



**UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO**



**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA  
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**

**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERIA QUÍMICA**

**“Sistema de recuperación de Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>) de la destilería**

**Naylamp E.I.R.L para su conversión en bonos de carbono”**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO(A) QUÍMICO(A)**

**PRESENTADO POR:**

**Bach. YESSICA YANETT BOCANEGRA HUAMAN**

**Bach. MANUEL JESUS DAMIAN GUTIERREZ**

**ASESORA:**

**Dra. BLANCA MARGARITA ROMERO GUZMAN**

**LAMBAYEQUE-PERÚ  
2021**



**UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO**



**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA  
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**

**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERIA QUÍMICA**

**“Sistema de recuperación de Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>) de la destilería**

**Naylamp E.I.R.L para su conversión en bonos de carbono”**

**TESIS**


**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE**

**INGENIERO(A) QUÍMICO(A)**


**APROBADO POR:**

  
\_\_\_\_\_  
Dr. Cesar Alberto García Espinoza

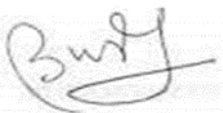
**PRESIDENTE**

  
\_\_\_\_\_  
M.Sc. Rubén Darío Sachún García

**SECRETARIO**

  
\_\_\_\_\_  
M.Sc. Ronal Alfonso Gutierrez Moreno

**VOCAL**

  
\_\_\_\_\_  
Dra. Blanca Margarita Romero Guzmán

**ASESORA**



**ACTA DE SUSTENTACIÓN**  
**ACTA DE SUSTENTACIÓN VIRTUAL N°048-2021-UIINV-VIRTUAL-FIQIA**

Siendo las 11 am del día 28 de Diciembre del 2021, se reunieron vía plataforma virtual, [meet.google.com/bzx-jmpx-kqg](https://meet.google.com/bzx-jmpx-kqg) los miembros de jurado evaluador de la Tesis Titulada: **“Sistema de recuperación de Dióxido de Carbono(CO<sub>2</sub>) de la destilería NAYLAMP EIRL, para su conversión en bonos de Carbono”**, designados por Decreto N° 014-2020 UINV-VIRTUAL-FIQIA. de fecha 19 de Octubre del 2020 con la finalidad de Evaluar y Calificar la sustentación de la tesis antes mencionada, conformados por los siguientes docentes:

- Dr Cesar García Espinoza (.Presidente)
- MSc Rubén Darío Sachún García. (Secretario)
- MSc Ronald Alfonso Gutierrez Moreno (Vocal).

La tesis fue asesorada por la Dra Blanca Margarita Romero Guzman nombrado (a) por Decreto N° 042-2020 UINV-FIQIA de fecha 10 de Diciembre del 2020. El acto de sustentación fue autorizado por Resolución N° 361-2021-D-FIQIA-VIRTUAL de fecha 22 de Diciembre del 2021. La Tesis fue presentada y sustentada por los Bachilleres: Yessica Yanett Bocanegra Huamán y Manuel Jesús Damián Gutierrez y tuvo una duración de 70 minutos.

Después de la sustentación, y absueltas las preguntas y observaciones de los miembros del jurado; se procedió a la calificación respectiva, otorgándole el calificativo de (18) (dieciocho) en la escala vigesimal, mención MUY BUENO. Por lo que quedan APTO (s) para obtener el Título Profesional de Ingeniero Químico de acuerdo con la Ley Universitaria 30220 y la normatividad vigente de la Facultad de Ingeniería Química e Industrias Alimentarias y la Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo.

Siendo las 12 y 15 minutos . se dio por concluido el presente acto académico, dándose conformidad al presente acto, con la firma de los miembros del jurado.

Firmas

Dr. Cesar Alberto Garcia Espinoza  
Presidente

M.Sc. Ruben Dario Sachun Garcia  
Secretario

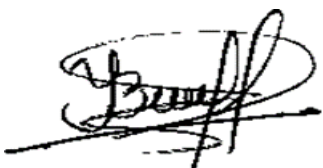
M.Sc. Ronald Alfonso Gutierrez Moreno  
Vocal

Dra. Blanca Margarita Romero Guzman  
Asesor

## DECLARACION JURADA DE ORIGINALIDAD

Bach. Yessica Yanett Bocanegra Huaman y Bach. Manuel Jesus Damian Gutierrez ; Investigadores principales; Dra. Blanca Margarita Romero Guzmán, Asesor del Trabajo de Investigación “SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO (CO<sub>2</sub>) DE LA DESTILERÍA NAYLAMP E.I.R.L PARA SU CONVERSIÓN EN BONOS DE CARBONO”, declaramos bajo juramento que este trabajo no ha sido plagiado, ni contiene datos falsos. En caso se demostrará lo contrario, asumimos responsablemente la anulación de este informe y por ende el proceso administrativo a que hubiera lugar, que puede conducir a la anulación del título o grado emitido como consecuencia de este informe.

Lambayeque, 28 de diciembre 2021



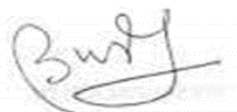
Bach. Yessica Yanett Bocanegra Huaman

**Investigadora**



Bach. Manuel Jesus Damian Gutierrez

**Investigador**



Dra. Blanca Margarita Romero Guzmán

**ASESORA**



**UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**  
**UNIDAD DE INVESTIGACION**



**“Año del Fortalecimiento de la Soberanía Nacional.”**

**CONSTANCIA DE SIMILITUD**

**Nº004-2022-VIRTUAL-UINV-FIQIA**

**LA DIRECTORA DE LA UNIDAD DE INVESTIGACIÓN DE LA FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO, HACE CONSTAR:**

Que, el Bachiller: **DAMIAN GUTIERREZ MANUEL JESUS**, de la escuela profesional de **Ingeniería Química**, ha cumplido con presentar la **SIMILITUD DE ORIGINALIDAD DE LA TESIS (TURNITIN)**; como requisito indispensable para la sustentación de la tesis; según detalle:

- **TITULO DE LA TESIS:** “Sistema de recuperación de Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>) de la destilería Naylamp E.I.R.L para su conversión en bonos de carbono.”
- **INDICE DE SIMILITUD:**           **11%**
- **ASESORA:**                           **Dra. BLANCA MARGARITA ROMERO GUZMAN**

Se expide la presente, para la tramitación del Título Profesional; dispuesto en la **Directiva para la evaluación de originalidad de los documentos académicos, de investigación formativa y para la obtención de Grados y títulos de la UNPRG:**

Lambayeque, 18 de enero del 2022

ATENTAMENTE,



.....  
Dra. TARCILA A. CABRERA SALAZAR  
DIRECTORA DE LA UNIDAD DE INVESTIGACION

C.C. Archivo



**UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**  
**UNIDAD DE INVESTIGACION**



**“Año del Fortalecimiento de la Soberanía Nacional.”**

**CONSTANCIA DE SIMILITUD**

**Nº001-2022-VIRTUAL-UINV-FIQIA**

**LA DIRECTORA DE LA UNIDAD DE INVESTIGACIÓN DE LA FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL PEDRO RUIZ GALLO, HACE CONSTAR:**

Que, la Bachiller: **BOCANEGRA HUAMAN YESSICA YANETT**, de la escuela profesional de **Ingeniería Química**, ha cumplido con presentar la **SIMILITUD DE ORIGINALIDAD DE LA TESIS (TURNITIN)**; como requisito indispensable para la sustentación de la tesis; según detalle:

**TITULO DE LA TESIS:** “Sistema de recuperación de Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>) de la destilería Naylamp E.I.R.L para su conversión en bonos de carbono.”

- **INDICE DE SIMILITUD:**           **11%**
- **ASESORA:**                           **Dra. BLANCA MARGARITA ROMERO GUZMAN**

Se expide la presente, para la tramitación del Título Profesional; dispuesto en la **Directiva para la evaluación de originalidad de los documentos académicos, de investigación formativa y para la obtención de Grados y títulos de la UNPRG:**

Lambayeque, 12 de enero del 2022

ATENTAMENTE,



.....  
Dra. TARCILA A. CABRERA SALAZAR  
DIRECTORA DE LA UNIDAD DE INVESTIGACION

C.C. Archivo

## **DEDICATORIA**

Este presente trabajo de investigación es dedicado primeramente a Dios, quien es mi motivación de seguir adelante sabiendo que con él todo es posible. A mis padres Daniel Bocanegra Dávila y Teresa Huamán Padilla, a quienes honró por todo su esfuerzo y confianza puesta en mí, desvelándose día a día por querer darme lo mejor A mis abuelos Jaime Bocanegra y Leonila Dávila quienes siempre han sido un soporte con sus oraciones. A mi tía Natividad Huamán Padilla quien fue como una madre para mí, que por circunstancias difíciles hoy ya no se encuentra con nosotros. A todas las personas que estuvieron dándome una palabra de amino para proseguir a la meta.

**Yessica Yanett Bocanegra Huaman**

Dedicar este trabajo primeramente a Dios, por haberme dado la vida y permitir el poder llegar hasta esta etapa en mi vida., a mis padres Jose Manuel Damian Montalvan y Carmen Rosa Gutierrez Gonzales, por todo su apoyo, educación y amor que siempre me brindaron y que me enseñaron que con perseverancia todo se puede lograr; a mis hermanos Ruth, Jair, Keren y Obed que siempre me brindaban su apoyo y cariño me impulsaban a seguir a delante y a todas las personas que siempre estuvieron apoyando día a día.

**Manuel Jesus Damian Gutierrez**

## **AGRADECIMIENTOS**

Al terminar esta tesis nos embarga mucha emoción, saber que se ha culminado una etapa muy importante para nosotros, de pensar que fue ayer cuando escuchamos por el radio nuestro nuestros nombres como ingresantes a la escuela de Ingeniería Química de la flamante Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo, donde se dio inicio a nuestra formación profesional por ellos hemos visto conveniente expresar nuestro sincero agradecimiento a los siguientes:

A Dios por sus bendiciones, su amor y su bondad quien fue nuestra fortaleza en medio de momento difíciles, quien nos ayudó a culminar esta etapa exitosamente, toda la gloria y honra sea para él.

A nuestros padres, quienes se desvelaron muchas noches olvidando el cansancio por nuestro bienestar, ellos fueron quienes nos inculcaron el temor a Dios y nos heredaron la educación forjada en valores.

A nuestra Alma mater, la flamante Universidad Nacional Pedro Ruiz Gallo, donde aprendido que todo esfuerzo tiene su recompensa, y hoy podemos ver el fruto de nuestro esfuerzo.

A Vanessa, Fatima y Katy , amigos con quienes descubrimos lo bonito de contar con amistades verdaderas y genuinas .

A la Dra Blanca Margarita, nuestra asesora, por su apoyo y su tiempo para culminar con éxito la presente investigación.

Al Lic Martin y la Ing. Gladys por su apoyo y darnos las facilidades de poder realizar el presente trabajo de investigación en las instalaciones de la Destilería Naylamp E.I.R.L.

A Lino Crisóstomo, por brindarnos el apoyo y facilidades de realizar los análisis en las instalaciones del laboratorio de la planta de energía de la empresa Backus de Motupe.

¡Muchas gracias!



## INDICE GENERAL

RESUMEN.....	10
ABSTRACT.....	11
I.INTRODUCCION .....	12
II.ANTECEDENTES Y MARCO TEORICO .....	14
2.1. ANTECEDENTES.....	14
2.2. BASE TEORICA .....	15
2.2.1. Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> ).....	15
2.2.2. Gases de efecto invernadero (GEI) .....	15
2.2.3. Potencial de calentamiento PCG.....	15
2.2.4. Huella de carbono.....	16
2.2.5. Dióxido de carbono equivalente (CO <sub>2</sub> eq).....	16
2.2.6. Protocolo de Kioto .....	16
2.2.7. Acuerdo de Paris .....	16
2.2.8. Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL) .....	17
2.2.9. Bonos de carbono .....	17
2.2.10. Situación en el Perú.....	18
2.2.11. Industrias alcoholeras en el Perú.....	18
2.2.12. Sistemas recuperación de CO <sub>2</sub> .....	20
III.MATERIALES Y METODOS .....	24
3.1. Tipo de investigacion .....	24
3.2. Definición y operacionalización de variables .....	24
3.3. Población y muestra .....	24
3.3.1 Población:.....	24
3.3.2 Muestra:.....	24
3.4. Diseño del sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> .....	25
3.4.1. Selección del proceso de recuperación de CO <sub>2</sub> con el método de criterio técnico....	25
3.4.2. Descripción del sistema seleccionado .....	25
3.4.3. Diseño del proceso .....	27
3.4.4. Balance de materia del proceso .....	30
3.4.5. Diseño de los equipos.....	30
3.5. Materiales, reactivos y equipos .....	35
3.5.1. Materiales .....	35
3.5.2. Reactivos .....	36
3.5.3. Equipos.....	37
3.6. Experimentación .....	37

3.6.1. Construcción de un prototipo .....	37
3.6.2. Toma de muestra .....	39
3.6.3. Cálculo de Rendimiento del prototipo del sistema de recuperación CO <sub>2</sub> .....	40
3.6.4. Análisis de CO <sub>2</sub> (v/v) con el equipo “comprobador de pureza de CO <sub>2</sub> (99-100%) HAFFMAN” .....	46
3.6.5. Cálculo de huella de carbono .....	46
3.6.6. Cuantificación de bonos de carbono .....	47
IV. RESULTADOS Y DISCUSIONES .....	48
4.1. Rendimiento del sistema .....	48
4.2. Diagnóstico de las emisiones de CO <sub>2</sub> en la etapa fermentativa.....	48
4.3. Pureza de CO <sub>2</sub> de salida del sistema .....	49
4.4. Bonos de carbono recuperados en el área de fermentación de la destilería Naylamp E.I.R.L.....	50
4.5. Valorización de bonos de carbono en el área de fermentación de la destilería Naylamp E.I.R.L.....	50
V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	51
5.1. Conclusiones .....	51
5.2. Recomendaciones.....	52
VI. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	53
VII. ANEXOS.....	57
ANEXO 1: Diseño y calculos .....	57
7.1. Balance de materia: .....	57
7.2. Diseño del tanque de geomembrana.....	63
7.3. Diseño del lavador.....	65
7.4. Diseño de tanque de torre empacada.....	77
7.5. Diseño de compresor .....	80
7.6. Diseño del tanque de almacenamiento de CO <sub>2</sub> .....	83
7.7. Conversión de concentración de CO <sub>2</sub> de % volumen a % peso .....	88
7.8. Valoración del ácido sulfúrico .....	89
ANEXO 2: Armado de tanques de acrílico transparente .....	90
ANEXO 3: Toma de muestra de CO <sub>2</sub> del tanque fermentador .....	91
ANEXO 4: Instalación del prototipo del sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> .....	92
ANEXO 5: Puesta en marcha del prototipo .....	94
ANEXO 6: Toma de muestra a la salida del prototipo.....	95
ANEXO 7: Preparación de reactivos.....	96
ANEXO 8: Medidor de CO <sub>2</sub> Haffman .....	99
ANEXO 9: Información de diseño.....	104
ANEXO 10: Precio social del carbono y precio del dólar .....	108

## INDICE DE TABLAS

<b>Tabla 1</b>	Fuentes principales de emisiones de CO <sub>2</sub> en el Perú.....	18
<b>Tabla 2</b>	Operacionalización de variables.....	24
<b>Tabla 3</b>	Evaluación de los factores para la elección del proceso.....	25
<b>Tabla 4</b>	Lista de equipos en el sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.....	29
<b>Tabla 5</b>	Lista de fluidos que ingresan y salen el sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.....	29
<b>Tabla 6</b>	Cuadro de Resumen de Balance de materia del sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.....	30
<b>Tabla 7</b>	Enumeración de muestras tomadas a la entrada y salida del prototipo. ....	39
<b>Tabla 8</b>	Enumeración de muestras tomadas a la salida del prototipo para el análisis en el medidor de pureza Haffman. ....	40
<b>Tabla 9</b>	Datos del análisis de Hidróxido de Sodio burbujeado con las muestras de gases.....	42
<b>Tabla 10</b>	Peso de CO <sub>2</sub> presente en las muestras de gases de la entrada al prototipo. ....	43
<b>Tabla 11</b>	Peso de CO <sub>2</sub> presente en las muestras de gases de la salida del prototipo.....	44
<b>Tabla 12</b>	Flujos de CO <sub>2</sub> (g/s) de las muestras de entrada y salida del prototipo.....	45
<b>Tabla 13</b>	Rendimiento del sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> .....	48
<b>Tabla 14</b>	Pureza de las corrientes de salida del sistema de recuperación.....	49
<b>Tabla 15</b>	Corrientes obtenidas de la simulación de obtención de etanol a partir de caña de azúcar. ....	104
<b>Tabla 16</b>	Ficha técnica del tanque de geomembrana.....	109
<b>Tabla 17</b>	Ficha técnica del lavador de gases .....	110
<b>Tabla 18</b>	Ficha técnica de la torre empacada.....	111
<b>Tabla 19</b>	Ficha técnica de bomba centrífuga.....	112
<b>Tabla 20</b>	Ficha técnica de compresor .....	112
<b>Tabla 21</b>	Ficha técnica de tanque de almacenamiento de CO <sub>2</sub> .....	113

## INDICE DE IMÁGENES

<b>Figura 1</b>	Diagrama de bloques del proceso de elaboración de etanol a partir de la melaza .....	20
<b>Figura 2</b>	Unidad de recuperación de CO <sub>2</sub> Haffman.....	21
<b>Figura 3</b>	Unidad de purificación de CO <sub>2</sub> PUR-A/D .....	22
<b>Figura 4</b>	Haffmans ECO2BREW .....	23
<b>Figura 5</b>	Diagrama de nubes del sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> .....	27
<b>Figura 6</b>	Diagrama de flujo del sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp ....	28
<b>Figura 7</b>	Tanque de geomembrana de PVC. ....	31
<b>Figura 8</b>	Corte transversal del lavador de gases.....	32
<b>Figura 9</b>	Vista lateral del lavador de gases.....	32
<b>Figura 10</b>	Vista 3D de torre empacada.....	33
<b>Figura 11</b>	Vista 3D de bomba centrífuga .....	34
<b>Figura 12</b>	Armado de los tanques de acrílico transparente. ....	90
<b>Figura 13</b>	Armado del tanque lavador de gases .....	90
<b>Figura 14</b>	Captura de CO <sub>2</sub> a la salida del tanque fermentador del mes de abril .....	91
<b>Figura 15</b>	Toma de muestra de gases a la salida del fermentador del mes de junio.....	91

<b>Figura 16</b>	Toma de muestra de gases a la salida del fermentador del mes de julio.....	92
<b>Figura 17</b>	Instalación del lavador de gases en la Destilería Naylamp.....	92
<b>Figura 18</b>	Instalación del tanque de torre empacada. ....	93
<b>Figura 19</b>	Instalación del prototipo del sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> .....	93
<b>Figura 20</b>	Puesta en marcha del lavador de gases. ....	94
<b>Figura 21</b>	Puesta en marcha del lavador de gases. ....	94
<b>Figura 22</b>	Toma de muestra de gases a la salida del prototipo del mes de abril. ....	95
<b>Figura 23</b>	Toma de muestra de gases a la salida del prototipo del mes de junio.....	95
<b>Figura 24</b>	Toma de muestra de gases a la salida del prototipo del mes de julio. ....	96
<b>Figura 25</b>	Secado del carbonato de calcio.....	96
<b>Figura 26</b>	Desecado del carbonato de calcio.....	96
<b>Figura 27</b>	Preparación de ácido sulfúrico 0,5N y 0,05N.....	97
<b>Figura 28</b>	Análisis de solución patrón de hidróxido de sodio .....	97
<b>Figura 29</b>	Burbujeo de las muestras en solución patrón de hidróxido de sodio.....	98
<b>Figura 30</b>	Pesado de las soluciones de hidróxido de sodio burbujeadas en CO <sub>2</sub> .....	98
<b>Figura 31</b>	Hidróxido de potasio 30% .....	99
<b>Figura 32</b>	Datos técnicos del comprobador de pureza de CO <sub>2</sub> .....	99
<b>Figura 33</b>	Ingreso de solución de hidróxido de potasio 30% en el medidor de pureza de CO <sub>2</sub> . .....	100
<b>Figura 34</b>	Ingreso de la muestra de gas al medidor de pureza de CO <sub>2</sub> . ....	100
<b>Figura 35</b>	Medida del porcentaje de pureza CO <sub>2</sub> de la muestra de gases del mes de abril.....	101
<b>Figura 36</b>	Medida del porcentaje de pureza CO <sub>2</sub> de la muestra de gases del mes de junio.....	102
<b>Figura 37</b>	Medida del porcentaje de pureza CO <sub>2</sub> de la muestra de gases del mes de Julio. ....	103
<b>Figura 38</b>	Procedimiento de análisis de hidróxido de sodio.....	105
<b>Figura 39</b>	Criterio de selección de la bomba.....	106
<b>Figura 40</b>	Criterio de selección del compresor.....	106
<b>Figura 41</b>	Especificaciones del gel de sílice.....	107
<b>Figura 42</b>	Esfuerzo máximo permisible del acero inoxidable 304.....	107
<b>Figura 43</b>	Precio social del carbono en el Perú. ....	108
<b>Figura 44</b>	Precio de cambio del dólar .....	108

## RESUMEN

Las emisiones de CO<sub>2</sub> del sector industrial contribuyen al incremento de los gases de efecto invernadero y preocupación medioambiental, por el cual la presente investigación tiene como objetivo diseñar un sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> del proceso de fermentación de la destilería Naylamp E.I.R.L – Chiclayo y su conversión en Bonos de Carbono, para lo cual se siguieron las siguientes etapas : 1) Selección del sistema de recuperación( Sistema Haffman,) 2) Balance de materia en la fermentación( alimentación a la columna de mosto de 5800 L/h, 9°GL), 3) Diseño (tanque geomembrana, lavador de gases, torre empacada, compresor, tanque de almacenamiento de gas CO<sub>2</sub>), 4) Construcción de prototipo (material de acrílico transparente para lavador de gases y torre empacada; material plastificado para tanque de geomembrana; tuberías de PVC para conexiones y accesorios), 5) Análisis de CO<sub>2</sub> a la salida (cuantitativo - analizador de pureza Haffman) , 6) cuantificación del rendimiento del sistema ( análisis de CO<sub>2</sub> a la entrada y salida del prototipo - titulación ácido -base) y 7) Cuantificación y valorización de bonos de carbono .

Los resultados indican una recuperación de 2428,33 t CO<sub>2</sub>-eq anual del proceso de fermentación con una pureza de 99,47±0,07% p/p equivalente a bonos de carbono valorados en \$17 411,12.

Palabra claves: Fermentación, bonos de carbono, recuperación, pureza

## ABSTRACT

CO<sub>2</sub> emissions from the industrial sector contribute to the increase of greenhouse gases and environmental concern, for which the present research aims to design a system for CO<sub>2</sub> recovery from the fermentation process of the distillery Naylamp E.I.R.. L - Chiclayo and its conversion into Carbon Credits, for which the following stages were followed: 1) Selection of the recovery system (Haffman System), 2) Balance of matter in the fermentation (feeding to the must column of 5800 L/h, 9°GL), 3) Design (geomembrane tank, gas scrubber, packed tower, compressor, CO<sub>2</sub> gas storage tank), 4) Construction of prototype (transparent acrylic material for gas scrubber and packed tower, plastic material for geomembrane tank, plastic material for geomembrane tank, gas scrubber and packed tower, plastic material for geomembrane tank, gas scrubber, compressor, CO<sub>2</sub> gas storage tank), 4) Construction of prototype (transparent acrylic material for gas scrubber and packed tower, plastic material for geomembrane tank); plasticized material for geomembrane tank; PVC pipes for connections and accessories), 5) CO<sub>2</sub> analysis at the outlet (quantitative - Haffman purity analyzer), 6) quantification of system performance (CO<sub>2</sub> analysis at the inlet and outlet of the prototype - acid-base titration) and 7) quantification and valorization of carbon credits.

The results indicate a recovery of 2428.33 t CO<sub>2</sub>-eq per year from the fermentation process with a purity of 99,470.07% w/w equivalent to carbon credits valued at \$17,411.12.

Keyword: Fermentation, carbon credits, recovery, purity.

## I.INTRODUCCION

Las emisiones industriales vienen generando un impacto negativo por su contribución a los gases de efecto invernadero (GEI) que tiene relación con el cambio climático, el cual constituye un problema a nivel global.

Ante este panorama surgió en 1997 como alternativa el protocolo de Kioto, tratado que planificó mitigar las emisiones de GEI a nivel global, resaltando el Dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) como uno de los gases causante del cambio climático en la tierra. Posteriormente El acuerdo de Paris (2015) con el fin de limitar el calentamiento mundial a muy por debajo de 2, preferiblemente a 1,5 grados centígrados, en comparación con los niveles preindustriales y presentar estrategias de desarrollo a largo plazo con bajas emisiones de gases de efecto invernadero.

En 2015 la Comisión Europea publicó el primer plan de Economía circular cuyos objetivos van dirigidos a cambiar la manera de producir y de consumir, abordando diversos desafíos relacionados con los recursos a lo que se enfrenta las empresas y las economías.

El departamento Lambayeque cuenta con siete destilerías que generan grandes cantidades de  $\text{CO}_2$  de manera constante en la etapa de fermentación, lo cuales se emiten al medioambiente y no se aprovechan

Al respecto, García-Rada y Samanez (2016) realizaron un estudio de prefactibilidad en el distrito de san Isidro (Lima) para la instalación de una empresa peruana de servicios de asesoría para la comercialización de bonos de carbono producidos en el territorio demostrando la viabilidad técnica, económica financiera y de mercado, sobre todo teniendo en cuenta que el mercado de bonos de carbono en el Perú se encuentra en una etapa inicial y con el paso del tiempo el valor de los bonos ira en aumento.

Se planteó los siguientes objetivos.

Realizar un diagnóstico de las emisiones de  $\text{CO}_2$  en la etapa de fermentación de la destilería Naylamp E.I.R.L.

Realizar un balance de materia en el área de fermentación.

Diseñar un sistema de recuperación de dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) de la destilería  
Naylamp E.I.R.L.

Cuantificar el  $\text{CO}_2$  recuperado en bonos de carbono

Valorizar los bonos de carbono en el mercado peruano.

La presente investigación pretende contribuir a minimizar las emisiones del  $\text{CO}_2$  al recuperarlo de la industria alcoholera, constituyendo una oportunidad de negocio como bonos de carbono



## **II.ANTECEDENTES Y MARCO TEORICO**

### **2.1. ANTECEDENTES**

Alonso y García (2016) realizaron un estudio de viabilidad de captura y utilización de las emisiones de CO<sub>2</sub> de la etapa fermentativa vinícola (España) mediante una solución de NaOH 50% p/p en base al consumo anual de bebidas alcohólicas a nivel mundial, obteniendo 5461 Kg de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> anualmente, convirtiendo a la industria vinícola en uno de los principales productores de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>.

Carminati et al. (2019) evaluaron la viabilidad de un sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> de una biorrefinería moderna de caña de azúcar de Brasil, logrando capturar el 100% del CO<sub>2</sub> de fermentación y más del 90% de CO<sub>2</sub> de cogeneración, el cual es comercializado como agente de recuperación de petróleo mejorado, concluyendo ser técnica y económicamente factible para una recuperación anual de 5,22 MtCO<sub>2</sub>.

Esquivés y Saavedra (2017) investigaron sobre un Sistema de recuperación y uso de CO<sub>2</sub> de la planta alcoholera industrial Pucallá (Lambayeque) para mitigar el gas de efecto invernadero, utilizando tecnología Haffman, logrando recuperar 6444,99 Tn de CO<sub>2</sub> al año, el cual puede ser aprovechado en otras industrias como el de bebidas carbonatadas, así también permite vender bonos de carbono.

Marchi et al. (2018) evaluaron la instalación de plantas de recuperación en la fermentación de la industria vinícola de Siena (Italia) de una producción total de 6191 t de CO<sub>2</sub> anualmente, se logró recuperar 6135 t CO<sub>2</sub> es decir el 96% de total de CO<sub>2</sub> producido correspondiendo a una mejora en el balance de GEI mediante su almacenamiento en contenedores de alta presión y reutilizándose en actividades producción.

Restrepo-Valencia y Walter (2019) exploraron la viabilidad técnica y económica de 4 casos de captura y almacenamiento de carbono, siendo el caso 1 , evaluación de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub> solo en la etapa de fermentación en un ingenio de caña de azúcar (Brasil), obteniendo una captura de 0,13 Mt de CO<sub>2</sub> anuales(10% de las

emisiones totales de la fábrica), sin embargo, también es posible realizar captura y recuperación de CO<sub>2</sub> en la etapa de combustión del proceso.

## **2.2. BASE TEORICA**

### **2.2.1. Dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>)**

Es un gas compuesto de carbono y oxígeno. incoloro, de olor ligeramente irritante y sabor ácido, que se genera como subproducto también de la combustión de combustibles fósiles procedentes de depósitos de carbono fósil, como el petróleo, el gas o el carbón, de la quema de biomasa, y de los cambios de uso del suelo y otros procesos industriales (Fermentación)

Es el principal gas de efecto invernadero antropógeno que afecta al equilibrio radiactivo de la tierra. Es el gas utilizado como referencia para medir otros gases de efecto invernadero. (IPPC, 2013, p.190).

### **2.2.2. Gases de efecto invernadero (GEI)**

Son componentes gaseosos de la atmósfera, naturales o antropogénicos, que: absorben y emiten radiación en determinadas longitudes de onda del espectro de radiación infrarroja térmica, emitida por la superficie de la Tierra, por la propia atmósfera y por las nubes. Esta propiedad da lugar al efecto invernadero.

El Protocolo de Kioto considera siete gases como principales GEI: dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), óxido nitroso (N<sub>2</sub>O), metano (CH<sub>4</sub>), hexafluoruro de azufre (SF<sub>6</sub>), trifluoruro de nitrógeno (NF<sub>3</sub>), hidrofluorocarbonos (HFC) y perfluoro- carbonos (PFC). El CO<sub>2</sub> es el GEI más importante, el cual es generado de manera natural y antropogénica (COFIDE 2018, p.3)

La concentración de CO<sub>2</sub> en la atmosfera mundial ha alcanzado 418,94 ppm en el mes de julio del año 2021 (Observatorio Mauna Loa, Hawái, 2021)

### **2.2.3. Potencial de calentamiento PCG**

El PCG es un índice específico para cada GEI que expresa su potencial de calentamiento climático en función del valor del CO<sub>2</sub> (convencionalmente admitido como 1). Este índice es calculado en términos del potencial de calentamiento de 1 kg del gas relativo al que produce un kg de CO<sub>2</sub> para un tiempo determinado en la atmósfera (COFIDE 2018, p.3.)

#### **2.2.4. Huella de carbono**

Se define de la siguiente manera:

Indicador de la cantidad de gases de efecto invernadero (GEI) generados y emitidos por una empresa o durante el ciclo de vida de un producto a lo largo de la cadena de producción, a veces incluyendo también su consumo, recuperación al final del ciclo y su eliminación. La Huella de carbono se mide en toneladas equivalentes de dióxido de carbono (tCO<sub>2</sub>e). (Naciones Unidas, 2013, p.3.)

#### **2.2.5. Dióxido de carbono equivalente (CO<sub>2</sub>eq)**

“Una emisión de CO<sub>2</sub>eq, es la concentración de CO<sub>2</sub> que podría causar el mismo grado de forzamiento radiactivo que una mezcla determinada de CO<sub>2</sub> y otros GEI”( Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático [IPCC], 2007. p.36), Significa el número de toneladas métricas de emisiones de CO<sub>2</sub> con el mismo potencial de calentamiento global que una tonelada métrica de otro gas de efecto invernadero.

#### **2.2.6. Protocolo de Kioto**

Es un acuerdo internacional de 37 países, vinculado a la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático. Entro en vigor en el año 2005.

Este acuerdo dio origen a los bonos de carbono donde los países desarrollados y los países en vías de desarrollo aplican políticas y medidas para una reducción y limitación de las emisiones de los gases de efecto de invernadero (López et al, 2016)

#### **2.2.7. Acuerdo de Paris**

Es un tratado internacional que alinea mecanismos procedimentales en que todos los países se comprometan a ejecutar acciones para la reducción de GEI. Fue aprobado el 12 de diciembre de 2015, recién entró en vigencia el 1 de enero de 2020.

El acuerdo de Paris menciona en el artículo 2 los siguientes objetivos:

Mantener el aumento de la temperatura media mundial muy por debajo de 2 °C con respecto a los niveles preindustriales, y proseguir los esfuerzos para limitar ese aumento de la temperatura a 1,5 °C con respecto a los niveles preindustriales, reconociendo que ello reduciría considerablemente los riesgos y los efectos del cambio climático. (United Nations, 2015, p. 3)

### **2.2.8. Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL)**

Mecanismo a partir del protocolo de Kioto que permite que los países en vías de desarrollo puedan realizar proyectos de inversión que mitiguen los gases del efecto de invernadero y obtener beneficios económicos mediante la transferencia de certificados de emisiones reducidas CERs. Es decir que los países desarrollados que hayan asumido el compromiso de reducir o limitar las emisiones, debe poner en práctica o financiar proyectos de reducción de las emisiones en países en desarrollo. (Lino y Marmolejo, 2019)

### **2.2.9. Bonos de carbono**

Son los documentos o certificados a través de los cuales se demuestra la reducción de emisiones de gas de efecto de invernadero (GEI), fue concebido con una finalidad plausible, en su calidad de incentivo económico para la reducción de la emisión de gases de efecto invernadero, partiendo de la lógica de quien contamina debe pagar por el daño que causa. (Ochoa, 2016)

#### **2.2.9.1. Mercado del carbono**

El funcionamiento se define de la siguiente manera:

El sistema otorga incentivos económicos para que empresas privadas contribuyan a la mejora de la calidad ambiental y se consiga regular la emisión generada por sus procesos productivos, considerando el derecho a emitir CO<sub>2</sub> como un bien canjeable y con un precio establecido en el mercado. (López et al, 2016, p. 198)

#### **Tipos de mercado**

- **Mercado Regulado**

También llamado mercado de cumplimiento, el cual fue establecido en el Protocolo de Kioto donde se establecen los tres mecanismos para el cumplimiento de los compromisos de los países en para generar una reducción de las emisiones: el comercio de derecho de emisiones, los mecanismos de desarrollo limpio y la implementación conjunta. (Díaz, 2016).

- **Mercado Voluntario**

Consiste en la compensación voluntaria de emisiones y que se encuentra conformado por los mercados oficiales y los mercados autorregulados. (Díaz, 2016, p. 24)

## **2.2.10. Situación en el Perú**

En el Perú la fuente de emisiones de CO<sub>2</sub> son variadas (Tabla 1) según el último registro del Ministerio del Ambiente.

**Tabla 1**  
*Fuentes principales de emisiones de CO<sub>2</sub> en el Perú*

SECTORES	PORCENTAJE (%)
Uso de suelo, cambio de suelo y Silvicultura	51
Energía	26
Agricultura	15
Desechos	5
Procesos industriales	3

*Nota.* MINAM (2016).

## **2.2.11. Industrias alcoholeras en el Perú**

La industria alcoholera del Perú es una de las sobresalientes, sobre todo en el norte del país, debido a un destacado incremento de siembra de caña de azúcar con diferentes tecnologías de irrigación, además de una alta demanda de alcohol en los últimos años por temas sanitarios.

En la actualidad en el Perú, se produce alcohol a partir de la fermentación de melaza o también llamada miel final, esta fermentación libera una corriente de gas altamente concentrada en CO<sub>2</sub> que va al ambiente. (Martínez y Ramírez, 2017)

### **2.2.11.1 Etapas del proceso**

El proceso de obtención de alcohol en la destilería Naylamp es como se describe en las siguientes etapas:

#### **Dilución**

La miel final o melaza se diluye en agua para la preparación del mosto. Durante esta etapa se le inyectan antibióticos o bactericidas con el propósito de reducir las cargas microbianas que disminuyan la actividad de la levadura en la etapa de fermentación.

### **Incubación**

Del mosto obtenido en la etapa anterior, se separa una corriente la cual servirá para la activación y reproducción de la levadura mediante la inyección de aire, una vez terminada la incubación se vuelve a unir con la corriente mostera principal para ingresar a la etapa de fermentación.

### **Fermentación**

El mosto es transportado a los fermentadores donde previamente han recibido levadura. Este ciclo dura entre 9 y 12 horas, donde se produce el etanol como producto principal y el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ) como subproducto.

Un subproducto de esta etapa, es el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), siendo un gas casi saturado de alta pureza de  $\text{CO}_2$ , que se utiliza comúnmente en las industrias alimentarias como suplementos. (Zhang et al., 2017).

### **Centrifugación**

Posteriormente se bombea hacia un tanque pulmón y a la centrífuga que separa el jugo fermentado (vino) de la levadura.

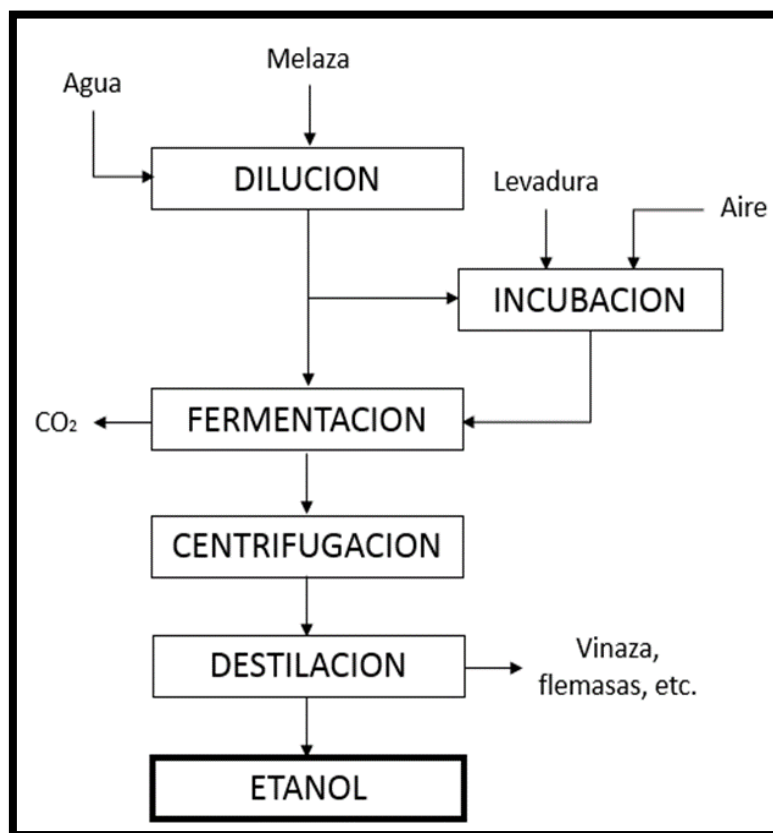
### **Destilación**

El vino se almacena en un tanque pulmón, desde donde pasa a una columna destiladora para obtener alcohol de entre 45° y 50° G.L. (Gay-Lussac). Luego se envía a una hidro selectora para agregarle “agua en contracorriente” y eliminar impurezas volátiles.

Finalmente, se separa el alcohol del excedente de agua obteniendo alcohol etílico de 96° G.L.

**Figura 1**

*Diagrama de bloques del proceso de elaboración de etanol a partir de la melaza*



*Nota.* Destilería Naylamp E.I.R.L

## 2.2.12. Sistemas recuperación de CO<sub>2</sub>

### 2.2.12.1. Unidad de recuperación de CO<sub>2</sub> Haffman

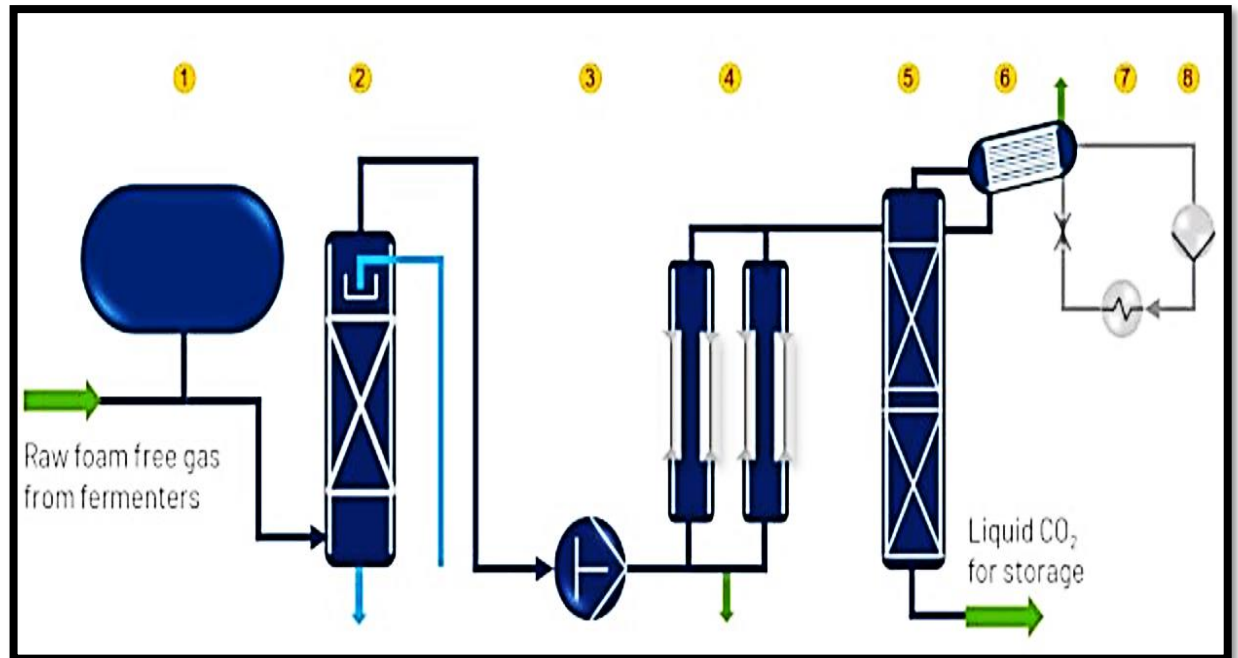
Recupera el CO<sub>2</sub> liberado de la etapa fermentativa obteniendo una pureza mayor a 99,998% v/v con una eficiencia alta, tal como se describe a continuación (Figura 2):

El gas de fermentación sin espuma crudo se alimenta a la planta donde se amortigua en un globo (1) y se limpia de contaminantes solubles en agua como el etanol en el lavador de gas (2). Una unidad de compresor de CO<sub>2</sub> de funcionamiento en seco de 2 etapas (3) aumenta la presión del gas a 18 bares (261 psig) eliminando el condensado en el proceso. El resto de las impurezas y el agua se eliminan en el filtro de carbón activado dual y la unidad de secado (4). La regeneración de esta unidad es automática utilizando elementos calefactores y gas de purga CO<sub>2</sub> seco. La licuefacción de CO<sub>2</sub> tiene lugar en un condensador refrigerado (6) que incluye un condensador de refrigerante (7) y un compresor de refrigerante (8). El O<sub>2</sub> se elimina en el separador (5). El CO<sub>2</sub> líquido

purificado el producto final se transfiere al tanque de almacenamiento in situ.  
(Pentair, 2020, p. 2)

**Figura 2**

*Unidad de recuperación de CO<sub>2</sub> Haffman*



*Nota.* Pentair (2020).

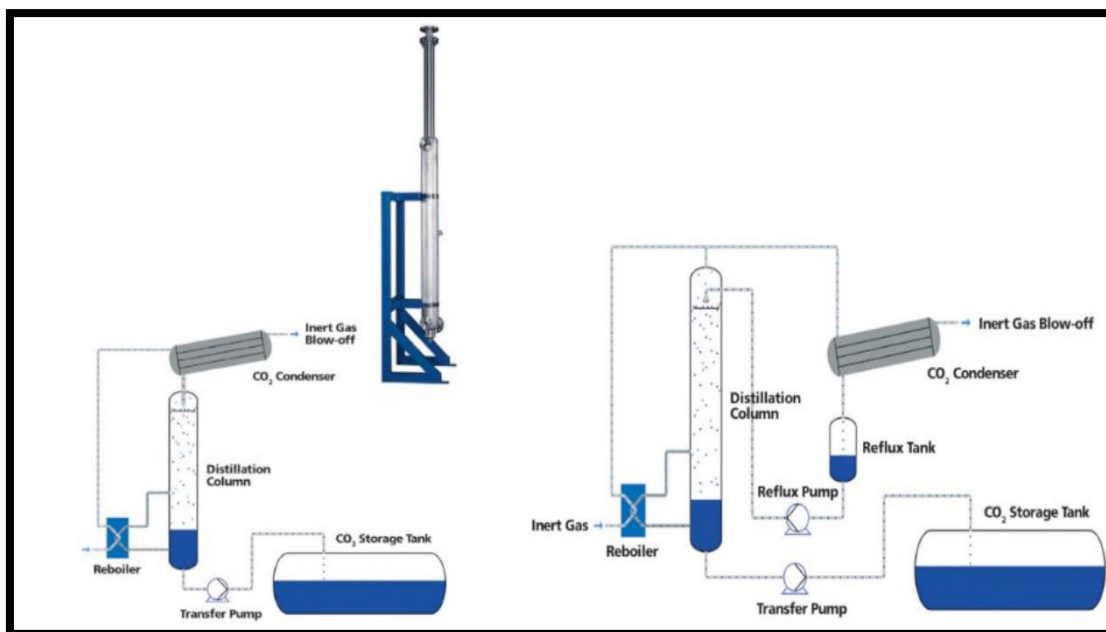
#### **2.2.12.2. Unidad de purificación PUR-A/D**

Asegura una recuperación de CO<sub>2</sub> con una alta pureza y reducción de oxígeno y gases inertes, tal como se describe a continuación:

El gas CO<sub>2</sub> que contiene cantidades sustanciales de gases inertes se conduce desde el deshidratador hasta el calderín. La parte inferior de la columna de destilación está inundada por CO<sub>2</sub> líquido que, debido al reflujo de calor del lado primario del hervidor, se evapora e inicia el proceso de separación en la columna de destilación tal como se muestra en la figura 3. El CO<sub>2</sub> condensado de la planta de recuperación fluye hacia la parte superior de la columna de destilación, a través de una sección de empaque, en contracorriente con el gas ascendente generado por el calderín. Los gases no condensables se eliminan y purgan a la atmósfera a través de la parte superior del condensador de CO<sub>2</sub>. (Pentair, 2017, p. 2)



**Figura 3**  
*Unidad de purificación de CO<sub>2</sub> PUR-A/D*



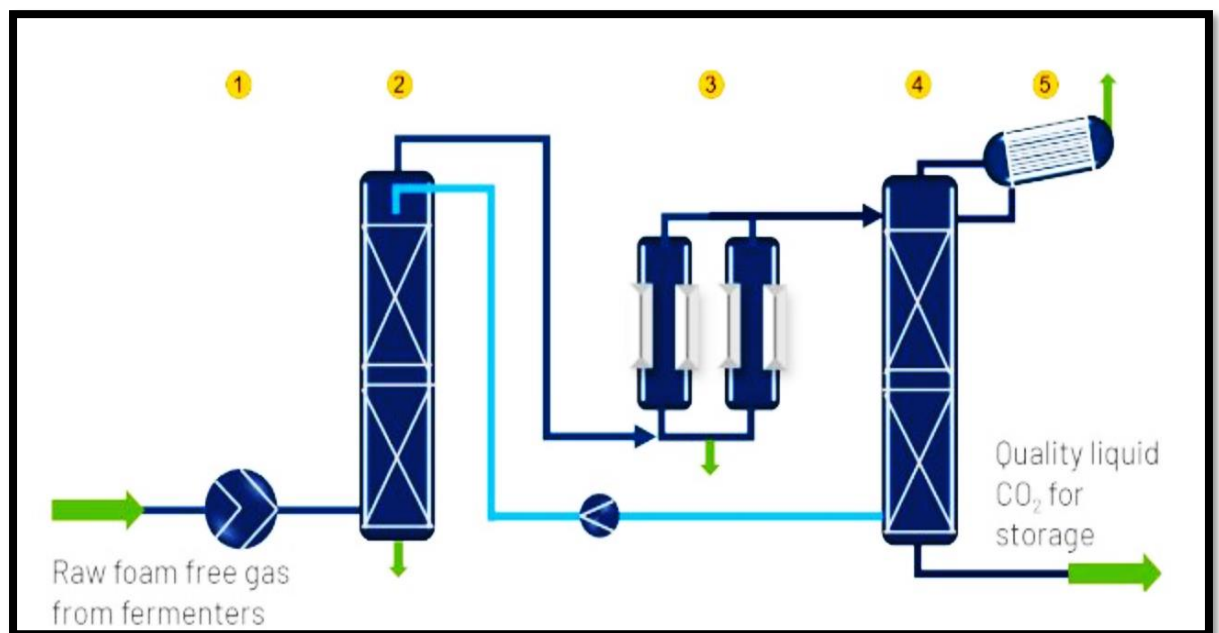
*Nota.* Pentair (2017).

### 2.2.12.3. Haffmans ECO2BREW

Sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> asegura una pureza superior al estándar en la industria, tal como se describe a continuación (Figura 4):

El gas de fermentación sin espuma crudo se alimenta al sistema ECO2Brew donde las unidades de compresor de tornillo de CO<sub>2</sub> (1) aumentan la presión del gas a 48 bar (696 psig) en 3 etapas eliminando el condensado en el proceso. El H<sub>2</sub>S se filtra después de la 2ª etapa. El resto de las impurezas es absorbido por el CO<sub>2</sub> líquido en el CO<sub>2</sub> Scrub (2) especialmente diseñado y purgado a la atmósfera. El agua del gas se elimina en el secador en línea (3) aguas abajo. La regeneración de la secadora fuera de línea es automática utilizando elementos de calefacción y CO<sub>2</sub> seco de gas de purga. La licuefacción de CO<sub>2</sub> tiene lugar en el condensador enfriado con glicol (5) y el O<sub>2</sub> extraído en el decapante (4). El gas flash se devuelve a la segunda etapa del compresor de CO<sub>2</sub>, mientras que el producto final de CO<sub>2</sub> líquido purificado se alimenta a 15 bares (218 psig) al tanque de almacenamiento in situ. (Pentair, 2020, p. 2).

**Figura 4**  
*Haffmans ECO2BREW*



*Nota.* Pentair (2020).

### III.MATERIALES Y METODOS

#### 3.1. Tipo de investigacion

Investigación experimental

#### 3.2. Definición y operacionalización de variables

##### Variable independiente:

Sistema de recuperación de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>)

##### Variable dependiente:

Bonos de Carbono

**Tabla 2**

*Operacionalización de variables*

VARIABLE	DEFINICIÓN	DIMENSIONES	INDICADOR	INDICE	MÉTODOS DE RECOLECCIÓN DE DATOS / INSTRUMENTOS
V.INDEPENDIENTE  Sistema de recuperación dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	Conjunto de operaciones que permite recuperar CO <sub>2</sub>	Equipo de lavado	Cantidad	2	Análisis documental / ficha técnica
		Equipo de compresión	Cantidad y tipo de compresor	1	
		Equipo de filtración y secado	Cantidad equipos de filtración y secado	2	
		Equipo de almacenamiento	Cantidad equipos de almacenamiento	2	
V.DEPENDIENTE  Bonos de carbono.	Permiso a contaminar emitiendo una tonelada de dióxido de carbono	Toneladas de dióxido de carbono	Tn CO <sub>2</sub>	Tn CO <sub>2</sub> / año	Observación, registro de datos

*Nota.* (2021)

#### 3.3. Población y muestra

##### 3.3.1 Población:

Industria alcoholera del Perú

##### 3.3.2 Muestra:

Emisiones de CO<sub>2</sub> de la etapa de fermentación de la Destilería Naylamp E.I.R.L.

### 3.4. Diseño del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub>

#### 3.4.1. Selección del proceso de recuperación de CO<sub>2</sub> con el método de criterio técnico

Procesos para la recuperación de CO<sub>2</sub> de procesos fermentativos:

Proceso 1: Unidad de recuperación de CO<sub>2</sub> Haffman

Proceso 2: Unidad de purificación PUR-A/D

Proceso 3: Haffmans ECO2BREW

**Tabla 3**

*Evaluación de los factores para la elección del proceso*

Factor	Valor Ponderado	Procesos		
		Unidad de recuperación de CO <sub>2</sub> Haffman	Unidad de purificación PUR-A/D	Haffmans ECO2BREW
Calidad	1-20	19	19	20
Disponibilidad de información	1-20	20	14	11
Complejidad	1-20	13	14	17
TOTAL		52	47	50

*Nota.* (2021)

De la evaluación realizada a tres sistemas que se muestra en la tabla 3 se llega a la conclusión que el proceso 1 sería el proceso seleccionado por tener el más alto puntaje de evaluación debido principalmente a la disponibilidad de información y regular complejidad, además de tener una calidad aceptable.

#### 3.4.2. Descripción del sistema seleccionado

##### **Recepción en tanque de geomembrana:**

La alimentación (corriente 1) cuyos componentes son dióxido de carbono, agua y etanol que sale del fermentador a una temperatura de 35°C, ingresa a un tanque de geomembrana hasta completar su capacidad y la presión de 2 atm una vez que el tanque alcance la presión indicada, se abre la válvula para que la corriente de gas (corriente 2) ingrese al lavador de gases.

## **Lavado**

La corriente 2 ingresa por el lado inferior lateral del lavador de gases a través de un burbujeo en agua para atrapar el etanol que se encuentra volatilizado en la corriente y las trazas restantes de la corriente en ascenso son atrapadas con una corriente de agua (corriente 6) en forma de lluvia. La corriente 6 se encuentra en recirculación (4 horas) hasta ser saturada en etanol.

Así mismo el lavador de gases atrapa las trazas de agua en forma de vapor que se encuentren en la corriente de gas al condensarse al chocar en contracorriente con el agua, asegurando de esta manera la calidad de salida de gas (corriente 3).

En esta etapa de lavado consistirá de equipos (Lavador de gases 1 y lavador de gases 2), en la cual una se encuentra en stand by hasta que la corriente 6 (recirculación) de la torre de lavado llegue a la concentración requerida para ser liquidada y recirculada al tanque fermentador y viceversa.

## **Secado y desodorizado**

La corriente 3 ingresa a la torre empacada a una temperatura de 30,68°C y presión de 2atm con trazas de agua y etanol que deben ser retenidas en el equipo. En esta etapa el secado es muy importante ya que eliminara la mayor cantidad de agua para que el CO<sub>2</sub> salga con una pureza de 99,99%, para lo cual se utiliza gel de sílice para retirar la humedad en exceso, el filtrado mediante carbón activado también es muy importante para eliminar compuesto volátil orgánico que genere algún olor en nuestro producto. Esta etapa consiste de dos equipos (1 y 2), en la cual una torre empacada se encuentra en stand by hasta que el gel de sílice y/o carbón activado se saturen y necesiten ser regenerado.

La corriente de salida del filtro-secador (corriente 4), sale con una humedad de 100ppm (p/p), necesita ser almacenado en un tanque para lo cual se necesitará un compresor para disminuir el volumen que ocupe la corriente de gas, para lo cual se emplea un compresor para almacenar el gas a una presión de 65 atm.

### 3.4.3. Diseño del proceso

#### 3.4.3.1. Cinética de la reacción

La descomposición de una molécula de glucosa (rendimiento teórico) genera una molécula de alcohol y una molécula de CO<sub>2</sub> (rendimiento limitante) y estos se dan en kg/mol.

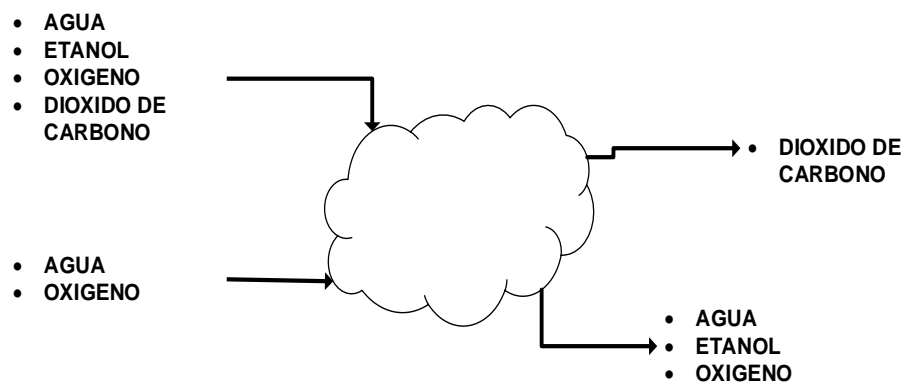


Por cada 92 Kg de etanol puro se produce 88 kg de CO<sub>2</sub> (Esquivés y Saavedra, 2017).

#### 3.4.3.2. Diagrama de nube

**Figura 5**

*Diagrama de nubes del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub>*

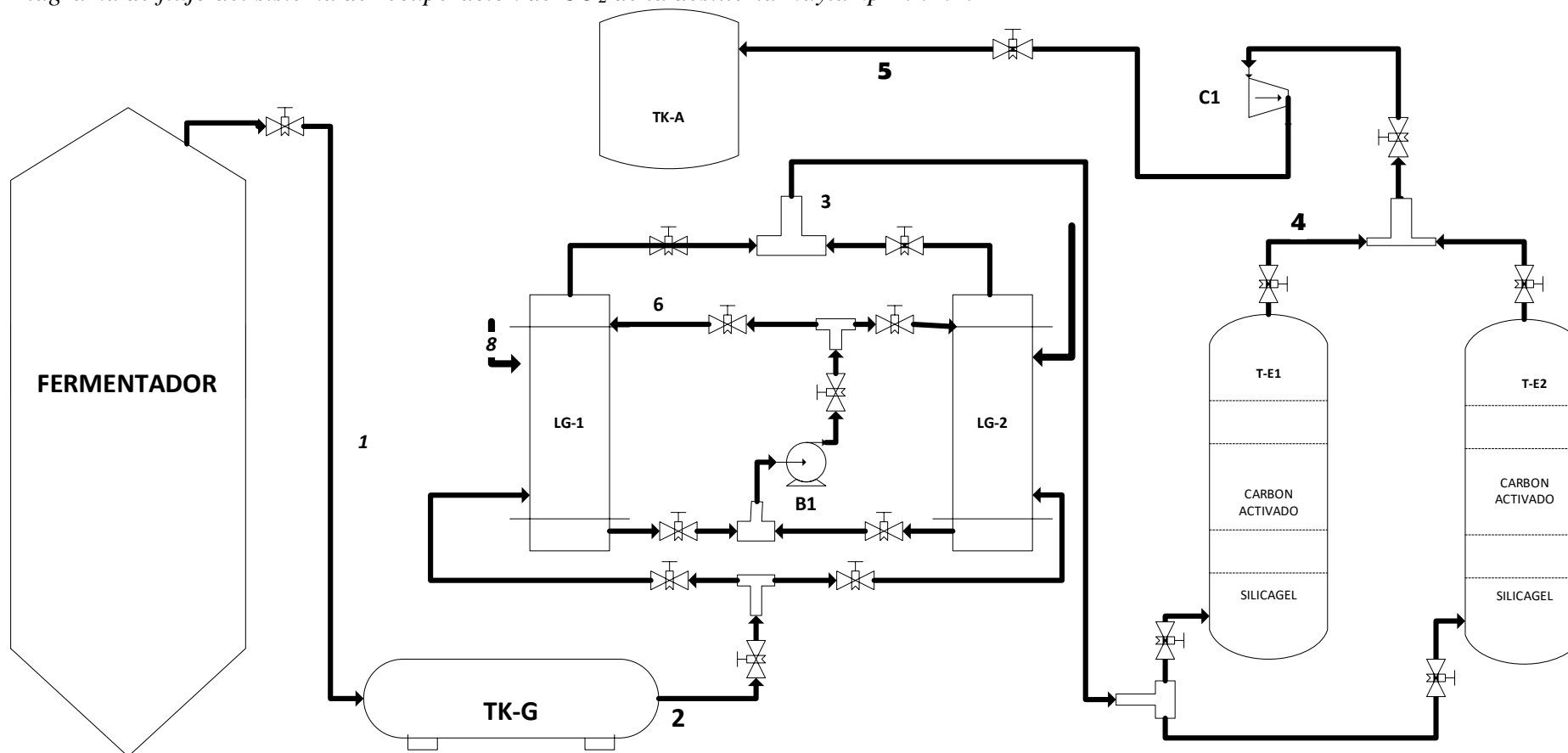


*Nota.* (2021).

### 3.4.3.3. Diagrama de flujo

Figura 6

Diagrama de flujo del sistema de recuperación de  $\text{CO}_2$  de la destilería Naylamp E.I.R.L.



Nota. B1=Bomba, C1= Compresor, TK-A=Tanque de almacenamiento, TK-G=Tanque de geomembrana, LG-1=Lavador de gases 1; LG-2=Lavador de gases 2, T-E1=Torre empacada, T-E2=Torre empacada 2

**Tabla 4**

*Lista de equipos en el sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.*

<b>EQUIPO</b>	<b>DESCRIPCION</b>	<b>UNIDADES</b>
B-1	Bomba de agua	1
C-1	Compresor-1	1
L-G	Lavador de Gases	2
T-E	Torre empacada	2
TK-A	Tanque de almacenamiento	1
TK-G	Tanque de Geomembrana	1

*Nota.* (2021)

**Tabla 5**

*Lista de fluidos que ingresan y salen el sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.*

<b>CORRIENTES</b>	<b>DESCRIPCION</b>	<b>ESTADO</b>
1	Dióxido de carbono	Gaseoso
	Agua	Gaseoso
	Etanol	Gaseoso
	Oxigeno	Gaseoso
2	Dióxido de carbono	Gaseoso
	Agua	Gaseoso
	Etanol	Gaseoso
	Oxigeno	Gaseoso
3	Dióxido de carbono	Gaseoso
	Agua	Gaseoso
	Etanol	Gaseoso
	Oxigeno	Gaseoso
4	Dióxido de carbono	Gaseoso
	Oxigeno	Gaseoso
5	Dióxido de carbono	Gaseoso
	Oxigeno	Gaseoso
6	Agua	Liquido
	Etanol	Liquido
	Oxigeno	Gaseoso
7	Dióxido de carbono	Gaseoso
	Agua	Gaseoso
	Etanol	Gaseoso
	Oxigeno	Gaseoso
8	Agua	Liquido
	Oxigeno	Gaseoso

*Nota.* (2021)



### 3.4.4. Balance de materia del proceso

El balance de materia se realizó en base al flujo de alimentación hacia la columna mostera, considerándose 5800L/h a 9°GL de la destilería Naylamp E.I.R.L.

**Tabla 6**

*Cuadro de Resumen de Balance de materia del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.*

<b>CORRIENTE</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>	<b>7</b>	<b>8</b>
<b>TEMPERATURA (°C)</b>	35	35	30,68	30,68	30,68	30,68	25	25
<b>PRESION(PSI)</b>	14,7	29,4	29,4	29,40	1073,65	29,4	14,7	14,7
<b>FRACCION DE VAPOR</b>	1	1	1	1	1	0	0	0
<b>FLUJO MASICO (kg/h)</b>	397,9573	397,9573	386,0564	384,6692	384,6692	77,1603	1,3872	65,2595
CO <sub>2</sub> (kg/h)	385,0535	385,0535	385,0535	384,6684	384,6684	0,0000	0,3851	0,0000
H <sub>2</sub> O (kg/h)	7,1931	7,1931	0,7193	0,0000	0,0000	71,7327	0,7193	65,2590
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	5,4819	5,4819	0,0548	0,0000	0,0000	5,4270	0,0548	0,0000
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,2288	0,2288	0,2288	0,0008	0,0008	0,0005	0,2280	0,0005

*Nota.* (2021)

### 3.4.5. Diseño de los equipos

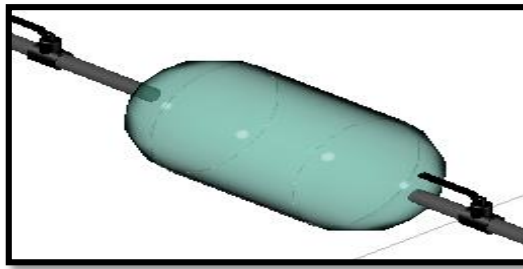
#### 3.4.5.1. Tanque de Geomembrana

El tanque de geomembrana cargará un flujo de gases de 398kg/h y según el diseño tendrá un almacenamiento de  $0,82m^3 \cong 28,96ft^3$  para un flujo de gases de la salida del fermentador a 35°C.

Las dimensiones del tanque se diseñaron en base a un volumen de llenado de 4 minutos (7,81m<sup>3</sup>), el cual se le resta el volumen de vacío del tanque fermentador (7m<sup>3</sup>), considerándose de esta manera 0,81m<sup>3</sup> (29ft<sup>3</sup>) el volumen del tanque de geomembrana.

El material de construcción es geomembrana de PVC teniendo en cuenta diversos factores como el tipo de material que cargará, nivel de corrosión y costos. El tanque será sellado herméticamente para una resistencia mayor a 2 atm, con tapas en ambos extremos donde se instalan las tuberías para la carga y salida del flujo de gases. En el anexo 10, se detalla las especificaciones del diseño del tanque de geomembrana.

**Figura 7**  
*Tanque de geomembrana de PVC.*



*Nota. 2021*

#### **3.4.5.2. Lavador de Gases**

El lavador de gases según su diseño trabajará en batch por un tiempo de 4 horas consecutivas hasta saturar la corriente de agua en etanol, con una temperatura de 30,68°C producto del lavado de un flujo de gases.

Las dimensiones del tanque se diseñaron considerando que el volumen del agua de burbujeo (0,28m<sup>3</sup>) es la tercera parte del volumen del tanque, así mismo teniendo en cuenta que el volumen del agua es 4 veces el volumen del agua de la corriente 6 debido a una recirculación de 4 horas. De esta manera el volumen del tanque diseñado es de 0,84m<sup>3</sup> (30ft<sup>3</sup>).

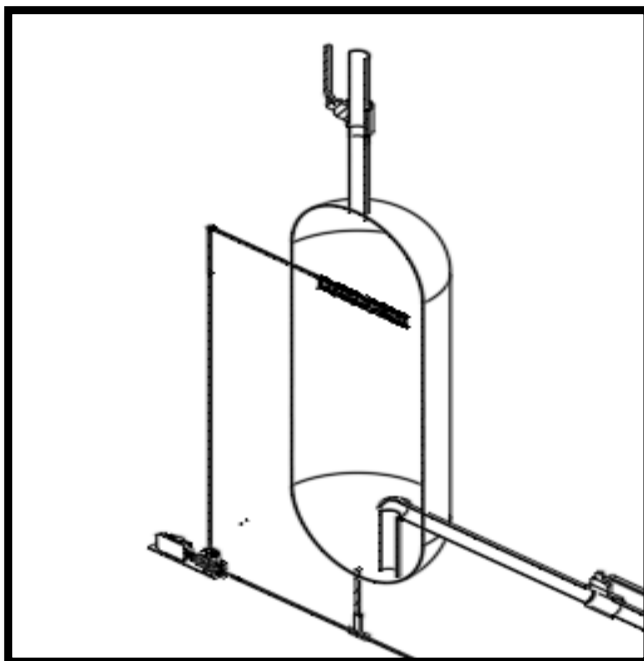
El tipo de tapa es semiesférico debido a que es el más adecuado para la recepción de gases que salen por la parte superior, así mismo la tapa de fondo es semiesférica para una mejor recepción del agua y se pueda efectuar un óptimo burbujeo.

El material de construcción adecuado para el lavador de gases es acero inoxidable 304, debido a la alta concentración de Dióxido de carbono a lo largo del sistema de recuperación, así también debido al bajo costo en comparación con otros materiales.

Logrando así diseñar un lavador de gases con las especificaciones requeridas para el proceso, cuyas especificaciones se detallan en el anexo 10.

**Figura 8**

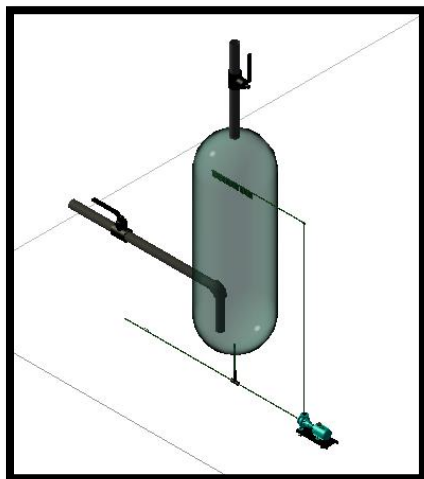
*Corte transversal del lavador de gases.*



*Nota. (2021)*

**Figura 9**

*Vista lateral del lavador de gases.*



*Nota. (2021)*

### 3.4.5.3. Torre empacada.

La torre empacada según su diseño trabajará en batch por un tiempo de 18 horas consecutivas hasta que el silicagel y carbón activado se saturen y pasen a tratamiento.

El volumen de silicagel (100L), se calculó en base a la masa de agua (0,72kg) de la corriente 3 con una adsorción del 20% en un tiempo de 18 horas y considerando una densidad de 0,65 Kg/L.

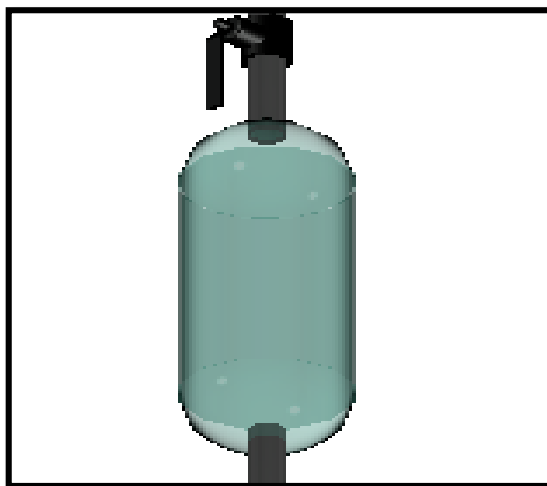
El volumen de carbón activado (26L), se calculó en base a la masa de etanol (0,055kg) de la corriente 3, con una adsorción de 0,0815kg etanol/kg de carbón activado en un tiempo de 18 horas y considerando una densidad de 0,48 kg /L.

Las dimensiones de la torre empacada se diseñaron, considerando que el volumen total de los adsorbentes (126 L) es el 75% del volumen del tanque.

El tipo de tapa y fondo son semiesféricos debido a que es el más adecuado para la recepción de gases y nos asegura una mayor área de contacto.

El material de construcción adecuado para la torre empacada para su fabricación es polipropileno extra reforzado teniendo en cuenta diversos factores como el tipo de material a utilizar, el nivel de corrosión, costos, etc., logrando así diseñar una torre empacada con las especificaciones requeridas para el proceso, cuyas especificaciones se detallan en el anexo 10.

**Figura 10**  
*Vista 3D de torre empacada.*

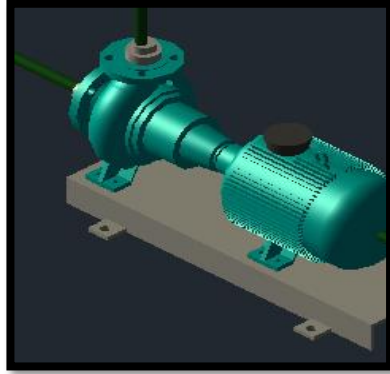


*Nota.* (2021)

#### 3.4.5.4 Bomba de recirculación

Se seleccionó una bomba BP120W15-090 centrífuga para la corriente de recirculación, teniendo como caudal 2 l/min y una carga dinámica total 10 m. Las especificaciones se detallan en el anexo 10.

**Figura 11**  
*Vista 3D de bomba centrífuga.*



#### 3.4.5.5. Compresor.

El compresor según su diseño va a comprimir una carga de gases con un 99% de CO<sub>2</sub> de una presión de 29,4 psi hasta llevarlo a su presión de saturación de CO<sub>2</sub> (1073,7 psi) a través de 4 etapas, el compresor seleccionado es un compresor recíprocante de pistón debido a la alta presión de salida de equipo y al pequeño flujo másico que requiere ser comprimido. Ver anexo 10.

#### 3.4.5.6. Tanque de almacenamiento de CO<sub>2</sub>.

El tanque de almacenamiento de CO<sub>2</sub> trabajará en batch por un periodo de 24 horas continuas, cargará un flujo de gases de 384,67 kg/h y según el diseño tendrá un almacenamiento de  $71,60m^3 \cong 2528,63ft^3$  para un flujo de gases de la salida del fermentador a 30,68°C.

Las medidas del tanque se diseñaron en base a un volumen de llenado de 24 horas (71,60m<sup>3</sup>), con un diámetro de 2,92 m y una altura total de 11,67 m.

El material seleccionado para la construcción de tanque de almacenamiento fue acero inoxidable 304, debido a la alta concentración de Dióxido de carbono presente en la corriente de gases. En el anexo 10 se detalla las especificaciones del diseño del tanque de almacenamiento de CO<sub>2</sub>.

## **3.5. Materiales, reactivos y equipos**

### **3.5.1. Materiales**

#### **3.5.1.1. Construcción de prototipo**

- 1 soporte de fierro corrugado de 60cm de altura y 25,5 cm de diámetro.
- 1 soporte de fierro corrugado de 40cm de altura y 15,5 cm de diámetro.
- 1 grifo de ducha grande de 20cm de diámetro.
- 1 m de tubo de PVC de 1/2".
- 1 m de tubo de PVC de 1".
- 1 cilindro de acrílico transparente de 49 cm de altura por 25cm de diámetro.
- 2 cúpulas semiesférico de acrílico transparente de 25cm de diámetro.
- 1 cilindro de acrílico transparente de 29cm de altura por 15cm de diámetro.
- 2 cúpulas semiesférico de acrílico transparente de 15cm de diámetro.
- 3 rejillas de fierro circulares de 14 cm de diámetro.
- 4 empaquetaduras de 3mm de espesor para 1".
- 8 empaquetaduras de 3mm de espesor para 1/2".
- 2 adaptadores de rosca de 1"
- 2 adaptadores de rosca de 1/2"
- 1 interruptor simple
- 1 adhesivo para tubería PVC de 23ml
- 1 silicona para vidrio de 400ml
- 1 pistola de silicona de vidrio
- 3 codos de 1"
- 1 codo de 1/2"
- 2 te de 1/2"
- 2 reductores PVC de 1x1/2"
- 1 cinta de teflón 1/2"
- 1 cutter
- 1 desarmador estrella
- 1 desarmador plano
- 1/2 m de cable eléctrico mellizo
- 1 extensión de cable eléctrico de 5 metros
- 4 válvulas de bola
- 1 válvula check 1/2"

- 2 metros de Plástico azul (geomembrana)
- 1 metro de manguera para agua (3/4")
- 1 metro de manguera de 2"
- 2 abrazaderas
- 1 llave francesa
- 1 broca

### **3.5.1.2. Análisis de pureza de CO<sub>2</sub>**

- 9 tanques de extintores de CO<sub>2</sub> de 3 litros
- 1 m de manguera de látex
- 1 válvula
- 1 m de manguera de gas
- 2 abrazaderas
- 6 pomos de vidrio de 200 ml
- 1 fiola de 1000 ml
- 6 pares de guantes de látex
- 2 buretas de 50 ml y 25 ml
- 1 pipeta de 10 ml
- 1 gotero de plástico
- 2 matraces

## **3.5.2 Reactivos**

### **3.5.2.1. Construcción de prototipo**

- 3 kg Carbón activado
- 3 kg Silicagel

### **3.5.2.2. Análisis de pureza de CO<sub>2</sub>**

- 2 L Hidróxido de potasio (30% p/v)
- 1 L Ácido sulfúrico 0,5 N
- 1 L Ácido sulfúrico 0,05 N
- 20 ml Anaranjado de metilo 0,1% p/v en solución acuosa
- 5 L de Hidróxido de Sodio 51%
- 20 ml fenolftaleína 0,5% p/v en solución de alcohol

- 30g de Carbonato de sodio

### **3.5.3. Equipos**

#### **3.5.3.1. Construcción de prototipo**

- 1 bomba centrífuga de ½ hp
- 1 compresor de 8bares
- 1 taladro
- 1 lavador de gases
- 1 desecador

#### **3.5.3.2. Análisis de pureza de CO<sub>2</sub>**

- 1 comprobador de pureza de CO<sub>2</sub> (99-100%) HAFFMAN
- 1 balanza analítica  $\pm 0,0001g$
- 1 desecador
- 1 estufa

## **3.6. Experimentación**

### **3.6.1. Construcción de un prototipo**

A partir del diseño del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> de la Destilería Naylamp E.R.L, se logró calcular las dimensiones del prototipo a escala (1:3).

El prototipo consiste en 3 partes y se armó de la siguiente manera:

#### **3.6.1.1. Tanque de almacenamiento:**

Se armó un tanque de almacenamiento horizontal de material polietileno de 1m de largo. Se conectó una manguera de agua de 2pulg tanto en la entrada y a la salida del tanque mediante abrazaderas para evitar alguna fuga de gases.

#### **3.6.1.2. Lavador de gases:**

Se hizo dos perforaciones mediante taladro y una broca al cilindro de acrílico transparente de 49cm de altura por la parte lateral superior de 1/2" e inferior de 1".

Se acopló dos empaquetaduras por dentro y por fuera en la parte lateral superior del cilindro acrílico transparente y se colocó el tubo adaptador de



PVC de rosca de 1/2", juntamente se enroscó el grifo de ducha grande por la parte interna del cilindro.

Se acopló dos empaquetaduras por dentro y por fuera en la parte lateral inferior del cilindro acrílico transparente. Se colocó el tubo adaptador de PVC de rosca de 1" juntamente se pegó un codo al interior con un tubo de PVC con dirección hacia abajo.

Se perforó la cúpula inferior semiesférica de 25 cm de diámetro mediante un taladro y una broca en la parte central y se acopló dos empaquetaduras por dentro y por fuera para colocar el tubo adaptador de PVC de rosca 1/2".

Se perforó la cúpula superior semiesférica de 25 cm de diámetro mediante un taladro y una broca en la parte central y se acopló dos empaquetaduras por dentro y por fuera para colocar el tubo adaptador de PVC de rosca 1". Se pegó las dos cúpulas semiesféricas de 25 cm de diámetro con silicona de vidrio sobre el cilindro, y se dejó secar por un día.

#### **3.6.1.3. Torre empacada:**

Se realizó dos perforaciones mediante un taladro y una broca en las cúpulas semiesféricas de 15 cm de diámetro.

Se acopló las empaquetaduras tanto por dentro y por fuera para posteriormente colocar el tubo de PVC de rosca.

Se colocó silicona de vidrio en los bordes de la cúpula inferior y se pegó sobre el cilindro para posteriormente dejarla secar.

Se pegó con silicona de vidrio una rejilla circular de 14cm de diámetro en la parte inferior y se dejó secar, para luego rellenar con silicagel. Repetimos lo mismo hasta terminar de rellenar el desecador con carbón activado.

Sellamos con silicona de vidrio el tanque desecador, dejando secar la cúpula superior sobre el tanque.

### 3.6.2. Toma de muestra

La toma de muestras se realizó los meses de abril, junio y julio del 2021, cada mes se tomó 3 muestras de gases de entrada y 3 muestras de salida del prototipo, así como se detalla en la tabla 7 para el cálculo de rendimiento y 3 muestras a la salida para el análisis en el medidor de pureza Haffman, lo cual se detalla en la tabla 8.

#### 3.6.2.1. Muestra de gases de entrada al prototipo.

La muestra de entrada de gases proviene de la salida del fermentador el cual es impulsado mediante un compresor (7 bares) para ser almacenada en un tanque de 3 litros de capacidad a una presión de 5,5 atm.

#### 3.6.2.2. Muestra de gases de salida del prototipo.

La toma de muestra de gas se realizó de la misma manera del paso anterior mencionado, es el gas que sale de la torre empacada.

**Tabla 7**

*Enumeración de muestras tomadas a la entrada y salida del prototipo.*

Fecha	Hora de muestreo	Muestras de entrada	Muestras de salida
04/04/2021	05:00	E-1	S-1
	11:00	E-2	S-2
	16:00	E-3	S-3
29/06/2021	12:00	E-4	S-4
	15:00	E-5	S-5
	18:00	E-6	S-6
16/07/2021	07:00	E-7	S-7
	11:00	E-8	S-8
	15:00	E-9	S-9

*Nota.* E=Entrada al prototipo; S=Salida del prototipo.

**Tabla 8**

*Enumeración de muestras tomadas a la salida del prototipo para el análisis en el medidor de pureza Haffman.*

Fecha	Hora de muestreo	Muestras de salida
04/04/2021	05:30	S-10
	11:30	S-11
	16:30	S-12
29/06/2021	12:30	S-13
	15:30	S-14
	18:30	S-15
16/07/2021	07:30	S-16
	11:30	S-17
	15:30	S-18

*Nota.* S=Salida del prototipo.

### **3.6.3. Cálculo de Rendimiento del prototipo del sistema de recuperación CO<sub>2</sub>**

Con el peso de CO<sub>2</sub> de cada muestra y con la medición del tiempo de llenado, obtendríamos un flujo de muestra (g/s) promedio para las muestras de ingreso y salida del prototipo.

El rendimiento del prototipo lo obtendríamos dividiendo el flujo promedio de las muestras de salida del prototipo entre el flujo promedio de las muestras de ingreso al prototipo.

#### **3.6.3.1. Peso de CO<sub>2</sub> en las muestras**

La muestra de CO<sub>2</sub> es burbujeada en una solución patrón de Hidróxido de sodio (51% p/p), al término del cual se cuantifica la cantidad CO<sub>2</sub> que ha reaccionado a partir de la disminución de la concentración de Hidróxido de sodio.

El análisis de Hidróxido de sodio se realizó basándose en la neutralización (Ácido-Base) de doble punto final, utilizando H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,5N y H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,05N previamente estandarizados e indicadores (Fenolftaleína y anaranjado de metilo).

#### **3.6.3.2. Descripción del método de análisis de Hidróxido de sodio en muestra patrón.**

Se preparó un litro de Hidróxido de sodio (51 % p/p) y se transfirió a un frasco de 250 ml (muestra patrón) y se procedió a lo siguiente:

Mediante una pipeta se transfirió el hidróxido de sodio del frasco a un matraz previamente tarado en el rango de 1,5000 a 1,7000 g, pesando 1,5103 g (W soda).

Se Agregó 20 mL de agua destilada hervida fría al matraz y se agregó 4 gotas de fenolftaleína (Color Grosella).

Se procedió a la titulación con el ácido sulfúrico 0,5 N hasta que la solución vire a incoloro. Anotando de esta manera el gasto (G1) de 39,1ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,5 N.

Se agregó 4 gotas de anaranjado de metilo (color amarillento).

Se tituló con ácido sulfúrico 0,05N, hasta que la solución vire a un color Salmon, anotando de esta manera el gasto (G2) de 1 ml H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,05 N.

### 3.6.3.3. Cálculo del % Hidróxido de sodio en muestra patrón.

Se determinó el número equivalente gramo a partir de la siguiente ecuación:

$$\%NaOH = \frac{(G1 * N1 - G2 * N2) * 3,99971}{Wsoda} \dots (Ec. 1)$$

Donde:

G1: gasto de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,5 N en ml.

G2: gasto de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,05 N en ml.

N1: Normalidad valorada de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,5 N.

N2: Normalidad valorada de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0,05 N.

W soda: Peso de solución patrón

Reemplazando en la Ecuación 1, considerando una normalidad de 0,5011 y 0,0519 de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, se obtuvo la concentración de Hidróxido de sodio en la muestra patrón, obteniendo 51,75%NaOH.

Se volvió a realizar el procedimiento antes señalado con la misma muestra de Hidróxido de sodio, obteniendo una concentración de 51,40%, a partir de ambos análisis y se obtuvo un promedio de 51,58% de NaOH correspondiendo a la solución patrón utilizada en el mes de abril.

De la misma manera se obtuvieron las concentraciones de 51,95 %NaOH y 51,11% NaOH las soluciones patrones utilizadas en el mes de junio y julio respectivamente.

Considerándose una normalidad de 0,5052 y 0,0510 de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en el mes de junio 0,5045 y 0,0504 H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> en el mes de julio según la estandarización.

**Tabla 9**

*Datos del análisis de Hidróxido de Sodio burbujeado con las muestras de gases.*

Fecha	Muestra	Gasto H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5 N; ml	N DE H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Gasto H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,05 N; ml	N DE H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	W NaOH , % NaOH g	Muestra	Gasto H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,5 N; ml	N DE H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Gasto H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 0,05 N; ml	N DE H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	W NaOH , g	% NaOH
Abril	E-1	24,7	0,5011	5,5	0,0519	1,5108 32,0119	S-1	24,5	0,5011	5,8	0,0519	1,5558	30,7883
	E-2	24,1	0,5011	4,7	0,0519	1,5084 31,3757	S-2	23,5	0,5011	4,6	0,0519	1,5080	30,6003
	E-3	25,0	0,5011	6,5	0,0519	1,5653 31,1489	S-3	24,3	0,5011	5,4	0,0519	1,5588	30,5252
	E-4	26,6	0,5052	5,0	0,0510	1,6857 31,2802	S-4	23,9	0,5052	4,6	0,0510	1,5259	31,0340
Junio	E-5	25,8	0,5052	4,2	0,0510	1,5977 32,0935	S-5	24,3	0,5052	4,8	0,0510	1,5548	30,9508
	E-6	24,8	0,5052	5,2	0,0510	1,5423 31,8038	S-6	24,8	0,5052	5,4	0,0510	1,5856	30,9095
	E-7	26,9	0,5045	4,9	0,0504	1,656 32,1798	S-7	24,4	0,5045	5,3	0,0504	1,5959	30,1802
Julio	E-8	26,0	0,5045	5,1	0,0504	1,6451 31,2646	S-8	24,8	0,5045	4,9	0,0504	1,6118	30,4333
	E-9	26,6	0,5045	5,4	0,0504	1,6521 31,8283	S-9	25,7	0,5045	5,2	0,0504	1,6840	30,1710

*Nota.* E=Entrada al prototipo; S=Salida del prototipo

### 3.6.3.4. Burbujeo de muestras de gases en Hidróxido de sodio

Se transvasó 250ml de muestra patrón de Hidróxido de sodio a cada uno de los frascos de vidrio (6und).

Se conectó una manguera de látex desde los tanques de muestras hacia el interior de los frascos de vidrio de manera hermética y se procedió a abrir la válvula de los tanques para el burbujeo de las muestras en Hidróxido de sodio.

### 3.6.3.5. Análisis de Hidróxido de sodio después del burbujeo

El análisis de los frascos con hidróxido de sodio burbujeado en gas se realizó de la misma manera que el análisis de la concentración de la muestra patrón de Hidróxido de sodio mencionado anteriormente.

En la tabla 9 se muestran los datos de los gastos de titulación de los ácidos ( $H_2SO_4$  0,5N Y  $H_2SO_4$  0,05N) y pesos calculados de Hidróxido de sodio, a partir de los cuales se calcula el porcentaje de NaOH de las muestras tomadas a la entrada y salida del prototipo de los meses de abril, junio y julio del 2021 en la Destilería Naylamp E.I.R.L.

### 3.6.3.6. Peso de $CO_2$ (g) en cada muestra de gases.

A partir del porcentaje de NaOH que ha reaccionado en el burbujeo se obtuvo el peso de  $CO_2$  de la muestra de gases. En la tabla 10 y 11 se muestran los resultados de los pesos de  $CO_2$  presentes en las muestras de gases de la entrada y de la salida del prototipo respectivamente.

**Tabla 10**

*Peso de  $CO_2$  presente en las muestras de gases de la entrada al prototipo.*

FECHA	MUESTRA	%NAOH PATRON	%NAOH EN MUESTRA	%NAOH QUE HA REACCI ONADO	W MUESTR A PATRON, g	W NaOH (g)	W $CO_2$ real (g)
Abril	E-1	51,5753	32,0119	19,5634	250	48,9085	26,8997
	E-2	51,5753	31,3757	20,1996	250	50,4991	27,7745
	E-3	51,5753	31,1489	20,4264	250	51,0661	28,0864
	E-4	51,9533	31,2802	20,6732	250	51,6829	28,4256
Junio	E-5	51,9533	32,0935	19,8599	250	49,6496	27,3073
	E-6	51,9533	31,8038	20,1496	250	50,3739	27,7056
	E-7	51,1140	32,1798	18,9342	250	47,3355	26,0345
Julio	E-8	51,1140	31,2646	19,8494	250	49,6235	27,2929
	E-9	51,1140	31,8283	19,2857	250	48,2143	26,5178

*Nota.* E=Entrada al prototipo.

**Tabla 11***Peso de CO<sub>2</sub> presente en las muestras de gases de la salida del prototipo.*

FECHA	MUESTRA A	%NAOH PATRON	%NAOH EN MUESTRA	%NAOH QUE HA REACCIONADO	W MUESTRA PATRON, g	W NaOH (g)	W CO <sub>2</sub> real (g)
Abril	S-1	51,5753	30,7883	20,7870	250	51,9675	28,5821
	S-2	51,5753	30,6003	20,9750	250	52,4375	28,8406
	S-3	51,5753	30,5252	21,0501	250	52,6254	28,9440
Junio	S-4	51,9533	31,0340	20,9193	250	52,2982	28,7640
	S-5	51,9533	30,9508	21,0025	250	52,5064	28,8785
	S-6	51,9533	30,9095	21,0438	250	52,6095	28,9352
Julio	S-7	51,1140	30,1802	20,9338	250	52,3345	28,7840
	S-8	51,1140	30,4333	20,6807	250	51,7017	28,4360
	S-9	51,1140	30,1710	20,9431	250	52,3576	28,7967

*Nota. S=Salida del prototipo.***3.6.3.7. Flujo de las muestras de gases**

Se contabilizó el tiempo de llenado de cada muestra de gas en el extintor de 3L y considerando el peso de CO<sub>2</sub> para hallar el flujo de CO<sub>2</sub> g/s en la tabla 12.

**Tabla 12**

*Flujos de CO<sub>2</sub> (g/s) de las muestras de entrada y salida del prototipo.*

FECHA	MUESTRA	W CO <sub>2</sub> real (g)	TIEMPO LLENADO, S	FLUJO CO <sub>2</sub> g/s	MUESTRA	W CO <sub>2</sub> real (g)	TIEMPO LLENADO, s	FLUJO CO <sub>2</sub> g/s
Abril	E-1	26,8997	78	0,3449	S-1	28,5821	97	0,2947
	E-2	27,7745	84	0,3306	S-2	28,8406	89	0,3241
	E-3	28,0864	84	0,3344	S-3	28,9440	96	0,3015
Junio	E-4	28,4256	86	0,3305	S-4	28,7640	98	0,2935
	E-5	27,3073	80	0,3413	S-5	28,8785	98	0,2947
	E-6	27,7056	86	0,3222	S-6	28,9352	95	0,3046
Julio	E-7	26,0345	77	0,3381	S-7	28,7840	90	0,3198
	E-8	27,2929	83	0,3288	S-8	28,4360	96	0,2962
	E-9	26,5178	83	0,3195	S-9	28,7967	97	0,2969

*Nota.* E=Entrada, S=Salida



### **3.6.4. Análisis de CO<sub>2</sub> (v/v) con el equipo “comprobador de pureza de CO<sub>2</sub> (99-100%) HAFFMAN”**

Se utilizó un equipo “comprobador de pureza de CO<sub>2</sub> (99-100%) v/v HAFFMAN” de la empresa Backus y Johnston - Planta Motupe, cuyo equipo solo mide purezas superiores a 99% por ello, solo se analizó las muestras de la salida de prototipo por ser la muestra con pureza idónea. El procedimiento fue según lo indicado por el proveedor Haffman, el cual se describe:

Se acondicionó el tanque extintor de la muestra con una manguera de látex hacia el equipo HAFFMAN.

Se abrió la llave del extintor para purgar todo el equipo con la misma muestra de gas por un tiempo de 2 min aproximadamente y se procedió cerró la llave del extintor, juntamente con las llaves del equipo.

Se agregó una solución de hidróxido de potasio al 30% sobre la pera del equipo Haffman hasta la línea de medición.

Se abrió la llave inferior de la pera, dejando pasar la solución de hidróxido de potasio hacia la parte inferior.

Se cerró la llave cuando la solución de hidróxido de potasio llenó toda la bombilla.

Se cambió la posición del equipo 90° hacia la derecha, quedando la bureta de medición en posición vertical.

Se anotó la posición de la burbuja de vacío, siendo el porcentaje de pureza de CO<sub>2</sub> de la muestra.

Al término del análisis, se anotó los resultados y se convirtió los resultados a porcentaje peso (Tabla 14), debido a que el equipo nos marca solo en porcentaje de volumen.

### **3.6.5. Cálculo de huella de carbono**

Se calculó a partir del CO<sub>2</sub> recuperado entre el rendimiento.

### **3.6.6. Cuantificación de bonos de carbono**

Para la estimación se consideró los siguientes datos:

6726 horas de trabajo anual, calculado a partir una proyección de las horas de trabajo de los meses de muestreo. Según información recopilada la destilería trabajó de 500h, 566,5h y 615h en los meses de abril, junio y julio respectivamente.

Flujo de producción de 397,96 kg/h según balance (tabla 6), perteneciente a la salida del tanque fermentador calculado a partir del mosto (5800 l/h a 9°GL) de ingreso a la columna de destilación.

La pureza del flujo final.

El rendimiento del sistema

## IV. RESULTADOS Y DISCUSIONES

### 4.1. Rendimiento del sistema

En la tabla 13 se muestra el rendimiento anual de  $91,21 \pm 4,14\%$  del sistema durante los meses de abril, junio y julio del 2021, siendo el menor rendimiento observado de 85,44% lo cual concuerda con lo presentado por Castillo (2011) que afirma que un rendimiento mayor a 85% garantiza una producción de CO<sub>2</sub> suficiente en una industria de bebidas en Guatemala para alcanzar una pureza mínima de 99,5%

**Tabla 13**

*Rendimiento del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub>.*

Fecha	Flujo de CO <sub>2</sub> g/s (E)	Flujo de CO <sub>2</sub> g/s (S)	% Rendimiento
Abril	0,3449	0,2947	85,44
	0,3306	0,3241	98,00
	0,3344	0,3015	90,17
Junio	0,3305	0,2935	88,80
	0,3413	0,2947	86,33
	0,3222	0,3046	94,54
Julio	0,3381	0,3198	94,59
	0,3288	0,2962	90,08
	0,3195	0,2969	92,92
Rendimiento anual			91,21 $\pm$ 4,14

*Nota.* 2021

### 4.2. Diagnóstico de las emisiones de CO<sub>2</sub> en la etapa fermentativa

La destilería Naylamp E.I.R.L que genera una huella de carbono de 2662,37 t CO<sub>2</sub>-eq/año con una producción diaria de 9500 litros de alcohol y 6726 horas de trabajo anual contribuyendo al aumento de los gases de efecto invernadero debido a que los tanques fermentativos trabajan abiertamente y sin ningún tratamiento de sus gases. La huella de carbono mencionada difiere proporcionalmente a lo presentado por Esquivel y Saavedra (2017) en su investigación donde detallan que la planta alcoholera industrial de Pucalá genera una huella de carbono de 6446.19 t/año a partir de una producción de 30000 litros diarios y 8000 horas de trabajo anual.

### 4.3. Pureza de CO<sub>2</sub> de salida del sistema

La tabla 14 muestra los resultados de la pureza del CO<sub>2</sub>, obtenido de manera experimental en el equipo medidor de pureza Haffman con una pureza promedio de 99,27%  $\pm$ 0,10% v/v equivalente a 99,47%  $\pm$ 0,07% (peso) en la línea de salida del sistema de recuperación, lo cual se asemeja a lo manifestado por Castillo (2011) en su investigación donde considera una pureza mínima de 99,5% v/v con la finalidad de reutilizar el CO<sub>2</sub> en la etapa de carbonatación en la industria de bebidas de Guatemala. La pureza obtenida de la presente investigación es de la salida del prototipo basado en la unidad de recuperación Haffman mediante un lavador de gases con burbujeo en agua que difiere a los presentado por Esquivel y Saavedra (2017) en la que asumen una calidad teórica final de 99,998% v/v en la destilería Pucalá en el que emplearon el mismo sistema de recuperación con la diferencia que su diseño incluía un lavador de espuma seguido de un scrubber .

**Tabla 14**

*Pureza de las corrientes de salida del sistema de recuperación.*

Fecha	Corriente	% v/v	% p/p
04/04/2021	S-10	99,12	99,36
	S-11	99,30	99,49
	S-12	99,36	99,53
29/06/2021	S-13	99,30	99,49
	S-14	99,32	99,50
	S-15	99,14	99,37
16/07/2021	S-16	99,30	99,49
	S-17	99,16	99,39
	S-18	99,40	99,56
Promedio		99,27 $\pm$ 0,10	99,47 $\pm$ 0,07

*Nota.* %v/v = volumen; %p/p=peso

#### 4.4. Bonos de carbono recuperados en el área de fermentación de la destilería Naylamp E.I.R.L.

Se cuantificó 2428,33 t de CO<sub>2</sub>-eq/año en el área de fermentación de la destilería Naylamp E.I.R.L.

Teniendo en cuenta el concepto que “cada bono de carbono equivale a una tonelada de CO<sub>2</sub> equivalente (tCO<sub>2</sub> eq) que ha sido reducida o secuestrada a través de un proyecto de reducción” (Díaz, 2016, p. 29), en tal sentido se contabiliza 2428,33 bonos de carbonos en el área de la destilería Naylamp E.I.R.L., difiriendo a lo expuesto por Esquivéz y Saavedra (2017) con 6444.9 bonos de carbonos cuantificados teóricamente asumiendo una recuperación del 99.98%.

$$2428,33tCO_2 - eq \cong 2428,33 \text{ BONOS DE CARBONO (pureza de 99,47\%)}$$

#### 4.5. Valorización de bonos de carbono en el área de fermentación de la destilería Naylamp E.I.R.L.

Se contabilizó US\$ 17411,12 cuyo cálculo se estimó a partir de lo siguiente:

US\$ 7,17 dólares americanos por tonelada de CO<sub>2</sub> como Precio Social del Carbono en Perú (MEF, octubre 2020), ver anexo N°11.

Precio de 4,13 soles por cada dólar, según el último valor emitido por el BCR (1 de octubre, 2021).

$$PRECIO DEL BONO DE CARBONO = US\$ 17411,12 \cong S/.71907,93$$

La comercialización se realiza en el mercado internacional de Bonos de Carbono por empresas de países desarrollados los cuales están obligados a financiar a las empresas que reducen sus emisiones de Dióxido de carbono con la finalidad de mitigar y compensar sus altas emisiones de CO<sub>2</sub> y cumplir con la norma de emisiones de GEI de cada país, incentivando a las empresas más pequeñas a desarrollar nuevos métodos de recuperación.

## V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 5.1. Conclusiones

- El sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> diseñado de la destilería Naylamp E.I.R.L, con una pureza de CO<sub>2</sub> de 99,47±0,07% (p/p) basado en el “Modelo Haffman”, consta de:

1 tanque de geomembrana horizontal de PVC de 29ft<sup>3</sup> capacidad de 6,9ft de altura y 2,5ft de diámetro con tapa y fondo semiesférico de operación continua.

2 equipos lavadores de gases de material aluminio de 30 ft<sup>3</sup>de capacidad, 7,26 ft de altura y 2,42ft de diámetro con tapa y fondo semiesférico en operación batch.

2 torres empacadas de material polipropileno extra reforzado de 6 ft<sup>3</sup> de capacidad, 4,24 ft de altura y 1,42ft de diámetro con tapa y fondo semiesférico en operación batch.

1 equipo compresor reciprocante de pistón de 4 etapas de acero inoxidable de 40HP.

1 bomba centrifuga de agua de BP120W15-090.

1 tanque horizontal de acero inoxidable de 2518,63ft<sup>3</sup> capacidad, 38,29ft de altura y 9,57ft de diámetro con tapa y fondo semiesférico de operación batch.

- Mediante el balance de materia en la etapa de fermentación se obtuvo que las emisiones fueron de 2662,37 toneladas de CO<sub>2</sub>” como huella de carbono.
- Del total de toneladas emitidas el área de fermentación de la destilería Naylamp E.I.R.L se recuperó 2428,33t CO<sub>2</sub>-eq

- Se cuantifico el CO<sub>2</sub> en Bonos de Carbono el cual se valorizo en \$17411,12 anuales

## **5.2. Recomendaciones**

Realizar monitorio de las emisiones de CO<sub>2</sub> en las destilerías del departamento de Lambayeque y otras industrias.

Contar con un laboratorio acreditado para la realización de análisis de pureza de dióxido de carbono.

Realizar convenios entre las universidades y las empresas para poder realizar un mejor estudio de las emisiones de CO<sub>2</sub> no solo en la etapa de fermentación sino en otras etapas del proceso de producción de etanol.

Se debe realizar más trabajos de investigación debido a que se han realizado muy pocos hasta la fecha.

## VI. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- Alonso, C. & García, S. (2016). *Environmental potential of the use of CO<sub>2</sub> from alcoholic fermentation processes, the CO<sub>2</sub>-AFP strategy*. The Science of the total environment, 568, 319 - 326.  
<https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2016.05.220>
- Carminati, H.; Milão, R.; de Medeiros, J. & Araujo, O. (2019). Bioenergy and full carbon dioxide sinking in sugarcane-biorefinery with post-combustion capture and storage: Techno-economic feasibility. *Applied Energy*, 254.  
<https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.113633>
- Castillo, R. (2011) *Restauración de rendimiento de una instalación para captación y purificación de gas carbónico (CO<sub>2</sub>) en una industria de bebidas*. [Tesis de Pregrado, Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala].  
[http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08\\_0601\\_MI.pdf](http://biblioteca.usac.edu.gt/tesis/08/08_0601_MI.pdf)
- Chang, J., Cheng, C., Hu, J., Lee, D., Nagarajan, D., Nurhayati, N. & Zhang, Q. (2017). Carbon capture and utilization of fermentation CO<sub>2</sub>: Integrated ethanol fermentation and succinic acid production as an efficient platform. *Applied Energy*, 206. <http://dx.doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.08.193>
- Chavez, J. y Mostacero, K. (2013) *Influencia de la relación Etanol/Carbon activado en sistemas de refrigeración* [Tesis de Pregrado, Universidad Nacional de Trujillo, Trujillo].  
[https://dspace.unitru.edu.pe/bitstream/handle/UNITRU/3197/ChavezCarbajal\\_J%20-%20MostaceroArmas\\_K.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://dspace.unitru.edu.pe/bitstream/handle/UNITRU/3197/ChavezCarbajal_J%20-%20MostaceroArmas_K.pdf?sequence=1&isAllowed=y)
- COFIDE (2018) *Inventario de Gases de Efecto Invernadero*.  
[https://www.cofide.com.pe/COFIDE/images/secciones/transparencia\\_s7\\_7.%20L%C3%ADnea%20base%20huella%20de%20carbono.pdf](https://www.cofide.com.pe/COFIDE/images/secciones/transparencia_s7_7.%20L%C3%ADnea%20base%20huella%20de%20carbono.pdf)
- Comisión Europea (2015). *Comunicación de la comisión al Parlamento Europeo, al consejo, al comité económico y social europeo y al Comité de las regiones*.  
[https://eur-lex.europa.eu/resource.html?uri=cellar:8a8ef5e8-99a0-11e5-b3b7-01aa75ed71a1.0011.02/DOC\\_1&format=PDF](https://eur-lex.europa.eu/resource.html?uri=cellar:8a8ef5e8-99a0-11e5-b3b7-01aa75ed71a1.0011.02/DOC_1&format=PDF)



- Couper, J., Fair, J., Roy, W. & Walas, S. (2010). Transfer of solids. En Elsevier (Ed.), *Chemical Process Equipment – Selection and design* (61 – 82). Butterworth-Heinemann. doi:10.1016/b978-0-12-372506-6.00010-1
- Datosmacro. (2019). *Emisiones de CO2 en el Perú 2019. Expansión*. <https://datosmacro.expansion.com/energia-y-medio-ambiente/emisiones-co2/peru>
- Díaz, M. (2016). Bonos de carbono: un instrumento en el sistema financiero internacional. *Revista Libre Empresa*. 13(1). <http://dx.doi.org/10.18041/libemp.2016.v13n1.25106>
- Esquives, A., y Saavedra, F. (2017). *Sistema de recuperación y uso de CO2 de la planta alcoholera industrial Pucalá para mitigar los gases de efecto invernadero 2017* [Tesis de Pregrado, Universidad Señor de Sipán, Lambayeque]. <https://repositorio.uss.edu.pe/handle/20.500.12802/5107>
- Food and agriculture organization of the United Nations (2006). *Sodium Hydroxide*. [http://www.fao.org/fileadmin/user\\_upload/jecfa\\_additives/docs/Monograph1/Additive-410.pdf](http://www.fao.org/fileadmin/user_upload/jecfa_additives/docs/Monograph1/Additive-410.pdf)
- García-Rada, S. y Samanes, G. (2016). *Estudio de prefactibilidad para la instalación de una empresa de servicios de asesoría para la comercialización de bonos de carbono, producido en territorio peruano, para empresas nacionales e internacionales* [Tesis de Pregrado, Universidad de Lima, Lima]. <https://repositorio.ulima.edu.pe/handle/20.500.12724/3495>
- Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático. (2007). *Cambio climático 2007 : informe de síntesis*. OMM-INUMA. [https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/02/ar4\\_syr\\_sp.pdf](https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/02/ar4_syr_sp.pdf)
- Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático. (2013). *Cambio climático 2013 : Bases físicas*. OMM-INUMA. [https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/03/WG1AR5\\_SummaryVolume\\_FINAL\\_SPANISH.pdf](https://www.ipcc.ch/site/assets/uploads/2018/03/WG1AR5_SummaryVolume_FINAL_SPANISH.pdf)

- Lino, K. y Marmolejo, C. (2019). *Mecanismo de Desarrollo Limpio (MDL) y bonos verdes como movilizadores financieros ¿Una oportunidad para las inversiones alineadas al clima en Latinoamérica?* XIII CTV 2019 Proceedings: XIII International Conference on Virtual City and Territory: “Challenges and paradigms of the contemporary city”. Barcelona. DOI <http://dx.doi.org/10.5821/ctv.8543>
- López, V., Romero, J., Toache, G. y García, S. (2016). Bonos de carbono: financiarización del medioambiente en México. *Estudios Sociales*, 25 (47), 189 – 214. <https://www.redalyc.org/journal/417/41744004008/html/>
- Marchi, M., Neri, E., Maria-Pulselli, F & Bastianomi, S (2018). CO2 recovery from wine production: Possible implications on the carbon balance at territorial level. *Journal of CO2 utilization*, 28. <https://doi.org/10.1016/j.jcou.2018.09.021>
- Ministerio de Economía y Finanzas (2020). *Anexo N° 11: Parámetros de Evaluación Social de la Directiva General del Sistema Nacional de Programación Multianual y Gestión de Inversiones*. [https://www.mef.gob.pe/contenidos/inv\\_publica/anexos/anexo11\\_directiva01\\_2019EF6301.pdf](https://www.mef.gob.pe/contenidos/inv_publica/anexos/anexo11_directiva01_2019EF6301.pdf)
- Naciones Unidas (1998). *Protocolo de kyoto de la convención marco de las naciones unidas sobre el cambio climático*. <https://unfccc.int/resource/docs/convkp/kpspan.pdf>
- Naciones Unidas (2013). *Cálculo y etiquetado de la huella de carbono*. [https://www.cepal.org/sites/default/files/events/files/seminario\\_hc\\_flacso\\_argentina-presentacion2\\_2013.pdf](https://www.cepal.org/sites/default/files/events/files/seminario_hc_flacso_argentina-presentacion2_2013.pdf)
- National Oceanic and Atmospheric Administration (2021). *Monthly Average Mauna Loa CO2*. <https://gml.noaa.gov/ccgg/trends/>.
- Office of Air Quality Planning and Standards & U.S. Environmental Protection Agency (2002). Manual de costos de control de contaminantes del aire de la EPA. En D. Mussatti (Ed.), *Absorbedores* (112-154). Environmental Protection Agency. [https://www3.epa.gov/ttn/catc/dir2/c\\_allchs-s.pdf](https://www3.epa.gov/ttn/catc/dir2/c_allchs-s.pdf)

- Pentair (2017). *Unidad de purificación de CO<sub>2</sub> - PUR-A / D*.  
<https://foodandbeverage.pentair.com/en/products/union-engineering-co2-purification-unit>
- Pentair (2020). *Haffmans ECO2BREW*.  
<https://foodandbeverage.pentair.com/en/products/co2-recovery-plant-eco2brew>
- Pentair (2020). *Haffmans CO<sub>2</sub> recovery unit*.  
<https://foodandbeverage.pentair.com/en/products/co2-recovery-plant-cru>
- Perry, R. (2001). *Manual del ingeniero químico*. 7ª Edición., Vol. 2 - 5. España: Mc Graw Hill.
- Platform for Accelerating the Circular Economy (2021). *Circularity Gap Report*.  
[https://drive.google.com/file/d/1kUYEji5icJOWYIVIoUiNVHbtdH\\_Rmo11/view](https://drive.google.com/file/d/1kUYEji5icJOWYIVIoUiNVHbtdH_Rmo11/view)
- Restrepo-Valencia, S. y Walter, A. (2019). Evaluación tecnoeconómica de bioenergía con sistemas de captura y almacenamiento de carbono en un ingenio típico de caña de azúcar en Brasil. *Energías*, 12 (6), 1129.  
<https://doi.org/10.3390/en12061129>
- United Nations (2015). *Paris Agreement*  
[https://unfccc.int/sites/default/files/english\\_paris\\_agreement.pdf](https://unfccc.int/sites/default/files/english_paris_agreement.pdf)

## VII. ANEXOS.

### ANEXO 1: Diseño y calculos

#### 7.1. Balance de materia:

##### 7.1.1. Balance de etanol en fermentador:

- Volumen de tanque fermentador:  
 $80 \text{ m}^3$
- Volumen de llenado  
 $73 \text{ m}^3$
- Flujo de alimentación a la columna mostera  
 $5800 \text{ L/h}$   
 $9^\circ\text{GL}$
- Densidad de etanol:

$$\rho = A * B^{-\left(1-\frac{T}{T_c}\right)^n} \dots \text{Ec. (I)}$$

$$A = 0,26570$$

$$B = 0,26395$$

$$n = 0,23670$$

$$T_c = 516,25$$

$$T(^{\circ}\text{C}) = 35$$

$$T(^{\circ}\text{K}) = 308,15$$

$$\rho_{\text{Etanol}} = 0,2657 * 0,26395^{-\left(1-\frac{308,15}{516,25}\right)^{0,2367}}$$

$$\rho_{\text{Etanol}} = 0,7779 \text{ Kg/L}$$

$$\rho_{\text{Etanol}} = 777,9124 \text{ Kg/m}^3$$

- Masa de etanol en el fermentador:  
se calcula la masa del etanol que está en el tanque fermentador en base al volumen de la alimentación hacia la columna mostera

$$^{\circ}\text{GL} = \frac{V_{\text{Etanol}}}{V_{\text{Total}}}$$

$$V_{\text{Etanol}} = ^{\circ}\text{GL} * V_{\text{Total}}$$

$$\frac{M_{\text{Etanol}}}{\rho_{\text{Etanol}}} = ^{\circ}\text{GL} * V_{\text{Total}}$$

$$M_{\text{Etanol}}(\text{tk}) = ^{\circ}\text{GL} * V_{\text{Total}} * \rho_{\text{Etanol}}$$

$$M_{\text{Etanol}}(\text{tk}) = 0,09 * 5800 \text{ L/h} * 0,7779 \text{ Kg/L}$$

$$M_{\text{Etanol}}(\text{tk}) = 406,0638 \text{ Kg/h}$$

- Masa de etanol volatilizado:

Considerando que el etanol volatilizado es el 1,35% del alcohol en el tanque.

$$M_{\text{Etanol Volatilizado}} = M_{\text{Etanol}}(\text{tk}) * 1,35\%$$

$$M_{\text{Etanol Volatilizado}} = 406,0638\text{Kg/h} * 1,35\%$$

$$M_{\text{Etanol Volatilizado}} = 5,4818\text{Kg/h}$$

### **CORRIENTE 1:**

Es el flujo de escape que sale por la parte superior del tanque fermentador hacia el tanque de geomembrana, para los cuales se considera los siguientes porcentajes para sus componentes:

CO<sub>2</sub>: 96,7575%  
H<sub>2</sub>O: 1,8085%  
C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O: 1,3775%  
O<sub>2</sub>: 0,0575%

A partir de esos porcentajes se considera la siguiente tabla de los componentes de la corriente 1:

<b>CORRIENTE</b>	<b>1</b>
<b>TEMPERATURA (°C)</b>	35
<b>PRESION(PSI)</b>	14,7
<b>FRACCION DE VAPOR</b>	1
<b>FLUJO MASICO (kg/h)</b>	397,9573
CO <sub>2</sub> (kg/h)	385,0535
H <sub>2</sub> O (kg/h)	7,1931
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	5,4819
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,2288

### **CORRIENTE 2**

La composición de la corriente 2 que sale del tanque de geomembrana hacia el equipo lavador es la misma a la corriente 1 pero a diferente presión.

<b>CORRIENTE</b>	<b>2</b>
<b>TEMPERATURA (°C)</b>	35
<b>PRESION(PSI)</b>	29,4
<b>FRACCION DE VAPOR</b>	1
<b>FLUJO MASICO (kg/h)</b>	397,9573
CO <sub>2</sub> (kg/h)	385,0535
H <sub>2</sub> O (kg/h)	7,1931
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	5,4819
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,2288

### CORRIENTE 3

Es la corriente que sale por la parte superior del lavador hacia la columna empacada cuya temperatura de corriente es calculada en balance termodinámico.

CORRIENTE	3
TEMPERATURA (°C)	30,68
PRESION(PSI)	29,4
FRACCION DE VAPOR	1
FLUJO MASICO (kg/h)	386,0565
CO <sub>2</sub> (kg/h)	385,0535
H <sub>2</sub> O (kg/h)	0,7193
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	0,0548
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,2289

➤ Masa de CO<sub>2</sub>:

$$M_{CO_2} (2) = M_{CO_2} (3)$$

$$M_{CO_2} (3) = 385,0535 \text{ Kg/h}$$

➤ Masa de H<sub>2</sub>O :

$$M_{H_2O} (3) = M_{H_2O} (2) * 0,10$$

$$M_{H_2O} (3) = 0,7193 \text{ Kg/h}$$

➤ Masa de etanol:

$$M_{C_2H_6O} (3) = M_{C_2H_6O} (2) * 0,01$$

$$M_{C_2H_6O} (3) = 0,0548 \text{ Kg/h}$$

➤ Masa de O<sub>2</sub>:

$$M_{O_2} (3) = M_{O_2} (2) + M_{O_2} (8) - M_{O_2} (6)$$

$$M_{O_2} (3) = 0,2289 \text{ Kg/h}$$

### CORRIENTE 4

Es la corriente de CO<sub>2</sub> que sale de la torre empacada sin trazas.

CORRIENTE	4
TEMPERATURA (°C)	30,68
PRESION(PSI)	29,4
FRACCION DE VAPOR	1
FLUJO MASICO (kg/h)	384,6692
CO <sub>2</sub> (kg/h)	384,6684
H <sub>2</sub> O (kg/h)	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	0,0000
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,0008

➤ Masa de  $CO_2$ :

Para una recuperación del 99,9%

$$M_{CO_2} (4) = M_{CO_2} (3) * 0,999$$

$$M_{CO_2} (4) = 384,6684 \text{ Kg/h}$$

➤ Masa de  $O_2$ :

Con una salida de 2ppm

$$M_{O_2} = \frac{2}{1000000} * M_{TOTAL} \dots \dots \dots (I)$$

$$M_{CO_2}(4) + M_{O_2} = M_{TOTAL}$$

$$384,6684 + M_{O_2} = M_{TOTAL} \dots \dots \dots (II)$$

Reemplazando (I) en (II):

$$384,6684 + \frac{2}{1000000} * M_{TOTAL} = M_{TOTAL}$$

$$M_{TOTAL} = 384,6692 \text{ Kg/h}$$

Reemplazando M total en (I):

$$M_{O_2} (3) = 0,0008 \text{ kg/h}$$

## CORRIENTE 5

La composición de la corriente 5 es similar a la corriente 4, hay una variación en la presión de operación de 2 atm a 71,25 atm debido que es la corriente que sale del compresor.

Según la ecuación de la recta calculada a partir de la tabla de presión y temperatura de  $CO_2$ :

$$y = 4E-05x^3 + 0,0092x^2 + 0,9258x + 34,819$$

donde:

X: temperatura de saturación de  $CO_2$

Y: presión de saturación de  $CO_2$

Para  $x=30,68$

Entonces  $y = 73,0372 \text{ atm} \cong 1073,05 \text{ psi}$

<b>CORRIENTE</b>	<b>5</b>
<b>TEMPERATURA (°C)</b>	30,68
<b>PRESION(PSI)</b>	1073,65
<b>FRACCION DE VAPOR</b>	1
<b>FLUJO MASICO (kg/h)</b>	384,6692
CO <sub>2</sub> (kg/h)	384,6684
H <sub>2</sub> O (kg/h)	0,0000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	0,0000
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,0008

#### **CORRIENTE 6:**

Es la corriente que recircula en el equipo lavador y lleva consigo las trazas de etanol del lavador.

<b>CORRIENTE</b>	<b>6</b>
<b>TEMPERATURA (°C)</b>	30,68
<b>PRESION(PSI)</b>	29,4
<b>FRACCION DE VAPOR</b>	0
<b>FLUJO MASICO (kg/h)</b>	77,1603
CO <sub>2</sub> (kg/h)	0,0000
H <sub>2</sub> O (kg/h)	71,7327
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	5,4270
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,0005

- Masa de etanol:

$$M_{C_2H_6O} (6) = M_{C_2H_6O} (2) - M_{C_2H_6O} (3)$$

$$M_{C_2H_6O} (6) = 5,4270 \text{ Kg/h}$$

- Volumen etanol:

$$\rho_{\text{Etanol}} \text{ a } 30,68^\circ\text{C} = 0,7820 \text{ Kg/L}$$

$$M_{C_2H_6O} (6) = 5,4270 \text{ Kg/h}$$

$$V_{C_2H_6O} = \frac{M_{C_2H_6O} (6)}{\rho_{\text{Etanol}}}$$

$$V_{C_2H_6O} = \frac{5,4270 \text{ Kg/h}}{0,7820 \text{ Kg/L}}$$

$$V_{C_2H_6O} = 6,9398 \text{ L/h}$$

- Volumen del agua:

$$V_{H_2O} = 0,09 * 0,91 * V_{C_2H_6O}$$

$$V_{H_2O} = 70,1596 \text{ L/h}$$

- Masa del agua:

$$\rho_{H_2O} \text{ a } 30,68^\circ\text{C} = 1,0223 \text{ Kg/L}$$



$$M_{H_2O} = 71,7242\text{kg}$$

- Masa de oxígeno disuelto en  $H_2O$ :

$$\text{Solubilidad del } O_2 \text{ a } 30,68^\circ\text{C} = 7,45\text{mg/L}$$

$$\rho_{H_2O} \text{ a } 30,68^\circ\text{C} = 1,0223\text{Kg/L}$$

$$M_{O_2} = V_{H_2O} * 7,45\text{mg/L}$$

$$M_{O_2} = 0,0005\text{Kg/h}$$

- Masa total:

$$M_{TOTAL} = 77,1603 \text{ kg/h}$$

## CORRIENTE 7

Es la corriente que ha llevado las impurezas de la torre empacada.

CORRIENTE	7
TEMPERATURA ( $^\circ\text{C}$ )	25
PRESION(Psi)	14,7
FRACCION DE VAPOR	0
FLUJO MASICO (kg/h)	1,3872
CO <sub>2</sub> (kg/h)	0,3851
H <sub>2</sub> O (kg/h)	0,7193
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	0,0548
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,2280

- Masa C<sub>2</sub>O:

$$M_{CO_2} (7) = M_{CO_2} (3) - M_{CO_2} (4)$$

$$M_{CO_2} (7) = 0,3851/\text{h}$$

- Masa H<sub>2</sub>O:

$$M_{H_2O} (7) = M_{H_2O} (3) - M_{H_2O} (4)$$

$$M_{H_2O} (7) = 0,7193\text{Kg/h}$$

- Masa de etanol:

$$M_{C_2H_6O} (7) = M_{C_2H_6O} (3) - M_{C_2H_6O} (4)$$

$$M_{C_2H_6O} (7) = 0,0548 \text{ Kg/h}$$

- Masa de O<sub>2</sub>:

$$M_{O_2} (7) = M_{O_2} (3) - M_{O_2} (4)$$

$$M_{O_2} (7) = 0,2280\text{Kg/h}$$

## CORRIENTE 8

Es la corriente de agua que ingresa al equipo lavador.

CORRIENTE	8
TEMPERATURA (°C)	25
PRESION(PSI)	14,7
FRACCION DE VAPOR	0
FLUJO MASICO (kg/h)	65,2595
CO <sub>2</sub> (kg/h)	0,0000
H <sub>2</sub> O (kg/h)	65,2590
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	0,0000
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,0005

➤ Masa de agua:

$$M_{H_2O} (8) = M_{H_2O} (6)$$

$$M_{H_2O} (8) = 65,2590/h$$

➤ Masa de O<sub>2</sub>:

$$\rho_{\text{Agua}} = 1,0275 \text{ Kg/h}$$

$$\text{Solubilidad del O}_2 \text{ a } 25^\circ\text{C} = 8,1121\text{mg/L}$$

$$M_{O_2} (8) = V_{H_2O} * S_{O_2}(25^\circ\text{C})$$

$$M_{O_2} (8) = 0,0005 \text{ Kg/h}$$

## 7.2. Diseño del tanque de geomembrana

Flujo masico para un llenado de 4 minutos:

CORRIENTE 1	1 hora	4 minutos
TEMPERATURA (°C)	35	35
PRESION(PSI)	14,7	14,7
FRACCION DE VAPOR	1	1
FLUJO MASICO (kg/h)	397,9573	26,5305
CO <sub>2</sub> (kg/h)	385,0535	25,6702
H <sub>2</sub> O (kg/h)	7,1931	0,4795
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kg/h)	5,4819	0,3655
O <sub>2</sub> (kg/h)	0,2288	0,0153

Pm de la corriente:

$$PM_{\text{Mezcla}} = \sum X_i * PM_i$$

Donde:

Corriente 1	X molar	PM
FLUJO MOLAR	1,00000	
CO <sub>2</sub> (kmol/h)	0,94331	44,00000
H <sub>2</sub> O (kmol/h)	0,04308	18,00000
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O(kmol/h)	0,01285	46,00000
O <sub>2</sub> (kmol/h)	0,00077	32,00000

$$(PM)Mezcla = 42,8965$$

- Para hallar el volumen, considerando el flujo masico de 4 minutos a una presión de 2atm:

$$V = \frac{M. R. T}{PM. P}$$

$$V = \frac{26,5305kg * 0,08205746 \frac{L * atm}{K * mol} * 308,15}{42,8965 \frac{g}{mol} * 2/1000}$$

$$V = 7,8194m^3$$

- Hallamos el volumen que ocupa el gas en el fermentador:

$$V_{Total} = V_{Llenado} + V_{gas \text{ en el fermentador}}$$

$$80m^3 = 73m^3 - V_{gas \text{ en el fermentador}}$$

$$V_{gas \text{ en el fermentador}} = 7m^3$$

- Le restamos el volumen que el gas ocupa en un fermentador de 7m3:

$$V_{Tk \text{ geomembrana}} = V - V_{del \text{ gas en fermentador}}$$

$$V_{Tk \text{ geomembrana}} = 7,8194m^3 - 7m^3$$

$$V_{Tk \text{ geomembrana}} = 0,8194m^3$$

- Para un diámetro:

$$0,75m \cong 2,46ft$$

$$\text{volumen del tanque} = v \text{ de esfera} + v \text{ de cilindro}$$

$$V_{TK \text{ geomembrana}} = \frac{4}{3}\pi * r^3 + \pi * h \text{ cilindro} * r^2$$

$$0,8194m^3 = \frac{4}{3}\pi * (0,375m)^3 + \pi * h * (0,375m)^2$$

$$h \text{ cilindro} = 1,35m$$

- Hallamos la altura total del tanque:

$$H = h \text{ cilindro} + h \text{ de esfera}$$

$$H = 1,35m + 0,75m$$

$$\therefore H = 2,10m \cong 6,91ft$$

- Temperatura de diseño:

$$Temperatura \text{ de Diseño} = Tem. \text{ operación} + 50^{\circ}F$$

$$Temperatura \text{ de Diseño} = 145^{\circ}F \cong 62,8^{\circ}C$$

➤ Espesor:

$$E = \frac{P * R}{2 * (s * e) - (0,2 * P)} + \frac{1}{16} \dots \dots \dots (VII)$$

Donde :

E: espesor; pulg

P: presión de diseño

e : eficiencia

S: esfuerzo máximo permisible, psi

R: radio del recipiente, Pulg

➤ Presión de diseño:

$$P = P_{operacion} * 1,2$$

$$P = 29,4 \frac{lb}{pulg^2} * 1,2$$

$$P = 35,28 \frac{lb}{pulg^2}$$

➤ Radio:

$$R = D/2$$

$$R = 29,52/2pulg$$

$$R = 14,76pulg$$

➤ Eficiencia: 0,825

➤ Esfuerzo máximo permisible: 18700psi

$$E = \frac{35,28 * 14,7637}{2 * (18700 * 0,825) - (0,2 * 35,28)} + \frac{1}{16}$$

$$E = 0,096pulg$$

$$\therefore \text{espesor: } \frac{1}{8} \text{ pulg}$$

### 7.3. Diseño del lavador

#### COMPONENTES DE LA CORRIENTE 2 EN GAS:

CORRIENTE 2	MASA, Kg	PM, Kg/mol
CO <sub>2</sub>	385,0535	0,044
H <sub>2</sub> O	7,1931	0,018
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	5,4819	0,046
O <sub>2</sub>	0,2288	0,032
TOTAL	397,9573	

Temperatura: 35°C = 308,15°K

$$\text{Presión : } 2 \text{ atm} \cong 29,4 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

$$R: 0,08205746 \text{ (L * atm)/(}^{\circ}\text{k * mol)}$$

➤ Para hallar la densidad:

$$d = \frac{P * PM}{R * T}$$

Reemplazando para cada componente:

CORRIENTE 2	Densidad; kg/L
CO <sub>2</sub>	0,0035
H <sub>2</sub> O	0,0014
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0036
O <sub>2</sub>	0,0025

Para hallar el volumen para cada componente:

$$V = \frac{\text{Masa}}{d}$$

Reemplazando para cada componente:

CORRIENTE 2	Masa, kg	Densidad; kg/L	Volumen, L
CO <sub>2</sub>	385,0535	0,0035	110641,6500
H <sub>2</sub> O	7,1931	0,0014	5052,3390
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	5,4819	0,0036	1506,6780
O <sub>2</sub>	0,2288	0,0025	90,4075
TOTAL	397,9573		117291,0745

➤ Para hallar la densidad de la corriente 2:

$$D_{\text{flujo}} = \frac{M_{\text{flujo}}}{V_{\text{flujo}}}$$

$$D_{\text{flujo}} = \frac{397,9573\text{kg}}{117291,0745\text{L}}$$

$$D_{\text{flujo}} = 0,0034\text{g/L} \cong 0,2118\text{lb/pe}^3$$

➤ Para hallar Viscosidad para cada componente en estado gaseoso:

$$\mu_i(\mu\text{p}) = A_i + B_i * T_i + C_i * T_i^2$$

Donde:

CORRIENTE 2	A	B	C	T (K)
CO <sub>2</sub>	11,811	0,49838	-0,00010851	308,15
H <sub>2</sub> O	-36,826	0,429	-0,0000162	308,15
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	1,499	0,30741	-0,000044479	308,15
O <sub>2</sub>	44,224	0,562	-0,000113	308,15

Reemplazando para cada componente:

CORRIENTE 2	viscosidad ( $\mu\text{p}$ )	viscosidad (cp)
CO <sub>2</sub>	155,0831	0,0155
H <sub>2</sub> O	93,8321	0,0094
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	92,0038	0,0092
O <sub>2</sub>	206,6742	0,0207

➤ Viscosidad de flujo:

$$\mu_{\text{flujo}} (\text{cp}) = \mu_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}} * X_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}} + \mu_{\text{CO}_2} * X_{\text{CO}_2} + \mu_{\text{H}_2\text{O}} * X_{\text{H}_2\text{O}} + \mu_{\text{O}_2} * X_{\text{O}_2}$$

DONDE:

CORRIENTE2	X Másica
CO2	0,96758
H2O	0,01808
C2H6O	0,01378
O2	0,00058

Reemplazando:

$$\mu_{\text{flujo}} = 0,0153\text{cp} \cong 0,03704\text{lb/pie. h}$$

## COMPONENTES DE LA CORRIENTE N°6

CORRIENTE 6	MASA, Kg
H <sub>2</sub> O	71,7327
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	5,4270
O <sub>2</sub>	0,0005
TOTAL	77,1603

$$\text{Temperatura: } 30,68^\circ\text{C} = 303,83^\circ\text{K}$$

$$\text{Presión : } 2 \text{ atm} \cong 29,4 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

$$R: 0,08205746 (L * \text{atm}) / (^{\circ}\text{K} * \text{mol})$$

$$d = \frac{P * PM}{R * T}$$

➤ Densidad de H<sub>2</sub>O y C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>O a 30,68°C

$$D = A * B^{-(1-T/T_c)^n}$$

Donde:

	A	B	n	T <sub>c</sub>	T
H <sub>2</sub> O	0,3471	0,274	0,28571	647,13	303,83
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,2657	0,26395	0,2367	516,24	303,83

Reemplazando:

Componente	Densidad, kg/L
AGUA	1,0223
ETANOL	0,7820

➤ Densidad del O<sub>2</sub> a 30,68°C:

$$d_{O_2} = \frac{P * PM}{R * T}$$

$$d_{O_2} = \frac{2amt * 0,032kg/mol}{0,08205746 \frac{l * atm}{°K * mol} * 303,83°K}$$

$d_{O_2} = 0,0026Kg/L$

➤ Hallando el volumen:

$$V = \frac{Masa}{Densidad}$$

Componente	masa, Kg	densidad, Kg/L	volumen; L
H <sub>2</sub> O	71,7327	1,0223	70,1714
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	5,4270	0,7820	6,9400
O <sub>2</sub>	0,0005	0,0026	0,2041
Total	77,1603		77,3155

Para hallar la densidad de la corriente 6:

$$D_{flujos} = \frac{M_{flujos}}{V_{flujos}}$$

$$D_{flujos} = \frac{77,1603kg}{77,3155L}$$

$D_{flujos} = 0,9980/L \cong 62,3026lb/pie^3$

Para hallar la viscosidad:

$$\mu_i(cp) = 10^{A_i + \frac{B_i}{T_i} + C_i * T_i + D_i * T_i^2}$$

Donde:

	A	B	C	D	T (K)
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631	303,83
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	-6,4406	1117,6	0,013721	-0,000015465	303,83
O <sub>2</sub>	44,224	0,562	-0,000113	0	303,83

Reemplazando:

CORRIENTE 6	viscosidad (cp)
H <sub>2</sub> O	0,8031
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,9528
O <sub>2</sub>	0,0205

- Hallando viscosidad de flujo

$$\mu_{\text{flujo}}(\text{cp}) = \mu_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}} * X_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}} + \mu_{\text{H}_2\text{O}} * X_{\text{H}_2\text{O}} + \mu_{\text{O}_2} * X_{\text{O}_2}$$

Donde:

CORRIENTE 6	X másico
H <sub>2</sub> O	0,92966
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,07034
O <sub>2</sub>	0,00001

Reemplazando:

$$\mu_{\text{flujo}} = 0,8150\text{cp} \cong 1,9717 \text{ lb/pie. h}$$

### COMPONENTES DE LA CORRIENTE N°8

CORRIENTE8	Masa, kg
H <sub>2</sub> O	65,2590
O <sub>2</sub>	0,0005
TOTAL	65,2595

- Densidad del agua a 25°C:

$$D = A * B^{-(1-T/T_C)^n}$$

Donde:

$$A = 0,3471$$

$$B = 0,274$$

$$n = 0,28571$$

$$T_c = 647,13^\circ\text{K}$$

$$\text{Dagua} = 1,0275\text{Kg/L}$$

- Densidad de O<sub>2</sub> a 25°C:

$$dg = \frac{P * PM}{R * T}$$

$$dg = \frac{1\text{amt} * 0,032\text{kg/mol}}{0,08205746 \frac{\text{l} * \text{atm}}{\text{°K} * \text{mol}} * 298,15^\circ\text{K}}$$

$$dg = 0,0013\text{Kg/L}$$

- Volumen de los componentes:

$$V_{\text{agua}} = \frac{\text{Masa}}{\text{Densidad}}$$



Reemplazando:

CORRIENTE8	Masa, kg	Densidad, kg/L	Volumen, L
H <sub>2</sub> O	65,2590	1,0275	63,5153
O <sub>2</sub>	0,0005	0,0013	0,3939
TOTAL	65,2595		63,9062

➤ Densidad del flujo:

$$D_{\text{flujo}} = \frac{M_{\text{flujo}}}{V_{\text{flujo}}}$$

$$D_{\text{flujo}} = \frac{65,2595 \text{ kg}}{63,9062 \text{ L}}$$

$$D_{\text{flujo}} = 1,0211 \text{ kg/L} \cong 63,7469 \text{ lb/pie}^3$$

➤ Para hallar la viscosidad:

$$\mu_i(\text{cp}) = 10^{A_i + \frac{B_i}{T_i} + C_i * T_i + D_i * T_i^2}$$

Donde:

	A	B	C	D	T (K)
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1792,5	0,01773	-0,000012631	298,15
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	44,224	0,562	-0,000113	0	298,15

Reemplazando:

CORRIENTE 8	viscosidad (cp)
H <sub>2</sub> O	0,91129
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,02017

➤ Hallando viscosidad de flujo:

$$\mu_{\text{flujo}}(\text{cp}) = \mu_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}} * X_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}} + \mu_{\text{H}_2\text{O}} * X_{\text{H}_2\text{O}}$$

Donde:

CORRIENTE 8	XMASICO
H <sub>2</sub> O	0,999992
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,000008

Reemplazando:

$$\mu_{\text{flujo}} = 0,9112 \text{ cp} \cong 2,2044 \text{ lb/pie. h}$$

### COMPONENTES DE LA CORRIENTE N°3

CORRIENTE 3	MASA, Kg	PM, Kg/mol
CO <sub>2</sub>	385,0535	0,044
H <sub>2</sub> O	0,7193	0,018
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0548	0,046
O <sub>2</sub>	0,2288	0,032
TOTAL	386,0564	

Temperatura: 30,68°C = 303,83°K

Presión : 2 atm  $\cong 29,4 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$

R: 0,08205746 (L \* atm)/(°k \* mol)

$$d = \frac{P * PM}{R * T}$$

Reemplazando para cada componente:

CORRIENTE 3	Densidad; kg/L
CO <sub>2</sub>	0,0035
H <sub>2</sub> O	0,0014
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0037
O <sub>2</sub>	0,0026

➤ Para hallar el volumen para cada componente:

$$V = \frac{\text{Masa}}{d}$$

Reemplazando para cada componente:

CORRIENTE 3	Masa, kg	Densidad; kg/L	Volumen, L
CO <sub>2</sub>	385,0535	0,0035	10904 485
H <sub>2</sub> O	0,7193	0,0014	498,1510
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,0548	0,0037	14,8556
O <sub>2</sub>	0,2288	0,0026	89,1366
TOTAL	396,4720		109692,6916

➤ Para hallar la densidad de la corriente 3:

$$D_{\text{flujo}} = \frac{M_{\text{flujo}}}{V_{\text{flujo}}}$$

$$D_{\text{flujo}} = \frac{396,4720\text{kg}}{109692,6916\text{L}}$$

$$D_{\text{flujo}} = 0,00352\text{kg/L} \cong 0,2197\text{lb/pie}^3$$

- Para hallar Viscosidad para cada componente en estado gaseoso:

$$\mu_i(\mu p) = A_i + B_i * T_i + C_i * T_i^2$$

Donde:

CORRIENTE 3	A	B	C	T (K)
CO <sub>2</sub>	11,811	0,49838	-0,00010851	303,83
H <sub>2</sub> O	-36,826	0,429	-0,0000162	303,83
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	1,499	0,30741	-0,000044479	303,83
O <sub>2</sub>	44,224	0,562	-0,000113	303,83

Reemplazando para cada componente:

Corriente 3	viscosidad (μp)	viscosidad (cp)
CO <sub>2</sub>	153,2169	0,0153
H <sub>2</sub> O	92,0216	0,0092
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	90,7934	0,0091
O <sub>2</sub>	204,5451	0,0205

- Viscosidad de flujo:

$$\mu_{\text{flujo}}(\text{cp}) = \mu_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}} * X_{\text{C}_2\text{H}_6\text{O}} + \mu_{\text{CO}_2} * X_{\text{CO}_2} + \mu_{\text{H}_2\text{O}} * X_{\text{H}_2\text{O}} + \mu_{\text{O}_2} * X_{\text{O}_2}$$

Donde:

CORRIENTE3	XMASICA
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,99740
CO <sub>2</sub>	0,00186
H <sub>2</sub> O	0,00014
O <sub>2</sub>	0,00059

Reemplazando:

$$\mu_{\text{flujo}} = 0,0153\text{Cp} \cong 0,03704\text{lb/pie.h}$$

## DIMENCIONES DEL TANQUE

- Tiempo de recirculación del lavado: 4 horas
- Diámetro de tanque supuesto:

$$D \text{ de tanque} = 0,75\text{m} \cong 2,46\text{ft}$$

- H1(altura de llenado del cilindro):

$$V_{\text{llenado}} = V_{\text{Cilindro}} + \frac{(V_{\text{esfera}})}{2}$$

$$V_{\text{llenado}} = \frac{\pi * D^2 * H1}{2} * + \frac{\pi * D^3}{12}$$

$$\text{Despejando: } H1 = \frac{(\frac{12V}{\pi * D^2} - D)}{3}$$

$$\text{Donde: } V = 0,2807 \text{m}^3$$

$$D = 0,738 \text{m} \cong 2,42 \text{ft}$$

$$\therefore H1 = 0,4100 \text{m}$$

- Altura de llenado:

$$H_{\text{llenado}} = H1 + D/2$$

$$H_{\text{llenado}} = 0,7791 \text{m}$$

- Altura del cilindro

$$H_{\text{cilindro}} = H_{\text{llenado}} * 3 - D$$

$$H_{\text{cilindro}} = 1,4761 \text{m}$$

- Altura del tanque:

$$H = H_{\text{cilindro}} + D$$

$$H = 2,21 \text{m} \cong 7,26 \text{ft}$$

- Temperatura de diseño:

$$\text{Temperatura de Diseño} = \text{Tem. operación} + 50^\circ \text{F}$$

$$\text{Temperatura de Diseño} = 137,2^\circ \text{F} \cong 58,5^\circ \text{C}$$

- Espesor:

$$E = \frac{P * R}{2 * (s * e) - (0,2 * P)} + \frac{1}{16}$$

DONDE :

E: espesor; pulg

P: presión de diseño

e : eficiencia

S: esfuerzo máximo permisible, psi

R: radio del recipiente, Pulg

- Presión de diseño:

$$P = P_{\text{operacion}} * 1,2$$

$$P = 29,4 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} * 1,2$$

$$P = 35,28 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

➤ Radio:

$$R = D/2$$

$$R = 29,527575/2\text{pulg}$$

$$R = 14,7637\text{pulg}$$

➤ Eficiencia: 0,825

➤ Esfuerzo máximo permisible: 20000psi

$$E = \frac{35,28 * 14,76}{2 * (20000 * 0,825) - (0,2 * 35,28)} + \frac{1}{16}$$

$$E = 0,078\text{pulg}$$

$$\therefore \text{espesor: } \frac{1}{8}\text{pulg}$$

## ACOPLAMIENTO DE LA CORRIENTE 2:

➤ Caudal de flujo:

$$Q_{\text{flujo}} = \frac{4142,0877}{H} * \frac{\text{pie}^3}{3600}$$

$$Q_{\text{flujo}} = 1,1506 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

➤ Diámetro interno de acoplamiento:

$$\text{Donde: } D_I = 3,9 * Q^{0,45} * \rho^{0,13}$$

$D_I$  = diametro interno; pulg

$Q$  = caudal;  $\text{pie}^3/\text{seg}$

$\rho$  = densidad de la corriente 2 ;  $\text{lb}/\text{pie}^3$

$$D_I = 3,9 * 1,1506^{0,45} * 0,2118^{0,13}$$

$$D_I = 3,3951\text{pulg}$$

$$\therefore D_I = 3 \frac{1}{2}\text{pulg} \cong 0,2916\text{pie}$$

➤ Viscosidad:

$$\mu = 0,03704\text{lb}/\text{pie. h}$$

➤  $\vartheta$ ; pie/seg:

$$\vartheta = \frac{Q}{\text{AREA}}$$

$$\vartheta = 17,2208 \text{ pie/seg}$$

➤ *Numero de Reynolds:*

$$\text{Nre} = \frac{D_i * \rho * \vartheta}{\mu}$$

$$\text{Nre} = 103396,29$$

### ACOPLAMIENTO DE LA CORRIENTE 8:

➤ Caudal de flujo por 2 horas:

$$Q_{\text{flujo}} = \frac{2,2569 * 2L}{H} \frac{\text{pie}^3}{* 3600}$$

$$Q_{\text{flujo}} = 0,00125 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

➤ Diámetro interno de acoplamiento:

$$D_I = 3,9 * Q^{0,45} * \rho^{0,13}$$

Donde:

$D_i$  = diametro interno; pulg

$Q$  = caudal; pie<sup>3</sup>/seg

$\rho$  = densidad ; lb/pie<sup>3</sup>

$$D_I = 3,9 * 0,00125^{0,45} * 63,7469^{0,13}$$

$$D_I = 0,3311 \text{ pulg}$$

$$\therefore D_I = 3 / 8 \text{ pulg} \cong 0,03125 \text{ pie}$$

➤ Viscosidad:

$$\mu = 2,2044 \text{ Lb/pie.h}$$

➤  $\vartheta$ ; pie/seg:

$$\vartheta = \frac{Q}{\text{AREA}}$$

$$\vartheta = 1,6347 \text{ pie /seg}$$

- Numero de Reynolds:

$$Nre = \frac{Di * \rho * \vartheta}{\mu}$$

$$Nre = 5318,1234$$

### ACOPLAMIENTO DE LA CORRIENTE 3:

- CAUDAL DE FLUJO:

$$Q_{\text{flujo}} = \frac{3873,7538}{H} \frac{\text{pie}^3}{* 3600}$$

$$Q_{\text{flujo}} = 1,0760 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

- DIÁMETRO INTERNO DE ACOPLAMIENTO:

$$D_I = 3,9 * Q^{0,45} * \rho^{0,13}$$

Donde:

Di = diametro interno; pulg

Q = caudal; pie<sup>3</sup>/seg

ρ = densidad de la corriente 3 ; lb/pie<sup>3</sup>

$$D_I = 3,9 * 1,0760^{0,45} * 0,2197^{0,13}$$

$$D_I = 3,31 \text{Pulg}$$

$$\therefore D_I = 3 \frac{1}{2} \text{ pulg} \cong 0,2916 \text{pie}$$

- VISCOSIDAD:

$$\mu = 0,0370 \text{Lb/pie. h}$$

- $\vartheta$ ; pie/seg:

$$\vartheta = \frac{Q}{\text{AREA}}$$

$$\vartheta = 16,1052 \text{pie/seg}$$

- NUMERO DE REYNOLDS:

$$Nre = \frac{Di * \rho * \vartheta}{\mu}$$

$$Nre = 100302,56$$

### ACOPLAMIENTO DE LA CORRIENTE 6:

- CAUDAL DE FLUJO PARA 2HORAS:

$$Q_{\text{flujo}} = \frac{2,7304 * 2L}{H} * \frac{\text{pie}^3}{3600}$$

$$Q_{\text{flujo}} = 0,0015 \frac{\text{pie}^3}{\text{seg}}$$

➤ DIÁMETRO INTERNO DE ACOPLAMIENTO:

Donde:  $D_I = 3,9 * Q^{0,45} * \rho^{0,13}$

$D_i$  = diametro interno; pulg

$Q$  = caudal; pie<sup>3</sup>/seg

$\rho$  = densidad de la corriente 6 ; lb/pie<sup>3</sup>

$$D_I = 3,9 * 0,0015^{0,45} * 62,3026^{0,13}$$

$$D_I = 0,3275 \text{pulg}$$

$$\therefore D_I = 3/8 \text{ pulg} \cong 0,03125 \text{pie}$$

➤ VISCOSIDAD:

$$\mu = 2,1369 \text{Lb/pie. h}$$

➤  $\vartheta$ ; pie/seg:

$$\vartheta = \frac{Q}{\text{AREA}}$$

$$\vartheta = 1,9776 \text{pie/seg}$$

➤ NUMERO DE REYNOLDS:

$$N_{re} = \frac{D_i * \rho * \vartheta}{\mu}$$

$$N_{re} = 7030,09$$

## 7.4. Diseño de tanque de torre empacada.

### DETERMINACION DEL VOLUMEN DE SILICAGEL:

Presión de la corriente 3:

$$P = 29,4 \text{Psi} \cong 1520,4181 \text{mmHg}$$

En la siguiente tabla se muestra la fracción molar y la presión de vapor parcial de la corriente 3.

COMPONENTE	FRACCION MOLAR	PRESION VAPOR PARCIAL
CO <sub>2</sub>	0,99451	1512,0719
H <sub>2</sub> O	0,00454	6,9047
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,00014	0,2059
O <sub>2</sub>	0,00081	1,2355
TOTAL	1	1520,4181



➤ Presión de vapor de agua ( $PV_{H_2O}$ ) a 30,68°C :33,73 mmHg

➤ Humedad relativa (HR):

$$HR = \frac{(PV_{parcial_{H_2O}})}{(PV_{H_2O})} \%$$

$$HR = 20,84\%$$

➤ Capacidad adsorción según especificaciones de silicagel ( $C_{ads}$ ):

$$20\% \frac{kg \ H_2O}{Kg \ silicagel}$$

➤ Tiempo de adsorción( $T_{ads}$ ): 18hrs

➤ Flujo de agua ( $F_{agua}$ ): en la corriente 3: 0,7193kg/h

➤ Masa de silicagel( $M_{silicagel}$ ):

$$M_{silicagel} = \frac{F_{agua} * T_{ads}}{C_{ads}}$$

$$M_{silicagel} = 64,7376kg \cong 65kg$$

➤ Densidad de Silicagel según especificaciones:0,65Kg/L

➤ Volumen de Silicagel :100L

## PARA HALLAR EL VOLUMEN DEL CARBON ACTIVADO

➤ Capacidad de adsorción por kg de carbón activado( $W_e$ ):0,163  $\frac{Kg \ Etanol}{kg \ de \ CA}$

➤ Factor de capacidad extra ( $f$ ):

$$f = 1 + \frac{NLechos \ adsorbiendo}{NLechos \ desorbiendo}$$

$$f = 1 + \frac{1}{1}$$

$$f=2$$

➤ Capacidad de trabajo ( $W_c$ ):

$$W_c = W_e * 0,05$$

$$W_c = 0,0815 \frac{kg \ Etanol}{Kg \ de \ CA}$$

➤ Flujo de etanol de la corriente 3 ( $F_{etanol}$ ): 0,0548kgEtanol

➤ Tiempo de adsorción( $T_{ads}$ ): 18hrs

➤ Masa de carbón activado:

$$M_{CA} = \frac{F_{etanol} * T_{ads}}{M_c}$$

$$M_{CA} = 12,1072Kg \cong 12,5Kg \text{ de CA de adquisicion}$$

- Densidad de CA según especificaciones: 0,48 Kg/L
- Volumen de CA : 26,04 L

## DIMENSIONES DEL TANQUE

- Volumen Total : 126,04 L
- Volumen de llenado: 0,75%
- Volumen del tanque:  $168,06 L \cong 0,168m^3$
- Diámetro del tanque:  $D = \frac{1}{3}H$
- Altura del tanque:

$$V_{tanque} = \frac{\pi * D^2 * H}{2} * + \frac{\pi * D^3}{12}$$

$$H = 0,8626m \cong 4,24ft$$

$$D = 0,4313m \cong 1,42ft$$

- Temperatura de diseño:

$$Temperatura \text{ de Diseño} = Tem. \text{ operación} + 50^{\circ}F$$

$$Temperatura \text{ de Diseño} = 137.2^{\circ}F \cong 58.5^{\circ}C$$

- Espesor:

$$E = \frac{P * R}{2 * (s * e) - (0,2 * P)} + \frac{1}{16}$$

DONDE :

E: espesor; pulg

P: presión de diseño

e : eficiencia

S: esfuerzo máximo permisible, psi

R: radio del recipiente, Pulg

- Presión de diseño:

$$P = P_{operacion} * 1,2$$

$$P = 29,4 \frac{lb}{pulg^2} * 1,2$$

$$P = 35,28 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

➤ Radio:

$$R = D/2$$

$$R = 16,98/2\text{pulg}$$

$$R = 8,49\text{pulg}$$

➤ Eficiencia: 0,825

➤ Esfuerzo máximo permisible: 18700psi

$$E = \frac{35,28 * 8.49}{2 * (18700 * 0,825) - (0,2 * 35,28)} + \frac{1}{16}$$

$$E = 0,072\text{pulg}$$

$$\therefore \text{espesor: } \frac{1}{8}\text{pulg}$$

## 7.5. Diseño de compresor

### CORRIENTE 4

M 1	384,6692	kg/h		cfm
P1	2	Atm	29,3918	Psi
T1	30,68	°C	87,224	°F

### CORRIENTE 5

M2	384,6692	kg/h		cfm
P2	73,0372	Atm	1073,65	Psi
T2	30,68	°C	87,224	°F

### TIPO DE COMPRESOR

$$Rc = \frac{P_2}{P_1}$$

$$Rc = \frac{73,0372 \text{ atm}}{2 \text{ atm}} = 36,52$$

**Tipo:** Compresor reciprocante de pistón,

- Hallando la capacidad calorífica (Cp.):

Según la ecuación:

$$cp \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} * \text{k}} \right) = A_i + B_i * T_i + C_i * T_i^2 + D_i * T_i^3 + E_i * T_i^4$$

Donde:

Componente	A	B	C	D	E	T(K)
CO <sub>2</sub>	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13	303,83
O <sub>2</sub>	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12	303,83

Reemplazando:

Componente	$cp \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \right)$
CO <sub>2</sub>	3,86E+01
O <sub>2</sub>	2,95E+01

Según la fracción molar:

Componente	X molar
CO <sub>2</sub>	0,99999725
O <sub>2</sub>	2,75E-06

Cp. de flujo:

$$cp = 38,60 \left( \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \right)$$

- Hallando la capacidad de volumen (Cv):

$$Cp = Cv + R$$

Donde:

R: 8,314472 J/mol. K

Entonces:

$$cv = 30,28 \frac{\text{J}}{\text{mol} \cdot ^\circ\text{K}}$$

- El coeficiente isentrópico ( $\gamma$ ) :

$$\gamma = \frac{cp}{cv}$$

$$\tilde{a} = 1,2745$$

- Hallando número de etapas

$$T^\circ \text{ max} = 350 - 400 ^\circ\text{F}$$

$$m = \frac{\gamma - 1}{\nu}$$

$$m = 0,2154$$

Ensayando con 4 etapas:

$$S = 4$$

$$Rc = \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{1/s}$$

$$Rc = \left[ \frac{1073,65 \text{ psia}}{29,3918 \text{ psia}} \right]^{1/2} = 2,4582$$

➤ **I ETAPA**

$$T_2 = T_1 (Rc)^m$$

$$T_2 = 547,224 \text{ } ^\circ R (2,4582)^{0,2154}$$

$$T_2 = 204,2192 \text{ } ^\circ F \cong 664,2191 \text{ } ^\circ R$$

➤ **II ETAPA**

$$P_3 = Rc * P_2$$

$$P_3 = 2,46 * 72,2528 = 177,62 \text{ psi}$$

$$T_3 = T_1 (Rc)^m$$

$$T_3 = 547,224 \text{ } ^\circ R (2,4582)^{0,2154}$$

$$T_3 = 204,2192 \text{ } ^\circ F \cong 664,2191 \text{ } ^\circ R$$

➤ **III ETAPA**

$$P_4 = Rc * P_3$$

$$P_4 = 2,46 * 177,62 = 436,63 \text{ psi}$$

$$T_4 = T_1 (Rc)^m$$

$$T_4 = 547,224 \text{ } ^\circ R (2,4582)^{0,2154}$$

$$T_4 = 204,2192 \text{ } ^\circ F \cong 664,2191 \text{ } ^\circ R$$

➤ **IV ETAPA**

$$P_5 = Rc * P_4$$

$$P_5 = 2,46 * 436,63 = 1073,35 \text{ psi}$$

$$T_5 = T_1 (Rc)^m$$

$$T_4 = 547,224 \text{ } ^\circ R (2,4582)^{0,2154}$$

$$T_4 = 204,2192^\circ F \cong 664,2191 \text{ } ^\circ R$$

- Para hallar el trabajo(W):

$$W = \frac{R * \gamma * T_1}{PM * (\gamma - 1)} * \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right]$$

PM flujo:43,999976kg/kmol

$$W = 56,9829 KJ/Kg \cong 21919,5852 KJ/H$$

Eficiencia:0,825

$$W_{real} = w/0,825$$

$$W_{real}=26569,1942 KJ/H$$

$$W_{total}=w_{real}*4$$

$$W_{total} = 106276,777 KJ/H \cong 40 HP$$

## 7.6. Diseño del tanque de almacenamiento de CO<sub>2</sub>

### DATOS:

- Corriente 5

COMPONENTES	MASA		PM
	Kg	LB	g/mol
CO <sub>2</sub>	384,6684	848,0477	44,0000
O <sub>2</sub>	0,0008	0,0017	32,0000
TOTAL	384,6692	848,0494	

- Temperatura y presión:

Presión	73,0372	Atm	1073,65	Psi
Temperatura	30,68	°C	303,83	k

- Constante universal de los gases:

$$R: 0,08205746 (L * atm)/(^{\circ}k * mol)$$

- Densidad de cada componente:

$$d = \frac{P * PM}{R * T}$$

Reemplazando para cada componente:

CORRIENTE 5	Densidad; kg/L
CO <sub>2</sub>	0,1289
O <sub>2</sub>	0,0938

- Para hallar el volumen para cada componente:

$$V = \frac{\text{Masa}}{d}$$

Reemplazando para cada componente:

COMPONENTES	VOLUMEN GAS		
	L	M3	PIE3
CO <sub>2</sub>	2983,4434	2,98344	105,3591
O <sub>2</sub>	0,0082	0,00001	0,0003
TOTAL	2983,4516	2,9835	105,3594

- Para hallar la densidad de la corriente 5:

$$D_{\text{flujo}} = \frac{M_{\text{flujo}}}{V_{\text{flujo}}}$$

$$D_{\text{flujo}} = \frac{384,6692\text{kg}}{2,9835\text{M3}}$$

$$D_{\text{flujo}} = 128,9343\text{kg/M3} \cong 8,0491\text{lb/pe3}$$

- Para hallar Viscosidad para cada componente en estado gaseoso:

$$\mu_i(\mu p) = A_i + B_i * T_i + C_i * T_i^2$$

Donde:

CORRIENTE 5	A	B	C	T (K)
CO <sub>2</sub>	11,811	0,49838	-0,00010851	303,83
O <sub>2</sub>	44,224	0,562	-0,000113	303,83

Reemplazando para cada componente:

Corriente 5	viscosidad (μp)	viscosidad (cp)
CO <sub>2</sub>	153,2169	0,0153
O <sub>2</sub>	204,5451	0,0205

- Viscosidad de flujo:

$$\mu_{\text{flujo}}(\text{cp}) = \mu_{\text{CO}_2} * X_{\text{CO}_2} + \mu_{\text{O}_2} * X_{\text{O}_2}$$

Donde:

CORRIENTES	XMASICA
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O	0,9999980
O <sub>2</sub>	0,0000020

Reemplazando:

$$\mu_{\text{flujo}} = 0,0153 \text{ Cp} \cong 0,03704 \text{ lb/pie.h}$$

## DIMENSIONES DEL TANQUE

- Tipo de tapa de tanque: semiesférico por estar a altas presiones
- Tiempo de llenado: 24 horas
- Volumen de llenado: 71,6026 m<sup>3</sup> al 100%
- Altura del cilindro:

$$H = 3 \text{ Diámetro}$$

- Diámetro (D):

$$D = 2 \text{ Radio}$$

- Radio (R):

$$R = \sqrt[3]{\frac{3 * Vol}{22 * \pi}}$$

$$R = \sqrt[3]{\frac{3 * 71,6026 \text{ M}^3}{22 * \pi}}$$

$$\therefore R = 1,16 \text{ M} \cong 45,59 \text{ pulgadas}$$

$$\therefore D = 2,92 \text{ M}$$

$$\therefore H = 8,75 \text{ M}$$

- Altura total (HT):

$$H_T = H + D$$

$$H_T = 11,67 \text{ M}$$

- Espesor:

$$E = \frac{P * R}{2 * (s * e) - (0,2 * P)} + \frac{1}{16}$$



DONDE :

E: espesor; pulg

P: presión de diseño

e : eficiencia

S: esfuerzo máximo permisible, psi

R: radio del recipiente, Pulg

➤ Presión de diseño:

$$P = P_{\text{operacion}} * 1,2$$
$$P = 1073,0575 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} * 1,2$$

$$P = 1288,38 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$$

➤ Radio:

$$R = D/2$$
$$R = 114,9/2 \text{ pulg}$$

$$R = 57,45 \text{ pulg}$$

➤ Eficiencia: 0,825

➤ Esfuerzo máximo permisible: 20000 psi

$$E = \frac{1288,38 * 57,45}{2 * (20000 * 0,825) - (0,2 * 1288,38)} + \frac{1}{16}$$
$$E = 2,32 \text{ pulg}$$

$$\therefore \text{espesor: } 2 \frac{1}{2} \text{ pulg}$$

## ACOPLAMIENTOS

➤ Estimo que el flujo es turbulento

$$D_i = 3.9 * Q_f^{0.45} * \delta^{0.13}$$

➤ Caudal (Q)

$$Q = \frac{105,3594 \text{ pie}^3}{3600 \text{ s}}$$

$$Q = 0.0293 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

- Hallando el diámetro

$$D = 3.9 * 0,0293^{0,45} * 8,0491^{0,13}$$

$$D = 1,043"$$

$$D = 1\ 1/4" (nominal)$$

- Hallando el área (A)

$$A = \frac{\pi}{4} * D^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} * (0,104\ pie)^2$$

$$A = 0,0085\ pie^2$$

- Hallando la velocidad (v)

$$v = \frac{Q}{A}$$

$$v = \frac{0,0293\ \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}}{0,0085\ \text{pie}^2}$$

$$v = 3,43\ \text{pie/s}$$

- Comprobando si el flujo es turbulento con la ecuación del Número de Reynolds

$$N_{Re} = \frac{D * \delta * v}{\mu}$$

$$N_{Re} = 279669$$

$$N_{Re} (> 2100\ \text{entonces es flujo turbulento})$$

## 7.7. Conversión de concentración de CO<sub>2</sub> de % volumen a % peso

- Pureza (v/v) CO<sub>2</sub>: 99.12 %
- Pureza (v/v) O<sub>2</sub>: 0.88 %
- Presión: P: 5.5 atm
- Volumen: V: 3 L
- Constante de los gases: R: 0.08205746 atm. L/mol. K
- Peso molecular:  
PM<sub>CO<sub>2</sub></sub>: 44 g/mol  
PM<sub>O<sub>2</sub></sub>: 32 g/mol
- Temperatura: T: 298.15 K
- Peso de CO<sub>2</sub> (W<sub>CO<sub>2</sub></sub>):

$$W_{CO_2} = \frac{P * V * PM_{CO_2} * Pureza (v/v)_{CO_2}}{R * T}$$

$$W_{CO_2} = \frac{5.5atm * 3L * 44g/mol * 99.12\%}{0.08205746atm.L/mol.K * 298.15K}$$

$$W_{CO_2} = 29.413387 g$$

- Peso de O<sub>2</sub> (W<sub>O<sub>2</sub></sub>):

$$W_{O_2} = \frac{P * V * PM_{O_2} * Pureza (v/v)_{O_2}}{R * T}$$

$$W_{O_2} = \frac{5.5atm * 3L * 32g/mol * 0.88\%}{0.08205746atm.L/mol.K * 298.15K}$$

$$W_{O_2} = 0.189917 g$$

- Pureza (peso/peso):

$$Pureza(p/p)_{CO_2} = \frac{W_{CO_2}}{W_{CO_2} + W_{O_2}} * 100\%$$

$$Pureza(p/p)_{CO_2} = \frac{29.413387g}{29.413387g + 0.189917g} * 100\%$$

$$Pureza(p/p)_{CO_2} = 99.36\%$$

La conversión de las corrientes de Dióxido de carbono se realizó a las diferentes muestras tal como se muestra en la tabla 14.

## **7.8. Valoración del ácido sulfúrico**

### **ACIDO SULFURICO 0,5N**

Se pesó 0,5471g de carbonato de sodio anhidro y se transvasó a un matraz de 250ml y se agregó 30ml de agua destilada para disolverlo, se agregó 5 gotas de anaranjado de metilo al 0,1% hasta el cambio a color amarillo.

Se tituló la solución con ácido sulfúrico 0,5 N hasta su viraje de color amarillo a color Salmon, anotando de esta manera el gasto de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (B):20,6ml.

Teniendo en cuenta estequiometria química para el cálculo de la normalidad del ácido sulfúrico:

### **ÁCIDO SULFÚRICO 0,05N**

Se pesó 0,0605 g de carbonado de sodio anhidro y se procedió de igual manera del paso anterior mencionado.

Reemplazando los estequiométricamente para determinar la concentración de ácido sulfúrico.

## ANEXO 2: Armado de tanques de acrílico transparente

**Figura 12**

*Armado de los tanques de acrílico transparente.*



**Figura 13**

*Armado del tanque lavador de gases*



### ANEXO 3: Toma de muestra de CO<sub>2</sub> del tanque fermentador

**Figura 14**

*Captura de CO<sub>2</sub> a la salida del tanque fermentador del mes de abril*



**Figura 15**

*Toma de muestra de gases a la salida del fermentador del mes de junio.*





**Figura 16**

*Toma de muestra de gases a la salida del fermentador del mes de julio*



#### **ANEXO 4: Instalación del prototipo del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub>**

**Figura 17**

*Instalación del lavador de gases en la Destilería Naylamp.*



**Figura 18**

*Instalación del tanque de torre empacada.*



**Figura 19**

*Instalación del prototipo del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub>*





## ANEXO 5: Puesta en marcha del prototipo

**Figura 20**

*Puesta en marcha del lavador de gases.*



**Figura 21**

*Lavado de la corriente de gases.*



## ANEXO 6: Toma de muestra a la salida del prototipo.

**Figura 22**

*Toma de muestra de gases a la salida del prototipo del mes de abril.*



**Figura 23**

*Toma de muestra de gases a la salida del prototipo del mes de junio.*



**Figura 24**

*Toma de muestra de gases a la salida del prototipo del mes de julio.*



## **ANEXO 7: Preparación de reactivos.**

**Figura 25**

*Secado del carbonato de calcio.*



**Figura 26**

*Desecado del carbonato de calcio.*



**Figura 27**

*Preparación de ácido sulfúrico 0,5N y 0,05N*



**Figura 28**

*Análisis de solución patrón de hidróxido de sodio.*





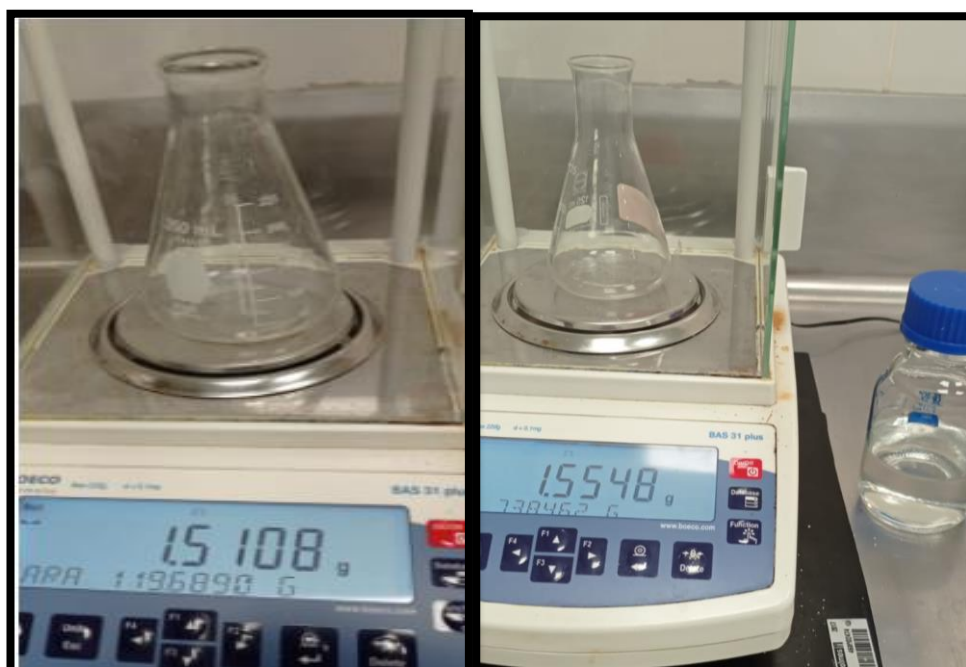
**Figura 29**

*Burbujeo de las muestras en solución patrón de hidróxido de sodio.*



**Figura 30**

*Pesado de las soluciones de hidróxido de sodio burbujeadas en CO<sub>2</sub>.*



**Figura 31**

*Hidróxido de potasio 30%*



## **ANEXO 8: Medidor de CO<sub>2</sub> Haffman**

**Figura 32**

*Datos técnicos del comprobador de pureza de CO<sub>2</sub>*

**HAFFMANS CPT**  
COMPROBADOR DE PUREZA DE CO<sub>2</sub>

FOLLETO DEL PRODUCTO

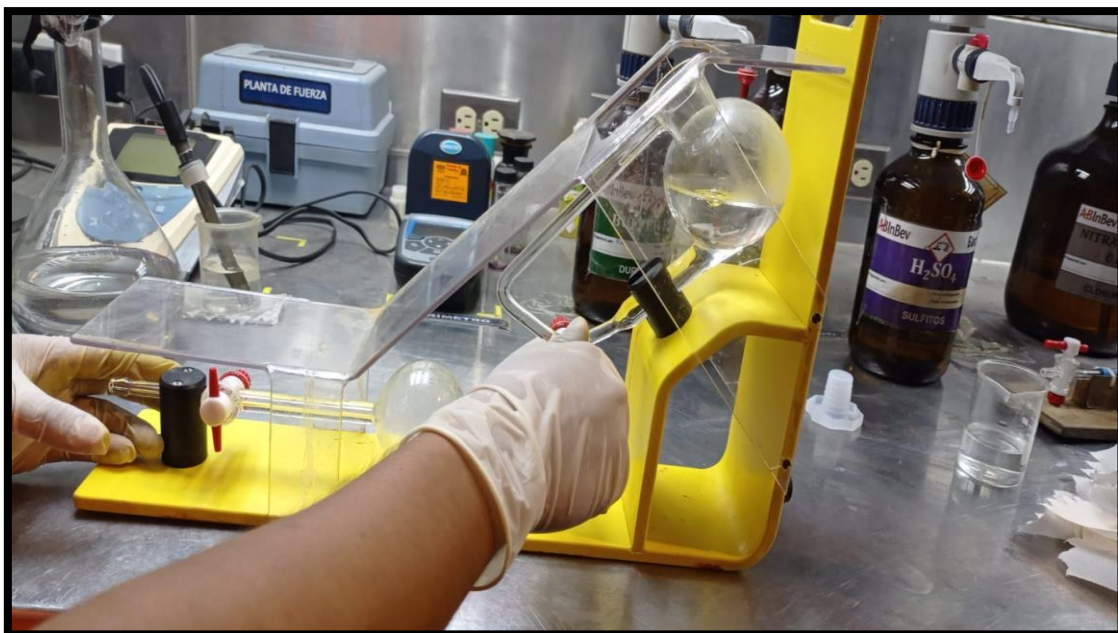
---

**DATOS TÉCNICOS**

<b>CPT 99 - 100 %</b>	<b>Volumen</b>
<b>Rango de medición</b>	170 ml solución cáustica
99,0 - 100,0 % v/v CO <sub>2</sub>	<b>Concentración cáustica</b>
<b>Escala graduada</b>	30 % g/l NaOH con aprox. 1 % metanol
99 - 100 %	30 % g/l KOH con aprox. 1 % metanol
<b>Precisión</b>	<b>Dimensiones</b>
99 - 100 %	430 x 110 x 330 (L x A x A mm)

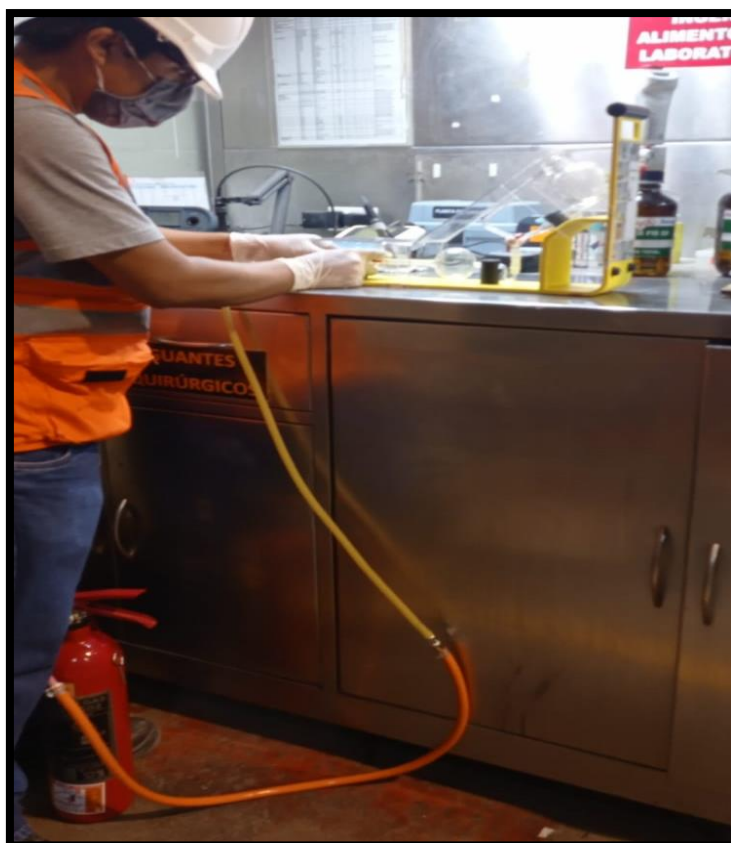
**Figura 33**

*Ingreso de solución de hidróxido de potasio 30% en el medidor de pureza de CO<sub>2</sub>.*



**Figura 34**

*Ingreso de la muestra de gas al medidor de pureza de CO<sub>2</sub>.*



**Figura 35**

*Medida del porcentaje de pureza  $\text{CO}_2$  de la muestra de gases del mes de abril.*





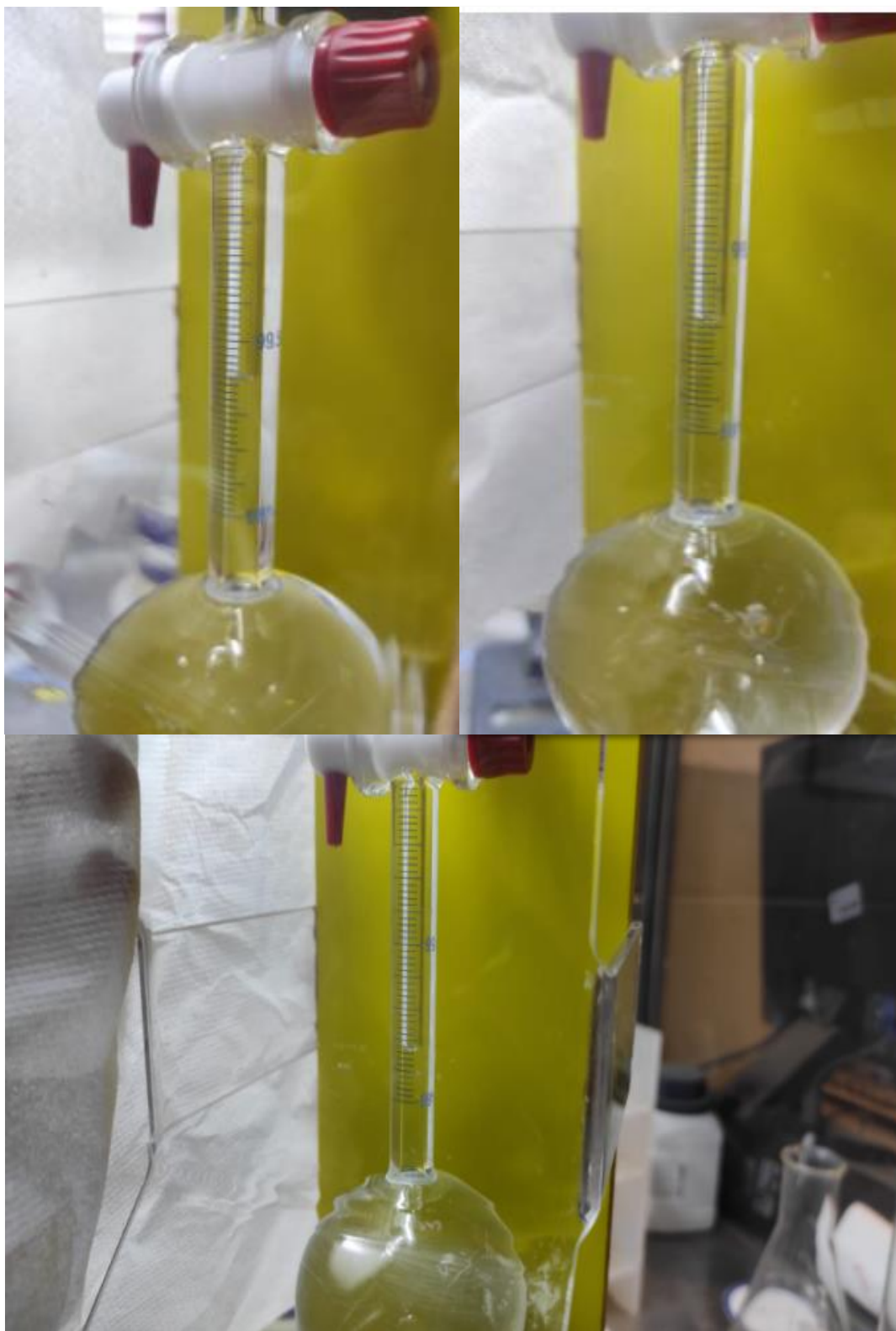
**Figura 36**

*Medida del porcentaje de pureza  $\text{CO}_2$  de la muestra de gases del mes de junio.*



**Figura 37**

*Medida del porcentaje de pureza  $\text{CO}_2$  de la muestra de gases del mes de Julio.*



## ANEXO 9: Información de diseño

**Tabla 15**

*Corrientes obtenidas de la simulación de obtención de etanol a partir de caña de azúcar.*

Corrientes	PRETRATAMIENTO						FERMENTACION		
	1-CANE	3-WATER	6-BAGASS	7-JUICE	10-CACHA	15	19-VENT	20BER	21-YEAST
Flujo total (Kg/h)	292,618,774	55,374,794	57,782,655	290,210,913	19,421,443	270,790,313	17163,38	253,657,111	267,846
Fracción másica									
Acetaldehído	0	0	0	0	0	0	Trazas	Trazas	0
Amoniaco	0	0	0	0	0	0	Trazas	Trazas	0
Celulosa	0,055	0	0,2542	0,0048	0,0724	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0,9676	0,0014	0,0001
Etanol	0	0	0	0	0	0	0,0138	0,0691	0,0065
Fructuosa	0,006	0	0,0012	0,0058	0	0,0691	0	0,0259	0,0024
Glucosa	0,009	0	0,0018	0,0087	0	0,0722	0	0,0008	0,0001
Glicerol	0,004	0	0,0008	0,0039	0,0427	0,0011	0	0,0012	0,0001
Alcohol	0	0	0	0	0	0	Trazas	Trazas	0
Isoamílico	0	0	0	0	0	0	Trazas	Trazas	0
Lignina	0,045	0	0,2091	0,0037	0,0558	0	0	0	0
Ácido Málico	0,002	0	0,0006	0,0019	0,0282	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0,0006	Trazas	0
Proteína	0,004	0	0,0134	0,0014	0,0205	0	0	0	0
Sacarosa	0,125	0	0,0106	0,1239	0	0,0133	0	0,0014	0,0001
Ácido Sulfúrico	0	0	0	0	Trazas	Trazas	0	Trazas	0
Agua	0,745	1,00	0,5057	0,8413	0,7546	0,8412	0,0181	0,8963	0,0849
Levadura	0	0	0	0	0	0	0	0,0006	0,6001
Cenizas	0,005	0	0,0025	0,0045	0,0257	0,0030	0	0,0032	0,3056
TOTAL	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00

*Nota.* Montoya y Quintero (2005)

Figura 38

Procedimiento de análisis de hidróxido de sodio

**DETERMINACIÓN DEL % HIDRÓXIDO DE SODIO EN SODA LÍQUIDA**

7.1.4 Una vez llevada la muestra a laboratorio se realizarán los análisis de calidad del producto y se guardará una contramuestra.

**7.2 DESCRIPCIÓN DEL MÉTODO**

7.2.1. Agregar 20 mL de agua destilada hervida fría al matraz.

7.2.2 Utilizando la jeringa de plástico, pesar de 1.5 a 1.7 previamente tarada g de muestra de soda en la balanza, luego colocar la muestra en el matraz. Anotar el peso de soda.

7.2.3 Llenar con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.5 N la solución, aproximadamente 20 ml luego fenoftaleína de 2 a 5 gotas (Color Grosella).

7.2.4 Continuar la titulación con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.5 N hasta cambio del color grosella a incoloro. Anotar el gasto (G1) en mL.

7.2.5 Sobre la misma muestra agregar de 2 a 5 gotas de anaranjado de metilo (color amarillento).

7.2.6 Titular con H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.05 N hasta virar de color amarillo pálido a color amarillo anaranjado. Anotar el gasto (G2) en mL.

**8.0 RESULTADO**

**CÁLCULOS**

Las normalidades para el cálculo de %NaOH se obtiene estandarizando las soluciones de Ácido Sulfúrico (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) para esto se utiliza Carbonato de Sodio, el cual debe ser previamente secado en la estufa por espacio de 3 horas y llevarlo luego al desecador por lapso de 30 min.

$$\% \text{ NaOH} = \frac{(G1 \times N1 - G2 \times N2) \times 3.99971}{W_{\text{soda}}}$$

Dónde:

G1: gasto de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.5 N en ml.

G2: gasto de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.05 N en ml.

N1: Normalidad valorada de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.5 N.

N2: Normalidad valorada de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.05 N.

Ejemplo

Si N H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.5 N = 0.4955 N

V<sub>g</sub> H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.5 N = 26.2 ml

N H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.05 N = 0.0589 N

V<sub>g</sub> H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 0.05 N = 0.3 ml

W<sub>soda</sub> = 1.001 g

Reemplazando en la fórmula:

$$\% \text{ NaOH} = \frac{(26.2 \times 0.4955 - 0.3 \times 0.0589) \times 3.99971}{1.001}$$
$$\% \text{ NaOH} = 51.802 \%$$

**8.0 SEGURIDAD**

Utilizar el equipo de protección personal apropiado tanto para el muestreo como para el análisis de soda cáustica líquida.

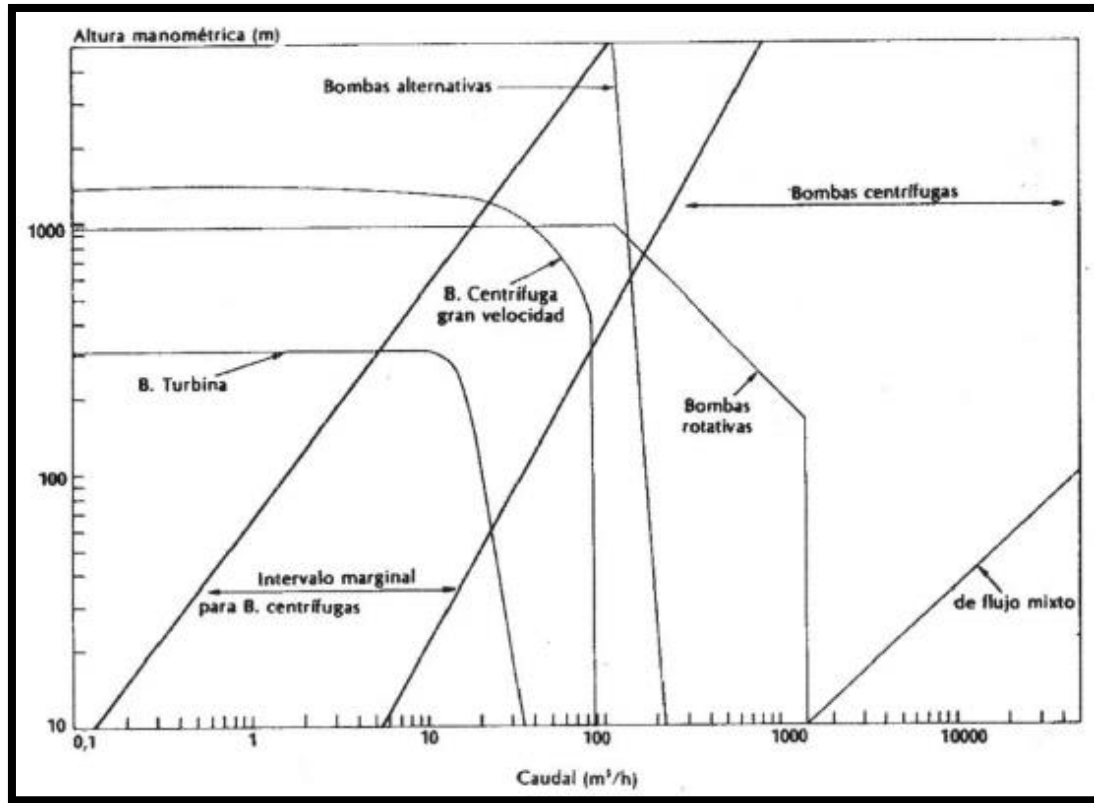
CO11-GECC-I-59  
Pág: 2 de 3

AGROLMIOS S.A.  
Prohibida su reproducción

Vigencia: 01/09/17  
Revisión: 00

**Figura 39**

*Criterio de selección de la bomba*



**Figura 40**

*Criterio de selección del compresor.*

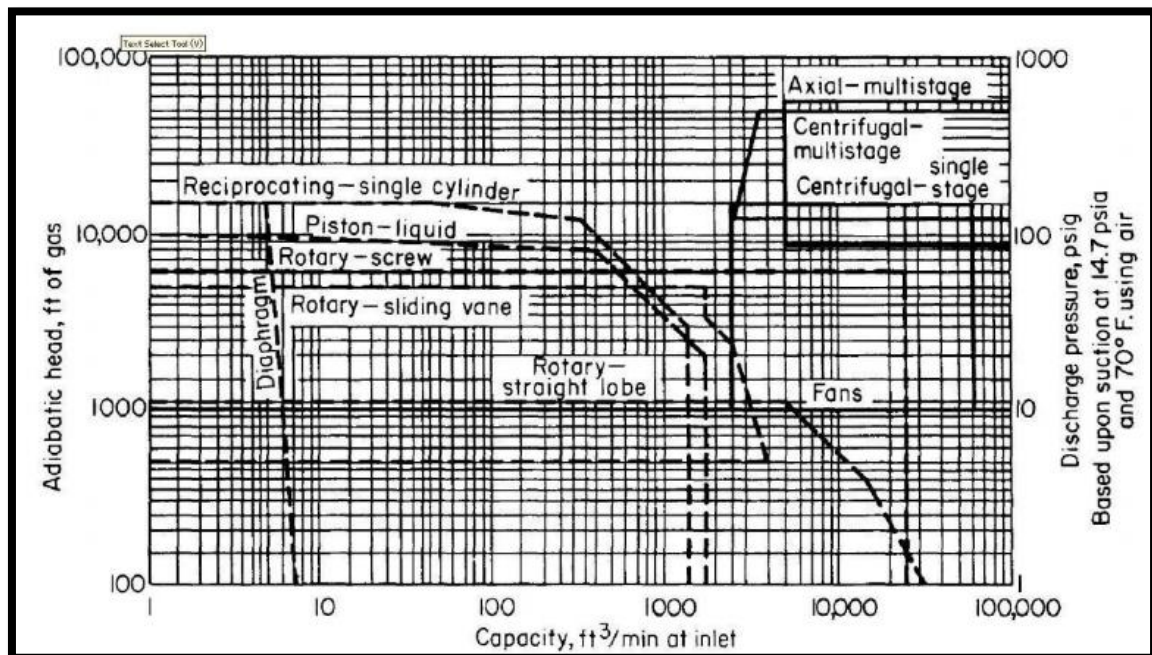




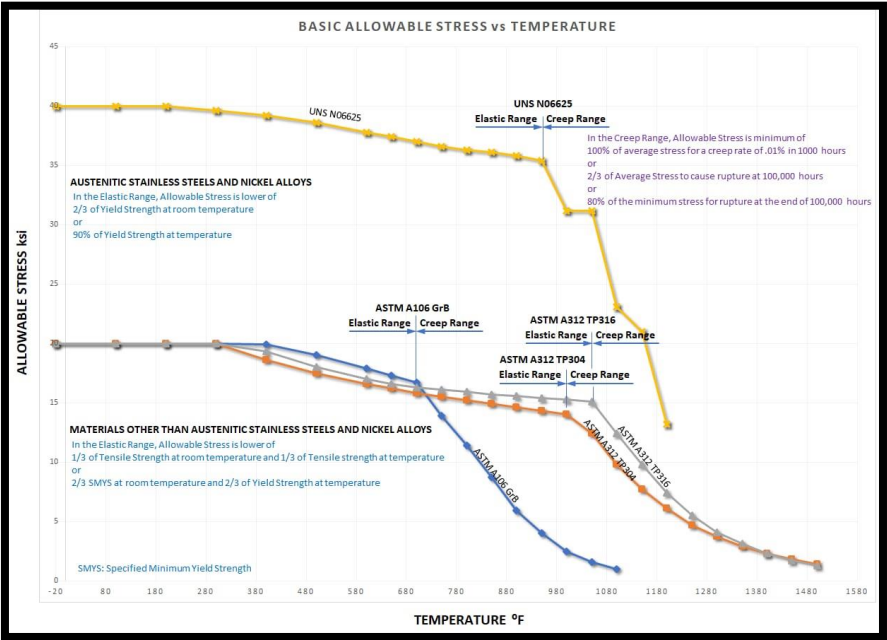
Figura 41

Especificaciones del gel de sílice.

ESPECIFICACIONES		GEL DE SÍLICE AZUL TSO
Densidad de massa		650-800 g/l.
Capacidad de absorción	Humedad relativa 20%	7% mínimo
	Humedad relativa 50%	19% mínimo
	Humedad relativa 90%	26% mínimo
Pérdida calentamiento (regeneración)		0,9%
Variación de color	Humedad relativa 20%	Azul claro
	Humedad relativa 35%	Púrpura
	Humedad relativa 90%	Rosa claro

Figura 42

Esfuerzo máximo permisible del acero inoxidable 304



**ANEXO 10: Precio social del carbono y precio del dólar**

**Figura 43**

*Precio social del carbono en el Perú.*

El cálculo que se obtiene para el Precio Social del Carbono es de US\$ 7,17 por tonelada de CO2.

**Tabla N °07: Precio Social del Carbono**  
(En Dólares Americanos)

Parámetro	(US\$ por tonelada de carbono)
Precio social del carbono (CO2)	7,17

**Figura 44**

*Precio de cambio del dólar*

	PROMEDIO PONDERADO	MINIMO	MAXIMO
COMPRA	S/M	S/M	S/M
VENTA	4.1300	4.1290	4.1310

*Nota.* BCR,1 octubre (2021)

## ANEXO 11: Fichas técnicas de los equipos del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub>

**Tabla 16**

*Ficha técnica del tanque de geomembrana.*

TANQUE DE GEOMEMBRANA(TK-G)					
NOMBRE DEL PROYECTO:	Sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.		OPERACIÓN:	Continuo	
CÓDIGO DEL EQUIPO:	TK-G		UNIDADES REQUERIDAS:	1	
FUNCIÓN DE TRABAJO:	Almacenar gases de salida del fermentador		POSICIÓN:	Horizontal	
MATERIAL MANIPULADO					
CARGA:	Gases del fermentador ( $CO_2, O_2, H_2O, C_2H_6O$ )		DESCARGA:	Gases del fermentador ( $CO_2, O_2, H_2O, C_2H_6O$ )	
DATOS DE DISEÑO					
CAPACIDAD:	29	ft <sup>3</sup>	TIEMPO DE OPERACIÓN:	24	H
TEMPERATURA DE OPERACIÓN:	35	°C	PRESION DE OPERACIÓN:	29,4	Psi
TEMPERATURA DE DISEÑO:	62,8	°C	PRESION DE DISEÑO:	35,28	Psi
DIAMETRO:	2,5	Ft	ALTURA:	6,9	ft
ESPESOR:	1/8	In	TIPO DE TAPA:	Semiesférico	
MATERIAL DE CONSTRUCCION:	Geomembrana de PVC		TIPO DE FONDO:	Semiesférico	
ACOPLAMIENTOS					
DETALLES		UBICACIÓN		DIÁMETRO, PULG	
Entrada de gases al tanque TK-G		Parte central de la tapa		1/8	
Salida de gases del TK-G		Parte central del fondo		1/8	

*Nota.* (2021)



**Tabla 17**

*Ficha técnica del lavador de gases.*

LAVADOR DE GASES			
NOMBRE DEL PROYECTO:	Sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.	OPERACIÓN:	Batch
CÓDIGO DEL EQUIPO:	L-G	UNIDADES REQUERIDAS:	2
FUNCIÓN DE TRABAJO:	Recuperar el etanol del flujo de gases	POSICIÓN:	Vertical
MATERIAL MANIPULADO			
CARGA:		DESCARGA:	
-Gases del tanque de geomembrana (CO <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O)		-Gases: CO <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	
-Agua con oxígeno disuelto.		-Etanol, agua con oxígeno disuelto	
DATOS DE DISEÑO			
CAPACIDAD:	30 ft <sup>3</sup>	TIEMPO DE OPERACIÓN:	4 H
TEMPERATURA DE OPERACIÓN:	30,7 °C	PRESION DE OPERACIÓN:	29,4 psi
TEMPERATURA DE DISEÑO:	58,5 °C	PRESION DE DISEÑO:	35,28 psi
DIAMETRO:	2,42 Ft	ALTURA:	7,26 ft
ESPESOR:	1/8 In	TIPO DE TAPA:	Semiesférico
MATERIAL DE CONSTRUCCION:	Acero Inoxidable 304	TIPO DE FONDO:	Semiesférico
ACOPLAMIENTOS			
DETALLES		UBICACIÓN	DIÁMETRO, PULG
Carga de gases del tanque de geomembrana (CO <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O)		Lado inferior lateral	3 ½
Carga de agua con oxígeno disuelto.		Lado superior lateral	3/8
Descarga de gases:CO <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>		Parte superior central de la tapa	3 ½
Descarga de etanol, agua con oxígeno disuelto		Parte inferior central del fondo	3/8

*Nota.* (2021)

**Tabla 18**

*Ficha técnica de la torre empacada*

TORRE EMPACADA						
NOMBRE DEL PROYECTO:	sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.			OPERACIÓN:	Batch	
CÓDIGO DEL EQUIPO:	T-E			UNIDADES REQUERIDAS:	2	
FUNCIÓN DE TRABAJO:	Purificar CO2			POSICIÓN:	Vertical	
MATERIAL MANIPULADO						
CARGA:	Gases (CO <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O)			DESCARGA:	Gases (CO <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> )	
MATERIAL ADSORBENTE						
SILICAGEL			CARBON ACTIVADO			
MASA:	65	Kg	MASA:	12,1	kg	
DENSIDAD:	0,65	Kg/L	DENSIDAD:	0,48	Kg /L	
ADSORCION:	20	%	ADSORCION:	8,15	%	
DATOS DE DISEÑO						
CAPACIDAD:	6		pie <sup>3</sup>	TIEMPO DE OPERACIÓN:	18	H
TEMPERATURA DE OPERACIÓN:	30,7	°C		PRESION DE OPERACIÓN:	29,4	Psi
TEMPERATURA DE DISEÑO:	58,5	°C		PRESION DE DISEÑO:	35,28	Psi
DIAMETRO:	1,42	Ft		ALTURA:	4,24	Ft
ESPESOR:	1/8	In		TIPO DE TAPA:	Semiesférico	
MATERIAL DE CONSTRUCCION:	Polipropileno extra reforzado			TIPO DE FONDO:	Semiesférico	
ACOPLAMIENTOS						
DETALLES		UBICACIÓN		DIÁMETRO, PULG		
Entrada de gases al tanque Tk-G		Parte inferior central		3 ½		
Salida de gases del Tk-G		Parte superior central		3 ½		

*Nota.* (2021)

**Tabla 19**

*Ficha técnica de bomba centrífuga*

BOMBA CENTRIFUGA (B-1)					
NOMBRE DEL PROYECTO:	sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.		OPERACIÓN:	Continuo	
CÓDIGO DEL EQUIPO:	B-1		UNIDADES REQUERIDAS:	1	
FUNCIÓN DE TRABAJO:	Recirculación y bombeo del fluido presente en el lavador		POSICIÓN:	Horizontal	
MATERIAL MANIPULADO					
CARGA:	Fluido liquido (CO <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O)		DESCARGA:	Fluido liquido (CO <sub>2</sub> , O <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O)	
DATOS DE DISEÑO					
VOLTAJE	127 60	V Hz	TIEMPO DE OPERACIÓN:	24	H
TEMPERATURA DE OPERACIÓN:	30,68°	°C	PRESION DE ENTRADA:	1,4	Psi
DIAMETRO SUCCION:	1/2	In	FLUJO MINIMO:	2	L/min
DIAMETRO DESCARGA:	1/2	In	ALTURA MAXIMA	10	M
TEMPERATURA AMBIENTE MAX.	60	°C	RPM	3450	
ACOPLAMIENTOS					
DETALLES		UBICACIÓN		DIÁMETRO, PULG	
Entrada de gases al tanque TK-G		Parte central de la tapa		1/2	
Salida de gases del TK-G		Parte central del fondo		1/2	

Nota. (2021)

**Tabla 20**

*Ficha técnica de compresor*

COMPRESOR (C-1)					
NOMBRE DEL PROYECTO:	sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.		TIPO DE COMPRESOR:	Reciprocante de pistón	
CÓDIGO DEL EQUIPO:	C-1		UNIDADES REQUERIDAS:	1	
MATERIAL MANIPULADO					
CARGA:	DESCARGA:				
Gases ( <i>CO<sub>2</sub></i> , <i>O<sub>2</sub></i> )	Gases ( <i>CO<sub>2</sub></i> , <i>O<sub>2</sub></i> )				
CONDICIONES DE OPERACIÓN					
MOTOR DE COMPRESION	40	HP	PRESION DE DISEÑO:	1074	Psi
MATERIAL DE CONSTRUCCION:	Acero inoxidable		NUMERO DE ETAPAS:	4	

Nota. (2021)

**Tabla 21**

*Ficha técnica de tanque de almacenamiento de CO<sub>2</sub>*

TANQUE DE ALMACENAMIENTO(TK-A)					
NOMBRE DEL PROYECTO:	Sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> de la destilería Naylamp E.I.R.L.	OPERACIÓN:	Continuo		
CÓDIGO DEL EQUIPO:	TK-A	UNIDADES REQUERIDAS:	1		
FUNCIÓN DE TRABAJO:	Almacenar Dióxido de Carbono purificado	POSICIÓN:	Horizontal		
MATERIAL MANIPULADO					
CARGA:	DESCARGA:				
Gases del fermentador ( <i>CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub></i> )	Gases del fermentador ( <i>CO<sub>2</sub>, O<sub>2</sub></i> )				
DATOS DE DISEÑO					
CAPACIDAD:	2528,63	ft <sup>3</sup>	TIEMPO DE OPERACIÓN:	24	H
TEMPERATURA DE OPERACIÓN:	30,68	°C	PRESION DE OPERACION:	1073,1	psi
TEMPERATURA DE DISEÑO:	58,5	°C	PRESION DE DISEÑO:	1288,4	psi
DIAMETRO:	9,6	Ft	ALTURA:	38,3	ft
ESPESOR:	2 1/2	In	TIPO DE TAPA:	Semiesférico	
MATERIAL DE CONSTRUCCION:	Acero inoxidable 304	TIPO DE FONDO:	Semiesférico		
ACOPLAMIENTOS					
DETALLES		UBICACIÓN		DIÁMETRO, PULG	
Entrada de gases al tanque TK-G		Parte central de la tapa		1 1/4	
Salida de gases del TK-G		Parte central del fondo		1 1/4	

*Nota.* (2021)