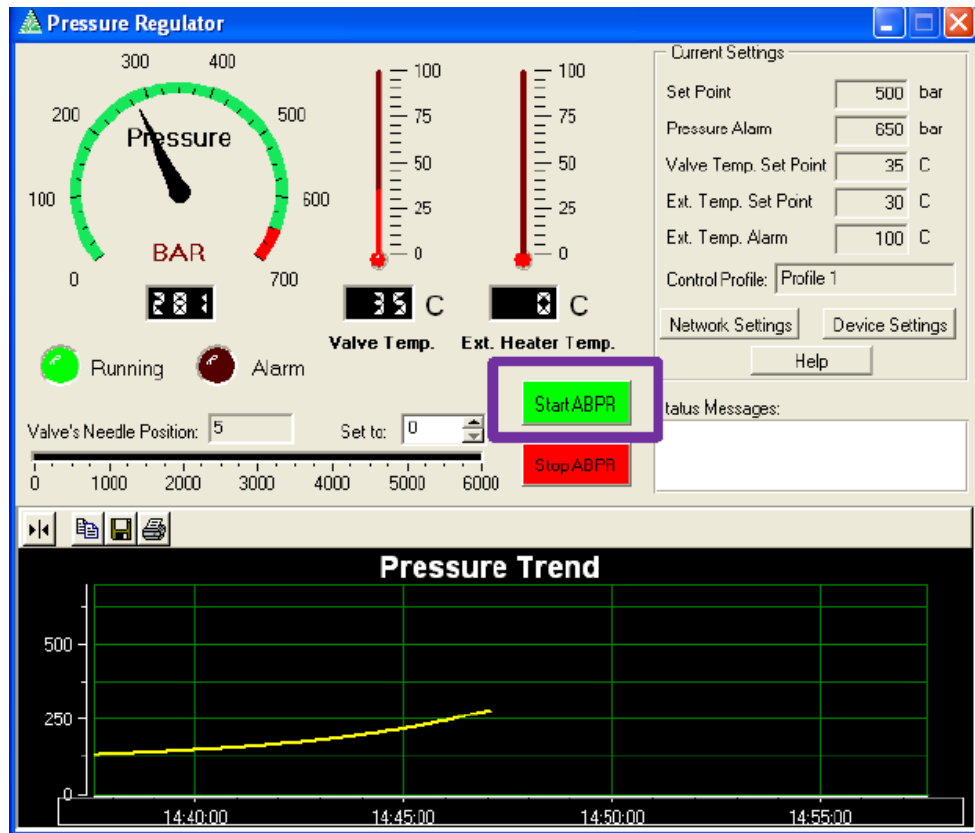
○ Iconos que despliegan con doble *click* las ventanas de control sobre P1, P2, CN6 y ABPR1


□ Iconos para iniciar el método, cargar las condiciones del método y detener el método

Una vez transcurrido un periodo de tiempo suficiente para que el aire haya sido expulsado del sistema, cerrar la válvula MV1.2 y abrir la válvula MV1.1 si se desea hacer la extracción en el tanque V1, en el caso contrario cerrar la válvula MV1.4 y abrir la válvula MV1.3; en cualquiera de los dos casos mantener abiertas MBPR 1 y MBPR2.

8. En la ventana de la ABPR1 hacer *click* sobre *Start ABPR*, y esperar hasta que la ABPR1 no produzca ningún sonido, minimizar esta ventana.

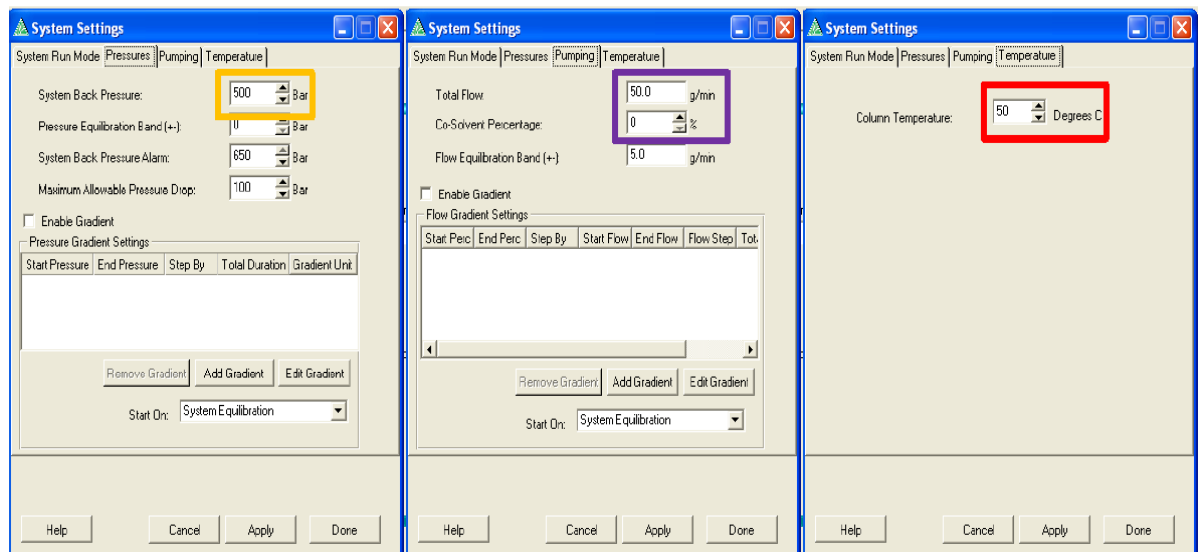
Figura 23. Ventana de control de la válvula ABPR.



 Ícono de inicio de operación del ABPR

9. En el ícono *Method Settings* de la ventana principal del *Software* dar un *click*, aparecerán 4 pestañas en esta ventana: A. *System Run Mode* en la cual se conservan todos los valores por defecto; B. *Pressures* en la cual se especifica el valor de presión (se debe fijar el valor sumándole 14 bares) *e.g.* si se requiere de una presión de extracción de 380 bar, se deben escribir 394 bar), los demás valores se conservan por defecto; C. *Pumping* en la cual se especifica el valor de flujo en el primer recuadro y si se requiere de co-solvente se escribe el porcentaje que se desee, *e.g.* si se especifican 40 g/min de flujo y se desea de 10% de co-solvente, el flujo de co-solvente será de 4 g/min, los demás valores se conservan; D. *Temperature* en este recuadro se escribe la temperatura a la cual estará el HE2. Finalmente dar *click* sobre el ícono *Apply* y cerrar la ventana. Precaución: Si se trabaja con co-solvente la presión de extracción no debe sobrepasar 400 bares.

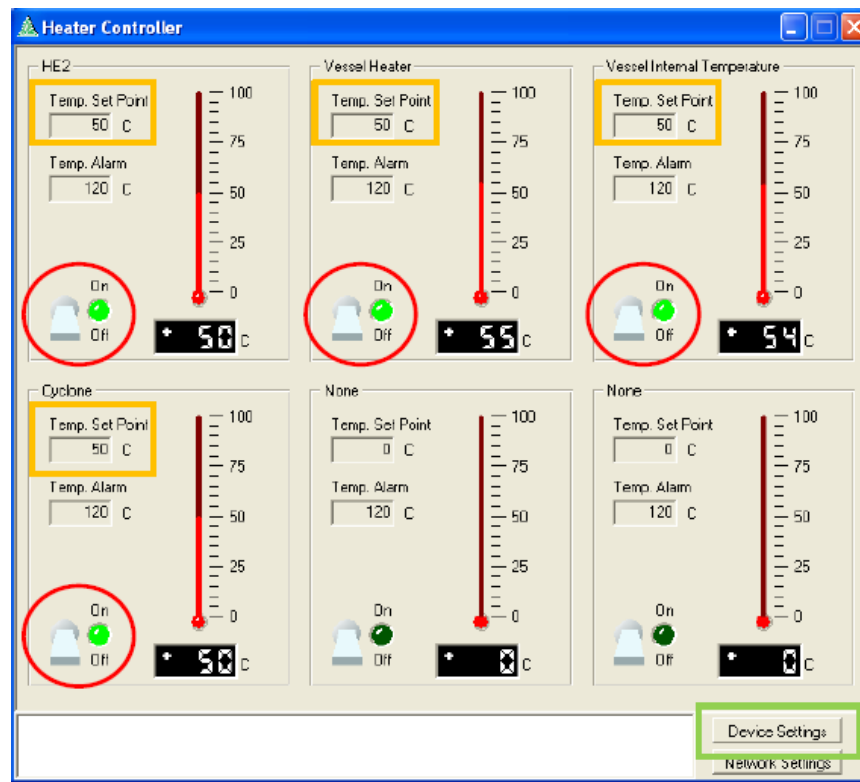
Figura 24. Pestañas desplegadas en el ícono Method Settings.



Único campo que se modifica en esta pestaña Únicos dos campos que se modifican en la pestaña.
 El campo inferior cuando se utiliza co-solvente

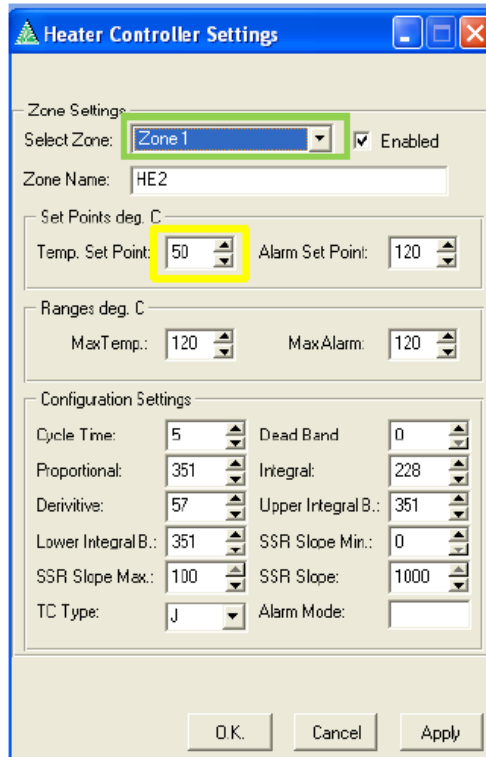
10. Abrir el ícono *Heat Exchanger* (doble click), la ventana desplegada muestra unos termómetros de cada una de las zonas de temperatura del equipo y unos interruptores para prender o apagar cada una de las 6 zonas de temperatura. Dar un *click* sobre el icono *Device Settings* que aparece en la parte inferior derecha de esta ventana y en el recuadro *Select Zone* seleccionar *zone 2* (temperatura de la resistencia de V1) que se ajusta en el mismo valor de la zona 1, hacer lo mismo para *zone 3* (temperatura interna de V1) y por último fijar las temperaturas para las *zone 4, 5 y 6* (resistencias de CS1, V2 y CS3). Dar *click* sobre el icono *Apply* y luego sobre *OK*.

Figura 25. Ventana de control de temperaturas.



- Interruptores de cada una de las zonas de temperatura
- Temperaturas escogidas para las zonas de temperatura
- Ícono para desplegar la ventana en la cual se pueden modificar las temperaturas de cada una de las zonas

Figura 26. Ventana para cambiar las temperaturas de operación.



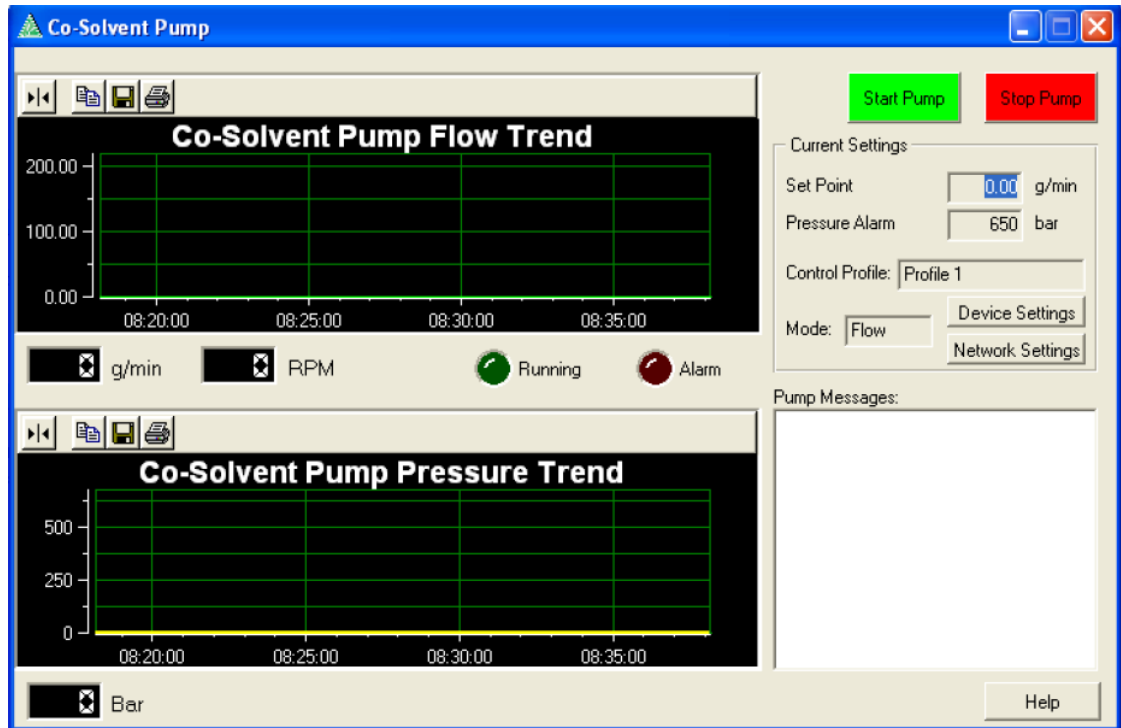
- Campo para escoger la zona de temperatura
- Campo para cambiar la temperatura de operación en las cuatro zonas

11. En la ventana principal del programa abrir *File* en la barra de herramientas y dar *click* sobre *Save Method As*, el método creado quedará disponible para futuras extracciones.

Nota: Si se tiene guardado un método no es necesario realizar los pasos 9, 10 y 11, simplemente abrir *File* y dar *click* sobre *Open Method*, en la lista buscar el método deseado y seleccionar con un doble *click*.

12. Si se desea trabajar con co-solvente, abrir el ícono redondo *Co-Solvent Pump*, colocar una botella del solvente a la misma altura de P2. Introducir el filtro de la manguera plástica hasta el fondo de la botella de solvente. Abrir la válvula *Prime* (lado izquierdo) de MV4 dar *click* sobre *Start Pump* hasta que el solvente salga por el tubo libre que esta del mismo lado de la válvula *Prime* (Ver **Figuras 3 y 16**), dejar que el solvente salga por un tiempo de 30 segundos y luego apagar la bomba. Finalmente cerrar la válvula *Prime* y abrir la válvula que está en el lado derecho. Se continúa como se explica a continuación.

Figura 27. Ventana de Operación de P2.



13. Dar *click* sobre *Start Method* lo cual hace que el controlador de temperaturas comience a operar al igual que las bombas del P1 (CO₂) y del P2 (Co-Solvente). Las bombas hacen un sonido que comprueba que comenzaron a operar, pero es

aconsejable comprobar que la bomba del P1 inició su operación mirando a través de la ventana ubicada en la parte superior el movimiento de los pistones.

14. Esperar hasta que se alcancen la temperatura y presión requeridas y empezar a cronometrar el tiempo de extracción. Una vez se alcanza la presión de extracción la ABPR1 se abre para dejar pasar el extracto + CO₂ hacia el CS1, la presión de CS1 se regula a 80 bares empleando la válvula MBPR1 y la presión de CS2 se regula entre un rango de 45 a 55 bares que es la presión a la cual se encuentra el condensador de CO₂.
15. Si se requiere realizar un tiempo estático (flujo nulo), detener la(s) bomba(s) con doble *click* sobre su(s) icono(s) (circulares de color verde que giran cuando están operando) y luego dar *click* sobre *Stop Pump*. Luego cerrar completamente MV1.1 si se está haciendo la extracción en V1 o MV1.3 si se está haciendo en V2 (ver **Figura 16**). Cuando acabe dicho tiempo abrir completamente MV1.1 o MV1.3 y dar *click* sobre *Start Pump*.
16. Durante la extracción hay que estar atento de la densidad del CO₂ proveniente del cilindro, esta densidad aparece en la pantalla del panel de control de FM1. También de que no haya aumentos de presión a la seleccionada (recordar que el ABPR1 presenta descalibración de 14 bares respecto a la presión real, como se menciona en el numeral 9). Cuando las *rpm* sobrepasan el valor del flujo puede existir desgaste de las válvulas adyacentes a la cámara de presurización de la bomba (ver la sección de **Recomendaciones y Mantenimiento**).
17. Una vez acabe el tiempo de extracción se debe(n) apagar la(s) bomba(s), cerrar el cilindro de CO₂ y apagar el baño termostatado *Thermo NeslabRTE10*. Abrir el ícono ABPR (en forma de corbatín) y dar *click* sobre *Stop ABPR* (ícono rojo), esta acción se confirma cuando la luz verde *Running* se apaga, luego comenzar a despresurizar el equipo escribiendo el valor de apertura de la válvula en *Set to* (0-6000 unidades) es aconsejable comenzar con 700 unidades e ir aumentando este valor 100 unidades cada 10 minutos.

18. Una vez se despresurice el equipo debe aparecer el valor 0 bar en los manómetros de P1 y V1 o V2, así mismo en la ventana de las bombas del CO₂ y Co-Solvente en el *Software*, no ocurre lo mismo en la ventana del ABPR pues se encuentra descalibrada 14 bar. Para asegurarse de que no queda CO₂ en el sistema se abre levemente MV2.1 para V1 o MV2.2 para V2 y MV2.3 hasta no escuchar CO₂ escapando al ambiente.
 19. Abrir CS1 quitando las tuercas que unen a éste con MBPR1, desconectar la línea de entrada a CS1, después hacer lo mismo con CS2, quitar las que unen a éste con MBPR2, desconectar la línea de entrada a CS2 y finalmente retirar los algodones que se colocaron a modo de cuña con ayuda de la espátula y extraer los colectores de acero inoxidable con precaución.
 20. Pesarse el extracto en el colector auxiliar de acero inoxidable para saber cuál es la masa total de extracto obtenida.
 21. Retirar el material vegetal dentro del tanque porta muestra, con las manos o con ayuda de una aspiradora.
- Nota: El porta muestra puede estar muy caliente, esto depende de la temperatura de extracción.

3. RECOMENDACIONES Y MANTENIMIENTO.

1. Lea este manual antes de manejar el equipo, encontrará información que en la capacitación puede ser omitida y que además no se encuentra en el manual propio del equipo. La información aquí contenida surge de la experiencia de horas de operación del equipo.
2. Leer igualmente los manuales de las bombas del CO₂, y co-solvente y de la ABPR, allí encontrará una lista de problemas operativos del equipo y cómo resolverlos. También encontrará detalladamente cómo se reemplazan los consumibles del equipo y una lista de consumibles con sus respectivos códigos para solicitarlos al proveedor.
3. En el **Numeral 16**, de la sección de funcionamiento básico se mencionaba que cuando las *rpm* en la ventana de control de la bomba del CO₂ aumentan se podría deber al desgaste de las válvulas adyacentes a las cámaras de presurización y hay que cambiarlas. Para su instalación se debe consultar al Profesor Jairo René y seguir los pasos de la sección 6.2 *Check Valve Replacement*, en el manual de la bomba del CO₂ suministrado con el equipo. Si el problema persiste puede también deberse al desgaste de los empaques internos en las cabezas de los pistones. Para reemplazarlos consultar igualmente al Profesor y leer la sección 5.4 *Piston Seal Replacement* del manual de la bomba del CO₂.
4. Cada vez que se cambié un consumible del equipo anotar en la sección **Control Consumibles** cuál fue el cambio, la fecha y la persona responsable.
5. Cuando cargue material vegetal de tamaño de partícula muy fino en el porta muestra procure limpiar el equipo después de finalizada la extracción. Esto evitará que el polvo alcance los elementos eléctricos y mecánicos internos del equipo. No olvide limpiar el baño termostatado, la pantalla, el teclado, el ratón y la CPU del computador.

6. Cuando retire el extracto del colector tenga cuidado de no manchar el equipo con el extracto, si esto ocurre limpie con una toalla desechable impregnada de etanol. Preferiblemente utilice guantes para retirar el extracto.
7. Llene el registro de extracción que se encuentra en la hoja de vida del equipo cada vez que realice una extracción o purga.
8. Cuando cambie de tipo de muestra limpie muy bien el tanque porta muestra y el colector, lavándolos y purgándolos con jabón en polvo y con etanol respectivamente. Luego realice una purga (sin carga en el porta muestra) de 10 min, siguiendo los mismos pasos enumerados en la **Sección 2**. Una vez termine haga una extracción preliminar de 15 min con 200 g de la nueva muestra a extraer en el porta muestra, esto con el fin de impregnar las líneas del equipo.
9. Nunca abandone el equipo cuando esté en funcionamiento, si necesita estar afuera del cuarto o no soporta el aire acondicionado. Esté controlando la extracción cada 10 min, observando:
 - La densidad en el Flujómetro FM1.
 - Las presiones en las bombas del CO₂, P1 y del Co-Solvente P2.
 - Las revoluciones por minuto de la bomba del CO₂.
 - Las temperaturas en la ventana del *Heat Exchanger*.
 - Las presiones en el tanque porta muestra y el colector puesto que algunas veces las líneas pueden llegar a obstruirse con extracto.
10. Si las líneas se obstruyen apague la bomba y aumente el valor de flujo, si el problema se soluciona volver al flujo de extracción. Si no se resuelve hay que despresurizar el sistema y someter las líneas a un tratamiento con ultrasonido empleando agua o etanol como medio de transmisión.
11. Abrir cada 15 días los filtros de carbón activado y reemplazar el contenido por carbón limpio ya que carbón se puede saturar del extracto arrastrados por el CO₂.

12. Realizar cada seis meses un lavado a la parte externa del haz de tubos del condensador de CO₂, esto con el fin de limpiar las superficies para mantener una buena transferencia de calor y retirar las posibles acumulaciones de extracto.
13. Lubricar el eje de levas de la bomba del CO₂ cada mes con aceite. Lubricar las roscas de las tapas del porta muestra cada 15 extracciones con teflón en *Spray* (ver **Figura 28**).
14. Con ayuda del líquido *Snoop* que se muestra en la **Figura 28** revisar las fugas de las tuercas regularmente. Si se presentan fugas ajustar las tuercas con mayor fuerza. Si las fugas se hacen grandes habrá que cambiar las férulas y tuercas.

Figura 28. Elementos para el Mantenimiento.



A. Aceite para lubricación de la Bomba; B. Teflón en Spray; C. Líquido para detección de Fugas.

**ANEXO B. PLANOS DE COMPONENTES ADAPTADOS AL EQUIPO DE
EXTRACCIÓN CON CO₂ EN ESTADO SUPERCRÍTICO.**

(Los planos se encuentran anexos en la carpeta del CD)