

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DEL PERÚ
FACULTAD DE CIENCIAS E INGENIERÍA



DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE EXTRACCIÓN DE
OLEORRESINA DE PÁPRIKA USANDO CO₂ COMO FLUIDO
SUPERCRÍTICO

Tesis para optar el Título de **Ingeniero Mecánico**, que presenta el bachiller:

Jorge Jonatan Ohari Vivar Calle

ASESOR: Dante Elías Giordano

Lima, Octubre de 2013



© 2013, Jorge Vivar Calle

Se autoriza la reproducción total o parcial,
Con fines académicos a través de cualquier
Medio o procedimiento, incluyendo la cita
Bibliográfica del documento.

RESUMEN

En este trabajo de tesis se presentó el diseño de una planta piloto en la cual se utilizó CO_2 supercrítico como solvente para poder extraer oleorresina de páprika. La planta piloto cuenta con un volumen de recipiente de extracción de 5 L, lo cual permite conseguir 0,25 kg/h de oleorresina de páprika utilizando como materia prima 2,6 kg/h de páprika en polvo y 13 kg/h de CO_2 , todo esto en procesos *batch* de 15 min cada uno. Se realizó la ingenier requerida para que el CO_2 pueda alcanzar las condiciones óptimas de extracción de la oleorresina de páprika, las cuales son $T_{\text{extract}} = 55^\circ\text{C}$, $P_{\text{extract}} = 400$ bar, para luego separar la oleorresina de páprika del CO_2 , además, se realizó la cotización de cuánto costaría implementar la planta piloto con un control manual obteniéndose un costo de S/. 256,261.08 + IGV. Se seleccionó el CO_2 supercrítico debido a las aplicaciones que este tiene como solvente en el campo de la extracción de sustancias debido a su particular comportamiento proveniente de sus propiedades físicas, las cuales son intermedias entre los líquidos y gases, como por ejemplo alta densidad y baja viscosidad, debido también a que tiene la peculiaridad de que su temperatura crítica es muy cercana a la temperatura ambiente ($T_{\text{crit}} = 30^\circ\text{C}$) y su presión crítica no es tan elevada ($P_{\text{crit}} = 73,8$ bar), en comparación con las presines críticas de otros fluidos, esto sumado a la facilidad que existe para extraer el CO_2 y que además es una sustancia no tóxica ni corrosiva. Se propuso la extracción de oleorresina de páprika usando CO_2 supercrítico como una alternativa para la exportación de páprika (*Capsicum Anuum*), la cual es un tipo de ají que es muy solicitado en el exterior, siendo el Perú el mayor importador mundial de páprika, pero con el inconveniente que se la comercializa prácticamente como se la cosecha, sin ningún valor agregado.

TEMA DE TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO

TÍTULO	: DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE EXTRACCIÓN DE OLEORRESINA DE PÁPRIKA USANDO CO ₂ COMO FLUIDO SUPERCRÍTICO
ÁREA	: Diseño
PROPUESTO POR	: Dr. Dante Elías
ASESOR	: Dr. Dante Elías
TESISTA	: Jorge Jonatan Ohari Vivar Calle
CÓDIGO	: 20070305
FECHA	: 14 de octubre del 2013

DESCRIPCIÓN Y OBJETIVOS:

En este trabajo de tesis se realizará el diseño de una planta piloto que cuenta con un volumen del recipiente extracción de 5 L, la cual va a permitir conseguir 0,25 kg/h de oleorresina de páprika mediante el uso de dióxido de carbono en estado supercrítico como solvente aplicado en 2,6 kg/h de páprika en polvo, la cual es usada como materia prima, todo esto en procesos de *batch* de 15 min cada uno. En la etapa de diseño se tendrá como alcance realizar la ingenier básica, la cual consiste en seleccionar el proceso óptimo de funcionamiento, calcular y seleccionar los componentes de la planta de extracción con sus parámetros principales y realizar un costeo de los equipos seleccionados. Esta información servirá de anteproyecto al momento que se desee implementar esta planta piloto dentro de los laboratorios de la PUCP.

En el presente trabajo se espera alcanzar los siguientes objetivos:

- Realizar la ingenier básica para el diseño de la planta piloto para una futura implementación en los laboratorios de la PUCP.
- Conocer las ventajas y aplicaciones de la extracción de productos orgánicos usando fluido supercrítico.
- Plantear la extracción mediante CO₂ en estado supercrítico como una alternativa para poder exportar la páprika en forma de oleorresina de páprika, el cual es el producto con mayor valor agregado para este fruto.
- Realizar la cotización de la planta piloto para una futura implementación.

TEMA DE TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO MECÁNICO

“DISEÑO DE UNA PLANTA PILOTO DE EXTRACCIÓN DE OLEORRESINA DE PÁPRIKA USANDO CO₂ COMO FLUIDO SUPERCRÍTICO”

Introducción

1. Antecedentes
2. Principales requerimientos del proceso y descripción de componentes
3. Diseño y selección de equipos requeridos
4. Cotización de la planta piloto

Planos y Esquemas

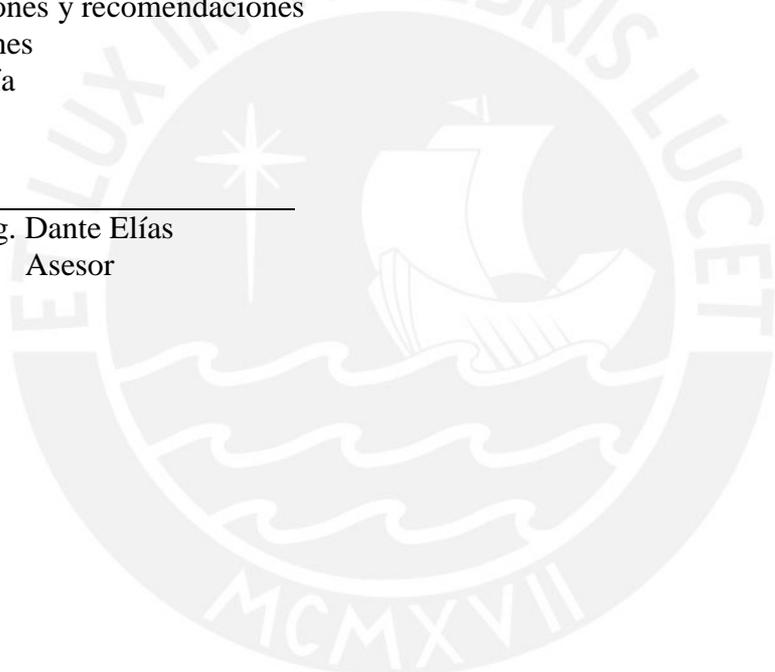
Observaciones y recomendaciones

Conclusiones

Bibliografía

Anexos

Ing. Dante Elías
Asesor





*Dedico el presente trabajo a mi hija
Hillary, quienes mi motivación para
la realización de los proyectos en mi
vida, incluyendo este trabajo de tesis.*

ÍNDICE

RESUMEN	ii
ÍNDICE.....	vi
LISTA DE SÍMBOLOS.....	x
INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1.....	3
ANTECEDENTES	3
1.1. Estados de la Materia	3
1.2 Fluido Supercrítico	4
1.3 Tipos de Extracción.....	7
1.3.1 Extracción con disolventes orgánicos.....	7
1.3.2. Extracción por arrastre con vapor.....	8
1.3.3. Extracción con fluidos supercríticos.....	8
1.4. Aplicaciones de la Extracción Supercrítica	10
1.5. Extracción de la oleoresina de páprika.....	11
CAPÍTULO 2.....	16
PRINCIPALES REQUERIMIENTOS DEL PROCESO Y DESCRIPCIÓN DE COMPONENTES	16
2.1. Cálculos de las condiciones termodinámicas del proceso de extracción.....	16
2.2. Descripción de los componentes para la planta piloto de extracción	20
2.2.1. Cilindro de CO ₂	20
2.2.2. Depósito Pulmón.....	21
2.2.3. Bomba.....	21
2.2.4. Intercambiador de calor	22
2.2.5. Chaqueta para el recipiente de extracción	24
2.2.6. Recipiente de extracción.....	25

2.2.6.1. Cálculo de las dimensiones internas del recipiente de extracción	26
2.2.6.2. Cálculo de la cantidad de páprika en polvo que se depositará en el recipiente de extracción	27
2.2.6.2. Cálculo de la cantidad de oleoresina de páprika que se obtendrá durante el proceso	28
2.2.7. Separador	29
2.2.8. Tuberías	29
CAPÍTULO 3.....	31
DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS REQUERIDOS	31
3.1. Esquema de la planta piloto con sus componentes principales	31
3.2. Selección de la bomba	32
3.3. Diseño del tanque pulmón	35
3.3.1. Cálculo del espesor mínimo de plancha	35
3.3.2. Selección de los perfiles de soportes	37
3.4. Selección del intercambiador de calor ubicado a la entrada de la bomba	40
3.4.1. Coeficiente de convección del CO ₂	41
3.4.2. Coeficiente de Convección del Refrigerante R-134a	44
3.4.3. Cálculos de parámetros finales del intercambiador	48
3.5. Diseño básico del recipiente de extracción.....	50
3.5.1. Espesor mínimo requerido para el cuerpo cilíndrico	51
3.5.2. Espesor mínimo requerido para las cabezas elipsoidales	52
3.6. Chaqueta para el recipiente de extracción	54
3.6.1. Espesor mínimo requerido para el cuerpo cilíndrico de la chaqueta metálica... 59	
3.6.2. Selección de los perfiles para los soportes del recipiente de extracción	60
3.7. Selección del regulador de presión	60
3.8. Selección del Intercambiador de Calor a la Entrada del Recipiente de Extracción.. 61	
3.8.1. Definición de parámetros iniciales	62
3.8.2. Cálculo del coeficiente de convección del agua	62

3.8.3. Cálculo del coeficiente de convección por evaporación del CO ₂	63
3.8.4. Cálculo del coeficiente de convección forzada del CO ₂	65
3.8.5. Cálculo del área de transmisión requerida.....	66
3.9. Diseño básico del recipiente de separación	67
3.10. Diseño básico del tanque pulmón de CO ₂ gaseoso.....	70
3.10. Selección de la bomba requerida para el agua de enfriamiento.....	71
3.11. Selección del compresor para el vapor del R-134a.....	74
3.12. Selección del regulador de presión para el vapor del R-134a.....	75
3.13. Diseño del tanque de almacenamiento de agua de enfriamiento	76
3.14. Selección de los diámetros de tuberías requeridos	77
3.15. Diagrama de proceso e instrumentación (P&ID).....	78
3.16. Funcionamiento y control de la planta.....	80
CAPÍTULO 4.....	82
COTIZACIÓN DE LA PLANTA PILOTO	82
4.1. Cotización de la planta piloto	82
OBSERVACIONES Y RECOMENDACIONES.....	85
CONCLUSIONES	87
BIBLIOGRAFÍA	89
ANEXO 1: BOMBA RECIPROCANTE DE ÉMBOLOS TRÍPLEX CAT PUMPS 3801KM.CO2 [TECNIFLOW, 2013], [CAT PUMPS, 2009], [CAT PUMPS, 2011].....	I
ANEXO 2: INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS SOLDADAS ALFA LAVAL AXP14[ALFA LAVAL]	VII
ANEXO 3: REGULADOR DE PRESIÓN DE 0 A 500 PSI SWAGELOK KHR [SWAGELOK, 2013]	XI
ANEXO 4: COMPRESOR HERMÉTICO ALTERNATIVO PARA REFRIGERANTE R-134a DANFOSS SC18GH [DANFOSS, 2011], [DANFOSS, 2013].....	XIV

ANEXO 5: REGULADOR DE PRESIÓN DE 0 A 100 PSI SWAGELOK KLF [SWAGELOK, 2013]	XIX
ANEXO 6: BOMBA CENTRÍFUGA HIDROSTAL 32-125[HIDROSTAL, 2012] ..	XXII
ANEXO 7: ACEROS INOXIDABLES.....	XXVI
ANEXO 8: VÁLVULAS DE BOLA INOXIDABLES.....	XXIX
ANEXO 9: VALORES MÁXIMOS PARA EL ESFUERZO ADMISIBLE (σ_{adm}) DE MATERIALES FERROSOS PARA UTILIZAR CON EL CÓDIGO ASME SECCIÓN VIII DIVISIÓN 1.....	XXXIV
ANEXO 10: VALORES MÁXIMOS PARA EL ESFUERZO ADMISIBLE (σ_{adm}) DE MATERIALES FERROSOS PARA UTILIZAR CON EL CÓDIGO ASME SECCIÓN VIII DIVISIÓN 2.....	XXXVIII
ANEXO 11: TUBERÍAS INOXIDABLES AISI 316 SIN COSTURA	XLII
ANEXO 12: CÁLCULOS DE LAS CONDICIONES TERMODINÁMICAS PARA LAS OPCIONES PROPUESTAS	XLV
A-12.1. Primera solución propuesta	XLVI
A12.2. Segunda solución propuesta y definitiva	LII

LISTA DE SÍMBOLOS

- a : Altura del ducto de entrada al recipiente de separación de sección rectangular. [m]
- B : Diámetro del émbolo [m]
- b : Altura del ducto de entrada al recipiente de separación de sección rectangular. [m]
- B_p : Diámetro de salida de la oleoresina de páprika del recipiente de separaci3n. [m]
- C : Separaci3n entre centros de las tuberías de entrada y salida de un intercambiador de carcass y placas. [m]
- C_1 : Coeficiente de la correlaci3n de Bo Pierre
- D_c : Desplazamiento [m³/s]
- $D_{chaquet}$: Diámetro interno de la chaqueta del recipiente de extracci3n. [m]
- D_e : Diámetro equivalente en un intercambiador de calor de placas
- D_{extrac} : Diámetro interno del recipiente de extracci3n [mm]
- $D_{extracext}$: Diámetro interno del tanque pulm3n [m]
- D_{LP} : Diámetro de tubería para el lado de las placas [m]
- $DMLT$: Diferencia media logarítmica de temperaturas
- D_{pulm3n} : Diámetro interno del tanque pulm3n [m]
- D_{rs} : Diámetro interno del recipiente de separaci3n. [m]
- D_s : Diámetro de salida para el CO₂ gaseoso del recipiente de separaci3n. [m]
- E : Eficiencia de junta soldada a tope inspeccionada por zonas. (E=0,85)
- G : Flujo másico por área [kg/m²-s]
- Gr : Número adimensional de Grashof.
- H : Altura total del cicl3n. [m]
- h_1 : Entalpía específica a la entrada del intercambiador de calor de carcasa y placas [kJ/kg]
- h_2 : Entalpía específica a la entrada del intercambiador de calor de carcasa y placas [kJ/kg]

$H_{\text{pulmón}}$: Altura interna del tanque pulmón [m]
H_{extrac}	: Altura interna del recipiente de extracción [m]
h_{cabeza}	: Altura de la cabeza elipsoidal de 2:1 [mm]
h_{fg}	: Entalpía específica de evaporación del R-134a [kJ/kg]
k	: Relación entre ejes principales para la cabeza elipsoidal
k_L	: Conductividad térmica del líquido saturado. [kW/m°C]
L	: Longitud [m]
L_1	: Ancho de las placas de intercambiador de calor de placas [m]
L_2	: Espacio entre placas en un intercambiador de calor de placas [m]
L_{corona}	: Radio de corona. [mm]
L_R	: Longitud de recorrido de evaporación de un fluido dentro de un intercambiador de calor de placas [m]
m_{CO_2}	: Flujo másico de CO_2 entre el tanque pulmón y el recipiente de extracción [kg/s]
$m_{\text{R-134a}}$: Flujo másico del R-134a.
N	: Revoluciones del cigüeñal [rpm]
n	: Exponente de la correlación de Bo Pierre
Nu	: Número adimensional de Nusselt
P_{ac}	: Máxima presión admisible para evitar la ruptura de la corona de la cabeza [MPa]
$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño [MPa]
P_{extrac}	: Presión de extracción de la oleorresina de páprika [bar]
P_o	: Potencia requerida [HP]
Pr	: Número adimensional de Prandtl
Q	: Flujo de calor transmitido entre el CO_2 y el R-134a en el intercambiador de calor de placas. [KW]
Ra	: Número adimensional de Rayleigh.
Re	: Número adimensional de Reynolds
S	: Carrera del émbolo [m]
T_b	: Temperatura de masa. [°C]
T_{extrac}	: Temperatura de extracción de oleorresina de páprika. [°C]
T_f	: Temperatura de película. [°C]
T_{sat}	: Temperatura de saturación del R-134a [°C]
t_{min}	: Espesor mínimo de plancha [mm]

- t_p : Espesor de placas de un intercambiador de placas [m]
 T_{W1} : Temperatura superficial de la cara externa del recipiente de extracción [°C]
 T_{W2} : Temperatura superficial de la cara interna del recipiente de extracción [°C]
 V : Capacidad de la bomba [l/min]
 $V_{\text{pulmón}}$: Volumen del tanque pulmón [l]
 V_{max} : Capacidad máxima [gal/min]
 z : Altura parte cónica del recipiente de separación. [m]
 x_n : Calidad de vapor
 ΔP : Presión diferencial [bar]
 Δx : Diferencia de calidad de vapor
 α_{CO_2} : Coeficiente de convección del CO₂ [kW/m²-°C]
 β : Coeficiente de expansión volumétrico [K⁻¹]
 $\alpha_{\text{R-134a}}$: Coeficiente de convección del CO₂ [kW/m²-°C]
 η_v : Eficiencia volumétrica
 σ_{adm} : Esfuerzo admisible [N/mm²]
 ρ_1 : Densidad del CO₂ en el tanque pulmón [kg/m³]
 ρ_2 : Densidad del CO₂ a la salida del intercambiador de calor de carcasa y placas [kg/m³]
 ρ_3 : Densidad del CO₂ a la salida de la bomba reciprocante [kg/m³]
 ρ_L : Densidad del líquido saturado. [Kg/m³]
 ρ_v : Densidad del vapor saturado. [Kg/m³]
 $\#C$: Número de canales en un intercambiador de placas.
 $\#P$: Número de placas en un intercambiador de placas.
 $\#P_{\text{CO}_2}$: Número de placas por donde fluye el CO₂ en un intercambiador de placas.
 $\#P_{\text{R-134a}}$: Número de placas por donde fluye el R-134a en un intercambiador de placas.

INTRODUCCIÓN

El Perú es el tercer mayor productor de páprika (*Capsicum Anuum*) a nivel mundial, solo superado por China e India, los cuales dedican la mayor parte de su producción al consumo interno, lo que ha permitido al Perú convertirse en el mayor exportador de páprika a nivel mundial. Sin embargo, los agro empresarios peruanos de páprika han experimentado inconvenientes en los últimos años al trabajar con este producto, debido a que la crisis económica mundial ha tenido efecto en países como Estados Unidos que han aumentado su estándares de calidad para el ingreso de productos agrícolas a su mercado, rechazando muchas veces nuestros productos. Además, países como España, compran la páprika peruana en las presentaciones ofrecidas de seca o molida y la reprocessan para convertirla en oleoresina páprika, que es un producto industrialmente muy solicitado en las industrias alimenticias y cosméticas, para posteriormente vender la oleoresina de páprika al resto del mercado europeo con mayor valor agregado que la páprika vendida por Perú. Por estos motivos, los agro empresarios peruanos de páprika requieren de un proceso que les permita exportar este producto con mayor valor agregado y con mejor calidad. Como solución al problema en esta tesis se propone diseñar una planta piloto que cuente con un recipiente de extracción de 5 L y procesos en *batch* de 15 min cada uno para la extracción de 0,25 kg/h de oleoresina de páprika mediante el uso de CO₂ en estado supercrítico como solvente y de 2,6 kg/h de páprika molida como materia prima. Como alcance en la etapa de diseño se deberá realizar la ingenier  básica, la cual consistirá en seleccionar el proceso óptimo de funcionamiento, calcular y seleccionar los componentes de la planta piloto según sus parámetros principales y estimar los

costos de los equipos seleccionados, todo esto con el propósito de ser utilizado como anteproyecto para una posible implementación dentro de los laboratorios de la PUCP.



CAPÍTULO 1

ANTECEDENTES

En el presente capítulo se expone una breve descripción de los estados de la materia. Asimismo, se trata de explicar qué son los fluidos supercríticos y cuáles son sus principales propiedades. Posteriormente, se exponen algunas de las técnicas relacionadas extracción de productos mediante solvente, poniéndose mayor énfasis en la técnica en la que se usan los fluidos supercríticos, para finalmente plantear la extracción de la oleoresina de paprika utilizando dioxido de carbono como fluido supercrıtico.

1.1.Estados de la Materia

Los estados de la materia son tres: solido, lıquido y gaseoso, estos estados son dependientes de la temperatura y la presion. Esto significa que para una determinada presion y temperatura, la materia va a presentar ciertas propiedades que son caracterısticas del estado en el que se encuentre. Este comportamiento se puede observar en el diagrama de fase de la figura 1.1.

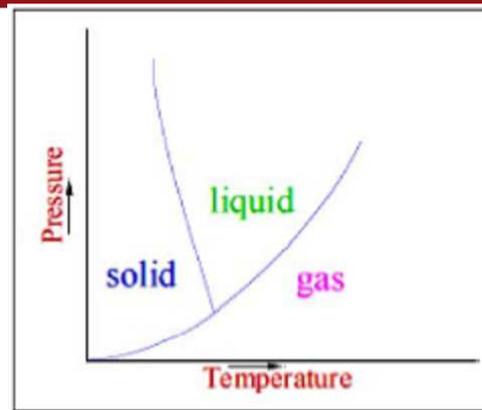


Figura 1.1: Diagrama de Fase de una materia típica mostrándolos estados sólido, líquido y gaseoso.

El diagrama de fase es un gráfico que se divide en tres regiones representando cada uno de los estados básicos de la materia: sólido, líquido y gas. En este gráfico se resumen las condiciones en las cuales una sustancia puede existir. Por ejemplo, si se mantiene la presión constante y se aumenta lentamente la temperatura, se puede observar en el diagrama de fase que se comienza en estado sólido, el cual posteriormente se funde para pasar al estado líquido y finalmente se evapora para pasar al estado gaseoso. Además, las líneas que separan dos regiones indican las condiciones en las que estos dos estados pueden existir en equilibrio. Por ejemplo, para el caso del agua estas líneas indican las condiciones para que se establezca el equilibrio entre el agua líquida y el vapor, entre el hielo y agua líquida y entre el hielo y el vapor. El punto en el que intersectan estas tres líneas es lo que se conoce como punto triple y representa la única condición en la cual los 3 estados pueden coexistir en equilibrio.

1.2 Fluido Supercrítico

Como se puede observar en el diagrama de equilibrio de la figura 1.2, a partir de determinada presión se puede calentar el líquido sin encontrar el punto de evaporación, es decir la sustancia solo se va a poner cada vez más caliente sin que ocurra algún cambio repentino. El valor de presión y temperatura característico en el cual las fases líquidas y gaseosas se vuelven indistinguibles se conoce como el punto crítico y está determinada por una presión crítica y una temperatura crítica. Por encima de este punto crítico en el diagrama de equilibrio se observa que existe una

región aparentemente desconocida. El estado de la sustancia que se encuentra en esta región se conoce como fluido supercrítico (FSC) y se puede apreciar en el diagrama de fase del CO₂ de la figura 1.2. Los puntos supercríticos para diferentes sustancias se detalla en la Tabla 1.1.

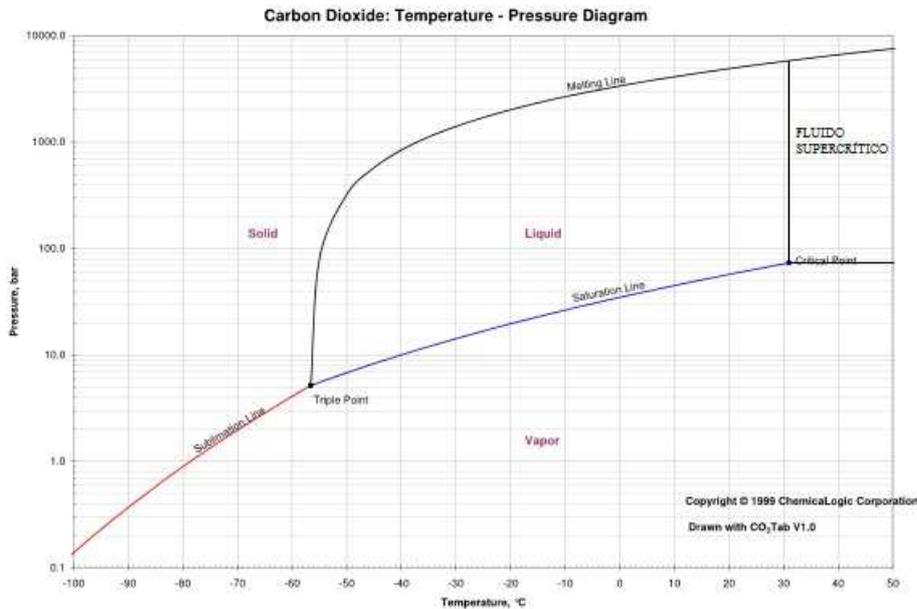


Figura 1.2: Región Supercrítica en el Diagrama de Fases.

Tabla 1.1: Estados Críticos para diferentes sustancias.

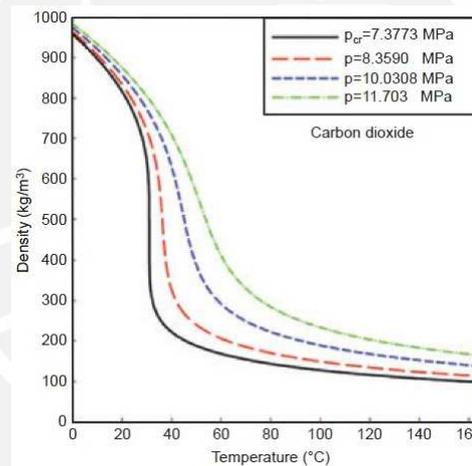
Sustancia	T crítica (°C)	P crítica (MPa)
Eteno	9,9	5,05
Trifluoruro metano	25,9	4,69
Clorotrifluoruro metano	28,8	3,9
Dióxido de carbono	31	7,29
Etano	32,2	4,82
Dióxido de nitrógeno	36,5	7,17
Hexafluoruro de azufre	45,6	3,77
Propeno	91,9	4,54
n-Propano	96,8	4,24

Los fluidos supercríticos se caracterizan por tener propiedades intermedias entre los líquidos y gases. Por ejemplo, los gases se caracterizan por tener una densidad muy baja a diferencia de los líquidos que tienen una densidad alta, en cambio los fluidos supercríticos tienen una densidad intermedia entre estos dos estados. Casos parecidos suceden con la viscosidad y la difusividad como se demuestra en la tabla 1.2 en el que se aprecia en que órdenes de magnitud se encuentran cada una de estas propiedades para estos tres estados.

Tabla 1.2: Comparación entre las propiedades de los gases, líquidos y fluidos supercríticos.

Propiedad	Gas	FSC	Líquido
Densidad (g/cm ³)	0.001	0.7	1
Viscosidad (g/cm·s)	0.0001	0.001	0.01
Difusividad (cm ² /s)	0.1	0.001	0.00001

Como se puede observar el fluido supercrítico tiene valores de densidad muy cercanos a los del estado líquido. Este hecho es de gran importancia si se considera que la capacidad de disolver de cada sustancia pura depende de su densidad, debido a que es una función de las fuerzas intermoleculares resultantes del empaquetamiento de las moléculas del disolvente alrededor del soluto. Una característica muy importante de los fluidos supercríticos es que sus propiedades varían ampliamente en función de la presión y la temperatura, como se puede observar en la figura 1.3, en la cual toma de ejemplo al CO₂.

Figura 1.3: Variación de la densidad del CO₂ supercrítico en función de la presión y temperatura.

Como se puede observar, la capacidad de disolver de los fluidos supercríticos puede ser modificado de forma continua, ya que depende de la densidad, desde valores bajos hasta valores altos simplemente variando la presión y temperatura, ya que en el proceso no se producen cambios de fase. Este hecho nos demuestra la selectividad que tienen los fluidos supercríticos. Así como la densidad de los fluidos supercríticos es cercana a los líquidos, se puede observar de la tabla 1.2 que su viscosidad y difusividad es más bien cercana a la de los gases. Ambas propiedades influyen directamente en la velocidad y capacidad de transferencia de masa de los fluidos supercríticos. En resumen, se demuestra que los fluidos supercríticos tienen un gran poder disolvente, gracias a su densidad parecida a la de los líquidos y a su vez

presenta una buena transferencia de masa al tener su viscosidad y difusividad similares a la de los gases, lo cual lo convierte en el solvente más eficaz.

1.3 Tipos de Extracción

1.3.1 Extracción con disolventes orgánicos

Este proceso consiste en que el solvente orgánico ingrese al vegetal para disolver las sustancias deseadas, para luego ser evaporadas y concentradas a baja temperatura. Después se elimina el disolvente, para tener sólo la sustancia deseable. La selección del disolvente pretende que sea capaz de disolver rápidamente todos los principios y la menor cantidad de materia inerte, que tenga un punto de ebullición bajo y uniforme que permita eliminarlo rápidamente, pero evitando pérdidas por evaporación, químicamente inerte, para no reaccionar con los componentes de los aceites, no inflamable y barato [UNIVERSIDAD POLITÉCNICA MADRID, 2010]. Por lo general, con este método las extracciones se hacen a temperatura y presiones ambientales, pero se sabe por estudios experimentales que cada solvente tiene una temperatura óptima para la extracción, en la cual es posible optimizar los resultados del proceso y asegurar la calidad del producto obtenido. Uno de los solventes más utilizados es el éter de petróleo, el cual tiene un punto de ebullición de 30 a 70° y se evapora fácilmente, pero con el inconveniente que es inflamable. Otro solvente muy utilizado es el benceno, el cual puede disolver aceites, ceras y pigmentos. El alcohol, también es uno de los solventes más utilizados, teniendo la ventaja de que es soluble en agua y se le emplea cuando se tienen componentes de peso molecular elevado y que no son lo suficientemente volátiles. Otros solventes que también son utilizados son: Etanol, metanol, isopropanol, hexano, ciclohexano, tolueno, xileno, ligroína, éter etílico, éter isopropílico, acetato de etilo, acetona, cloroformo. Estos solventes son recuperados por destilación y pueden ser reutilizados. Sin embargo, el inconveniente de este proceso es que muchos de estos solventes orgánicos son peligrosos para la salud y por este motivo la FDA (Food and Drug Administration), no califica a los productos extraídos por este proceso como seguros.

1.3.2. Extracción por arrastre con vapor

Por efecto de la exposición a la temperatura del vapor saturado, el cual proviene de una fuente de calor instalada en el equipo de extracción a presiones y es aplicado por un determinado tiempo, el tejido vegetal se rompe liberando el aceite esencial. Los componentes se volatizan y condensan con ayuda de un refrigerante en el condensador, para posteriormente en el separador florentino ser separados del agua por diferencia de densidades, para lograr esto, el aceite esencial debe ser insoluble en el agua. En la figura 1.4 se muestra un diagrama de planta para este proceso y las partes que lo componen.

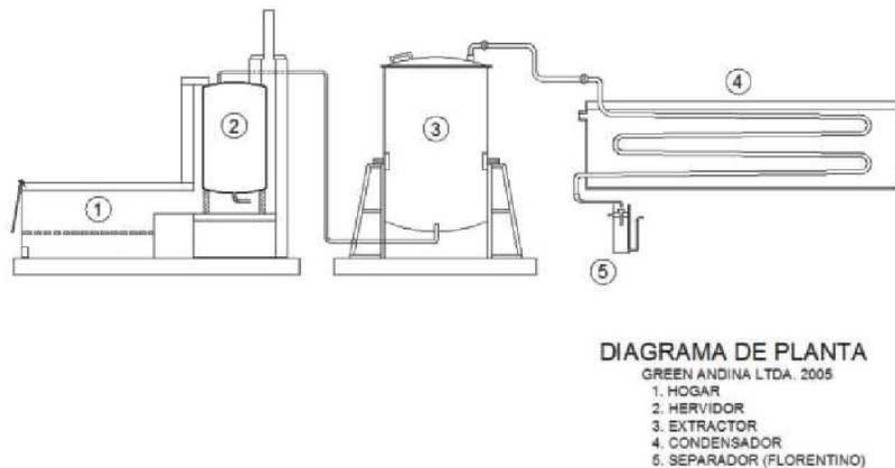


Figura 1.4: Diagrama de planta de un proceso de extracción por arrastre de vapor [SÁNCHEZ, 2006]

1.3.3. Extracción con fluidos supercríticos

Como se definió anteriormente, un fluido supercrítico es aquel fluido que se encuentra sometido a condiciones de presión y temperatura por encima del punto crítico, siendo éste el punto designado por una temperatura crítica (T_c) y una presión crítica (P_c), por encima del cual no puede haber una licuefacción al elevar la presión o vaporización al aumentar la temperatura [RUIZ 2005]. Este tipo de fluidos tiene las siguientes propiedades:

- Una densidad entre 100 a 1000 veces mayor que la de un gas y comparable con la de un líquido, como resultado las propiedades de solvatación son similares a la de los líquidos [KNOWLES 1988].
- Valores de viscosidad de 10 a 100 veces más bajos y coeficientes de difusión de 10 a 100 veces más altos con respecto al de los líquidos, lo que hacen que la transferencia de masa de solutos en extracciones con fluidos supercríticos sea significativamente más alta que en las extracciones con líquidos [SCHNEIDER 1978].

Cabe resaltar que la densidad en un fluido supercrítico no es lineal respecto a las variaciones de temperaturas y presiones sobre el punto crítico. En puntos cercanos al crítico, pequeñas variaciones de la presión a temperatura constante proporcionan grandes variaciones de la densidad. En cambio con presiones distantes de la presión crítica el aumento de la densidad no es tan notorio [RUIZ 2005]. En la actualidad, las aplicaciones de la extracción supercrítica son muy variadas estando presente en prácticamente todos los sectores industriales para mejorar algún proceso. Los campos de aplicación que tiene son los siguientes: el farmacéutico, el alimentario, la producción de energía, la obtención de aromas y otros productos naturales, la química orgánica y en general en todas aquellas industrias en las que exista algún proceso de extracción, precipitación o reacción química. En la Tabla 1.3, se muestran las principales ventajas del proceso de extracción supercrítica:

Tabla: 1.3: Principales ventajas del proceso de extracción supercrítica

Ventajas	
1.	Recuperación de productos termolábiles, debido al uso de temperaturas de trabajo moderadas
2.	Agotamiento rápido y prácticamente total de los sólidos extraíbles, debido al gran poder disolvente y la enorme capacidad de penetración en los sólidos
3.	Cada disolvente tiene un amplio margen de utilización, debido a la posibilidad de modificación de la selectividad y capacidad del disolvente con solo variar las condiciones de operación (P y T)
4.	Disolventes como el CO ₂ son muy abundantes, baratos, no son tóxicos, ni corrosivos, ni inflamables y no producen problemas de contaminación ambiental

Como se puede apreciar en la Tabla 1.3, la utilización del dióxido de carbono presenta muchas ventajas, las que sumadas a su bajo punto crítico, como se detalló en la Tabla 1.1 ($T_c = 36,5 \text{ °C}$ y $P_c = 7,17 \text{ MPa}$), lo convierten en el disolvente ideal para usarlo en el proceso de extracción supercrítica, a pesar de tener limitaciones

para extraer compuestos polares. Por estos motivos, es el dióxido de carbono el disolvente con el que se va a trabajar.

1.4. Aplicaciones de la Extracción Supercrítica

Las aplicaciones de la extracción supercrítica en el sector agropecuario se detallan a continuación:

- **En el subsector de los aceites vegetales:**
 - Extracción de aceites comestibles de soja, cacahuete y colza.
 - Extracción de aceite de oliva.

- **En el subsector de las grasas animales:**
 - Purificación de aceites animales.
 - Extracción de colesterol de aceites de pescado y carnes rojas.

- **En el subsector de los aditivos:**
 - Extracción de aceites esenciales de naranja y plantas aromáticas.
 - Extracción de colorantes alimentarios.
 - Extracción de pimentón y mostaza.

- **En el subsector de las bebidas:**
 - Extracción de lúpulo.
 - Extracción de aromas de bebidas alcohólicas.

- **En el subsector de los productos lácteos:**
 - Extracción del colesterol de la leche.
 - Fraccionamiento de ácidos grasos de la leche.

1.5. Extracción de la oleorresina de páprika

La páprika (*Capsicum Anuum*), es un tipo de ají que se produce a lo largo de toda la costa peruana. Este producto constituye la tercera exportación agrícola peruana más importante solo superada por la exportación del café y del espárrago. Además, debido a las condiciones climáticas de la costa peruana que permite que entre la producción de la costa norte y la costa sur se pueda tener producción asegurada a lo largo de todo el año ha permitido que Perú pueda satisfacer la demanda de páprika de países como Estados Unidos o España, convirtiéndolo en el mayor exportador de páprika en el mundo [SCOTIABANK, 2009]. Sin embargo, en el último año se ha visto un fuerte incremento en las exportaciones de páprika por parte de China, que ha estado exportando un producto de alta calidad. La ventaja que tiene el producto peruano, frente al producto chino, es que en China solo se puede cosechar en el último trimestre del año, a diferencia del producto peruano que se puede producir durante todo el año [RPP NOTICIAS, 2012].

La páprika se usa como insumo principalmente en dos industrias: en la industria alimenticia y en la industria farmacéutica. En la industria alimenticia se usa como saborizante y colorante para carnes, embutidos, snacks, pizzas, bebidas, etc. En la industria farmacéutica se utiliza para la elaboración de cosméticos como lápices labiales, polvos faciales, aceites esenciales. Para el uso industrial de la páprika se utiliza como oleorresina de páprika, que es el extracto líquido graso de frutos de páprika maduros y secos que tiene una viscosidad media, color rojizo y el aroma tpico de la páprika según las diferentes calidades, orígenes, genotipo de procedencia y método de extracción [FERNÁNDEZ-TRUJILLO, 2008]. Para la extracción de la oleorresina, la páprika pasa por las siguientes transformaciones:

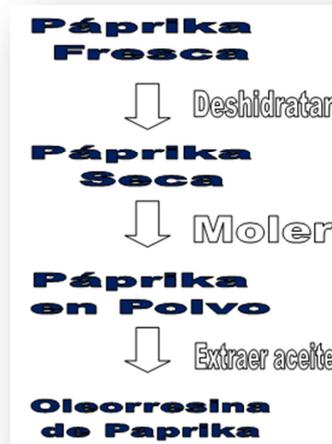


Figura 1.5: Diagrama de planta de un proceso de extracción por arrastre de vapor

De acuerdo a la figura 1.5, la páprika pasa por diferentes procesos antes de poder conseguir la oleoresina de páprika, cada proceso le da un valor agregado al producto para su exportación. En el Perú, la mayor parte de la páprika que se exporta es en forma de páprika seca y en los últimos años se le ha dado valor agregado al aumentar las ventas como páprika molida, las cuales otros países más industrializados compran como materia prima para conseguir la oleoresina de páprika. El Perú vende principalmente a dos países la mayor parte de su exportación de páprika. El principal mercado de exportación es Estados Unidos que compra tanto páprika en polvo como páprika seca. El segundo mercado principal de exportación es España que compra básicamente páprika seca debido a que este país es uno de los principales procesadores industriales de páprika, por lo que la páprika seca que le compran a Perú lo transforman en condimento molido (páprika en polvo) o en aceite (oleoresina de páprika) y lo reexportan como producto terminado a mercados de Europa y Asia[SCOTIABANK, 2009]. En conclusión, las exportaciones peruanas de páprika no son de productos terminados sino de materia prima o productos intermedios para los mercados a los que vendemos, quienes lo procesan dándole mayor valor agregado y lo vuelven a exportar a otros mercados como producto terminado a un mayor precio que el que Perú lo vende. En las figuras 1.6 y 1.7 se puede apreciar cómo han sido las exportaciones de páprika en los últimos años tanto para la páprika seca como para la páprika en polvo respectivamente.



Figura 1.6: Exportación de páprika entera del 2011 a febrero del 2013

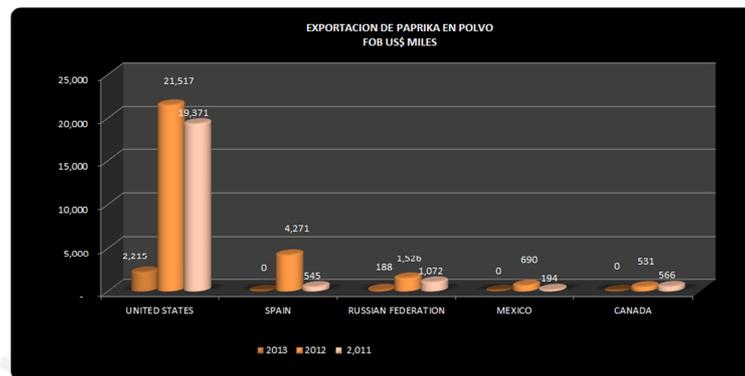


Figura 1.7: Exportación de páprika en polvo del 2011 a febrero del 2013

Para revertir esto, se debe buscar que el Perú pueda sacar el mayor provecho a los productos de agro exportación, como la páprika, ofreciéndolos como producto terminado a los mercados externos. Para esto se aprovecharán las ventajas mencionadas anteriormente de la extracción mediante dióxido de carbono supercrítico para lograr extraer la oleorresina de páprika. La oleorresina de páprika se obtendrá mediante el contacto del CO₂ en condiciones supercríticas y de la páprika previamente seca y molida (páprika en polvo). La ventaja que se tendrá al escoger este método de extracción es la ausencia de residuos y la fácil recuperación del disolvente (CO₂), además de los menores riesgos y peligros existentes en el proceso, así como el ahorro de energía en el proceso de extracción del solvente que consiste solo en presurizar, aumentar relativamente poco la temperatura y despresurizar el CO₂, frente a otros procesos de extracción o destilación convencionales. Un inconveniente que se tiene en este método son los tiempos de extracción y rendimiento que aunque son similares a los tiempos de extracción por disolventes orgánicos, sigue siendo un reto mejorarlos para los diseñadores e investigadores de las plantas de extracción por fluidos supercríticos. Para realizar la extracción de la oleorresina se debe realizar tratamientos previos a la páprika para mejorar los

rendimientos. Se ha demostrado que el rendimiento es mayor si se utiliza muestras molidas con bajo grado de humedad que si se utiliza muestras no molidas previamente. Esto se debe a que la reducción del tamaño de las partículas aumenta la transferencia de masa entre la páprika y el CO₂ supercrítico. En la tabla 1.4 se señala las condiciones de presión y temperatura para la extracción supercrítica con CO₂ que ha mostrado los mejores resultados experimentales según diferentes papers revisados por el autor por el autor Fernández-Trujillo en su investigación “Extracción con CO₂ supercrítico de oleorresina y otras fracciones de pimentón dulce y picante”.

Tabla 1.4: Mejores condiciones experimentales de extracción para la páprika en polvo [FERNÁNDEZ, 2008].

Condiciones de extracción supercrítica con CO ₂ utilizadas para diferentes especies de pimiento dulce y <i>Capsicum annuum</i> picante. ND indica no determinado y η_T el rendimiento total. El ratio se expresa en kg CO ₂ /kg materia prima.				
Materia prima y características	Tiempo, Presión y Temperatura	Ratio y flujo CO ₂	Rendimientos (%) y otros	Referencia
Pimentón de 14% humedad	30 MPa/40 �C	ND	ND Descompresión a 4 MPa	Govindarajan (1986)
Pimentón de 10.8% humedad	10,3-34,5 MPa/ 50 �C 30 MPa/50 �C, 2h	ND 20:1 (kg · kg muestra ⁻¹)	ND $\eta_T = 13,5$	Krukonis (1994) Ehlers <i>et al.</i> (2006)
<i>C. annuum</i> SZ-178 Picante (400–600 �m; 10–11% humedad)	40 MPa/55 �C	1-1,5 mL · min ⁻¹	$\eta_T = 7,95$	Gnayfeed <i>et al.</i> (2001)
Pimentón en semicontinuo	15 MPa/40 �C	51.4:1 kg/kg	$\eta_{\text{pigmentos}} = 1,9$ $\eta_{\text{aromas}} = 12,1$	Skerget <i>et al.</i> (1998)
Piment�n 165 �m	15-40 MPa/40�C en semicontinuo	30:1 kg · kg muestra ⁻¹	$\eta_T = 13.0$	Skerget y Knez (2001)
	2 etapas 9 MPa/40 �C + 40 MPa/40 �C	35:1 kg/kg 36.1 L · h ⁻¹ 29.5 L · h ⁻¹ ρ CO ₂ ND	$\eta_T = 1 - 11$	Skerget y Knez (1997 y 2001);
<i>C. annuum</i> (capsaicinoides totales)	$\rho = 800 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} / 55 �C$ 15 min (est�tico) + 15 min (dinámico)	1 mL · min ⁻¹	η_T ND; $\eta_{\text{capsaicin}} = 0.0011$	Peusch <i>et al.</i> (1997)
<i>C. annuum</i> ND �m (capsaicinoides)	35 MPa y 50 �C, 3 h	ND	η_T ND; (var.) $\eta_{\text{capsaicin}} \sim 0.07$	Vesper y Nitz (1997a)
Pimentón húngaro 200 �m, 20% semillas	35 �C y 40 MPa	1-1,5 mLmin ⁻¹	$\eta_T = 7.4$; $\eta_{\text{capsaicin}} \text{ ND}$	Ill�s <i>et al.</i> (1999)

Para la páprika (*Capsicum Anuum*) en polvo que comercialmente est  en el rango de humedad de entre 10 – 11 % de humedad y tamaño de grano entre 400 – 600  m, se tiene unas condiciones óptimas a 400 bar y 55 C, en la que se obtiene la mayor eficiencia que es de 7.95 gramos de oleorresina de páprika por cada 100 gramos de páprika en polvo para un tiempo de extracción de 15 minutos. Además, se ha demostrado experimentalmente que se obtienen mejores resultados mediante una extracción dinámica frente a una extracción est tica. Para poder extraer la oleorresina de páprika se necesita una densidad mínima de CO₂ entre 600 – 1 000 kg/m³ independientemente de la temperatura con la que se est  trabajando, esto debido a que al igual que con el aumento de la presión, un aumento de la densidad,

aumenta la solubilidad del aceite en el CO₂. Además, el consumo medio de CO₂ por unidad de peso de la páprika para una extracción con la mayor eficiencia a 400 bar y 55°C es de 5 kg de CO₂/kg de páprika. Por último, si bien para la extracción con fluidos supercríticos se puede utilizar cosolventes para aumentar el rendimiento y reducir el tiempo de operación, se tiene el inconveniente que el uso de cosolventes deja residuos y dificulta la recuperación de la oleoresina de páprika [FERNÁNDEZ-TRUJILLO, 2008].



CAPÍTULO 2

PRINCIPALES REQUERIMIENTOS DEL PROCESO Y DESCRIPCIÓN DE COMPONENTES

En el presente capítulo se realizará la definición de los parámetros que deberán cumplir los diferentes estados básicos del proceso que servirán para la posterior selección de los equipos principales. Además, se describirán las partes principales con las que contará la planta piloto y las funciones que estas desempeñaran.

2.1. Cálculos de las condiciones termodinámicas del proceso de extracción

La selección los equipos más adecuados para la extracción de la oleorresina de páprika mediante CO_2 en estado supercrítico se necesita conocer los estados termodinámicos con los que trabaja el equipo en sus diferentes procesos en base a las condiciones recomendables para una extracción eficiente de la páprika según lo visto en la sección 1.5, para esto evaluaremos la mejor opción técnica-económica:

En la figura 2.1 se muestra un diagrama de la opción seleccionada que tenemos para realizar la planta de extracción para oleorresina de páprika usando CO_2 en estado supercrítico. Asimismo, en la figura 2.2 y en la tabla 2.1, se muestran los resultados de los estados termodinámicos de la opción seleccionada.

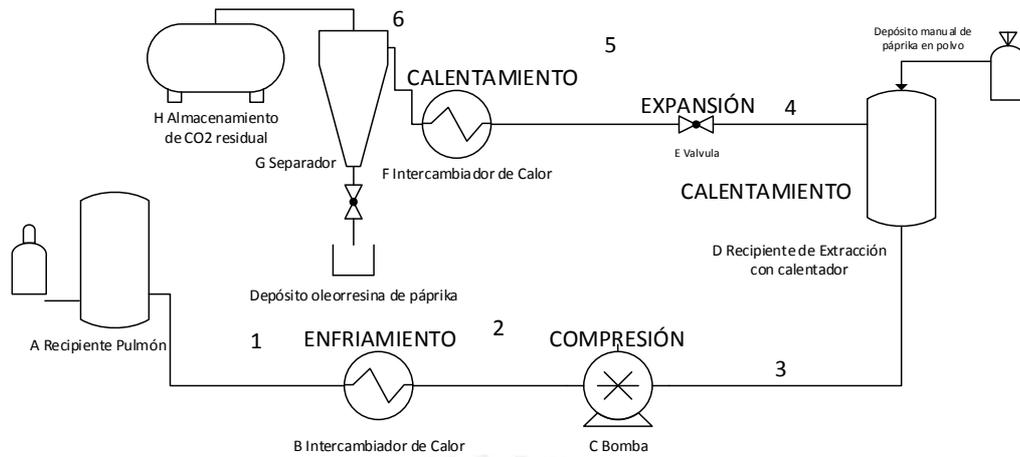


Figura 2.1: Esquema de los estados termodinámicos de la planta piloto. (Elaboración propia)

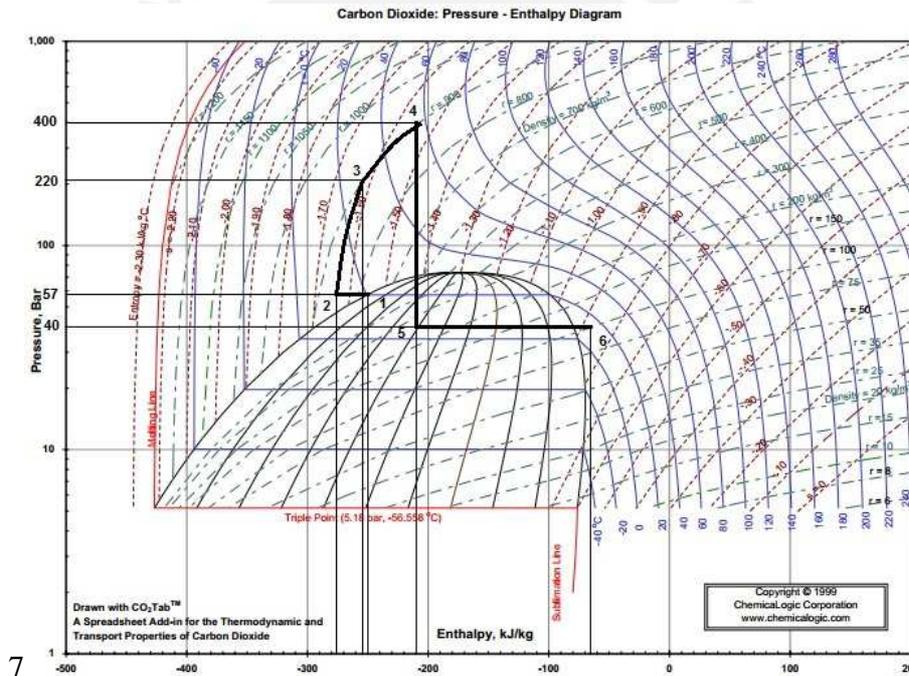


Figura 2.2: Proceso termodinámico del proceso de extracción supercrítica usando CO₂. [CHEMICALOGIC CORPORATION, 1999]

Tabla 2.2: Estados termodinámicos para el proceso de extracción supercrítica usando CO₂.

Estados Termodinámicos para la 2 [] Opción de Proceso de Extracción de Oleoresina de Páprika usando CO ₂ Supercrítico				
Estados	T ( C)	P (bar)	h (kJ/kg)	x
1	20	57	-250	Líquido Saturado
2	15	57	-285	Líquido Subenfriado
3	30	220	-260	Líquido Subenfriado
4	55	400	-210	Fluido Supercrítico
5	5	40	-210	39.53%
6	10	40	-10	Vapor Sobrecalentado

- Estado 1: En este estado el CO_2 se encuentra en estado líquido saturado a una temperatura ambiente ($T_{\text{amb}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$), el cual se debe encontrar acumulado en un tanque pulmón, para asegurar que la bomba siempre trabaje con carga. El CO_2 es suministrado mediante una botella de dióxido de carbono líquido, la cual se adquiere comercialmente como fuente de materia prima, así como también del CO_2 que se recupere del proceso y se haga recircular. El estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros: $P_1 = 57,3 \text{ bar}$, $T_1 = 20^\circ \text{ C}$, líquido Saturado ($x = 0$).

- Estado 2: En este estado el proceso consiste en asegurar que el CO_2 se encuentre en todo momento en estado de líquido subenfriado, debido a que cualquier rastro de vapor sería suficiente para dañar la bomba por cavitación al momento de presurizar el fluido. Se reduce un poco la temperatura mediante un intercambiador de calor con lo cual se gana una diferencia entre la nueva presión del CO_2 y su respectiva presión de vapor para esa nueva temperatura, lo cual nos da la facilidad de diseñar con una pequeña altura de succión.

El proceso 1-2 es una reducción de temperatura isobárica mediante un intercambiador de calor, por lo que el estado del CO_2 en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros: $P_2 = P_1 = 57,3 \text{ bar}$, $T_2 = 15^\circ \text{ C}$, $P_v2 = 50 \text{ bar}$, líquido subenfriado.

- Estado 3: En este estado el proceso consiste en aumentarle la presión al CO_2 para que posteriormente el fluido ingrese al recipiente de extracción. Si aumentamos adiabáticamente la presión a partir del estado 2 mediante una bomba, la temperatura también irá aumentando, para estar seguros que el CO_2 que pasa por la bomba siempre esté en estado líquido, lo comprimiremos hasta el punto más cercano a su temperatura crítica ($T_{\text{crit}} = 31 \text{ }^\circ\text{C}$), el punto escogido es $T_3 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$.

El proceso 2-3 es una compresión isoentrópica, por lo que el estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros: $T_3 = 30 \text{ }^\circ\text{C}$, $P_3 = 220 \text{ bar}$, $s_3 = s_2$.

- Estado 4: En este estado el proceso consiste en brindarle al CO₂ previamente presurizado y depositado en el recipiente de extracción una temperatura mayor a $T_{crit} = 31^\circ \text{C}$, para que el CO₂ alcance el estado supercrítico y de esta manera se realice la extracción de la oleorresina de paprika por parte del CO₂. Al calentar el CO₂ dentro del recipiente de extraccion, el cual es completamente hermetico, el volumen del fluido se mantendría constante, por lo tanto se experimentaría un aumento de presion. De acuerdo a lo visto en el capıtulo 1, se escogerían las condiciones de mayor eficiencia para la extraccion de la oleorresina de paprika como condiciones de trabajo ($P_{extraccion} = 400 \text{ bar}$, $T_{extraccion} = 55^\circ \text{C}$).

El proceso 3-4 es un aumento de temperatura isocorico por lo que el estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parametros: $P_4 = 400 \text{ bar}$, $T_4 = 55^\circ \text{C}$, $v_4 = v_3$.

- Estado 5: En este estado el proceso consiste en despresurizar el CO₂ para que abandone el estado supercrıtico para su posterior separacion de la oleorresina de paprika. Se observa que si el CO₂ se expande isoentalpica y hasta presiones menores de 70 bar a partir del estado 4, este entraría dentro de la campana de mezcla lıquido-vapor, por lo que dificultaría su separacion con la oleorresina de paprika debido a que se debería buscar un metodo de separacion para el CO₂ gas que es menos denso y con menor capacidad de disolver como para el CO₂ lıquido que es mas denso y por lo tanto cuenta con mejores propiedades como disolvente. De la misma manera, se observa que para presiones menores a 5 bar el CO₂ pasa a formar una mezcla de gas solido, lo que dificultaría incluso mas el proceso de extraccion. El proceso 4-5 sería una expansion isoentalpica, por lo que el estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parametros: $P_5 = 40 \text{ bar}$, $h_5 = h_4$.

$$x_5 = \frac{h_5 - h_f}{h_g - h_f} = 0,574 \quad (2.3)$$

- Estado 6: En este estado el proceso consiste en calentar el CO₂ para llevarlo al estado gaseoso y de esta manera reducir su densidad y consecuentemente su capacidad para disolver.

El proceso 5-6 consistirá en un aumento de temperatura isobárica, por lo que el estado de la sustancia en esta etapa se encuentra definido por los siguientes parámetros: $P_6 = P_5 = 40$ bar, $T_5 = 10$ °C, vapor sobrecalentado.

Esta opción tiene la ventaja que se puede aprovechar el recipiente de extracción que está diseñado para soportar presiones de hasta 400 bar, para de esta manera al aumentar la temperatura en el proceso de 3-4, el volumen del CO₂ se mantenga constante, lo que ocasionará que la presión aumente, gracias a esto, pasamos de requerir una bomba que comprima hasta 400 bar a una que comprima hasta 220 bar y dejamos de necesitar un intercambiador que caliente a 400 bar. Por estos motivos se optará por la segunda opción para diseñar la planta piloto de extracción de oleorresina de paprika.

2.2. Descripción de los componentes para la planta piloto de extracción

A continuación se realizará una selección conceptual de los equipos que se utilizarán para el diseño de la planta piloto de extracción de oleorresina de paprika usando CO₂ en estado supercrıtico segun los requerimientos que se tienen para la opción seleccionada en la sección 2.1.2.

2.2.1. Cilindro de CO₂

El dioxido de carbono requerido para el proceso de extracción supercrıtica se adquiere como insumo mediante la compra e instalación de cilindros de CO₂ el cual es vendido como gas licuado. El CO₂ licuado es vendido a temperatura $t_{amb} = 20$ °C y a presión $P = 57,3$ bar. Para trabajar con CO₂ líquido se necesitará utilizar un cilindro de CO₂ con sonda, que contiene un tubo de inmersión se extiende desde la valvula del cilindro hasta justo encima del fondo del cilindro.

2.2.2. Depósito Pulmón

En los sistemas en los que se ejerce presión sobre un fluido se tienen algunas complicaciones, las cuales se pasa a mencionar a continuación:

- La bomba o compresor puede solicitar mayor demanda de fluido que la se le está suministrando, lo cual puede tener como consecuencia que funcionen en vacío lo cual puede ocasionar graves daños en el equipo de presión.
- En el caso de los equipos de desplazamiento positivo, producto de la compresión por el mecanismo biela-manivela hacia el fluido, se presentan variaciones de presión en forma de pulsaciones.

Se soluciona este tipo de inconvenientes utilizando un tanque pulmón el cual tiene las siguientes funciones:

- Absorber las variaciones de presión producto de la compresión del fluido mediante un dispositivo de desplazamiento positivo.
- Asegurar líquido en la aspiración de bomba durante los picos de demanda. Para hacerlo más efectivo el tanque pulmón debe estar ubicado lo más cerca posible a la bomba o compresor instalado.

2.2.3. Bomba

Para aumentar la presión al CO_2 hasta los 220 bar (3191 psi) a fin de llevarlo al estado de fluido supercrítico se prefiere utilizar una bomba a utilizar un compresor, debido a que la bomba tiene las siguientes ventajas sobre el compresor:

- Requiere una menor inversión para las mismas condiciones.
- Tiene mejor control de caudal.
- El consumo eléctrico es menor para las mismas condiciones.
- El consumo energético es menor para presiones mayores a 200 bar.

Las bombas centrífugas, que son las bombas más comunes y comerciales no son capaces de alcanzar presiones altas, por eso se deben buscar otros tipos de bombas a fin de encontrar el modelo más idóneo para este caso. Un tipo de bomba que es capaz de alcanzar altas presiones es la bomba de etapas múltiples, la cual consiste en varias bombas centrífugas en serie. Este tipo de bombas es muy útil cuando además de necesitar trabajar a altas presiones se requiere también de un alto caudal, lo cual no es este caso debido a que como se va a diseñar una planta piloto, se va a trabajar con un recipiente de extracción de apenas 5 litros. Otra opción a las bombas centrífugas, es utilizar bombas de desplazamiento positivo, que son dispositivos que reciben un volumen fijo de líquido y lo comprimen a la condición de descarga. Un tipo de bomba de desplazamiento que nos permite alcanzar altas presiones es la bomba reciprocante.

Las bombas reciprocantesal no ser del tipo cinética como las bombas centrífugas, no requieren velocidad para producir presión, es decir la velocidad es independiente de la presión y por este motivo se pueden obtener presiones altas a bajos caudales, lo cual es lo que requerimos para las capacidades de una planta. Las presiones de descarga pueden alcanzar presiones incluso de hasta 10 000 psi (690 bar). Otra ventaja que nos da la bomba reciprocante es su alta eficiencia, la cual está en el rango entre 85% a 94%, lo cual nos da un ahorro en los costos energéticos. Sin embargo, las bombas reciprocantes tienen un costo inicial y de mantenimiento mayor que las bombas centrífugas, por ejemplo, las empaquetaduras en las bombas reciprocantes se desgastan muy rápido. Otra de las desventajas de las bombas reciprocantes son las pulsaciones del sistema, las cuales se ocasionan debido a que como la circulación del fluido por los tubos de succión y descarga no es constante, el fluido debe acelerarse y desacelerarse un cierto número de veces por cada revolución del cigüeñal de la bomba reciprocante.

2.2.4. Intercambiador de calor

El intercambiador de calor es el equipo mecánico que permite que una sustancia se caliente o se enfríe al realizarse una transferencia de calor con otra sustancia que se encuentra a una temperatura mayor o menor respectivamente. En el proceso de

extracción supercrítica se va a utilizar dos intercambiadores de calor. El primero se utiliza para enfriar el dióxido de carbono que se encuentra en el pulmón, para asegurarse que el CO_2 esté en estado de líquido subenfriado y sea succionado por la bomba. El segundo intercambiador de calor se utiliza para enfriar el CO_2 hasta que vuelva a estar en estado de líquido comprimido para de esta manera lograr que este fluido re circule. Se tienen 2 tipos de intercambiadores de calor como opciones a escoger:

a) Intercambiador de carcasa y tubos: Este intercambiador consiste en un grupo de tubos rectos los cuales están montados longitudinalmente dentro de una carcasa cilíndrica. En este tipo de intercambiador tubular se tienen dos lados de circulación: el lado de los tubos (flujo interior a los tubos) y el lado de la carcasa (flujo exterior a los tubos, pero interior a la carcasa). Este equipo presenta las siguientes características:

- Ideal si se necesita gran área de intercambio.
- Se le puede incrementar la velocidad y turbulencia al fluido en el lado de la carcasa para conseguir un mayor coeficiente de calor mediante la instalación de deflectores.
- Se puede absorber las vibraciones producidas por el flujo transversal mediante el uso de deflectores al aumentar la rigidez del banco de tubos.
- El uso de deflectores aumenta la caída de presión del fluido en el lado de la carcasa, lo cual resulta en mayores costos de bombeo.
- Alto precio.

b) Intercambiador de calor de placas: Este tipo de intercambiador se caracteriza por no usar tubos, sino en su lugar emplea superficies delgadas o placas metálicas las cuales tienen pasajes por los que circulan los fluidos. Es ideal cuando el proceso de intercambio de calor necesita el uso de un material de construcción especial, como por ejemplo acero inoxidable al ser más compacto que un intercambiador de carcasa y tubos para la misma área de transmisión. Este equipo presenta las siguientes características:

- Bajo costo de inversión y de operación

- Baja frecuencia de mantenimiento
- Poco espacio requerido
- Buena aproximación de temperatura
- El fluido puede alcanzar regímenes turbulentos a menores números de Reynolds que en un intercambiador de tubo y carcasa.
- No requiere aislamiento externo
- Sus anclajes y cimientos son menos costosos que los requeridos por uno de carcasa y tubos.
- Por lo general, no están diseñados para operar con presiones mayores a 25 bar o temperaturas mayores a 160 °C. Sin embargo existen arreglos especiales en dónde las placas van soldadas lo cual permite trabajar a presiones en el orden de los 100 bar.

Este es el intercambiador que se va a utilizar para este proyecto, tomando en cuenta que el intercambiador de placas debe resistir una presión de trabajo de por lo menos 57bar.

2.2.5. Chaqueta para el recipiente de extracción

De acuerdo a lo que se observó en las secciones anteriores, el CO₂ deberá calentarse hasta 55°C para llegar a las condiciones óptimas de extracción para conseguir la oleoresina de páprika. Como fuente de calor se aprovechar el vapor resultante a la salida del evaporador del ciclo de refrigeración utilizado previamente para reducir la temperatura del CO₂. Este vapor debe interactuar con el CO₂ que se encuentra dentro del recipiente de extracción como si se tratase del condensador del ciclo de refrigeración mencionado anteriormente.

La primera opción que se tiene para utilizar el vapor del refrigerante para calentar el recipiente de extracción es utilizar un serpentín helicoidal, sin embargo, se tiene como principal limitación que en caso que se requiera utilizar un serpentín interno que es más eficiente se deberá disenar el serpentín para que soporte presión externa de hasta 400 bar, si a esto se le suma que el radio de curvatura que le da la forma

helicoidal incrementaría el esfuerzo mecánico de cualquier solicitación mecánica a la que se le someta. Por este motivo la opción de utilizar un serpentín interno helicoidal es poco viable.

Otra opción es aplicar directamente el vapor sobre la cara externa del recipiente de extracción mediante una chaqueta aislada térmicamente hacia el exterior. El vapor circula por el espacio anular que queda entre el diámetro externo del recipiente de extracción y el diámetro interno de la chaqueta.

2.2.6. Recipiente de extracción

El recipiente de extracción es el equipo en el que el CO₂ en estado supercrítico tiene contacto con la páprika en polvo y realiza el proceso de diluirla oleoresina de páprika. Este recipiente al contener el CO₂ a alta presión se debe disenar según la norma ASME sección VIII, el cual da pautas para disenar recipientes a presión. Esta norma tiene 3 divisiones en las cuales se detalla los procedimientos a tener en cuenta según el recipiente a presión a disenar. El alcance general de estas 3 divisiones es el siguiente:

- La División 1: Es para recipientes sometidos a una presión interna o externa igual o mayor a 15 psig (1 bar g) y menor o igual a 3 000 psig (207 bar g).
- La División 2: Es para recipientes sometidos a una presión interna o externa mayor a 3 000 psig (207 bar g) y menor o igual a 10 000 psig (689 bar g).
- La División 3: Es para recipientes sometidos a una presión interna o externa mayor a 10 000 psig.

En el diseno del recipiente de extracción se trabajar con unas condiciones de extracción de 400 bar (7 252 psi) se utilizarán las normas de construcción del código ASME sección VIII división 2 versión 2010. El alcance de este trabajo de tesis, es disenar un recipiente de extracción con una capacidad de 5 litros y se fabricar de acero inoxidable austenítico AISI 316 debido a los siguientes motivos:

- Al ser resistente a la corrosión, se evitará perder área resistiva por una disminución del espesor. Esta razón es muy importante debido a que estaremos trabajando a presiones muy altas.
- El acero inoxidable austenítico no endurece por tratamiento térmico, con lo cual se evitará que el material se pueda fragilizar después de trabajar en altas temperaturas y enfriarse rápidamente al ser soldado.
- El acero inoxidable austenítico presenta una buena tenacidad y ductilidad lo cual permitirá trabajar a altas presiones sin que el espesor del recipiente sea muy elevado.

De la misma manera que se tuvieron en cuenta las ventajas del acero inoxidable austenítico se deberán tomar en cuenta las limitaciones que este tiene:

- El acero inoxidable austenítico es susceptible de presentar corrosión intergranular al estar expuesto a un rango de temperatura entre 600 – 850 °C, debido a que el cromo disuelto en el acero inoxidable se combina con el carbono formando Cr_{23}C_6 , lo que ocasiona que el porcentaje de cromo en el acero disminuya a menos del 12% quitándole la propiedad de inoxidable. Este problema se presenta por lo general en la zona afectada por el calor de una unión soldada. Se puede evitar la formación de Cr_{23}C_6 agregándole al acero austenítico entre 2% a 3% de molibdeno, debido a que agregarle este elemento permite que se retrase la formación del Cr_{23}C_6 , este tipo de acero inoxidable austenítico es el AISI 316 y por estas razones se escogió este material para la fabricación del recipiente de extracción.

2.2.6.1. Cálculo de las dimensiones internas del recipiente de extracción

De acuerdo a los alcances de este trabajo el volumen del recipiente de extracción tendrá una capacidad de 5 litros, en base a este dato se calcularán las medidas internas que deberá tener el tanque:

$$V_{\text{extrac}} = \frac{D_{\text{extrac}} \pi}{4} H_{\text{extrac}} \quad (2.4)$$

Antes de calcular las dimensiones internas del recipiente se deberá recordar el comportamiento de un recipiente de pared delgada que tiene como única carga la presión interna, el cual está sometido a 2 tipos de esfuerzos principales:

- Esfuerzo circunferencial:

$$\sigma_c = \frac{PR}{t} \quad (2.5)$$

- Esfuerzo longitudinal:

$$\sigma_l = \frac{PR}{2t} \quad (2.6)$$

Como se puede observar el esfuerzo más solicitado es el circunferencial, este es el esfuerzo que se debe comparar con el esfuerzo admisible. Este esfuerzo es directamente proporcional al radio interno del recipiente, pero como el esfuerzo circunferencial debe compararse al esfuerzo admisible del material del que está hecho el recipiente que es una cantidad constante, entonces quiere decir que el espesor del recipiente debe ser directamente proporcional al radio interno. Por este motivo para utilizar el menor espesor posible se deberá diseñar el recipiente con el menor diámetro posible. Debido a que el recipiente de extracción se diseñará bajo los parámetros del ASME VIII división 2, se utilizará el mínimo diámetro interno permitido por esta norma que es de $D_{int} = 150$ mm. Reemplazando en (2.7) para $V_{rec} = 5$ l se obtiene la altura interna del recipiente de extracción:

$$H_{extrac} = 0,283 \text{ m}$$

2.2.6.2. Cálculo de la cantidad de páprika en polvo que se depositará en el recipiente de extracción

De acuerdo a lo visto en el capítulo anterior en la sección 1.5, se sabe que para las condiciones de extracción óptimas de 400 bar y 55 C, se requiere un consumo de 5

kg de CO₂ por cada kg de páprika en polvo. Experimentalmente, se halló que 20 gramos de páprika en polvo ocupaba un volumen aproximado de 45 mililitros, esto nos indica que la páprika en polvo tiene una densidad aproximada de 450 kg/m³. Además, de la figura 2.2 se sabe que el CO₂ dentro del recipiente de extracción tendrá una densidad de 910 kg/m³. Con estos datos se puede saber cuánto será el consumo medio tanto de la páprika como del CO₂ por cada proceso de extracción.

$$V_{recipiente} = V_{CO_2} + V_{páprika} \quad (2.7)$$

$$V_{recipiente} = \frac{m_{CO_2}}{\rho_{CO_2}} + \frac{m_{páprika}}{\rho_{páprika}} \quad (2.8)$$

$$V_{recipiente} = \frac{5 m_{páprika}}{\rho_{CO_2}} + \frac{m_{páprika}}{\rho_{páprika}} \quad (2.9)$$

Reemplazando en 2.9:

$$m_{páprika} = 0,648 \text{ kg} \quad m_{CO_2} = 3,24 \text{ kg}$$

2.2.6.2. Cculo de la cantidad de oleorresina de páprika que se obtendrá durante el proceso

De acuerdo a lo visto en el capítulo anterior, se sabe que para la condición de extracción óptima de 400 bar y 55C, se tiene un rendimiento de extracción de $\eta_T = 7,95\%$, lo cual se traduce en una extracción de 7,95 gramos de oleorresina de páprika por cada 100 gramos de páprika en polvo utilizada como materia prima. A continuación, se procederá a calcular la cantidad de oleorresina de páprika que se obtendrá por cada ciclo de operación de 15 minutos.

$$m_{oleorresina} = \eta_T m_{páprika} = 0.052 \text{ kg}$$

Esto significa que en una hora de operación se obtendrán aproximadamente 200 gramos de oleorresina de páprika.

2.2.7. Separador

La etapa de separación consiste en separar el dióxido de carbono de la oleoresina de páprika previamente extraída, para el proceso de extracción se usarán separadores que son equipos mecánicos que permiten separar sólidos o líquidos suspendidos en gas, utilizando la fuerza centrífuga y aprovechando la diferencia de densidades para que sean separados por la gravedad. Este equipo posee las siguientes características:

- Utilización de la fuerza centrífuga.
- Alto rendimiento
- Recuperación masiva de extracto
- Al no utilizar partes móviles para su funcionamiento, se reducen los costos de mantenimiento y operación.

Debido a que el ciclón deberá trabajar con el CO₂ en estado gaseoso a una presión de 57 bar (827 psi) se utilizará el código ASME sección VIII división 1 edición del 2010 para el cálculo del espesor necesario.

2.2.8. Tuberías

Las tuberías a utilizar serán de acero inoxidable AISI 304 o AISI 316, esto debido a que en el proceso se van a utilizar productos agroindustriales que estn destinados para el consumo humano y cualquier rastro de corrosión lo haría no apto para consumir. Además, que al trabajar a altas presiones, las reducciones de espesor producto de una posible corrosión, podría ocasionar que la tubería falle por la reducción del área resistiva. Las tuberías a utilizar deben ser sin costura, esto debido a las grandes presiones con las que se están trabajando y la costura de soldadura sería la zona más susceptible a fallar. Las uniones serán del tipo bridadas según el código ASME B16.5 y como se puede apreciar en la tabla 2.2 el tipo de brida (clase) a utilizar está definido por los parámetros de presión y temperatura a los que est sometido.

Tabla 2.2: Relaciones de presión y temperatura para clases de bridas y accesorios bridados en acero inoxidable AISI 316.

Nominal Designation	Forgings	Castings	Plates				
16Cr-12Ni-2Mo	A 182 Gr. F316 (1)	A 351 Gr. CF3M (2)	A 240 Gr. 316 (1)				
	A 182 Gr. F316H	A 351 Gr. CF8M (1)	A 240 Gr. 316H				
18Cr-13Ni-3Mo	A182Gr. F317 (1)		A 240 Gr. 317 (1)				
19Cr-10Ni-3Mo	A 351 Gr. CG8M (3)						
Working Pressures by Classes, bar							
Class Temp., °C	150	300	400	600	900	1500	2500
-29 to 38	19.0	49.6	66.2	99.3	148.9	248.2	413.7
50	18.4	48.1	64.2	96.2	144.3	240.6	400.9
100	16.2	42.2	56.3	84.4	126.6	211.0	351.6
150	14.8	38.5	51.3	77.0	115.5	192.5	320.8



CAPÍTULO 3

DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS REQUERIDOS

En el presente capítulo se harán los cálculos para encontrar las condiciones básicas que deben cumplir cada uno de los equipos que formarán parte de la planta piloto. Estos equipos en la mayoría de los casos se seleccionarán de alguna opción ofrecida en el mercado que cumpla con los requisitos solicitados. En caso de no existir opciones comerciales, se procederá con realizar un diseño básico de este equipo, dando las condiciones necesarias para que sirvan de base para su fabricación.

3.1. Esquema de la planta piloto con sus componentes principales

El esquema que se utilizará como referencia acerca de los equipos principales que va a tener la planta piloto y que servirá para que el lector pueda ubicar la disposición de cada uno en el proceso, es el que se utilizó en la sección 2.1.2 y se muestra en la figura 3.1.

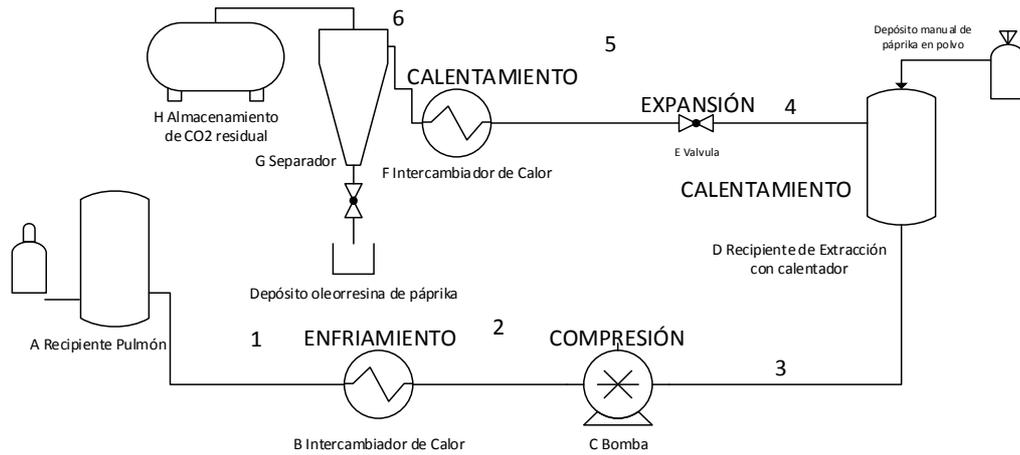


Figura 3.1: Esquema de los componentes principales de la planta piloto.

3.2. Selección de la bomba

De acuerdo a lo visto en el capítulo 2, sección 2.1.2, para poder realizar la compresión previa del CO₂ antes de que este ingrese al recipiente de extracción, se hará uso de una bomba de desplazamiento positivo recíprocante, la cual tendrá los siguientes parámetros de selección: $P_{ing} = 57 \text{ bar}$, $T_{ing} = 15^\circ\text{C}$, $P_{sal} = 220 \text{ bar}$, $\rho_{ing} = 850 \text{ kg/m}^3$. Además, se seleccionará un caudal de 5 l/min que permitirá llenar en un minuto el recipiente de extracción, el cual tendrá un volumen de 5 litros. Para cumplir los parámetros de trabajo requeridos se utilizará una bomba recíprocante de émbolo tríplice de la marca CAT PUMPS, la cual ofrece una línea de bombas especialmente diseñadas para trabajar con CO₂ líquido. Esta línea de bombas para CO₂ tiene como ventajas que permite trabajar a presiones de entradas altas y viscosidades muy bajas como es el caso del CO₂ líquido. En la tabla 3.1 se pueden ver las características de las bombas ofrecidas por CAT PUMPS.

En este caso se seleccionará la bomba 3801K, la cual ofrece el caudal más bajo disponible, sin embargo, 34 l/min sigue siendo un caudal muy alto para llenar el recipiente de extracción de 5 litros de capacidad, el cual se llenaría en corto tiempo, lo que resultaría en una frecuencia más alta de encendido y apagado del motor de la bomba, lo que ocasionará que el motor reduzca su tiempo de vida. Se solucionará este inconveniente reduciendo la velocidad de rotación de la bomba, la cual es el

parámetro que afecta directamente al caudal en las bombas recíprocante sin afectar su capacidad de compresión.

Tabla 3.1: Características de las bombas de acero inoxidable 316 ofrecidos por CAT PUMPS. [CAT PUMPS, 2011]

PUMP MODEL	MAXIMUM FLOW		MAXIMUM PRESSURE		HORSEPOWER		RPM	DRIVES	OPTIONAL SEALS
	GPM	LPM	PSI	BAR	HP	KW			
316 STAINLESS STEEL MANIFOLDS WITH BUNA SEALS 9 TO 21 GPM (34 TO 79 LPM)									
Note: Models ending in the letter "C" or "K" are flush style pumps. Pumps in <i>italics</i> indicate an optional performance rating.									
3801	9	34	5000	345	30.8	23	824	Belt	FPM, EPDM
3801K	9	34	5000	345	30.8	23	824	Belt	FPM, EPDM
7CP6111G1	10	38	2000	140	13.7	10.2	1667	Gearbox	FPM, EPDM, SHT
1051	10	38	2200	155	15.1	11.3	958	Belt, Clutch	FPM, EPDM, SHT, NBR, IPFE, ST4, PTFE
1051C	10	38	2200	155	15.1	11.3	958	Belt, Clutch	FPM, EPDM, SHT, NBR, IPFE, ST4, PTFE
1861	10	38	3000	210	20.6	15.4	1429	Belt, Clutch	FPM, EPDM, IPFE
1861K	10	38	3000	210	20.6	15.4	1429	Belt, Clutch	FPM, EPDM, IPFE
7CP6111	10.5	40	2000	140	14.4	10.7	1725	Belt, Bell, Clutch	FPM, EPDM, SHT
7CP6171	10.5	40	2000	140	14.4	10.7	1450	Belt, Clutch	FPM, EPDM, SHT
<i>1051</i>	<i>12</i>	<i>45</i>	<i>1800</i>	<i>125</i>	<i>14.8</i>	<i>11</i>	<i>1150</i>	<i>Belt, Clutch</i>	<i>FPM, EPDM, SHT, IPFE, ST4 PTFE</i>
3811	14	53	3000	210	28.8	21.5	800	Belt	FPM, EPDM, IPFE
3811K	14	53	3000	210	28.8	21.5	800	Belt	FPM, EPDM, IPFE
6811	15	57	5000	345	51.5	38.4	600	Belt	FPM, EPDM, IPFE
6811K	15	57	5000	345	51.5	38.4	600	Belt	FPM, EPDM, IPFE
6801	15	57	7000	485	51.5	38.4	600	Belt	FPM, EPDM
6801K	15	57	7000	485	51.5	38.4	600	Belt	FPM, EPDM
1531	15.6	59	1500	105	16	11.9	1450	Belt, Clutch	FPM, EPDM, IPFE
1541	18	68	1200	85	14.7	11	1100	Belt, Clutch	ST4
2511	20	76	1500	105	20.6	15.4	1450	Belt	FPM, SHT, IPFE
2531	21	79	1200	85	17.3	12.9	860	Belt	FPM, EPDM, IPFE, ST4
2831	21	79	1200	85	17.3	12.9	860	Belt	FPM, EPDM
2831K	21	79	1200	85	17.3	12.9	860	Belt	FPM, EPDM

Se calculará la eficiencia volumétrica de la bomba, partiendo del dato que los cilindros de la bomba tríplex tienen un diámetro de 0,020 m y una carrera de 0,048 m [CAT PUMPS, 2009]. Con estos datos se puede calcular el desplazamiento.

$$D_c = 3 \frac{\pi B^2}{4} S \frac{N}{60} \rightarrow D_c = 37,26 \text{ l/min} \quad (3.1)$$

Dónde:

D_c : Desplazamiento [m³/s]

B : Diámetro del émbolo [m]

S : Carrera del émbolo [m]

N : Revoluciones del cigüeñal [rpm]

Se procederá a calcular la eficiencia volumétrica (η_v).

$$\eta_v = \frac{\dot{V}_{bomba}}{D} = 0,9125 \quad (3.2)$$

Dónde:

V_{bomba} : Capacidad de la bomba [l/min].

Se procederá a calcular el desplazamiento requerido para que la bomba trabaje con un caudal de 5 l/min.

$$D_c' = \frac{5}{0,9125} = 5,48 \frac{l}{min} = 9,13 \times 10^{-5} \frac{m^3}{s}$$

Ahora se procederá a calcular la velocidad requerida del cigüeñal para obtener el desplazamiento requerido.

$$N'_{bomba} = \frac{240 D_c'}{3 \pi B^2 S} = 121 \text{ rpm} \quad (3.3)$$

Se calculará la potencia requerida para accionar la bomba reciprocante, para esto se tendrá en cuenta que la presión que alcanza una bomba reciprocantes independiente del caudal con el que trabaja, por lo tanto, se calculará la potencia requerida para la condición más crítica, que es cuando el cigüeñal de la bomba trabaja con su máxima velocidad, es decir cuando la bomba trabaja con su máximo caudal.

$$P_o = \frac{V_{max} \Delta P \times 14,5}{1715} = 12,4 \approx 12,5 \text{ HP} \quad (3.5)$$

Dónde:

P_o : Potencia requerida [HP]
 ΔP : Presión diferencial [bar]
 V_{max} : Capacidad máxima [gal/min]

En la tabla 3.2 se resumen las características de requeridas para poder cotizar la bomba.

Tabla 3.2: Características para cotizar la bomba para CO₂ líquido.

Marca	Model	Tipo de bomba	Fluido
CAT PUMPS	3801KM.CO2	Reciprocante de émbolo triplex	CO ₂
Caudal (l/min)	Presión de Succión (bar)	Presión de Descarga (bar)	Temperatura de entrada (°C)
5	57	220	15
Temperatura de entrada (°C)	Potencia (HP)	RPM	
30	12,5	121	

3.3. Diseño del tanque pulmón

Se sabe que la bomba no puede funcionar en ningún momento en vacío porque corre el peligro de cavitarse, para evitar este inconveniente el tanque pulmón o de almacenamiento de CO₂ que estará al comienzo del proceso tendrá una capacidad de un 50% más de lo que se requiere bombear por minuto, para de esta manera asegurar que bajo cualquier condición nunca funcionará en vacío. A continuación se calcula la capacidad que deberá tener el tanque pulmón bajo las condiciones mencionadas.

$$V_{\text{pulmón}} = \frac{1,5 \dot{V}'_{\text{bomba}} \rho_1}{\rho_2} = 7 \text{ l} \quad (3.6)$$

3.3.1. Cálculo del espesor mínimo de plancha

Del capítulo anterior se sabe que el tanque pulmón recibirá el CO₂ líquido del cilindro que se utilice como suministro a las condiciones de 20°C y 57,3 bar, lo cual significa que el tanque pulmón será un recipiente a presión, el cual se fabricará bajo la norma ASME sección VIII división 1. Esta norma, como ya se vio en el capítulo anterior entre sus limitaciones está que se debe evitar que sus dimensiones mínimas internas sean menores a 150 mm, por este motivo se tomará esta medida como la medida del diámetro interno del tanque pulmón, para poder calcular la altura necesaria.

$$V_{\text{pulmón}} = \frac{\pi D_{\text{pulmón}}^2}{4} H_{\text{pulmón} \rightarrow H=0,396 \text{ m} \approx 0,4 \text{ m}} \quad (3.7)$$

Con estos datos calculados se puede hallar el espesor mínimo que se requiere para el cuerpo del depósito el cual será cilíndrico y se calculará de acuerdo a la división 1 del ASME sección VIII. Por un tema de seguridad, la presión de diseño será 10% mayor a la presión de trabajo (57 bar), es decir la presión de diseño será de 63 bar.

$$t_{\min} = \frac{D_{\text{pulmón}}}{2} \frac{P_{\text{diseño}}}{\sigma_{\text{adm}} E - 0,6 P_{\text{diseño}}} = 4,16 \text{ mm} \approx 4,76 \text{ mm (3/16") (3.8)}$$

Dónde:

t_{\min} : Espesor mínimo de plancha [mm]

$P_{\text{diseño}}$: Presión de diseño [MPa]

σ_{adm} : Esfuerzo admisible [N/mm²] (Ver anexo 9, $\sigma_{\text{adm}} = 138$ N/mm²)

E : Eficiencia de junta soldada a tope inspeccionada por zonas. ($E = 0,85$)

La cabeza del tanque pulmón será del tipo elipsoidal con relación entre eje mayor y menor de 2:1, es decir la altura de la cabeza es de:

$$2h_{\text{cabeza}} = \frac{D_{\text{pulmón}}}{2} \rightarrow h_{\text{cabeza}} = 37,5 \text{ mm} \quad (3.9)$$

Dónde:

h_{cabeza} : Altura de la cabeza elipsoidal de 2:1 [mm]

El espesor mínimo es de:

$$t = \frac{D_{\text{pulmón}}}{2} \frac{P_{\text{diseño}}}{\sigma_{\text{adm}} E - 0,1 P} = 4,05 \text{ mm} \approx 4,76 \text{ mm (3/16") (3.10)}$$

Además, de acuerdo a la tabla 2.2, las bridas que se usarán para las conexiones del tanque pulmón serán bridas de clase 600. A continuación en la tabla 3.3 se muestran las características básicas del tanque pulmón.

Tabla 3.3: Características principales del tanque pulmón.

CAPACIDAD (l)	DIÁMETRO INTERNO (mm)	ALTURA INTERNA DE LA PARTE CILÍNDRICA (mm)	ALTURA INTERNA DE LA CABEZA ELIPSOIDAL (mm)	PRESIÓN MÁXIMA DE TRABAJO (bar)
7	150	400	37,5	57
DESCRIPCIÓN DE MATERIAL		UNIDAD	CANTIDAD	PRESIÓN DE DISEÑO (bar)
PLANCHA ASTM A240 AISI 316 8' x 4' x 3/16"		PZA	1	63

3.3.2. Selección de los perfiles de soportes

El tanque pulmón utilizará cuatro patas a modo de soporte, para esto se utilizará cuatro perfiles “C” idénticos posicionados alrededor del tanque pulmón a cada 90°. Los perfiles debido a que se encontrarán en compresión se calcularán a pandeo, para esto se deberá determinar la longitud requerida de los soportes y la carga que soportará cada uno. Se determinará la longitud considerando que la altura superior del cuerpo cilíndrico se encontrará a 1,20 m para facilitar el mantenimiento del mismo y que la parte superior del soporte estará fijada a la mitad del cuerpo cilíndrico, resultando una longitud de perfil de 1,00 m. En la tabla 3.4 se calcula el peso del tanque pulmón.

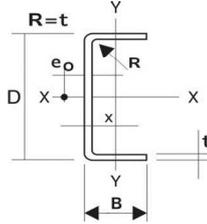
Tabla 3.4: Peso del tanque pulmón.

Volumen Cuerpo Cilíndrico (m ³)	Volumen de Cabeza elipsoidal (m ³)	Volumen total (m ³)	Densidad del AISI 316 (kg/m ³)	Peso del Tanque Pulmón (kg)
9.237E-04	4.330E-05	1.010E-03	7980	8.062
Volumen interno (m ³)	Densidad del CO ₂ (kg/m ³)	Peso del CO ₂ (kg)	Peso Total (kg)	
7.000E-03	850	5.950	14	

Como se puede observar de la tabla 3.4 el peso total del tanque pulmón es de 14 kg, pero como las 4 patas están posicionadas de manera simétricas con respecto al eje del tanque se sabe entonces que cada pata deberá soportar un peso de 3,5 kg. Para determinar el perfil adecuado se utilizará el “Método Omega”, el cual es utilizado exclusivamente para diseñar elementos estructurales para que no fallen por pandeo. En el Perú las vigas están hechas de material ASTM A-36, en la tabla 3.5: se pueden apreciar las propiedades mecánicas de los canales “U” comercializados en el mercado local.

Tabla 3.5: Propiedades mecánicas de los canales “U”.

PROPIEDADES MECANICAS



NORMA TECNICA	F	R	A
	Kg/mm ²	Kg/mm ²	%
ASTM A-36	25.5 min	41min	18 min
ASTM A-570 Grado 36	25.3 min	37 min	18 min
ASTM A-569	---	30 min	25 min

En el método omega se calcula el esfuerzo admisible de fluencia con un factor de seguridad (F.S.) de 1,71 con respecto al esfuerzo de fluencia:

$$\sigma_{F Adm} = \frac{\sigma_F}{1,71} = 14,9 \text{ kg/mm}^2 \tag{3.11}$$

En el método del coeficiente omega, se establece mediante los coeficientes ω un nivel de referencia para los esfuerzos admisibles (σ_{Adm}) con respecto al esfuerzo admisible de fluencia (σ_{FAdm}) para los distintos grados de esbeltez (λ). Tal como se puede apreciar en la tabla 3.6 que muestra los valores de los coeficientes ω para el acero St 37, que es el equivalente en la norma DIN al ASTM A-36.

Los cálculos se realizarán para un perfil U 2" x 1" x 2 mm, debido a que el perfil U es el más económico ofrecido en el mercado local. En la tabla 3.7 se observan las propiedades de este perfil y en la tabla 3.8 se realizan los cálculos requeridos, que tal cómo se puede apreciar cumple con ser el perfil más económico en el mercado y no fallar por pandeo.

Tabla 3.6: Coeficientes de pandeo ω para los aceros St 37 según DIN 4114.

λ											λ
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	
20	1.04	1.04	1.04	1.05	1.05	1.06	1.06	1.07	1.07	1.08	20
30	1.08	1.09	1.09	1.1	1.1	1.11	1.11	1.12	1.13	1.13	30
40	1.14	1.14	1.14	1.15	1.16	1.17	1.18	1.19	1.19	1.2	40
50	1.21	1.22	1.23	1.23	1.24	1.25	1.26	1.27	1.28	1.29	50
60	1.3	1.31	1.32	1.33	1.34	1.35	1.36	1.37	1.39	1.4	60
70	1.41	1.42	1.44	1.45	1.46	1.48	1.49	1.5	1.52	1.53	70
80	1.55	1.56	1.58	1.59	1.61	1.62	1.64	1.66	1.68	1.69	80
90	1.71	1.73	1.74	1.76	1.78	1.8	1.82	1.84	1.86	1.88	90
100	1.9	1.92	1.94	1.96	1.98	2	2.02	2.05	2.07	2.09	100
110	2.11	2.14	2.16	2.18	2.21	2.23	2.27	2.31	2.35	2.39	110
120	2.43	2.47	2.51	2.55	2.6	2.64	2.68	2.72	2.77	2.81	120
130	2.85	2.9	2.94	2.99	3.03	3.08	3.12	3.17	3.22	3.26	130
140	3.31	3.36	3.41	3.45	3.5	3.55	3.6	3.65	3.7	3.75	140
150	3.8	3.85	3.9	3.95	4	4	4.11	4.16	4.22	4.27	150
160	4.32	4.38	4.43	4.49	4.54	4.6	4.65	4.71	4.77	4.82	160
170	4.88	4.94	5	5.05	5.11	5.17	5.23	5.29	5.35	5.41	170
180	5.47	5.53	5.59	5.66	5.72	5.78	5.84	5.91	5.97	6.03	180
190	6.1	6.16	6.23	6.29	6.36	6.42	6.49	6.55	6.62	6.69	190
200	6.75	6.82	6.89	6.96	7.03	7.1	7.17	7.24	7.31	7.38	200
210	7.45	7.52	7.59	7.66	7.73	7.81	7.88	7.95	8.03	8.1	210
220	8.17	8.25	8.32	8.4	8.47	8.55	8.63	8.7	8.78	8.86	220
230	8.93	9.01	9.09	9.17	9.25	9.33	9.41	9.49	9.57	9.65	230
240	9.73	9.81	9.89	9.97	10.05	10.14	10.22	10.3	10.39	10.47	240
250	10.55										250

Valores intermedios no necesitan ser interpolados

Tabla 3.7: Propiedades del perfil U.

Designación	D	B	t	Peso	Area (A)	Eje X - X			Eje Y - Y			x	eo
						I	S	r	I	S	r		
						cm4	cm3	cm	cm4	cm3	cm		
U 3" x 1 1/2"	76.2	38.1	4.5	4.86	6.19	51.89	13.62	2.89	8.45	3.19	1.17	1.16	1.12
	76.2	38.1	3	3.36	4.28	37.66	9.88	2.97	6.04	2.22	1.19	1.09	1.22
	76.2	38.1	2.5	2.83	3.6	32.26	8.47	2.99	5.15	1.88	1.2	1.07	1.26
	76.2	38.1	2.3	2.62	3.33	30.01	7.88	3	4.78	1.74	1.2	1.06	1.27
	76.2	38.1	2	2.29	2.92	26.52	9.96	3.02	4.21	1.52	1.2	1.04	1.29
U 2" x 1"	50.8	25.4	3	2.16	2.75	10.25	4.4	1.93	1.67	0.95	0.78	0.77	0.75
	50.8	25.4	2.5	1.83	2.33	8.92	3.51	1.95	1.44	0.8	0.79	0.75	0.78
	50.8	25.4	2.3	1.7	2.16	8.34	3.28	1.96	1.34	0.75	0.79	0.74	0.79
	50.8	25.4	2	1.49	1.9	7.44	2.93	1.98	1.19	0.66	0.79	0.73	0.82

Tabla 3.8: Elección del perfil que se utilizará como soporte.

Perfil	A (cm2)	iy-y (cm4)	λ	ω	$\omega \sigma$ (kgf/cm2)	$i \leq \sigma F Adm?$
U 2" x 1" x 2 mm	1.9	1.19	84	1.61	3	Si

3.4. Selección del intercambiador de calor ubicado a la entrada de la bomba

De la sección 3.1 se sabe que el caudal bombeado por la bomba es de 5 l/min.

$$\dot{V}_{CO_2} = 5 \frac{l}{min} \times 1 \frac{m^3}{1000 l} \times \frac{1 min}{60 s} = 8,333 \times 10^{-5} \frac{m^3}{s} \times \frac{3600 s}{1 h} = 0,3 \frac{m^3}{h}$$

Del cálculo por estados hallados en el capítulo anterior se tiene que para el estado 2 que representa el inicio del proceso de compresión por parte de la bomba, la densidad es de 850 kg/m³. Con esta densidad se puede hallar el flujo másico de dióxido de carbono que se deberá enfriar de 20 °C a 15 °C:

$$\dot{m}_{CO_2} = \dot{V}_{CO_2} \rho_2 = 0,071 \frac{kg}{s} \quad (3.12)$$

Con el flujo de masa de dióxido de carbono, se puede calcular el flujo de calor que deberá ceder este fluido para reducir su temperatura a 15 °C, de acuerdo al análisis hecho en la sección 2.1.2:

$$\dot{Q} = \dot{m} (h_3 - h_2) = 1,775 kW \quad (3.13)$$

Como se mencionó en el capítulo anterior, el tipo de intercambiador de calor que se va a utilizar es el intercambiador de calor de placassoldadas. El modelo escogido de este tipo de intercambiador de calor es el AXP14 de la marca Alfa Laval. Para evaluar cómo se comporta el fluido dentro del intercambiador de calor se deberá calcular el diámetro equivalente:

$$D_e = \frac{4A}{P} \quad (3.14)$$

$$D_e = \frac{4 L_1 L_2}{2(L_1 + L_2)} \quad (3.15)$$

Dónde:

L_1 : Ancho de las placas de intercambiador de placas [mm] = 0.85 mm

L_2 : Espacio entre placas del intercambiador de placas [mm] = 76 mm

Sin embargo, debido a que $L_2 \ll L_1$, se puede aproximar el diámetro equivalente de la siguiente manera:

$$D_e \approx 2 L_2 = 1,7 \text{ mm} \quad (3.16)$$

3.4.1. Coeficiente de convección del CO₂

Se calculará el área por el que fluye el dióxido de carbono dentro del intercambiador de calor.

$$A = L_1 L_2 = 6,46 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \quad (3.17)$$

Se calcula la cantidad de masa por área:

$$G = \frac{\dot{m}}{A} = 1099,07 \text{ kg/m}^2 \text{ s} \quad (3.18)$$

Antes de proceder a calcular el comportamiento del dióxido de carbono como fluido, primero se debe calcular la temperatura promedio a la que se evaluarán las propiedades del fluido, para esto se calcula la temperatura de masa del CO₂.

$$T_B = \frac{T_1 + T_2}{2} = 17,5 \text{ }^\circ\text{C} \quad (3.19)$$

Dónde:

T_1 = Temperatura de ingreso

T_2 = Temperatura de salida

Ahora se procederá a calcular las propiedades básicas de CO₂ en estado líquido para la temperatura de 17,5 °C.

- Viscosidad: Viscosidad a 17,5 °C (290,5 K) y 57 bar.

$$\mu_B = 7,136 \times 10^{-5} \text{ N-s/m}^2$$

- Calor específico: Se calculará el calor específico promedio utilizando el diagrama P-h en una región de entalpías específicas y temperaturas conocidas. Se tiene el dato de las entalpías específicas para las temperaturas de 15 °C y 20 °C, con las que se puede calcular el calor específico.

$$c_P = \frac{h_1 - h_2}{t_1 - t_2} = 5 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^\circ\text{C}} \quad (3.20)$$

- Conductividad térmica: Se hallará la conductividad térmica del CO₂ a una temperatura de 18.5 °C y una presión de 57 bar, se utilizará el gráfico de la figura 3.2 de conductividad térmica vs temperatura. Como se puede apreciar en el gráfico para la temperatura deseada, le corresponde: $k_B \approx 3 \times 10^{-5} \text{ kW/m}^\circ\text{C}$

Con estas propiedades halladas del CO₂, se puede proceder a calcular el número de Reynolds y el número de Prandtl, dos números adimensionales que nos ayudan a predecir el comportamiento hidráulico y térmico del fluido.

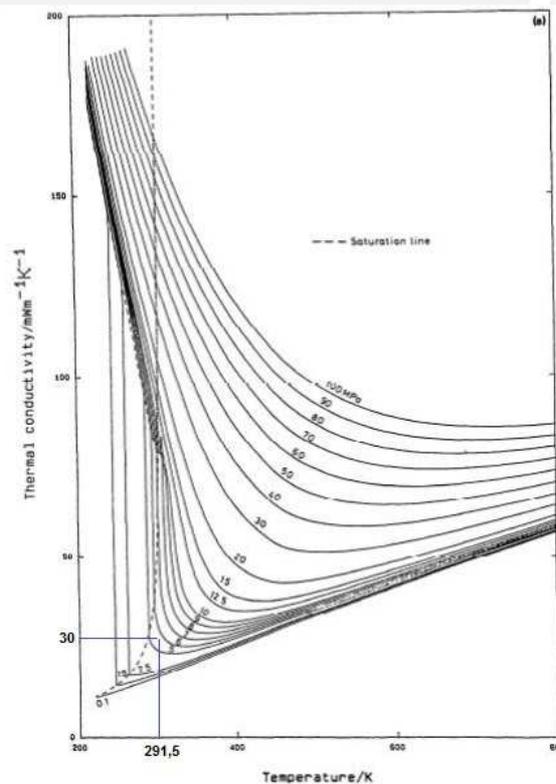


Figura 3.2: Conductividad térmica vs Temperatura con líneas isobáricas para el CO₂.

- Número de Reynolds: Se hallará el número de Reynolds definiendo primero la cantidad de canales por los que pasarán ambos fluidos a contracorriente. Se asumirá que el intercambiador de placas cuenta con 20 placas. El número de canales que se tienen será el número de placas más uno, es decir se tendrá 21 canales. Como el número de canales es impar, se asumirá que el CO₂ circulará por 11 canales.

$$\#P_{CO_2} = \frac{\#P+1}{2} = 11 \text{ canales} \quad (3.21)$$

Se procede a calcular el número de Reynolds:

$$Re = \frac{\left(\frac{G}{\#P_{CO_2}}\right)De}{\mu_B} = 2380,27 \quad (3.22)$$

En un intercambiador de calor de placas se puede considerar que un número de Reynolds a partir de 400, el fluido se comportará de manera turbulenta.

- Número de Prandtl: Con las propiedades del CO₂ halladas anteriormente podemos calcular el número de Prandtl:

$$Pr = \frac{\mu_B c_{pB}}{k_{fB}} = 11,893 \quad (3.23)$$

- Coefficiente convectivo: Una vez hallados los números adimensionales de Reynolds y Prandtl, se procede a calcular el coeficiente de convección usando la correlación propuesta por R.A. Buonopane, R.A. Troupe y J.C. Morgan [BUONOPANE, 1963]:

$$\alpha_{CO_2} = \frac{0,2536 Re^{0,65} Pr^{0,4} k}{De} = 1,887 \frac{kW}{m^2 \cdot C} \quad (3.24)$$

3.4.2 Coeficiente de Convección del Refrigerante R-134a

De acuerdo a la teoría de funcionamiento de un intercambiador de calor entre 02 fluidos, el calor que uno de los fluidos cede, es el mismo que el otro fluido absorbe. En este caso el fluido que usaremos para enfriar el CO₂ será el R134a (tetrafluoroetano), el cual se caracteriza por ser de uso comercial y que a diferencia de otros refrigerantes, no es tóxico o afecta a la capa de ozono. Con el flujo de calor cedido por el dióxido de carbono se calculará el flujo másico necesario del refrigerante R134a para que el dióxido de carbono reduzca su temperatura de 20 °C a 15 °C, por esto se tomarán las siguientes consideraciones:

- La transferencia de calor se da solo entre el CO₂ y el R-134a y este intercambiador de calor funcionará como un evaporador para el refrigerante.
- El R-134a entra como vapor húmedo, sufre una ebullición completa producto del calor absorbido y sale como vapor saturado.
- Se asumirá que el R134a en el evaporador se mantiene a 10 °C.
- Se asumirá que el R-134a en el condensador intercambiará calor con el CO₂ del recipiente de extracción y que el R-134a saldrá del condensador como líquido saturado y que tendrá una diferencia de 5°C por encima de la temperatura máxima a la que debe llegar el CO₂, es decir a una temperatura de 60°C.

Con estas suposiciones se puede calcular el proceso de refrigeración del R-134a como se muestra en el diagrama P-h de la figura 3.3. Además, en la tabla 3.9 se pueden apreciar las propiedades de cada uno de los estados termodinámicos del proceso de refrigeración del R-134a.

Tabla 3.9: Estados termodinámicos del proceso de refrigeración del R-134^a para una temperatura de evaporación de 10°C.

Estados	T (° C)	P (bar)	h (kJ/kg)	x
1	10	4	405	Vapor Saturado
2	65	17	435	Vapor Sobrecalentado
3	60	17	290	Líquido Saturado
4	10	4	290	39,5%

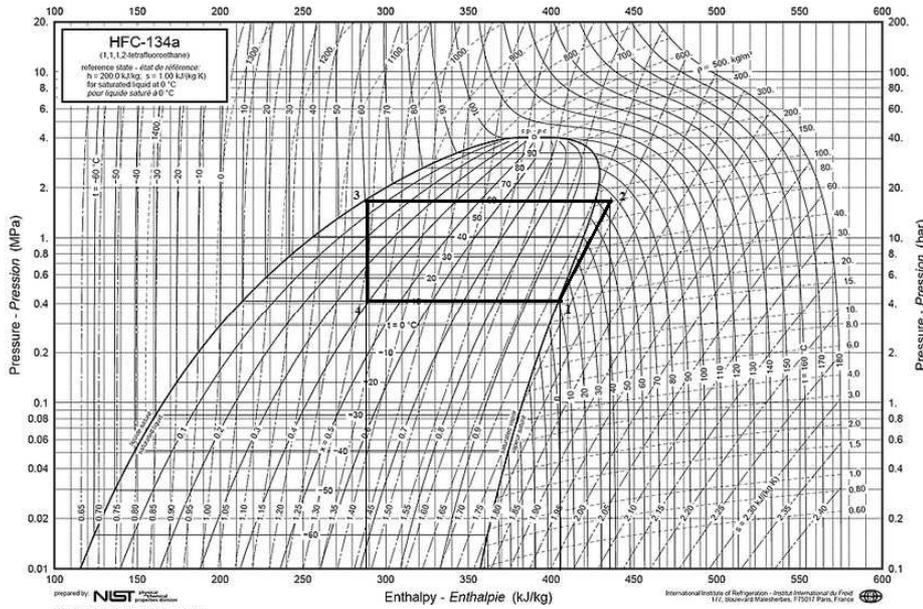


Figura 3.3: Proceso de refrigeración para el R-134a para una temperatura de evaporación de 10°C.

Una vez definidas las propiedades termodinámicas del ciclo cerrado de refrigeración del CO₂ utilizando refrigerante R-134a, se procede a calcular el flujo másico necesario.

$$\dot{Q} = \dot{m}_{R-134a} (1 - x) h_{fg} \rightarrow \dot{m} = 0,015 \frac{kg}{s} \quad (3.25)$$

Al igual que se hizo con el CO₂, para poder evaluar el comportamiento del refrigerante que transita por el interior del intercambiador de calor, primero se debe calcular la cantidad de flujo de masa del R-134a que pasa por área, se calculará utilizando la ecuación (3.18) y el área calculada con la ecuación (3.17):

$$G = 232,2 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

- Propiedades del Refrigerante: Se hallarán las propiedades del R-134a a la temperatura a la que ocurrirá el proceso de transferencia de calor, teniendo las siguientes consideraciones:

- El refrigerante se evaporará completamente, pasando de una calidad de $x = 0,395$ a una calidad $x = 1$, como consecuencia de la transferencia de calor entre el refrigerante y el dióxido de carbono.

- El refrigerante estará a menor temperatura que el CO₂, para permitir que el dióxido de carbono pueda enfriarse.
- El refrigerante entrará y saldrá del intercambiador de calor a una temperatura constante.

Con estas consideraciones se escogerá como primera temperatura para la iteración 10°C. Con esta primera temperatura se pueden calcular las propiedades que definen el comportamiento térmico del refrigerante en la tabla 3.10. Las propiedades del R134-a para una temperatura de saturación de 10 °C en estado líquido son:

$$c_p = 1,3678 \frac{kJ}{kg^{\circ}C} \quad \mu_L = 2,5423 \times 10^{-4} \frac{Ns}{m^2}$$

$$k = 0,88787 \times 10^{-4} \frac{kW}{m^{\circ}C} \quad Pr = 3,91652$$

Tabla 3.10: Propiedades de transporte del R-134a como líquido saturado.

Temp. °C	Densidad ρ, kg/m ³	Calor especif. c _p , kJ/kg°C	Visc. Dinám. μx10 ⁴ , N-s/m ²	Cond. Térm. kx10 ⁴ , kW/m°C	Núm. Prandtl Pr	Entalpía Vaporizac. h _g , kJ/kg	Temp. °C
-40	1417.7	1.2435	5.0226	1.11979	5.57748	225.86	-40
-35	1403.1	1.2518	4.6422	1.09625	5.30089	222.73	-35
-30	1388.4	1.2610	4.3058	1.07340	5.05833	219.53	-30
-25	1373.4	1.2714	4.0048	1.05021	4.84827	216.26	-25
-20	1358.3	1.2824	3.7336	1.02736	4.66046	212.91	-20
-15	1342.8	1.2941	3.4848	1.00383	4.49247	209.49	-15
-10	1327.1	1.3073	3.2649	0.98063	4.35251	205.96	-10
-5	1311.1	1.3209	3.0607	0.95744	4.22259	202.34	-5
0	1294.8	1.3356	2.8746	0.93494	4.10648	198.60	0
5	1278.1	1.3512	2.7018	0.91140	4.00557	194.74	5
10	1261.0	1.3678	2.5423	0.88787	3.91652	190.74	10
15	1243.4	1.3855	2.3968	0.86606	3.83434	186.59	15
20	1225.3	1.4048	2.2579	0.84252	3.76477	182.28	20
25	1206.7	1.4254	2.1297	0.81898	3.70665	177.78	25
30	1187.5	1.4484	2.0082	0.79683	3.65031	173.10	30
35	1167.5	1.4733	1.8933	0.77364	3.60555	168.18	35
40	1146.7	1.5015	1.7817	0.75010	3.56649	163.02	40
45	1125.1	1.5332	1.6767	0.72725	3.53485	157.58	45
50	1102.3	1.5697	1.5783	0.70476	3.51532	151.82	50
55	1078.3	1.6127	1.4816	0.68122	3.50750	145.68	55
60	1052.9	1.6638	1.3848	0.65768	3.50327	139.13	60

- Número de Reynolds: Una vez halladas las propiedades del R134a y el número de Prandtl para las condiciones deseadas, solo bastaría con calcular el número de Reynolds para poder predecir el coeficiente convectivo que tendrá el refrigerante dentro del intercambiador de calor. Se calculará del número de Reynolds se usando la ecuación (3.22) y asumiendo el refrigerante pasará por los 10 canales restantes.

$$Re_{R-134a} = 155,269$$

De acuerdo al número de Reynolds, el refrigerante que fluye por el intercambiador en un régimen laminar.

- Coefficiente de convección: Una vez calculado los números adimensionales de Reynolds y Prandtl, se puede proceder a predecir el coeficiente convectivo que tendrá el refrigerante. Para esto se utilizará la correlación de Bo Pierre [BO PIERRE, 1957], la cual ha sido desarrollada para describir el comportamiento durante la evaporación de refrigerantes del tipo Fluorocarbonos, como el R-134a.

$$Nu = C_1 \left[Re^2 \left(\frac{\Delta x h_{fg}}{9.80665 L_R} \right) \right]^n \quad (3.26)$$

Los coeficientes C_1 y n se hallan según la calidad de salida del vapor:

- Con calidades de salida de $x_2 < 0,9$:

$$C_1 = 0,0009 \quad n = 0,5$$

- Con calidades de salida de $x_2 = 1,0$ y con sobrecalentamiento de hasta 6°C

$$C_1 = 0,0082 \quad n = 0,4$$

En este caso, el refrigerante sale como vapor saturado, por lo que los coeficientes serán los siguientes:

$$C_1 = 0,0082 \quad n = 0,4$$

El único dato que faltaría por hallar sería la longitud de recorrido del refrigerante. Según las dimensiones mostradas en el anexo 2, se calculará la longitud de recorrido:

$$L_R = (8 + 1.15 n) \times 10^{-3} \quad (3.27)$$

Dónde:

L_R : Largo del intercambiador de placas [m]

n : Número de placas

En este caso se ha asumido que el número total de placas es 20 por lo que la longitud del intercambiador de placas para este caso será:

$$L_R = 0,031 \text{ m}$$

Con estos datos ya se puede proceder a calcular el número de Nusselt según la correlación de Bo Pierre:

$$Nu = 79,142$$

Con el número adimensional Nusselt hallado, se puede calcular el coeficiente de convección del refrigerante R-134a:

$$\alpha_{R-134a} = 4,133 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2\text{°C}}$$

3.4.3. Cálculos de parámetros finales del intercambiador

Se evaluará la influencia que tendrán los fluidos (CO_2 y R-134a) en la transferencia de calor dentro del intercambiador de calor, calculando el coeficiente global de transferencia de calor con los datos ya obtenidos:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{CO}_2}} + \frac{\Delta x}{k} + \frac{1}{\alpha_{R-134a}} + R_{S_{\text{CO}_2}} + R_{S_{R-134a}}} \quad (3.28)$$

De la ecuación anterior, se procederá a despreciar la transferencia de calor por conducción debido a que el espesor de las placas es pequeño y la conductividad del acero es alta. Además, se despreciará el efecto de la resistencia al calor por efecto del ensuciamiento debido a que el grado de ensuciamiento disminuye considerablemente

en un intercambiador de placas, esto debido a la ausencia de zonas con estancamiento del flujo, a la textura lisa de las placas y a que el material de construcción del intercambiador de calor es resistente a la corrosión.

$$U \approx \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{CO_2}} + \frac{1}{\alpha_{R-134a}}} = 1,296 \frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C} \quad (3.29)$$

Se procederá a calcular el DMLT teniendo en consideración que el dióxido de carbono y el refrigerante recorren el intercambiador de calor a contracorriente uno con respecto al otro. Se tienen las siguientes temperaturas de entrada y salida para ambos fluidos:

$$\begin{aligned} T_{CO_2_1} &= 20^\circ C & T_{CO_2_2} &= 15^\circ C \\ T_{R-134a_1} &= 10^\circ C & T_{R-134a_2} &= 10^\circ C \end{aligned}$$

Con estas temperaturas se procede a calcular el DMLT:

$$DMLT = \frac{(T_{CO_2_1} - T_{R-134a_2}) - (T_{CO_2_2} - T_{R-134a_1})}{\ln\left(\frac{T_{CO_2_1} - T_{R-134a_2}}{T_{CO_2_2} - T_{R-134a_1}}\right)} = 7,21^\circ C \quad (3.30)$$

Además, después de evaluar el DMLT, se debe proceder a hallar el factor de corrección de DMLT. Sin embargo, debido a que el refrigerante R-134a sufre un cambio de fase, entonces el factor de corrección será igual a una unidad. Ahora para verificar que la temperatura asumida inicialmente para el refrigerante es la requerida, se deberá verificar que el área requerida sea aproximadamente igual al área de transmisión del intercambiador de calor. Se procede a verificar:

$$A = \frac{\dot{Q}}{U F DMLT} = 0,19 m^2 \quad (3.31)$$

De la información brindada por el fabricante como se puede observar en el anexo 2 se obtiene el área por placa y con esta información se puede calcular el número de placas requeridas.

$$\#placas = \frac{A}{A_p} = \frac{A}{H B} = 13,16 \approx 14 \text{ placas}$$

Se procede a iterar hasta hallar las condiciones requeridas, según lo que se muestra en la tabla 3.11.

Tabla 3.11: Cálculos del número total de placas del intercambiador de placas.

N° Calculo	# PLACAS ASUMIDAS	α_{CO_2} (kW/m ² °C)	α_{R-134a} (kW/m ² °C)	U (kW/m ² °C)	DMLT (°C)	Areq (m ²)	# PLACAS REQUERIDAS
1°	20	1.887	4.133	1.296	7.21	0.190	13
2°	13	2.531	6.201	1.797	7.21	0.137	9
3°	10	2.798	8.663	2.115	7.21	0.116	8

Con los datos obtenidos se puede calcular el coeficiente de operación del ciclo de refrigeración.

$$COP = \frac{h_1 - h_4}{h_2 - h_1} = 3,8 \tag{3.32}$$

En la tabla 3.12 se muestran las características del intercambiador de carcasa y placas para su cotización.

Tabla 3.12: Resumen de características del intercambiador de calor de carcasa y placas.

MARCA	MODELO	FLUJO MÁSSICO CO2 (kg/s)	PRESIÓN CO2 (BAR)	TEMPERATURA ENTRADA CO2 (°C)
ALFA LAVAL	AXP10	0,07	57	20
TEMPERATURA SALIDA CO2 (°C)	FLUJO MÁSSICO R-134a (kg/s)	PRESIÓN R-134a (BAR)	TEMPERATURA R-134a (°C)	# PLACAS
15	0,015	57	10	10

3.5. Diseño básico del recipiente de extracción

Tal como se vio en los capítulos anteriores, el recipiente de extracción deberá estar diseñado para soportar las condiciones óptimas de extracción para la oleorresina de paprika ($P_{extrac} = 400 \text{ bar}$, $T_{extrac} = 55 \text{ °C}$), las cuales a la vez son las condiciones mas severas de todo el proceso. El material escogido para su diseno es el acero inoxidable AISI 316, el cual para poder disenarse según el codigo ASME sección VIII división 2, se deberá asegurar que el acero inoxidable cumpla con las especificaciones dadas

por la norma ASTM A240. A continuación en la tabla 3.13 se indican las propiedades mecánicas del AISI 316 según ASTM A240.

Tabla 3.13: Propiedades mecánicas del acero inoxidable AISI 316 según ASTM A240 [ASTM, 2011].

UNS Designation	Type ^A	Tensile Strength, min		Yield Strength, min		Elongation in 2 in. or 50 mm, min, %	Hardness, max ^C		Cold Bend ^D
		ksi	MPa	ksi	MPa		Brinell, HBW	Rockwell B	
S30600	...	78	540	35	240	40
S30601	...	78	540	37	255	30	not required
S30615	...	90	620	40	275	35	217	95	not required
S30815	...	87	600	45	310	40	217	95	...
S30908	309S	75	515	30	205	40	217	95	not required
S30909	309H ^F	75	515	30	205	40	217	95	not required
S30940	309Cb ^F	75	515	30	205	40	217	95	not required
S30941	309HCb ^F	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31008	310S	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31009	310H ^F	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31040	310Cb ^F	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31041	310HCb ^F	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31050	310 MoLN ^F								
	t ≤ 0.25 in.	84	580	39	270	25	217	95	not required
	t > 0.25 in.	78	540	37	255	25	217	95	not required
S31060	...	87	600	41	280	40	217	95	not required
S31254	...								
	Sheet and Strip	100	690	45	310	35	223	96	not required
	Plate	95	655	45	310	35	223	96	not required
S31266	...	109	750	61	420	35	not required
S31277	...	112	770	52	360	40	not required
S31600	316	75	515	30	205	40	217	95	not required
S31603	316L	70	485	25	170	40	217	95	not required

Las propiedades mecánicas para el AISI 316 de acuerdo a la tabla 3.14 son: $\sigma_U = 515$ MPa, $\sigma_F = 205$ MPa

Además, de acuerdo al anexo 10, extraído del código ASME sección IID, el esfuerzo admisible del AISI 316 a una temperatura de 55 °C para diseñar según el código ASME sección VIII división 2 es: $\sigma_{adm} = 138$ MPa. El recipiente de extracción, por un tema de seguridad, tendrá una presión de diseño 10% a la presión de extracción.

$$P_{diseño} = 1,1 P_{extrac} = 44 \text{ MPa} \tag{3.33}$$

3.5.1. Espesor mínimo requerido para el cuerpo cilíndrico

El espesor del cuerpo cilíndrico tendrá como esfuerzo más solicitante la presión interna, el resto de esfuerzos (reacciones en las bridas, peso de la cabeza, presión hidrostática, etc.), se pueden despreciar debido a que tienen valores muchos menores que la presión interna. De acuerdo al código ASME VIII división 2, el espesor mínimo para el cuerpo cilíndrico viene dado por la siguiente ecuación:

$$t_{min} = \frac{D_{extrac}}{2} \left(e^{\frac{P_{diseño}}{\sigma_{adm} E}} - 1 \right) = 34,14 \text{ mm} \approx 38,1 \text{ mm} (1\frac{1}{2}'') \tag{3.34}$$

Dónde:

E = Es la eficiencia de junta soldada a tope inspeccionada por zonas. Se va a considerar un valor de 0,85. Adicionalmente, se deberá tener en cuenta que para la presión de trabajo de 400 bar de acuerdo a la tabla 2.2 las conexiones del recipiente de extracción serán bridas de clase 2500.

3.5.2. Espesor mínimo requerido para las cabezas elipsoidales

En los extremos del recipiente se colocarán cabezas elipsoidales con una relación de 2:1 entre el eje mayor y el eje menor. En la figura 3.4 se puede apreciar como es la cabeza elipsoidal. La dimensión D es el diámetro interno del recipiente de extracción. La altura de la cabeza elipsoidal se puede hallar de la relación entre el eje mayor y menor del elipsoide.

$$k = \frac{D_{extrac}}{2 h_{cabeza}} = 2 \rightarrow h_{cabeza} = 37,5 \text{ mm} \quad (3.35)$$

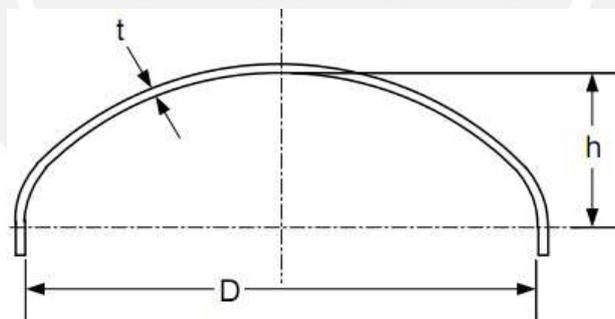


Figura 3.4: Cabeza elipsoidal para recipientes a presión.

El espesor mínimo requerido por la cabeza elipsoidal según el código ASME sección VIII división 2 nos indica que lo podemos aproximar a una cabeza torisférica, la cual se puede apreciar en la figura 3.5.

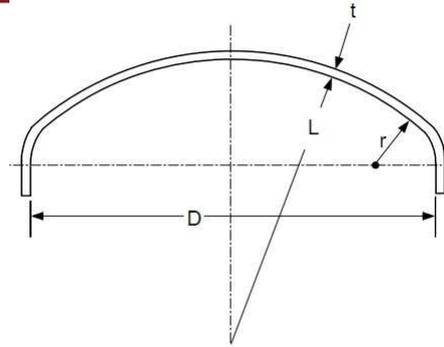


Figura 3.5: Cabeza torisférica para recipientes a presión.

Se realizará esta aproximación asegurando que la relación entre ejes este en el siguiente rango:

$$1,7 \leq k \leq 2,2 \quad (3.36)$$

En este caso $k = 2$ está dentro del rango, por lo que se aproxima a una cabeza elipsoidal. Se calcula el radio de la corona de la cabeza torisférica equivalente

$$L_{corona} = D_{extrac}(0,44 k + 0,02) = 135 \text{ mm} \quad (3.37)$$

El siguiente término sirve para calcular la máxima presión admisible para evitar ruptura de la corona.

$$P_{ac} = \frac{2 \sigma_{adm} E}{\frac{L_{corona}}{t_{min}} + 0,5} \quad (3.38)$$

Se asume que la presión admisible basada en la rotura de la corona es igual a la presión admisible de diseño del recipiente de extracción.

$$P_{diseño} = \frac{2 \sigma_{adm} E}{\frac{L_{corona}}{t_{min}} + 0,5} \rightarrow t_{min} = 27,94 \text{ mm} \approx 31,75 \text{ mm} (11/4") \quad (3.39)$$

Del cálculo anterior, se observa que para la fabricación de las cabezas elipsoidales se requiere placa AISI 316 de un espesor mínimo 1-1/4" (31,75 mm), sin embargo, como ya se vio en la sección 3.5.1 para la fabricación del cuerpo cilíndrico se requiere un espesor mínimo de plancha AISI 316 de 1-1/2" y debido a que las dimensiones de

fabricación del cuerpo cilíndrico son tan pequeñas, se aprovechará el material sobrante para fabricar las cabezas elipsoidales.

En el recipiente de extracción se debe realizar la carga de la páprika en polvo de manera manual al inicio del proceso, para tener acceso a la parte interna del recipiente de extracción y poder cargar la páprika en polvo, se conectará la cabeza elipsoidal con el cuerpo cilíndrico mediante bridas de 6" x 2500#.

En la tabla 3.14 se resumirán las características del recipiente de extracción.

Tabla 3.14: Resumen de características básicas del recipiente de extracción

CAPACIDAD (l)	DIÁMETRO INTERNO (mm)	ALTURA INTERNA DE LA PARTE CILÍNDRICA (mm)	ALTURA INTERNA DE LA CABEZA ELIPSOIDAL (mm)	PRESIÓN MÁXIMA DE TRABAJO (bar)
5	150	285	37,5	400
DESCRIPCIÓN DE MATERIAL		UNIDAD	CANTIDAD	PRESIÓN DE DISEÑO (bar)
PLANCHA ASTM A240 AISI 316 8' x4' x 1-1/2"		PZA	1	440

3.6. Chaqueta para el recipiente de extracción

En el calentamiento del CO₂ dentro del recipiente de extracción se utilizará vapor saturado proveniente de la evaporación del R-134a al enfriar el CO₂ en el tramo comprendido entre el recipiente pulmón y la bomba reciprocante. El vapor calentará el CO₂ que se encuentra dentro del recipiente de extracción al ser aplicado directamente hacia las caras externas del recipiente mediante un enchaquetado. El flujo de calor que le suministrará el vapor al CO₂ se calcula a continuación a partir de los datos calculados previamente en el ciclo de refrigeración del R-134a de la sección 3.4:

$$\dot{Q} = \dot{m}(h_2 - h_3) = 2,18 \text{ kW} \quad (3.40)$$

Una vez calculado el flujo de calor, se debe proceder a evaluar los coeficientes de convección de los dos fluidos que intervendrán en el proceso para de esta manera determinar el diámetro interno necesario de la chaqueta, para comenzar, se analizar el refrigerante, el cual tiene dos etapas, una primera etapa en la que va como vapor sobrecalentado de una temperatura de 65°C a una temperatura de saturación de 60°C y una segunda etapa que va desde vapor saturado a líquido saturado a una temperatura de saturación de 60°C, para efectos de cálculos se despreciar la primera

etapa, debido a que el flujo de calor producto del cambio de entalpías en esa etapa (430kJ/kg–425kJ/kg) es de menos del 5% del flujo total de calor. Por este motivo se considerará sólo el efecto de la condensación del R-134a y se evaluará el coeficiente de convección que se produce entre la chaqueta y el recipiente de extracción como si fueran dos tubos verticales concéntricos. Previamente para calcular la temperatura superficial de la cara externa del recipiente de extracción se asumirá que el coeficiente de convección es de 2 kW/m²°C y que el diámetro interno de la chaqueta es de 230 mm.

$$\dot{Q} = A \alpha_{cond} \Delta T \quad (3.41)$$

$$\dot{Q} = \pi D_{extrac_{ext}} H_{extrac} \alpha_{cond} (T_{sat} - T_{W1}) \rightarrow T_{W1} = 53,27 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (3.42)$$

Dónde

$D_{extrac_{ext}}$: Diámetro externo del tanque pulmón [m]

$$D_{extrac_{ext}} = 150 + 2 \times 38,1 = 226,2 \text{ mm}$$

T_{sat} : Temperatura de saturación del R-134a [°C]

T_{W1} : Temperatura superficial de la cara externa del recipiente de extracción [°C]

Se evaluará el número adimensional de Reynolds que tendrá el vapor.

$$Re_c = \frac{4 m_v}{\pi (d_{chaquet_{int}} - d_{recip_{ext}}) \mu_l} = 36051,7 \quad (3.43)$$

Como $Re > 2000$, entonces el flujo es turbulento. Se estimará el coeficiente de convección mediante la gráfica para coeficientes de condensación para tubos verticales que se utiliza cuando no hay arrastre de vapor en tubos verticales, como se observa en la figura 3.6:

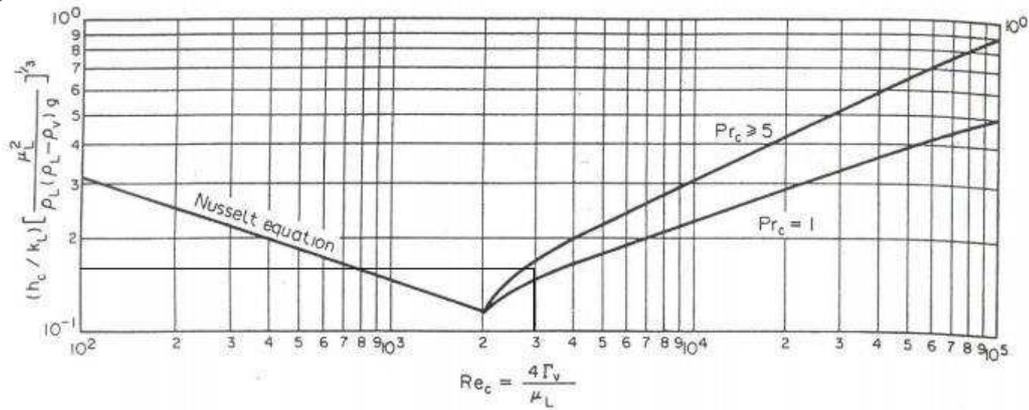


Figura 3.6: Gráfica coeficientes de condensación para tubos verticales. [COULSON, 2005]

De la figura, para $Pr_L = 3,50327$ se obtiene:

$$\frac{\alpha_{cond1}}{k_L} \left(\frac{\mu^2}{\rho_L(\rho_L - \rho_v)g} \right)^{\frac{1}{3}} = 4,5 \rightarrow \alpha_{cond1} = 23,8 \frac{kW}{m^2 \cdot C} \quad (3.44)$$

Además, se calculará el coeficiente de convección del R-134a mediante la correlación de Boyko-Kruzhilin [BOYKO, 1967] para condensación en tubos.

$$\alpha_{cond2} = 0,021 \left(\frac{k_L}{D_{chaquet} - D_{extracext}} \right) Re^{0,8} Pr^{0,43} \left(\frac{1 + \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}}}{2} \right) = 6,159 \frac{kW}{m^2 \cdot C} \quad (3.45)$$

Dónde:

$D_{chaquet}$: Diámetro interno de la chaqueta del recipiente de extracción.

[m]

k_L : Conductividad térmica del líquido saturado. [kW/m°C]

ρ_L : Densidad del líquido saturado. [kg/m³]

ρ_v : Densidad del vapor saturado. [kg/m³]

Se utilizará el coeficiente mayor entre los 2 hallados, es decir $\alpha_{cond} = 18,556$ kW/m²°C. Ahora se procederá a calcular la temperatura en la cara interna del recipiente de extracción.

$$Q = \frac{2\pi L(T_S - T_{W2})}{\frac{2}{\alpha_{cond} D_{extrac_{ext}}} + \frac{\ln\left(\frac{D_{extrac_{ext}}}{D_{extrac}}\right)}{k_{ac\ inox}}} \rightarrow T_{W2} = 32,3 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (3.46)$$

Se procederá a hallar la temperatura de masa del CO₂ dentro del recipiente de extracción.

$$T_B = 42,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ahora se procede a calcular la temperatura de película para determinar las condiciones en las que evaluarán las propiedades del CO₂.

$$T_F = \frac{T_B + T_{W2}}{2} = 37,4 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (3.47)$$

De acuerdo a la figura 2.5, para el proceso 3-4 que corresponde al calentamiento isocórico dentro del recipiente de extracción, le corresponde a la temperatura de 37,4°C una presión de 280 bar, para estas condiciones se evaluarán las propiedades para determinar el coeficiente de convección del CO₂ dentro del recipiente de extracción, el cual se encuentra en condiciones cuasi estáticas, solo movido por la diferencia de densidades ocasionada por la diferencia de temperaturas y sometido a un campo gravitatorio. Por este motivo el coeficiente de convección se evaluará mediante el mecanismo de convección natural, para esto previamente se deberá evaluar los números adimensionales de Prandtl y Grashof. Las propiedades del CO₂ a las condiciones de película se muestran a continuación: $\mu_F = 9,459 \times 10^{-5} \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$, $c_{pF} = 2,5 \text{ kJ}/\text{kg}\cdot^\circ\text{C}$, $k_F = 1,0972 \times 10^{-4} \text{ kW}/\text{m}^\circ\text{C}$, $\rho_F = 910 \text{ kg}/\text{m}^3$. El número de Prandtl para estas condiciones es: $Pr_F = 2,156$

En el cálculo el número adimensional Grashof se necesitará primero calcular el coeficiente volumétrico de expansión térmica (β), para calcularlo se comparará como varía la densidad a la temperatura superficial al interior del recipiente de extracción con respecto a una temperatura alejada de la influencia de la temperatura superficial de la cara interna del recipiente de extracción, para este caso se utilizará la temperatura de masa a la misma presión que la temperatura de película (280 bar).

$$\beta_{W2} = \frac{1}{\rho_{W2}} \left(\frac{\rho_F - \rho_{W2}}{T_{W2} - T_F} \right)_{P=cte} = 4,217 \times 10^{-3} K^{-1} \quad (3.48)$$

Ahora que ya se ha calculado el coeficiente volumétrico de expansión térmica, se procederá a calcular el número adimensional de Grashof.

$$Gr = \frac{\rho_F^2 H_{extrac}^3 g \beta (T_F - T_{W2})}{\mu_F^2} = 4,426 \times 10^{11} \quad (3.49)$$

Con estos dos números se calculará el número adimensional de Rayleigh.

$$Ra = Gr Pr = 9,542 \times 10^{11} \quad (3.50)$$

Se calculará el número adimensional con la correlación de McAdams [MCADAMS, 1954] para usarlo en régimen laminar, el cual tiene validez en el rango de Ra de 10^9 - 10^{13} .

$$Nu = 0,10 Ra^{1/3} = 984,494 \quad (3.51)$$

Una vez calculado el número de Nusseltse puede proceder a calcular el coeficiente de convección del CO₂.

$$\alpha_{CO2} = 0,382 \frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Con los coeficientes de convección calculados se puede determinar cuál es el calor que realmente se transfiere, pero antes se deberá calcular el DMLT.

$$DMLT = 18,2 \text{ } ^\circ C$$

Se procede a calcular el calor que le correspondería para los coeficientes hallados.

$$Q = \frac{2 \pi L F DMLT}{\frac{2}{\alpha_{cond} D_{extracext}} + \frac{\ln\left(\frac{D_{extracext}}{D_{extrac}}\right)}{k_{acinox}} + \frac{2}{\alpha_{CO2} D_{extrac}}} = 0,569 kW \quad (3.52)$$

Como se puede observar el calor que transfiere esta configuración es cuatro veces menor al que es suministrado, esto se debe al coeficiente de convección tan bajo del CO₂ con respecto al valor del coeficiente de convección generado por la condensación del vapor del R-134a, esto debido a que la transferencia ocurre en una convección natural la cual genera una gran resistencia para el flujo de calor.

3.6.1. Espesor mínimo requerido para el cuerpo cilíndrico de la chaqueta metálica

Tal como se vio en el diseño del tanque pulmón, para el cálculo del espesor mínimo que deberá tener la chaqueta metálica del recipiente de extracción, se utilizará el código ASME sección VIII división 1. Como se recuerda en la sección 3.4 se calculó que la presión de trabajo a la que estaría el vapor del R134a es de 17 bar, para el cálculo del espesor mínimo se trabajará con una presión de diseño 10% mayor a la presión de trabajo, ósea a una presión de diseño de 18,7 bar. Se procederá a calcular el espesor mínimo.

$$t_{min} = \frac{0,23}{2} \frac{1,87}{138 \times 0,85 - 0,6 \times 1,87} = 1,85 \text{ mm} \approx 2,5 \text{ mm (3/32")}$$

Se utilizará plancha de 3/32", debido a que es el espesor mínimo que acepta la norma ASME división VIII sección 1 para trabajar con vapores. Según la tabla 2.2, para las conexiones a la chaqueta del recipiente de extracción se utilizarán bridas de clase 300#. En la tabla 3.15 se resumen las características básicas del enchaquetado del recipiente de extracción.

Tabla 3.15: Características básicas del enchaquetado del recipiente de extracción.

DIÁMETRO INTERNO (mm)	ALTURA INTERNA DE LA PARTE CILÍNDRICA (mm)	PRESIÓN MÁXIMA DE TRABAJO (bar)	PRESIÓN DE DISEÑO (bar)
300	285	17	18,7
DESCRIPCIÓN DE MATERIAL		UNIDAD	CANTIDAD
PLANCHA ASTM A240 AISI 316 8' x 4' x 3/32"		PZA	1

3.6.2. Selección de los perfiles para los soportes del recipiente de extracción

Ahora que ya se calculó el espesor que se requiere para la chaqueta del recipiente de extracción, ya se podrá determinar los perfiles requeridos para los soportes que tendrá este recipiente. Se aplicará el mismo procedimiento utilizado para los soportes del tanque pulmón en la sección 3.3.2. En la tabla 3.16 se calcula el peso del recipiente de extracción más la chaqueta.

Tabla 3.16: Cálculo del peso que soportarán los perfiles en el recipiente de extracción.

Volumen Cuerpo Cilíndrico (m ³)	Volumen de Cabeza elipsoidal (m ³)	Volumen Chaqueta Cilíndrica (m ³)	Volumen total (m ³)	Densidad del AISI 316 (kg/m ³)
6.754E-03	4.221E-04	5.478E-04	8.146E-03	7980
Peso del Tanque Pulmón (kg)	Volumen interno (m ³)	Densidad del CO ₂ (kg/m ³)	Peso del CO ₂ (kg)	Peso Total (kg)
65.005	5.000E-03	910	4.550	70

Como se puede apreciar en la tabla 3.16, el peso total que soportarán los soportes serán de 70 kg, es decir cada pata deberá soportar una fuerza de compresión de 17,5 kg. La longitud de cada pata se calculará de la misma manera que para el tanque pulmón, la parte superior del cuerpo cilíndrico del recipiente de extracción deberá estar a 1,20 de altura con respecto al nivel del piso y las partes superiores de las patas estarán a fijadas a la mitad del cuerpo cilíndrico, lo que quiere decir que las patas tendrán una longitud total de 1,05 m. Debido a que el peso que debe soportar cada pata no es mucho, se utilizará el mismo perfil que se utilizó para el tanque pulmón, los resultados de los cálculos se muestran en la tabla 3.17.

Tabla 3.17: Selección del perfil a utilizar para los soportes del recipiente de extracción.

Perfil	A (cm ²)	iy-y (cm ⁴)	λ	ω	$\omega \sigma$ (kgf/cm ²)	$\zeta \leq \sigma F Adm?$
U 2" x 1" x 2 mm	1.9	1.19	88	1.68	15.5	Si

3.7. Selección del regulador de presión

De acuerdo a lo visto en el capítulo anterior, se sabe que se debe reducir la presión isoentálpicamente desde 400 bar a presiones lo más baja posible para poder pasar al proceso de separación de la oleoresina de paprika del CO₂, para esto se utilizarun regulador de presion, el cual hará que el CO₂ se expanda isoentalpicamente mediante

un proceso de estrangulación. Los parámetros que se necesitan para la selección de un regulador de presión son: la presión de entrada, la presión de salida y el caudal, de los cuales sólo el caudal es desconocido. La marca SWAGELOK, suministra reguladores de presión para líquidos y gases para rangos de hasta máximo 10 000 psi (690 bar) para presión de entrada con su modelo KHR. La ventaja de estos reguladores es que al funcionar tanto para gases como para líquidos, no va a tener problema para trabajar con las viscosidades tan bajas que tiene el CO₂ supercrítico, a pesar que su densidad sea parecida a la de un líquido. En la figura 3.7 se puede apreciar el caudal requerido de acuerdo a las condiciones de presión entrada y salida, como la presión entrada al regulador de presión KHR es la misma que la presión máxima de trabajo del recipiente de extracción (400 bar), se puede notar que el caudal requerido será aproximadamente de 26 l/min.

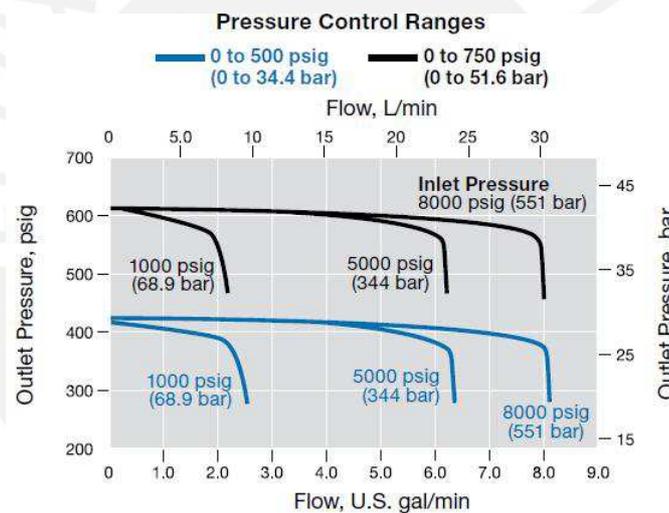


Figura 3.7: Caudal requerido en reguladores SWAGELOK KHR según requerimientos de presión.

3.8. Selección del Intercambiador de Calor a la Entrada del Recipiente de Extracción

Tal como ya se vio en el capítulo 2, a la salida de los reguladores de presión se debe colocar un intercambiador de calor para calentar el CO₂, debido a que los reguladores de presión reducen la presión del CO₂ y lo hacen trabajar en la zona de vapor húmedo con una presión de 40 bar y una temperatura de 5°C, lo cual simplemente dificultaría el proceso de extracción de la oleorresina de paprika dentro del ciclon debido a la presencia de CO₂ lıquido, por este motivo se plantea calentarlo hasta

temperatura de 10°C. El intercambiador que se va a usar va a ser un intercambiador de calor de placas soldadas, esto debido a que este tipo de intercambiador de calor proporciona grandes áreas de transmisión de calor en modelos compactos.

3.8.1. Definición de parámetros iniciales

Se utilizará el intercambiador de placas soldadas de la marca ALFA LAVAL modelo AXP14. Ahora se calculará el calor necesario que se requerirá entregar al CO₂.

$$\dot{Q} = \dot{m}(h_6 - h_5) = 39,11 \text{ kW} \quad (3.53)$$

Con el flujo de calor determinado se puede calcular cuánto se reducirá la temperatura del otro fluido que pasará por el intercambiador de calor, para este caso se ha escogido agua a temperatura ambiente, la cual debido a que pasará por una tubería de 1" que es el diámetro de conexión del intercambiador AXP14, se asume que pasará agua con una velocidad de 3 m/s, lo cual da un caudal de 1,52 l/s

$$\dot{Q} = \rho \dot{V} c_p (T_1 - T_2) \rightarrow T_2 = 13,8 \text{ °C} \quad (3.54)$$

Ahora se listarán algunas características del intercambiador que servirán como datos.

Se calculará el diámetro equivalente.

$$De = 2 L_2 = 1,7 \text{ mm}$$

Además se asumirá que el intercambiador tiene 30 placas. Ahora se procederán a calcular los coeficientes de convección.

3.8.2. Cálculo del coeficiente de convección del agua

Se comenzará calculando la temperatura de masa.

$$T_B = \frac{20 + 13,8}{2} = 16,9^\circ\text{C}$$

A esta temperatura el agua tiene las siguientes propiedades: $\rho = 998,81 \text{ kg/m}^3$, $c_p = 4,183947 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$, $\mu = 1,082899 \times 10^{-3} \text{ N}\cdot\text{s/m}^2$, $k = 5,92094 \times 10^{-4}$, $\text{Pr} = 7,6529$.

Ahora se calculará la velocidad de masa.

$$G = \frac{\dot{m}}{A} = \frac{\dot{m}}{L_1 L_2} = 23\,482,35 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}} \quad (3.55)$$

Con la velocidad de masa calculada se puede hallar el Reynolds.

$$Re = \frac{\frac{G}{\frac{\#Placas}{2} + 1} \times De}{\mu} = 2\,304$$

Como el Reynolds es mayor a 400 se concluye que el agua dentro del intercambiador se comporta de forma turbulenta, para flujos turbulentos se puede usar la correlación desarrollada por R.A. Buonopane, R.A. Troupe y J.C. Morgan [BUONOPANE, 1963], según la ecuación (3.26).

$$\alpha_{agua} = 30,566 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}}$$

3.8.3. Cálculo del coeficiente de convección por evaporación del CO_2

Se calculará primero el coeficiente de convección producto del cambio de fase del CO_2 de vapor húmedo a vapor saturado, para esto se calculará previamente sus propiedades tanto en estado de líquido saturado, como en estado de vapor saturado para una presión de 40 bar y una temperatura de 5°C . De la figura 2.5, se obtienen las siguientes propiedades: $c_{pL} = 2 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$, $c_{pV} = 1,25 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$, $\rho_L = 900 \text{ kg/m}^3$, $\rho_V = 100 \text{ kg/m}^3$. De igual manera de la tabla 3.20 se obtienen los valores de saturación para la viscosidad y la conductividad térmica.

Tabla 3.18: Propiedades de transporte para el CO₂ en estado de saturación.

T/K	η_{gas} $\mu Pa s$	η_{liq} $\mu Pa s$	λ_{gas} $mW m^{-1} K^{-1}$	λ_{liq} $mW m^{-1} K^{-1}$
304	30.73	39.02	243.1	187.1
302	23.47	47.61	67.3	84.9
300	21.35	53.13	50.9	82.3
295	18.77	64.40	37.0	85.2
290	17.32	74.05	30.5	90.6
285	16.32	83.20	26.3	96.6
280	15.56	92.22	23.4	102.7
260	13.59	130.3	16.81	126.8
240	12.26	177.5	13.49	150.9
220	11.13	244.0	11.36	176.3
200	10.07	...	9.75	...

De la tabla 3.18 se obtienen las siguientes propiedades: $\mu_L = 9,6 \times 10^{-5} \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$, $\mu_V = 1,536 \times 10^{-5} \text{ N}\cdot\text{s}/\text{m}^2$, $k_L = 1,051 \times 10^{-4} \text{ kW}/\text{m}^\circ\text{C}$, $k_V = 2,274 \times 10^{-5} \text{ kW}/\text{m}^\circ\text{C}$. Con estas propiedades se puede calcular el número de Prandtl para las condiciones del líquido.

$$Pr_L = \frac{\mu_L c_{pL}}{k_L} = 1,827$$

Se calculará la velocidad de masa de acuerdo al diámetro equivalente del intercambiador de placas.

$$G = \frac{\dot{m}}{A} = \frac{\dot{m}}{L_1 L_2} = 4\,175,696 \text{ kg}/\text{m}^2$$

Del análisis hecho en el capítulo 2 sección 2.1.2 se sabe que el CO₂ como vapor húmedo tiene una calidad de 44,2% y que este debe alcanzar una calidad de vapor de 100%, para hacer el análisis del coeficiente convección producto de la evaporación se utilizará una calidad de vapor promedio.

$$\bar{x} = \frac{x_1 + x_2}{2} = 0,721 \quad (3.56)$$

Se calcula el número de Nusselt utilizando la correlación propuesta por E.J. Davis y M.M. David [DAVIS, 1964].

$$Nu = 0,06 \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{0,28} \left(\frac{G De \bar{x}}{\#Placas_{CO_2} \mu_L} \right)^{0,87} Pr_L^{0,4} = 173,46 \quad (3.57)$$

Ahora se puede calcular el coeficiente de convección del CO₂ por evaporación.

$$\alpha_{evap} = \frac{Nu k_L}{De} = 10,72 \frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

3.8.4. Cálculo del coeficiente de convección forzada del CO₂

Se calculará el coeficiente de convección que se forma por la transición de temperaturas desde el vapor saturado de 5°C hasta la temperatura de vapor sobrecalentado de 10°C, para realizar este análisis, primero se calculará la temperatura de masa para esta etapa del proceso.

$$T_B = \frac{T_1 + T_2}{2} = 7,5 \text{ } ^\circ C$$

Las propiedades del CO₂ para la temperatura de 7,5°C y 40bar se definirán de acuerdo a la figura 2.5 y la conductividad térmica se evaluará de acuerdo a la tabla 3.21. De esta manera se obtienen las siguientes propiedades: $\rho_B = 100 \text{ kg/m}^3$, $c_{pB} = 1 \text{ kJ/kg}^\circ C$, $\mu_B = 1,545 \times 10^{-5} \text{ N-s/m}^2$, $k_B = 2,264 \times 10^{-5} \text{ kW/m}^\circ C$, $Pr_B = 0,682$.

Tabla 3.19: Conductividad térmica del CO₂.

T/K	200	240	260	280	300	320	340	360
0.1	9.63	12.23	13.67	15.19	16.77	18.41	20.07	21.76
0.5	...	12.52	13.91	15.40	16.97	18.58	20.24	21.91
1.0	...	13.05	14.32	15.73	17.25	18.84	20.47	22.12
2.5	...	152.12	126.92	17.46	18.54	19.87	21.34	22.89
5.0	...	154.60	130.32	104.61	24.03	23.20	23.75	24.78
7.5	...	156.96	133.43	109.54	82.70	31.71	28.28	27.85
10.0	...	159.24	136.32	113.72	89.80	60.94	36.82	32.66

Se calcula el Reynolds.

$$Re = \frac{\frac{G}{\#Placas_{CO_2}} \times De}{\mu} = 30\ 630,78$$

El CO_2 se comporta como fluido turbulento, para evaluar el número Nusselt se utilizará la correlación propuesta por R.A. Buonopane, R.A. Troupe y J.C. Morgan [BUONOPANE, 1963].

$$Nu = 0,2536 \times 30\,630,78^{0,65} \times 0,682^{0,4} = 179,335$$

Se calcula el coeficiente de convección forzada del CO_2 .

$$\alpha_{\text{CO}_2} = \frac{Nu k_L}{De} = 2,39 \frac{kW}{m^2 \text{ } ^\circ C}$$

3.8.5. Cálculo del área de transmisión requerida

Con los coeficientes de convección calculados se puede determinar el coeficiente global requerido. Las resistencias térmicas correspondientes a la conducción y a los factores de suciedad no se considerarán por ser muy pequeños en los intercambiadores de placas.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{\text{evap}} + \alpha_{\text{CO}_2}} + \frac{1}{\alpha_{\text{agua}}}} = 9,17 \frac{kW}{m^2 \text{ } ^\circ C}$$

Ahora se calculará la diferencia media logarítmica de temperaturas (DMLT)

$$DMLT = \frac{(T_{e_{\text{agua}}} - T_{s_{\text{CO}_2}}) - (T_{s_{\text{agua}}} - T_{e_{\text{CO}_2}})}{\ln\left(\frac{T_{e_{\text{agua}}} - T_{s_{\text{CO}_2}}}{T_{s_{\text{agua}}} - T_{e_{\text{CO}_2}}}\right)} = 9,4 \text{ } ^\circ C$$

El factor de corrección se considerará igual a 1 debido a que en el CO_2 ocurre un cambio de fase. Ahora se calculará el área requerida de transmisión de calor.

$$A = \frac{\dot{Q}}{U F DMLT} = 0,45 \text{ } m^2$$

Si se sabe que las dimensiones de cada placa son de 0,19 m x 0,076 m lo que resulta en un área por placa de 0,014 m², esto quiere decir que el número de placas requeridas es de 31, muy cercano a lo que se había considerado inicialmente. En la tabla 3.22 se muestran las características del intercambiador calculado.

Tabla 3.20: Resumen de características principales del intercambiador de calor de placas.

MARCA	MODELO	FLUJO MÁSSICO CO2 (kg/s)	PRESIÓN CO2 (BAR)	TEMPERATURA ENTRADA CO2 (°C)
ALFA LAVAL	AXP10	0,78	40	5
TEMPERATURA SALIDA CO2 (°C)	FLUJO MÁSSICO AGUA (kg/s)	PRESIÓN AGUA (BAR)	TEMPERATURA ENTRADA AGUA (°C)	TEMPERATURA SALIDA AGUA (°C)
10	16	4	20	17,7

3.9. Diseño básico del recipiente de separación

Tal como se vio en el capítulo anterior, el recipiente de separación será un ciclón debido a que el CO₂ en esta etapa está en estado gaseoso. El diseño que se seleccionará será un ciclón de alta eficiencia de la familia SWIFT, el cual puede manejar caudales menores que las otras familias de ciclones de alta eficiencia, lo cual es necesario para conservar un diseño lo más compacto posible de la planta piloto. En la tabla 3.21 y en la figura 3.8 se muestran sus dimensiones principales.

Tabla 3.21: Características de los ciclones de alta eficiencia.

Dimensión	Nomenclatura	Características de los ciclones de alta eficiencia		
		Tipo de ciclón		
		Stairmand	Swift	Echeverri
Diámetro del ciclón	Dc/Dc	1.0	1.0	1.0
Altura de entrada	Ka=a/Dc	0.5	0.44	0.5
Ancho de entrada	Kb=b/Dc	0.2	0.21	0.2
Altura de salida	S/Dc	0.5	0.5	0.625
Diámetro de salida	Ds/Dc	0.5	0.4	0.5
Altura parte cilíndrica	h/Dc	1.5	1.4	1.5
Altura parte cónica	z/Dc	2.5	2.5	2.5
Altura total del ciclón	H/Dc	4.0	3.9	4.0
Diámetro salida partículas	B/Dc	0.375	0.4	0.375
Factor de configuración	G	551.22	698.65	585.71
Número cabezas de velocidad	NH	6.4	9.24	6.4
Número de vórtices	N	5.5	6.0	5.5

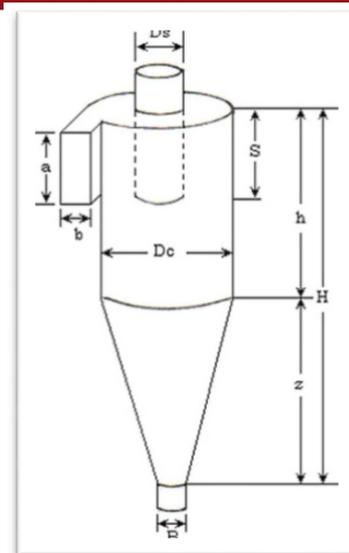


Figura 3.8: Dimensiones del ciclón

Se calculará la sección necesaria para que ingrese el CO₂ al ciclón.

$$A = \frac{\dot{m}}{\rho v} \quad (3.58)$$

La velocidad de entrada al ciclón deberá estar en el rango [15,2; 27,4] m/s. La velocidad escogida es de 15,2 m/s. Además, el área de entrada está en función del diámetro interno del ciclón ($A = 0,44 \times 0,21 \times D_c^2$).

$$0,44 \times 0,21 \times D_c^2 = \frac{0,3942}{100 \times 15,4} \rightarrow D_c = 0,053 \text{ m}$$

Como se puede observar este diámetro es más pequeño que el diámetro mínimo de $D_c = 0,150 \text{ m}$ que es con el que permite trabajar la norma ASME división II. En la tabla 3.22 se han calculado las dimensiones internas que tiene el ciclón en función al diámetro del ciclón mínimo según norma y las relaciones dadas en la tabla 3.21, sin embargo, para conservar la velocidad de entrada de 15,2 m/s se utilizarán las dimensiones de entrada como si el diámetro interno fuera el calculado anteriormente de 0,053 m y se obtienen las siguientes dimensiones $a = 0,023 \text{ m}$, $b = 0,011 \text{ m}$.

Tabla 3.22: Cálculo de las dimensiones internas del recipiente de separación (ciclón Swift)

Descripción	Símbolo	Dimensión (m)
Diámetro del ciclón	Dc	0.150
Altura de entrada	a	0.023
Ancho de entrada	b	0.011
Altura de salida	s	0.075
Diámetro de salida	Ds	0.060
Altura parte cilíndrica	h	0.210
Altura parte cónica	z	0.375
Altura total del ciclón	H	0.585
Diámetro de salida partículas	B	0.060

Una vez calculada las dimensiones interiores se calculará el espesor que deberá tener mediante el código ASME división VIII sección 1. El material a utilizar en la fabricación será el acero inoxidable AISI 316 que cumpla con las especificaciones de la norma ASTM 240, tal como se vio en la sección 3.3 ($\sigma_U = 515$ MPa, $\sigma_F = 205$ MPa, $\sigma_{adm} = 138$ MPa). El recipiente tendrá una presión de diseño 10% mayor a la presión de trabajo, ósea se diseñará para una presión de 44 bar. A continuación se diseñará el espesor mínimo que deberá tener el cuerpo cilíndrico del recipiente separación.

$$t_{min} = \frac{Dc}{2} \frac{P}{\sigma_{adm} E - 0,6P} = 2,88 \text{ mm} \approx 3,0 \text{ mm (1/8")}$$

Ahora se procederá a calcular el espesor mínimo de la parte del cuerpo cónico.

$$t = \frac{Dc}{2} \frac{P}{(\sigma_{adm} E - 0,6P) \cos \alpha} \tag{3.59}$$

En dónde α viene definido por:

$$\tan \alpha = \frac{Dc - B}{2h} \rightarrow \alpha = 11,86^\circ \tag{3.60}$$

Con el valor de α hallado se procede a reemplazar en la ecuación. (3.59).

$$t_{min cil} = 2,94 \text{ mm} \approx 3,0 \text{ mm (1/8")}$$

En la tabla 3.23 se muestran las características principales del recipiente de extracción.

Tabla 3.23: Resumen de características básicas del recipiente de separación.

DIÁMETRO INTERNO (mm)	ALTURA INTERNA DE LA PARTE CILÍNDRICA (mm)	ALTURA INTERNA DE LA PARTE CÓNICA (mm)	PRESIÓN MÁXIMA DE TRABAJO (bar)	PRESIÓN DE DISEÑO (bar)
150	210	375	40	44
DESCRIPCIÓN DE MATERIAL			UNIDAD	CANTIDAD
PLANCHA ASTM A240 AISI 316 8' x 4' x 1/8"			PZA	1

A continuación se seleccionará el perfil requerido para fabricar los soportes del recipiente de separación, para esto se calculará su peso en la tabla 3.24.

Tabla 3.24: Peso total del recipiente de separación.

Volumen Cuerpo Cilíndrico (m ³)	Volumen del Cuerpo Cónico (m ³)	Volumen total (m ³)	Densidad del AISI 316 (kg/m ³)	Peso del Tanque Pulmón (kg)
4.124E-04	3.411E-04	7.535E-04	7980	6.013
Volumen interno (m ³)	Densidad del CO ₂ (kg/m ³)	Peso del CO ₂ (kg)	Peso Total (kg)	
1.550E-02	35	0.543	7	

De acuerdo a la tabla 3.24, el peso total que soportaran las patas del recipiente de separación será de 7 kg, lo cual quiere decir que cada pata soportará un peso de compresión de 1,75 kg. Adicionalmente a esto, debido a que el CO₂ en estado gaseoso deberá ser expulsado fuera de la habitación en la que se encuentre instalada la planta piloto, se ubicará la parte superior del cuerpo cilíndrico del recipiente de separación a 2,10 m y la parte superior de las patas soportes estarán fijadas en la parte central del cuerpo cilíndrico del recipiente de separación, es decir cada pata tendrá una longitud de 1,95 m. En la tabla 3.25 se muestran los resultados de los cálculos para la selección del perfil de los soportes.

Tabla 3.25: Selección de perfil para fabricar los soportes del recipiente de separación.

Perfil	A (cm ²)	iy-y (cm ⁴)	λ	ω	$\omega \sigma$ (kgf/cm ²)	$\zeta \leq \sigma F_{Adm}$?
U 2" x 1" x 2 mm	1.9	1.19	164	4.54	4.2	Si

3.10. Diseño básico del tanque pulmón de CO₂ gaseoso

El gas proveniente de la separación de la oleorresina de paprika del CO₂ debería ser almacenado para no ser expulsado a la atmosfera, de esta forma se le podría aprovechar si se requiere en otras aplicaciones. El tanque pulmon de CO₂ gaseoso tendría una capacidad para almacenar hasta 100 kg de este gas, para de esta forma

tener la posibilidad de almacenar el gas residual de varios ciclos de procesos hasta que se decida darle algún uso. Como se sabe que para los 15°C y 40 bar a los que sale el CO₂ del ciclón este tiene una densidad de 100 kg/m³, con este dato se procederá a calcular el volumen interno que deberá tener el tanque pulmón.

$$V_{pulmon\ CO2\ gas} = \frac{m}{\rho} = 1\ m^3$$

Una vez hallado el volumen interno se puede proceder a realizar el cálculo de las dimensiones internas que tendrá el tanque pulmón de CO₂ gaseoso, para esto se asumirá que la relación entre altura/diámetro es de 2.

$$V_{pulmon\ CO2\ gas} = \frac{2\pi D^3}{4} \rightarrow D = 0,86\ m\ H = 1,72\ m$$

Se procederá a calcular el espesor mínimo que se va a requerir para la fabricación de este tanque según la norma ASME división 1, teniendo en cuenta al igual que se hizo en el diseño del recipiente separador que la presión de diseño serpa un 10% a la presión de trabajo, es decir la presión de diseño será de 44 bar.

$$t_{min} = \frac{Dc}{2} \frac{P}{\sigma_{adm} E - 0,6P} = 16,5\ mm \approx 19,05\ mm\ (3/4")$$

Tabla 3.26: Resumen de características básicas del tanque pulmón de CO₂ gaseoso.

CAPACIDAD (l)	DIÁMETRO INTERNO (mm)	ALTURA INTERNA DE LA PARTE CILÍNDRICA (mm)	ALTURA INTERNA DE LA CABEZA ELIPSOIDAL (mm)	PRESIÓN MÁXIMA DE TRABAJO (bar)
1000	860	1720	37,5	40
DESCRIPCIÓN DE MATERIAL		UNIDAD	CANTIDAD	PRESIÓN DE DISEÑO (bar)
PLANCHA ASTM A240 AISI 316 8' x 4' x 3/4"		PZA	1	44

3.10. Selección de la bomba requerida para el agua de enfriamiento

De acuerdo a lo visto anteriormente se requiere una bomba centrífuga que permita bombear agua con un caudal de 1,5 l/s, para esto se utilizarán los gráficos suministrados por Hidrostal en el que se muestran los rangos en los que pueden trabajar sus diferentes modelos de bombas para las condiciones de carga y caudal

establecidas. En las figura 3.9 se muestra la gráfica Mapamundi para motores de 4 polos respectivamente.

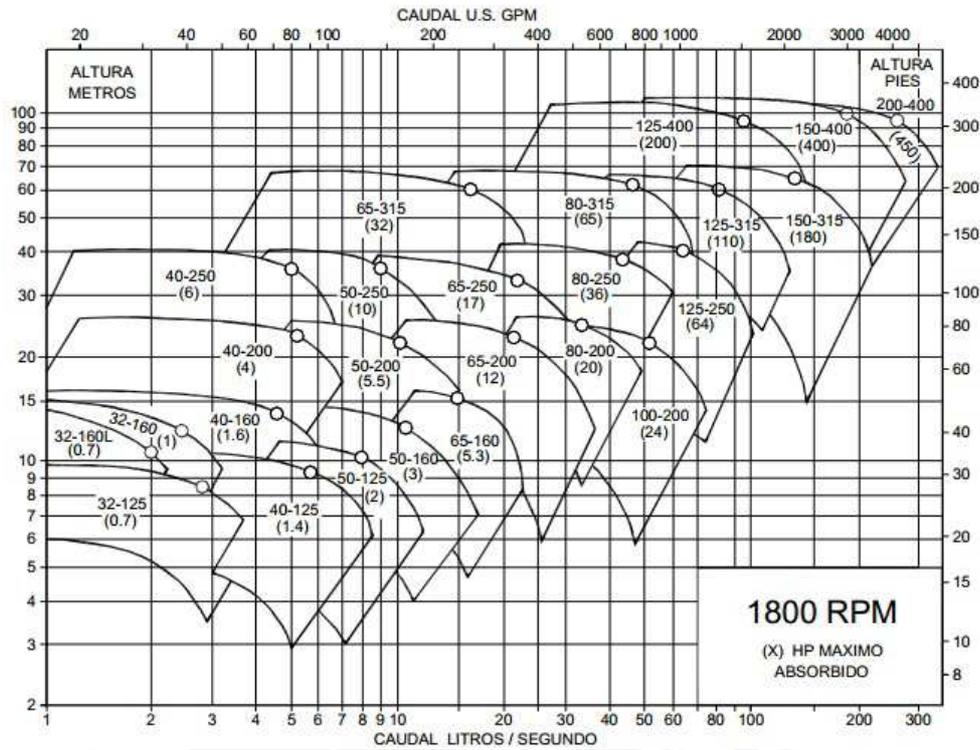


Figura 3.9: Curva mapamundi para bombas que trabajan con motores de 4 polos [HIDROSTAL, 2012].

En las curvas mapamundi, los puntos blancos indican el punto óptimo de trabajo por cada modelo, para esto se analizará en la tabla 3.27 las opciones que tengan el punto óptimo de trabajo lo más cerca al caudal requerido, usando para el análisis las curvas de isorendimiento de cada modelo suministradas por HIDROSTAL.

Tabla 3.27: Análisis de bombas a seleccionar.

Modelo	RPM	Diámetro (mm)	Potencia (HP)	NPSH (m)	Eficiencia (%)	Observaciones
32-160L	1690	165	0,5	5	38	Poca regulación Rotor pequeño Bajo consumo de potencia
32-160	1700	150	0,4	2	50	Mucha regulación Rotor pequeño Poco consumo de potencia
32-125	1710	137	0,3	2	50	Mucha regulación Rotor pequeño Poco consumo de potencia

Como se puede apreciar en la tabla 3.27, el modelo 32-125 accionado por un motor de 4 polos, para un caudal de 1,5 l/s ofrece las mejores condiciones de operación, tales como buen rendimiento, bajo consumo de potencia y bajo NPSH, además, al tener un diámetro de rotor pequeño el costo de la bomba no es tan elevado, por estos motivos se seleccionará este modelo de bomba. De la figura 3.16, se observa que la altura manométrica disponible para la bomba seleccionada es de 8,25 m, hay que resaltar que en este trabajo se está realizando un diseño básico en el que no se están considerando las ubicaciones definitivas de los equipos, por lo que al momento que se decida implementar la planta piloto, se deberá verificar si la altura manométrica disponible es suficiente de acuerdo a la ubicación de la fuente de agua para enfriamiento con respecto al resto de la planta, así como también de la longitud de tubería y cantidad de accesorios necesarios para realizar la acometida del agua de enfriamiento a la planta piloto.

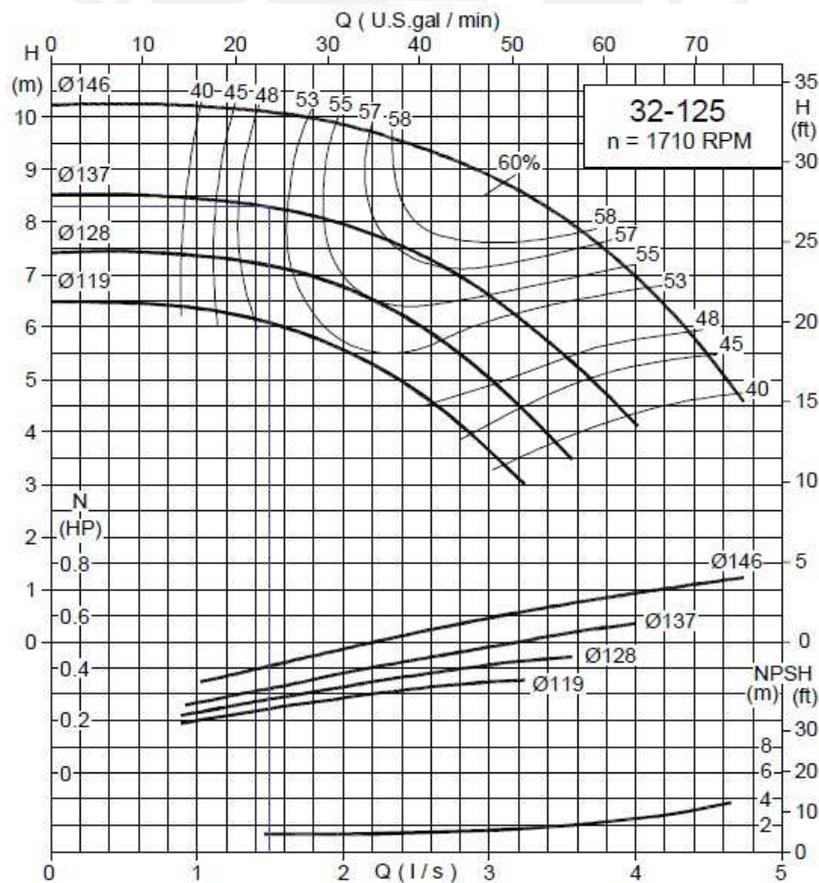


Figura 3.10: Curva de isorendimiento de la bomba 32-125 que funciona con un motor de 4 polos.

3.11. Selección del compresor para el vapor del R-134a

Se necesita un compresor que pueda comprimir el vapor del R-134a desde 4,5 bar hasta 17 bar para conseguir que el vapor en estas condiciones pueda calentar el recipiente de extracción mediante un enchaquetado hasta la temperatura deseada de 55°C, para esto se utilizará un compresor de la marca DANFOSS que son compresores fabricados para trabajar en ciclos de refrigeración. En el anexo 5 se pueden observar las características de los compresores DANFOSS. Los que tienen las siglas HBP, son los compresores que trabajan a altas presiones, como es este caso que se requieren presiones de 17 bar. Además, se sabe que se requiere evaporar el R-134a a una temperatura de 13,6°C para absorber un flujo de calor de 1,79 kW, con estos datos observa de la tabla 3.30 que se puede utilizar el modelo SC18GH, el cual para una temperatura de evaporación de 13,6°C, tiene una capacidad de absorber un flujo de calor de 1,88 kW.

De la hoja técnica del modelo SC18GH, se ha extraído la tabla 3.28 la cual muestra las características de operación del compresor para un funcionamiento con 220 V y 60 Hz.

Tabla 3.28: Características del compresor SC18GH con energía eléctrica de 220 V y 60 Hz.

ASHRAE HBP	220V, 60Hz, fan cooling F ₂																
Evap. temp. in °C	-45	-40	-35	-30	-25	-23.3	-20	-15	-10	-6.7	-5	0	5	7.2	10	15	20
Capacity in W								707	921	1087	1181	1495	1869	2054	2310	2825	
Power cons. in W								449	511	554	577	643	708	736	770	826	
Current cons. in A								2.14	2.45	2.65	2.75	3.05	3.35	3.48	3.65	3.94	
COP in W/W								1.57	1.80	1.96	2.05	2.33	2.64	2.79	3.00	3.42	

Como se puede observar para una temperatura de evaporación de 13,6°C se tiene un COP de 3,3, con este dato se puede obtener la presión de salida que tendrá el R-134a.

$$COP = \frac{Q_B}{W_T} = \frac{h_1 - h_4}{h_2 - h_1} \rightarrow h_2 = 441,36 \text{ kJ/kg}$$

3.12. Selección del regulador de presión para el vapor del R-134a

De acuerdo a lo visto en la sección 3.4, se necesita reducir la presión del refrigerante R134a que se encuentra como líquido saturado a 17 bar después de haber calentado al CO₂ a través de la chaqueta del recipiente de extracción y reducirlo a una presión de 4,5 bar para que pueda enfriar el CO₂ que pasa por el intercambiador de calor de placas ubicado antes de la entrada de la bomba. Se utilizará un regulador de presión de la marca SWAGELOK, tal como se utilizó para reducir el CO₂ supercrítico a la salida del recipiente de extracción. Para este caso se utilizará un regulador de presión modelo KLF-1-F que permite regular presiones de salida en el rango de 0 - 100 psi (0 - 6,8 bar) con una presión de entrada máxima de hasta 3600 psi (248 bar). En la figura 3.17 se puede observar como varía la regulación según los parámetros que se tengan.

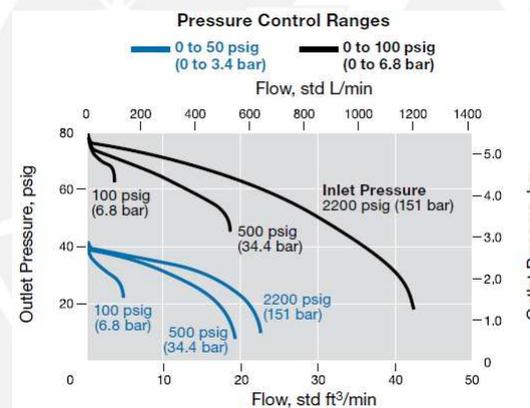


Figura 3.11: Regulación del modelo KLF según los parámetros de trabajo.

Se sabe calculará el caudal que pasará por el regulador de presión.

$$\dot{V}_{R-134a} = \frac{\dot{m}_{R-134a}}{\rho_{R-134a \text{ liq } 60^{\circ}\text{C}}} = 0,85 \frac{l}{min}$$

Con el caudal del R-134a que pasa por el regulador de presión se obtiene una presión de salida de 5 bar. Sin embargo, hay que tomar en cuenta que la calibración se deberá hacer con un manómetro en línea con el regulador de presión, por lo que en la práctica sería posible tener una mayor exactitud.

3.13. Diseño del tanque de almacenamiento de agua de enfriamiento

Cómo se observó anteriormente, se requerirá un caudal de 1,5 l/s de agua a temperatura ambiental para que intercambie calor con el CO₂ en estado de vapor húmedo a la salida del recipiente extracción. Se deberá asegurar que se cuente con la suficiente cantidad de agua almacenada para que la bomba nunca trabaje en vacío, para esto se diseñará un tanque que sea capaz de almacenar la cantidad suficiente de agua como para que la bomba pueda trabajar por un tiempo de un minuto y medio, el volumen del tanque es el siguiente:

$$\dot{V}_{\text{tanque agua}} = 1,5 \times 60 \times V_{\text{agua}} = 0,135 \text{ m}^3$$

En la fabricación del tanque se utilizará plancha de acero al carbono ASTM A 36, debido a que es la plancha más comercial que existe y no se requiere de requerimientos especiales, debido a que se usará para almacenar agua. En este caso se utilizará plancha de 5' x 10' (1,5 m x 3,0 m), utilizando para el perímetro del tanque el lado de 1,5 m, se obtiene un diámetro de 0,48 m. Se calculará la altura del tanque para obtener el volumen requerido.

$$V_{\text{agua}} = \frac{\pi(0,48)^2 H_{\text{tanque agua}}}{4} \rightarrow H_{\text{tanque agua}} = 0,75 \text{ m} \approx 0,8 \text{ m}$$

Al aproximar la altura a 0,8 m, el tanque obtiene un volumen interno de 6,7% más del volumen que se va a utilizar, esto sirve para evitar que el agua pueda rebalsar en caso de no tener un control adecuado al momento de llenar el tanque. En la fabricación del tanque de agua se utilizará aproximadamente la cuarta parte de una plancha de dimensiones de 5' x 10', sin embargo, aún falta determinar el espesor de plancha requerido para que soporte la presión estática ejercida por el agua, para esto se utilizará el código API 650: Welded Steel Tanks for Oil Storage, Edición 11, que sirve para el diseño de tanques de almacenamiento sometidos a presión atmosférica. En este código se utiliza una metodología de diseño que consiste en determinar el espesor de cada anillo del tanque tomando como referencia la presión estática a la que se encuentra sometido cada anillo del tanque a una distancia de 1 pie (0,3 m) de la junta inferior de cada anillo. Además, se debe tener en cuenta que el espesor mínimo que recomienda el código API 650 es de 5 mm (3/16") contando el sobre

espesor para tener una corrosión permisible. Se tendrán las siguientes consideraciones en el diseño del tanque de almacenamiento de agua: eficiencia de junta = 0,85, gravedad específica = 1,0, corrosión permitida = 0, esfuerzo máximo en la junta soldada = 145 MPa. A continuación se calcula el espesor requerido:

$$t_{\text{tanque agua}} = \frac{4,9 D_{\text{tanque agua}} (H_{\text{nivel de agua}} - 0,3) G}{145 E} = 0,008 \text{ mm}$$
$$\approx 5 \text{ mm}$$

Donde:

$H_{\text{nivel agua}}$: Nivel del agua según el diseño del tanque = 0,75 m.

3.14. Selección de los diámetros de tuberías requeridos

Se calcularán los diámetros requeridos para las distintas etapas del proceso utilizando un diagrama de Moody. El diámetro óptimo, el cual será el mayor diámetro posible para que las pérdidas sean lo mínimo posible, pero que a la vez se deberá tener cuidado que el diámetro no sea tan grande como para que el fluido esté en régimen laminar en el que las pérdidas de presión varían en rangos muy amplios. En la tabla 3.31 se muestran los diámetros óptimos para cada etapa para una rugosidad asumida de 0.002 mm correspondiente a la rugosidad de una tubería de acero inoxidable y como se puede apreciar el diámetro más económico es 1/2" (tomándose como el diámetro más pequeño en el que se encuentran disponible todo tipo de accesorios para tuberías inoxidables), sin embargo, el fluido en esta etapa no será turbulento, sino que se encontrará en la zona de transición, pero las pérdidas serán casi constantes..

Tabla 3.31: Diámetros óptimos para las distintas etapas del proceso.

CO2-Tanque Pulmón-Intercambiador de carcasa y placas									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 316	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
57	1/2"	10S	6.979E-05	760	9.342E-05	8.635E+04	1.E-04	NO	SI
CO2-Intercambiador de carcasa y placas-Bomba reciprocante									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 316	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
57	1/2"	10S	8.011E-05	850	8.353E-05	7.523E+04	1.E-04	NO	SI
CO2-Bomba reciprocante-Tanque de extracción									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 316	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
220	1/2"	40S	9.482E-05	910	8.353E-05	6.805E+04	1.E-04	NO	SI
CO2-Tanque de extracción-Tubería que alimenta al regulador de presión									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 316	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
400	1/2"	160S	9.485E-05	910	4.333E-04	3.529E+05	1.E-04	NO	SI
CO2-Regulador de Presión-Intercambiador de placas									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 316	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
40	1/2"	10S	6.036E-05	300	1.314E-03	5.544E+05	1.E-04	NO	SI
CO2-Intercambiador de placas-Recipiente de separación									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 316	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
40	1/2"	10S	1.475E-05	100	3.942E-03	2.269E+06	1.E-04	NO	SI
CO2-Recipiente de separación-Tanque pulmón de CO2 gaseoso									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 316	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
40	1/2"	10S	1.475E-05	100	3.942E-03	2.269E+06	1.E-04	NO	SI
R134a- Intercambiador de calor de carcasa y placas-Compresor									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 304	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
4.5	1/2"	10S	1.160E-05	22.769	6.544E-04	1.090E+05	1.E-04	NO	SI
R134a-Compresor-Chaqueta del recipiente de extracción									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 304	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
17	1/2"	10S	1.524E-05	100.4	1.484E-04	8.300E+04	1.E-04	NO	SI
R134a-Chaqueta del recipiente de extracción-Regulador de Presión									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 304	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
17	1/2"	10S	1.524E-05	100.4	1.484E-04	8.300E+04	1.E-04	NO	SI
R134a-Regulador de Presión-Intercambiador de calor de carcasa y placas									
Presión de trabajo (bar)	Diámetro (pulg)	Schedule AISI 304	Viscosidad (Pa-s)	Densidad (kg/m3)	Caudal (m3/s)	Reynolds	e/D	¿Turbulento ?	¿Diámetro más económico?
4.5	1/2"	10S	2.438E-04	1248.3	1.194E-05	5.190E+03	1.E-04	NO	SI

3.15. Diagrama de proceso e instrumentación (P&ID)

En el diagrama la figura 3.12 se resumirá el proceso propuesto en este trabajo y además se propondrá la instrumentación y el control básico para poner en funcionamiento la planta piloto. Este diagrama servirá como paso inicial para una posible automatización del proceso en el futuro, ya que la automatización de la planta piloto no es parte del alcance de este trabajo.

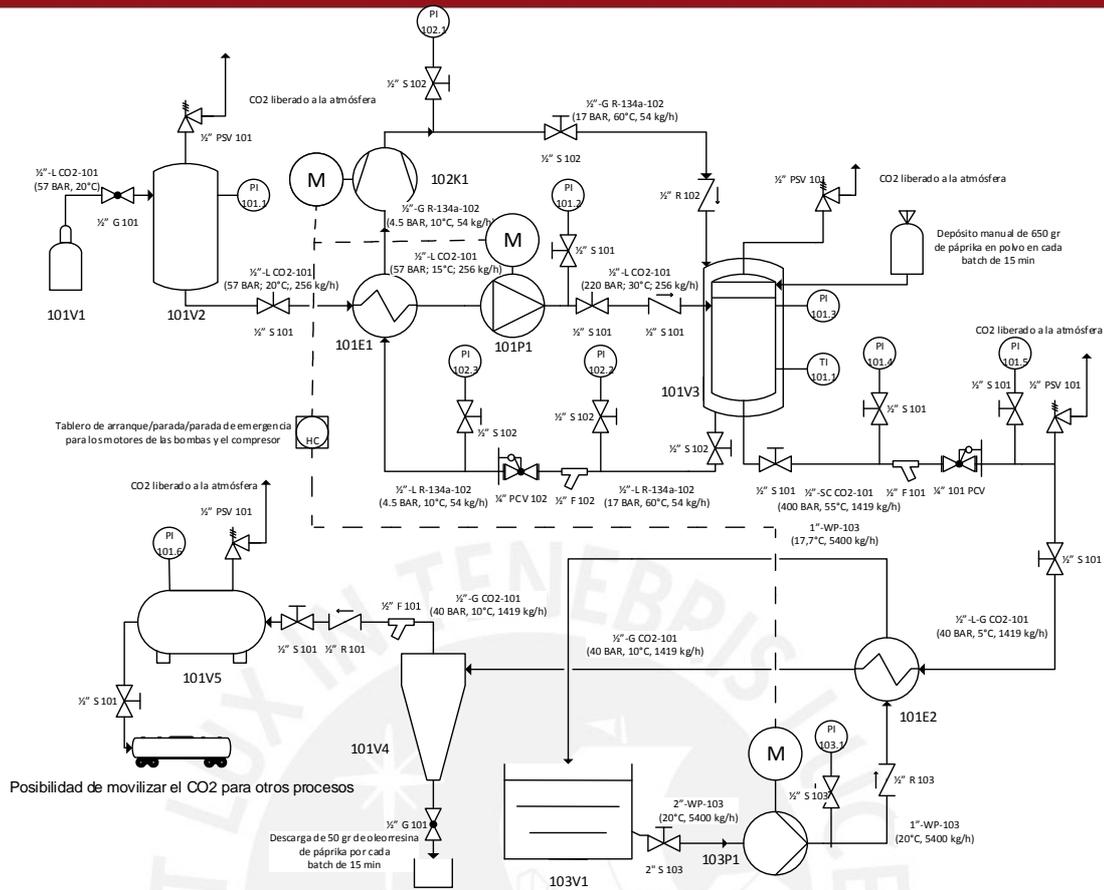


Figura 3.12: P&ID de la planta piloto.

En la tabla 3.32 se tiene una identificación de los tags de los equipos principales que componen el proceso. Adicionalmente, en la tabla 3.33 se tendrá una leyenda para las válvulas y en la tabla 3.34 se tendrá una leyenda para las funciones de los instrumentos del proceso.

Tabla 3.32: Identificación de los equipos principales

TAG	DESCRIPCIÓN
101E1	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS SOLDADAS
101E2	INTERCAMBIADOR DE CALOR DE PLACAS SOLDADAS
101P1	BOMBA RECIPROCANTE DE ÉMBOLO TRÍPLEX
101V1	BOTELLA DE CO2 LÍQUIDO
101V2	TANQUE PULMÓN DE CO2 LÍQUIDO
101V3	RECIPIENTE DE EXTRACCIÓN ENCHAQUETADO
101V4	RECIPIENTE DE SEPARACIÓN
101V5	TANQUE PULMÓN DE CO2 GASEOSO
102K1	COMPRESOR RECIPROCANTE
103P1	BOMBA CENTRÍFUGA
103V1	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA

Tabla 3.33: Identificación de las válvulas del proceso

TAG	DESCRIPCIÓN
XX G ZZZ	VÁLVULA DE COMPUERTA
XX R ZZZ	VÁLVULA CHECK
XX R ZZZ	FILTRO
XX S ZZZ	VÁLVULA DE BOLA

Tabla 3.34: Identificación de las funciones de los instrumentos del proceso

LETRA	1° POSICIÓN	2° POSICIÓN	3° POSICIÓN
C	CONDUCTIVIDAD	CONTROL	CONTROL
H	CONTROL MANUAL	ALTO	ALTO
I	CORRIENTE	INDICADOR	INDICADOR
P	PRESIÓN	-----	-----
S	VELOCIDAD	CAMBIO	SOLENOIDE
T	TEMPERATURA	TRANSMISOR	TRANSMISOR
V	VIBRACIÓN	VÁLVULA	VÁLVULA

3.16. Funcionamiento y control de la planta

A continuación se describirá una propuesta para el funcionamiento de la planta piloto. Los pasos para el funcionamiento de la planta son los siguientes:

- i. Como primer paso se deberá agregar 650 gr de páprika molida en el interior del recipiente de extracci3n de manera manual y dejar cerrada la tapa.
- ii. Luego, se debe abrir la válvula de compuerta de la botella de CO₂ para el llenado del tanque pulm3n de CO₂ líquido, hasta que el man3metro PI 101.1 marque 57 bar.
- iii. Abrir la válvula de descarga del tanque pulm3n de CO₂ líquido y encender la bomba reciprocante y el compresor y regular con presiones de salida de 220 bar y 17 bar respectivamente, mediante los man3metros PI 101.2 y PI 102.1. La válvula del recipiente de extracci3n debe estar cerrada para que el CO₂ líquido se comprima.
- iv. Cuando el man3metro PI 101.3 ubicado en el recipiente de extracci3n marca una presi3n interna de 220 bar, se debe apagar la bomba reciprocante y dejar solo funcionando el compresor del R-134a hasta que la temperatura señalada por la termocupla TI 101.1 marque 55°C y el man3metro PI101.3 marque 400 bar, en ese momento se deberá apagar el compresor del sistema del R-134a y dejar reposando la

- mezcla de CO₂ con la páprika por ubicada dentro del recipiente de extracción por 15 minutos.
- v. Una vez pasados los 15 minutos de reposo para que se realice la extracción, se enciende la bomba del sistema de agua y se abre la válvula de descarga del recipiente de extracción, para que el CO₂ pase por el regulador de presión, el intercambiador de calor, el recipiente de separación y el tanque pulmón de CO₂ gaseoso.
- vi. Por último, se abre lentamente la válvula de compuerta que est ubicado en la parte inferior del recipiente de separación para depositar la oleorresina de páprika conseguida en un recipiente colector.



CAPÍTULO 4

COTIZACIÓN DE LA PLANTA PILOTO

En el presente capítulo se realizará una cotización de los equipos principales que conforman la planta piloto, los cuales ya han sido seleccionados en el capítulo 3. En este capítulo solo se cotizará la parte mecánica (compra y fabricación de equipos) y se realizará un estimado de la fabricación de tuberías, pues las instalaciones eléctrica y de instrumentación y control no se han tomado en cuenta, debido a que estos trabajos están fuera del alcance de este trabajo. Sin embargo, la cotización realizada en este capítulo ayudará a la organización que desee implementar esta planta piloto a tomar una decisión y le permitirá realizar un presupuesto base.

4.1. Cotización de la planta piloto

Los equipos seleccionados se han cotizado y se han publicado sus cotizaciones en los respectivos anexos. En la tabla 4.1 se cotizará cuánto costará comprar los equipos.

Tabla 4.1: Compra de equipos

Item	Descripción	Cantidad	Precio (US\$)	Tasa de Cambio (S./US\$)	Precio (S./.)
01	Bomba Reciprocante Tríplice de Émbolos Cat 3801KM.CO2 + motor de 12.5 HP de 4 polos	1	\$36,040.00	2.78	S/. 100,191.20
02	Compresor Hermético para R-134a Danfoss SC18GH	1			S/. 580.00
03	Intercambiador de calor de placas soldadas Alfa Laval AXP14	2	\$3,600.00	2.78	S/. 10,008.00
04	Bomba Centrífuga Hidrostral 32/125, diámetro de impulsor 137 mm, caudal 1,5 l/s, Potencia absorbida 0.34 HP + motor de 0.75 HP de 4 polos	1			S/. 4,404.00
TOTAL					S/. 115,183.20

Como se puede observar, los equipos se están cotizando sin considerar el IGV, debido a que este impuesto puede variar de acuerdo a lo que disponga el estado. En la tabla 4.2 se muestra la cotización de cuánto costarían fabricar los diferentes recipientes a presión requeridos (tanque pulmón, recipiente de extracción y recipiente de separación), para esto se han cotizado los materiales más costosos que son las planchas de AISI 316 y para el cálculo de la mano de obra que cobrarían por la fabricación de estos equipos se considerarán que son un 60% del costo del material.

Tabla 4.2: Fabricación de recipientes a presión

Item	Equipo a Fabricar	Descripción del material	Costo material	Costo de mano de obra (0,6 Mat)	Costo Total (US\$)	Tasa de Cambio (S./US\$)	Costo Total (S./.)
01	Tanque pulmón de CO2 líquido	Plancha ASTM A-240 AISI 316 4.76mmx1220mmx2440mm	\$464.06	\$278.44	\$742.50	3.78	S/. 2,806.63
02	Recipiente de extracción	Plancha ASTM A-240 AISI 316 38.10mmx1500mmx2997mm	\$6,157.24	\$3,694.34	\$9,851.58	3.78	S/. 37,238.99
03	Recipiente de separación	Plancha ASTM A-240 AISI 316 3.00mmx1220mmx2440mm	\$261.60	\$156.96	\$418.56	3.78	S/. 1,582.16
04	Tanque pulmón de CO2 gaseoso	Plancha ASTM A-240 AISI 316 19.05mmx1500mmx3000mm	\$2,854.64	\$1,712.78	\$4,567.42	3.78	S/. 17,264.86
TOTAL							S/. 58,892.64

Con los resultados obtenidos en las tablas 4.1 y 4.2 se puede estimar un costo por la ingeniería de diseño de la planta piloto, para ello al costo total de la compra de equipos más la fabricación de los recipientes a presión, se le considerará un 10% para un estimar un costo de “Servicio de Ingeniería”. Adicionalmente, se cotizarán las válvulas de acción manual que se requieren para el funcionamiento de la planta piloto en la tabla 4.3.

Tabla 4.3: Costo de comprar las válvulas para el accionamiento de la planta piloto

ITEM	DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	UNIDAD	PRECIO UNITARIO (\$)	PRECIO TOTAL (\$)	TASA DE CAMBIO	PRECIO TOTAL (S/.)
1	VÁLVULA BOLA SW-F DE 1/2" x 1000 PSI WOG DE ACERO INOXIDABLE AISI 316, ASIENTO DE PTFE	14	PZA	131.12	1,835.68	2.78	5,103.19
2	VÁLVULA BOLA SW-F DE 1/2" x 4500 PSI WOG DE ACERO INOXIDABLE AISI 316, ASIENTO DE PTFE	2	PZA	1,248.00	2,496.00	2.78	6,938.88
3	VÁLVULA BOLA SW-F DE 1/2" x 7000 PSI WOG DE ACERO INOXIDABLE AISI 316, ASIENTO DE PEEK	2	PZA	1,803.13	3,606.26	2.78	10,025.40
TOTAL							S/. 22,067.47

Finalmente, en la tabla 4.4 se ha cotizado cuánto costaría implementar la planta piloto con control manual, como ya se mencionó inicialmente, los costos de automatización no están considerados en el alcance de este trabajo.

Tabla 4.4: Costo estimado para la implementación de la planta piloto

Ítem	Descripción	Costo
1	Compras de equipos	S/. 115,183.20
2	Fabricación de recipientes a presión	S/. 58,892.64
3	Equipos (1 + 2)	S/. 174,075.84
4	Servicios de ingeniería (10% Equipos)	S/. 17,407.58
5	Válvulas de control manual	S/. 22,067.47
6	Montaje de equipos + tuberías + accesorios (20% de 3 + 4 + 5)	S/. 42,710.18

COSTO TOTAL (3 + 4 + 5 + 6) S/. 256,261.08 + IGV

Como se puede observar de la tabla 4.4 el costo para implementar la planta piloto es alto, esto debido principalmente a las presiones altas de trabajo con la que se ha diseñado la planta.

OBSERVACIONES Y RECOMENDACIONES

- i. En el presente trabajo de tesis se ha utilizado agua de proceso para calentar el CO₂ antes del recipiente de separación, por este motivo se ha tenido que reducir la presión a una presión que tenga una temperatura de saturación menor a los 20°C que es a la que se encuentra el agua de proceso, esto impide que se pueda recircular el CO₂. Se podría tener un proceso cíclico si es que en vez de utilizar agua de proceso se utilizara vapor, de esta manera se podría reducir la presión del CO₂ hasta los 57 bar que es el estado inicial del proceso, sin embargo, se decidió no ir por esta opción debido a que se tendría que comparar el costo de comprar una pequeña caldera con su respectivo sistema de alimentación de agua y recirculación de condensado, el costo del combustible que alimente la caldera, la compra de un intercambiador de calor con su respectivo sistema de recirculación de refrigerante y todo esto compararlo con el precio que costaría renovar una botella de CO₂, la cual es una sustancia barata y por este motivo se decidió que no justificaría el costo de recircular el CO₂.
- ii. Se recomendaría evaluar automatizar la planta piloto para volver más eficiente su manipulación, para esto se deberá tomar en cuenta los costos de automatizar las válvulas de bola (válvulas de control manual) que aparecen en el diagrama de procesos e instrumentación, la instalación del sistema de aire comprimido para el accionamiento de las válvulas de control automático, instalación de PLCs en los motores de las bomba y compresores, sistema de transmisión de las señales de los

instrumentos y la implementación del sistema SCADA que permita centralizar las señales y el control de toda la planta.

- iii. La planta piloto puede trabajar con otras opciones además de la paprika siempre que el punto optimo de extraccion este por debajo de las condiciones de diseno de la planta que es $P = 400 \text{ bar}$ y $T = 55^\circ\text{C}$, esto se puede conseguir si al momento de automatizar la planta se trabaja con variadores de frecuencia en los motores de la bomba reciprocante del CO_2 y del compresor del R-134a que permita conseguir distintas presiones y temperaturas de extraccion.
- iv. El costo inicial para implementar un sistema de extraccion de productos usando CO_2 en estado supercrítico es muy alto debido a que se requieren equipos de diseno robusto que trabajen a presiones altas, a esto se le debe sumar los costos de mantenimiento en los que debido a las presiones altas de trabajo las empaquetaduras tendrían un tiempo de vida util corto, por lo que se deberían cambiar con cierta frecuencia. Por este motivo al momento de querer implementar un sistema de este tipo se debería compararlo con las opciones tradicionales de extraccion de productos que si bien tienen un costo inicial mas bajos, presentan procesos adicionales que van a hacer que los costos de operacion sean mayores que los costos de operacion de una planta que utilice CO_2 en estado supercrítico. Solamente mediante un analisis de costos, se podría recien decidir que opcion conviene utilizar y en cuanto tiempo se puede recuperar la inversion

CONCLUSIONES

- i. Se diseñó una planta piloto para extracción de 0,25 kg/h de oleoresina de páprika utilizando como materia prima 2,6 kg/h de páprika molida y 13 kg/h de CO₂, en procesos *batch* de 15 min cada uno. La planta piloto tiene la capacidad de alcanzar 400 bar y 55°C que es el punto óptimo de extracción para la oleoresina de páprika, para esto se definió mediante la ingenier básica los siguientes equipos principales: un recipiente pulmón de CO₂ líquido, dos intercambiadores de placas soldadas, una bomba recíprocante de triple émbolo, un recipiente de extracción enchaquetado, un ciclón que funciona como recipiente de separación y un recipiente de almacenamiento de CO₂ gaseoso. Además, la planta cuenta con sistemas de circulación de fluidos de servicio los cuales son: refrigerante R-134a y agua de proceso.
- ii. En la ingenier básica para la planta piloto se optó por aprovechar el diseño del recipiente de extracción para que funcione como recipiente a presión e intercambiador de calor al mismo tiempo y de esta manera conseguir aumentar la presión y la temperatura en un proceso de calentamiento isocórico para alcanzar las condiciones de extracción. Esta opción, según el ciclo termodinámico, permite un menor gasto energético, lo que se traduce en menores gastos operativos respecto de la opción en la que primero se calienta comprime adiabáticamente el CO₂ mediante una bomba hasta la presión de extracción y luego este mismo se calienta isobáricamente mediante un intercambiador de calor.

- iii. Se concluye que la extracción usando CO_2 supercrítico permite extraer sólo productos de origen orgánicos y que las condiciones óptimas de extracción sólo pueden ser calculadas de manera experimental.
- iv. Se concluye que la extracción usando CO_2 supercrítico es un proceso de alta inversión inicial, pero con bajos gastos de operatividad por la facilidad con la que se pueden controlar sus condiciones de operación.
- v. Se concluye que para las condiciones de operación de la planta piloto, una instrumentación adecuada que permita definir los estados en cada parte del proceso es importante debido a que esta permitirá tener un control lo más estricto posible en la apertura y cierre de las válvulas, lo cual permitirá aproximar las condiciones de trabajo a las calculadas según el diagrama P-h para poder llegar al punto de máxima eficiencia de extracción.
- vi. De todos los equipos seleccionados el más costoso resultó ser la bomba reciprocante de triple émbolo, la cual alcanza un precio aproximado de S/. 100 000, representando un 40% del precio total estimado para la implementación de la planta piloto. Sin embargo, se evitó requerir de una bomba reciprocante de mayor dimensionamiento, lo cuál se hubiera visto reflejado en un incremento de costo, debido a que la mayor parte de la presurización del CO_2 hasta alcanzar su presión de extracción se realizó de manera de calentamiento isocórico dentro del recipiente de extracción y no utilizando una bomba para este propósito.
- vii. La inversión total para implementar la planta piloto es S/. 256,261.08 + IGV, costo que sólo contempla los gastos de ingeniería, compra de materiales y fabricaciones recipientes, compra de equipos y montaje mecánico y de tuberías para un arreglo compacto.

BIBLIOGRAFÍA

- [ALFA LAVAL] ALFA LAVAL. *AlfaDisc. An all-welded Plate Heat Exchanger for Refrigeration.*
- [ALFA LAVAL] ALFA LAVAL. *M10 Plate Heat Exchanger.*
- [ALFA LAVAL, 2004] ALFA LAVAL. *Plate heat exchangers for refrigeration.*
- [ASME, 2010] ASME. *Boiler and Pressure Vessel Code, (2010). VIII Division 1. Rules for Construction of Pressure Vessels.* Edición 2010. New York: ASME
- [ASME, 2010] ASME. *Boiler and Pressure Vessel Code, (2010). VIII Division 2 Alternative Rules. Rules for Construction of Pressure Vessels.* Edición 2010. New York: ASME
- [ASME, 2011] ASME. *Boiler and Pressure Vessel Code, (2011). II Part D. Properties (Metric).* MATERIALS. Edición 2010. Adenda 2011a. New York: ASME.
- [ASTM, 2011] ASTM, (2011). *Designation: A240/A240M – 12a Standard Specification for Chromium and Chromium-Nickel Stainless Steel Plate, Sheet, and Strip for Pressure Vessels and for General Applications.*
- [BLASCO, 2002] BLASCO, Miguel (2002). “Ventajas e inconvenientes de la tecnología de los FSC. Mercado y tendencias”. Valencia: AINIA.
- [BO PIERRE, 1957] BO PIERRE, (1957). “Värmeövergången vid kokande koldmedier i horisontellarör”. *Kylteknisk Tidskrift*. Volumen 3, pp. 129-137.
- [BOYKO, 1967] BOYKO, L. D., KRUSHILIN, G. N., (1967) “Heat transfer and hydraulic resistance during condensation of steam in a horizontal tube and in a bundle of tubes”. *Int. J. Heat Mass Transfer*. Volumen 10, pp. 361.
- [BUONOPANE, 1963] BUONOPANE, R.A., TROUPE, R.A., MORGAN J.C., (1963). “Heat Transfer Design Method for Plate Heat Exchangers”. *Chem. Eng. Prog.*, volumen 59, número 7, pp. 57.
- [CAPILLA, 2002] CAPILLA, Victoria, (2002). “APLICACIONES INDUSTRIALES: CASOS PRÁCTICOS”. Valencia: AINIA.
- [CHANG, 2003] CHANG, Raymond, (2003). “Las Fuerzas Intermoleculares y los Líquidos y Sólidos”. En CHANG, Raymond. *Química*. México D.F.: McGraw-Hill, pp. 453-454.

- [CAT PUMPS, 2009] CAT PUMPS, (2009). *38 Frame Block-Style Stainless Steel Plunger Pump*. Minneapolis.
- [CAT PUMPS, 2011] CAT PUMPS, (2011). *Pump Catalog*. Minneapolis.
- [CAT PUMPS, 2011] CAT PUMPS, (2011). *CO2 PUMPINGSOLUTIONS*. Minneapolis.
- [CHEMICALOGIC, 1999] CHEMICALOGIC CORPORATION, (1999). CO2 Mollier Diagram (Pressure-Enthalpy Diagram) in Metric Units. <http://www.chemicalogic.com/Documents/co2_mollier_chart_met.pdf>
- [COULSON, 2005] COULSON, RICHARDSON, (2005). *CHEMICAL ENGINEERING DESIGN*. Volumen 6. Cuarta edición. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann
- [DANFOSS, 2011] DANFOSS, (2011). *SC18GH Heat Pump Compressor R134a 220-240V 50/60Hz*.
- [DANFOSS, 2013] DANFOSS, (2013). *Catálogo de Selección Rápida 2013. Controles automáticos, controles electrónicos, compresores, unidades condensadoras y conjuntos de compresores para todos los refrigerantes*.
- [DAVIS, 1964] DAVIS E.J., DAVID M.M., (1964). "Two Phase Gas-Liquid Convection Heat Transfer" *Ind. Eng. Chem. Funda.* Volumen. , pp. 111 - 118)
- [DHAR, 2010] DHAR, Deepak, (2010). "States of Matter". *Resonance*. 2010, vol.15, No.6, pp.514-525.
- [EHLERS, 2006] EHLERS D, E CZECH, KW QUIRIN, R Weber, (2006), "Distribution of aflatoxins between extract and extraction residue of paprika using supercritical carbon dioxide". *Phytochem. Anal.*, número 17, pp. 114-120.
- [FERNÁNDEZ, 2008] FERNÁNDEZ-TRUJILLO, Pablo, (2008). Extracción con CO2 supercrítico de oleorresina y otras fracciones de pimentón dulce y picante. Murcia.
- [GARCÍA, 2002] GARCÍA, José (2002). "Introducción a la Tecnología de los Fluidos Supercríticos. Evolución histórica y aplicaciones extractivas de interés". Lima: AINIA.
- [GNAYFEED, 2001] GNAYFEED MH, HG DAOOD, V LILE, PA BIACS. (2001). "Supercritical CO₂ and subcritical propane extraction of paprika and quantification of carotenoids, tocopherols, and capsaicinoids". *J. Agric. Food Chem.*, número 49, pp. 2761-2766.

- [GOVINDARAJAN, 1986] GOVINDARAJAN V.S., (1986). “Capsicum production”. Technology. Chemistry and Quality II: Processed products. Standard. World production and trade. CRC Rev. Food Sei. Nutr 23, 207-288.
- [HIDROSTAL, 2012] HIDROSTAL, (2012). *BOMBA CENTRIFUGA ISO 2858*.
- [ILLÉS, 1999] ILLÉS V, HD DAOOD, PA BLACS, MH. GNAYFEED, B. MESZAROS, (1999). “Supercritical CO₂ and subcritical propane extraction of spice red pepper oil with special regard to carotenoid and tocopherol content”. J Chromat. Sci., número 37, pp. 345-352.
- [IIR, 1994] THE INTERNATIONAL INSTITUTE OF REFRIGERATION (IIR), (1994). *PRESSURE/ENTHALPY CHARTS FOR REFRIGERANTS. Tetrafluoroethane (refrigerant 134a)*. Paris.
- [JAHESA] JAHESA. *JAHESA S.A. ACEROS INOXIDABLES. PLANCHAS, TUBOS, BARRAS, ÁNGULOS, PLATINAS, ACCESORIOS, SERVICIOS*. Lima.
- [JAHESA, 2013] JAHESA, (2013). *COTIZACIÓN E03-1306013*. Lima.
- [KNOWLES, 1988] KNOWLES D. E., (1988). Supercritical fluid chromatography: a new technique for AOAC. *Milchwissenschaft*, pp.71 – 451.
- [KRUKONIS, 1994] KRUKONIS V., G. BRUNNER, M. PERRUT, (1994). “Industrial operations with supercritical fluids: current processes and perspectives on the future”. III Intern. Symp. Supere, fluids. Estrasburgo.
- [LAZARTE, 2010] LAZARTE, Roberto, (2010). *IM2-CAP.1- Inox. 6.- Aceros Inoxidables* [Diapositivas]. Lima: PUPC.
- [MCADAMS, 1954] MCADAMS W.H., (1954). *Heat Transmission*. Tercera Edición. Capítulo 7. New York: McGraw-Hill
- [MCNAUGHTON, 1992] MCNAUGHTON, Kenneth, (1992). *Bombas. Selección, Uso y Mantenimiento*. Traducción de Francisco G. Noriega. Primera edición. México D.F.: McGraw-Hill
- [MEGYESY, 1992] MEGYESY, Eugene, (1992). *MANUAL DE RECIPIENTES A PRESIÓN. Diseño y cálculo*. México D.F.
- [MENDIOLA, 2008] MENDIOLA, José, (2008). *Extracción de compuestos bioactivos de microalgas mediante fluidos supercríticos*. Tesis del nivel correspondiente al título de Doctor en Ciencia y Tecnología de los Alimentos. Madrid: Universidad Autónoma de Madrid, Facultad de Ciencias.

- [PASTOR, 2005] PASTOR, Ana e Iván JACHMANIÁN, (2005). "Supercritical Fluid Technology". Florianopolis: EMERTEC.
- [PEUSCH, 1997] PEUSCH M, E MULLER-SEITZ, M PETZ, A MULLER, E. ANKLAM, (1997). "Extraction of capsaicinoids from chillies (*Capsicum frutescens* L) and paprika (*Capsicum annum* L) using supercritical fluids and organic solvents". *Z. Lebensm. Unters. Forsch. A*, número 204, pp. 351-355.
- [RODRÍGUEZ, 2008] RODRÍGUEZ, Jorge, (2008). "Método omega". *Resistencia de materiales 2*. Lima: Pontificia Universidad Católica del Perú.
- [RPP NOTICIAS, 2012] RPP NOTICIAS, (2012). "Exportadores peruanos preocupados por paprika china". Conferencia presentada en la Asociacion de Exportadores (ADEX). Entrevista del 19 de diciembre a Jorge Chepote presidente del Comite de Capsicum de ADEX. Lima. <www.rpp.com.pe/2012-12-19-exportadores-peruanos-preocupados-por-paprika-china-noticia_550734.html >
- [RUIZ, 2005] RUIZ, Pedro (2005). Aplicacion del Dioxido de Carbono Supercritico al Procesado de Alimentos: Nata, Subproductos del Refinado de Aceites Vegetales y Zumo de Naranja. Tesis del nivel correspondiente al tıtulo de Doctor en Farmacia. Madrid: Universidad Complutense de Madrid.
- [SANCHEZ, 2005] SANCHEZ, Francisco, (2005). "Tecnicas de Extraccion de Aceites Esenciales". Bogota: Universidad Nacional de Colombia Sede Palmira.
- [SCHNEIDER, 1978] SCHNEIDER, G. M., (1978). Physical-chemical principles of extraction with above-critical gases. *Angew.Chem.*, pp.90 – 762.
- [SCOTIABANK, 2009] SCOTIABANK, (2009). Paprika. Lima.
- [SHAMES, 1995] SHAMES, Irving (1995). *Mecanica de fluidos*. Santafe de Bogota: McGraw-Hill
- [SKERGET, 1998] SKERGET M, Z KNEZ, Z. NOVAK, D. BARMAN, (1998). "Separation of paprika components using dense CO₂". *Acta Alimentaria*, numero 27, pp. 149-160.
- [SKERGET, 2001] SKERGET M., Z. KNEZ, (2001). "Modeling high pressure extraction process". *Comp. Chem. Engin.*, numero 25, pp. 879-886.
- [SWAGELOK, 2013] SWAGELOK, (2013). *Pressure Regulators K Series*.
- [TECNIFLOW, 2013] TECNIFLOW, (2013). *Cotizacion TF-CBR/0884/13. Referencia Bomba alta presion CAT*. Lima.

- [UPM, 2010] UNIVERSIDAD POLITÉCNICA MADRID, (2010). “Procesos Industriales Aplicados a los Aceite Esenciales”. En UNIVERSIDAD POLITÉCNICA MADRID. *Uso Industrial de Plantas Aromáticas y Medicinales*. Madrid: OCW, pp. 72.
- [VESOVIC, 1990] VESOVIC V., W. A. WAKEHAM, G. A. OLCHOWY, J. V. SENGERS, J. T. R. WATSON, J. MILLAT. *The Transport Properties of Carbon Dioxide*. Londres.
- [VESPER, 1997] VESPER H, S. NITZ, (1997). “Composition of extracts from paprika (*Capsicum annum* L.) obtained by conventional and supercritical fluid extraction”. *Adv. Food Sci.* Número 19, pp. 172-177.

