



Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial

**RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO DE UNA INSTALACIÓN PARA CAPTACIÓN Y
PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO (CO₂) EN UNA INDUSTRIA DE BEBIDAS**

Rodolfo Castillo Villeda

Asesorado por el Ing. Edwin Josué Ixpatá Reyes

Guatemala, noviembre de 2011

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO DE UNA INSTALACIÓN PARA CAPTACIÓN Y
PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO (CO₂) EN UNA INDUSTRIA DE BEBIDAS**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A LA JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA

POR

RODOLFO CASTILLO VILLEDA

ASESORADO POR EL ING. EDWIN JOSUÉ IXPATÁ REYES

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE

INGENIERO INDUSTRIAL

GUATEMALA, NOVIEMBRE DE 2011

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Murphy Olympto Paiz Recinos
VOCAL I	Ing. Alfredo Enrique Beber Aceituno
VOCAL II	Ing. Pedro Antonio Aguilar Polanco
VOCAL III	Ing. Miguel Ángel Dávila Calderón
VOCAL IV	Br. Juan Carlos Molina Jiménez
VOCAL V	Br. Mario Maldonado Muralles
SECRETARIO	Ing. Hugo Humberto Rivera Pérez

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

DECANO	Ing. Murphy Olympto Paiz Recinos
EXAMINADORA	Inga. Sigrid Alitza Calderón de de León
EXAMINADORA	Inga. Rossana Margarita Castillo Rodríguez
EXAMINADOR	Ing. José Arturo Estrada Martínez
SECRETARIA	Inga. Marcia Ivónne Véliz Vargas

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

En cumplimiento con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO DE UNA INSTALACIÓN PARA CAPTACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO (CO₂) EN UNA INDUSTRIA DE BEBIDAS

Tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial, con fecha octubre de 2009.

A handwritten signature in black ink, reading "Rodolfo Castillo", enclosed within a hand-drawn oval border.

Rodolfo Castillo Villeda

Guatemala, 01 de Octubre 2010

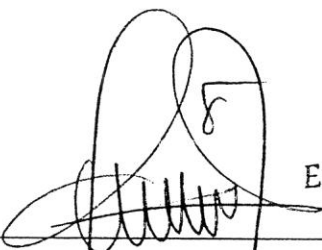
Director de Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial

Ingeniero Francisco Gómez

Facultad de Ingeniería

Por este medio hago constar que he finalizado mi asesoramiento del trabajo de graduación del alumno Rodolfo Castillo Villeda, con carnet No. 199615742 quien realizó la investigación titulada: **“Restauración de rendimiento de una instalación para captación y purificación de gas carbónico (CO₂) en una industria de bebidas”**.

Considero que el trabajo realizado llena con todos los requerimientos que la facultad establece, por lo que solicito que el alumno pueda continuar con los trámites pertinentes



Edwin Josué Ixpata Reyes
Ing. Mecánico Industrial
Colegiado No. 7128

Ing. Edwin Josué Ixpata Reyes
Colegiado 7128

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS
DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

REF.REV.EMI.046.011

Como Catedrático Revisor del Trabajo de Graduación titulado **RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO DE UNA INSTALACIÓN PARA CAPTACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBONICO (CO₂) EN UNA INDUSTRIA DE BEBIDAS**, presentado por el estudiante universitario **Rodolfo Castillo Villeda**, apruebo el presente trabajo y recomiendo la autorización del mismo.

“ID Y ENSEÑAD A TODOS”

Lic. Oscar Aparicio Segura Monzón
Catedrático Revisor de Trabajos de Graduación
Escuela Ingeniería Mecánica Industrial

Lic. Oscar Aparicio Segura Monzón
ADMINISTRADOR DE EMPRESAS
Col. No. 10,910

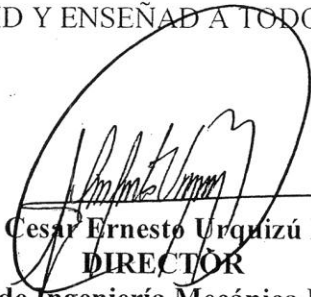
Guatemala, agosto de 2011.

/mgp



El Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer el dictamen del Asesor, el Visto Bueno del Revisor y la aprobación del Área de Lingüística del trabajo de graduación titulado **RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO DE UNA INSTALACIÓN PARA CAPTACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO (CO₂) EN UNA INDUSTRIA DE BEBIDAS**, presentado por el estudiante universitario **Rodolfo Castillo Villeda**, aprueba el presente trabajo y solicita la autorización del mismo.

“ID Y ENSEÑAR A TODOS”


Ing. Cesar Ernesto Urquizú Rodas
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial



Guatemala, noviembre de 2011.

/mgp



DTG. 469.2011.

El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Mecánica Industrial, al trabajo de graduación titulado: **RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO DE UNA INSTALACIÓN PARA CAPTACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO (CO₂) EN UNA INDUSTRIA DE BEBIDAS**, presentado por el estudiante universitario **Rodolfo Castillo Villeda**, autoriza la impresión del mismo.

IMPRÍMASE:

Ing. Murphy Olympo Paiz
Decano



Guatemala, 9 de noviembre de 2011.

/gdech

AGRADECIMIENTOS A:

Dios	Por iluminar mí camino y llenar de bendiciones mi vida.
Mi asesor	Al Ingeniero Edwin Josué Ixpatá Reyes, por haberme orientado para la ejecución de este trabajo.
Universidad de San Carlos de Guatemala	Por haberme brindado conocimientos y herramientas valiosas durante mis estudios universitarios que serán base fundamental para mi vida profesional.

ACTO QUE DEDICO A:

Mis padres

Rodolfo y Consuelo, por ser excelentes maestros de la vida, formarme y orientarme siempre.

Mis hermanos

Mauricio y Miriam, por ser un ejemplo a seguir y hacerme sentir siempre orgulloso de ser su hermano, no me imagino mejores hermanos que ustedes dos.

Mi familia

A mi familia por brindarme apoyo incondicional.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	I
GLOSARIO	III
RESUMEN.....	V
OBJETIVOS	VII
INTRODUCCIÓN.....	IX
1. ANTECEDENTES GENERALES.....	1
1.1. Descripción del proceso de generación de gas carbónico (CO ₂) durante el proceso de fermentación.....	4
1.2. Estructura y funcionamiento básico de la instalación de recuperación y purificación de gas carbónico (CO ₂)	11
1.2.1. Lavadores de gases.....	12
1.2.2. Compresión	18
1.2.3. Tratamiento y secado del gas	20
1.2.4. El proceso de licuefacción del gas	28
1.2.5. Almacenamiento	48
1.2.6. Balance de masa	51
2. ANÁLISIS Y DIAGNÓSTICO ACTUAL DE LA INSTALACIÓN DECAPTACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO	53
2.1. Capacidad teórica de generación de gas carbónico (CO ₂).....	53
2.1.1. Balance de masa	53
2.2. Capacidad teórica de captación y purificación de gas carbónico.....	55
2.3. Medición de rendimiento actual de la instalación	56

2.3.1.	Instalación de lavado	58
2.3.2.	Instalación de compresión de gas	59
2.3.3.	Tratamiento y secado de gas	64
2.3.4.	Instalación de licuefacción.....	72
2.4.	Análisis y diagnóstico de los resultados obtenidos	75
2.4.1.	Relación teórica / real.....	75
2.4.2.	Análisis y diagnóstico de rendimiento en la condición actual.....	77
3.	PROPUESTA DEL PLAN DE RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO EN LA INSTALACIÓN DE RECUPERACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO (CO ₂)	81
3.1.	Cambios y mejoras propuestas a la instalación actual	81
3.2.	Pronóstico de resultados a corto plazo.....	83
3.2.1.	Curva de rendimiento estimada	83
3.3.	Análisis de factibilidad financiera.....	85
3.3.1.	Costo total de la inversión	85
3.3.2.	Análisis de costos históricos de producción, compra, y producción autónoma en la instalación actual de recuperación y purificación	87
3.3.3.	Proyección de consumo de gas carbónico a futuro, basado en planes de producción	89
3.3.4.	Análisis relación costo-beneficio, de las alternativas propuestas.....	92
4.	IMPLEMENTACIÓN DEL PLAN DE RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO EN LA INSTALACIÓN DE RECUPERACIÓN Y BENEFICIAMIENTO DE GAS CARBÓNICO (CO ₂)	93

4.1.	Cronograma de implementación	93
4.2.	Implementación de plan de restauración de rendimiento	94
4.2.1.	Reparaciones electro – mecánicas	96
4.2.1.1.	Reparación y mantenimiento de equipos	96
4.2.1.2.	Cambio de equipos	100
4.2.2.	Limpieza	101
4.2.2.1.	Limpieza instalación de recuperación lavado	101
4.2.2.2.	Purga de gases no condensables	101
4.2.2.3.	Purga de aceite en licuefactor	102
4.2.3.	Calibración y ajuste.....	104
4.2.3.1.	Calibración y ajuste de equipos.....	104
4.3.	Puesta en marcha.....	105
4.3.1.	Puesta en marcha de los equipos de la instalación.....	105
4.3.2.	Inicio de recuperación y purificación	107
4.4.	Impacto ambiental	108
4.4.1.	Evaluación de impactos ambientales generados por el proceso	108
4.4.2.	Medidas de seguridad al trabajar en plantas productoras de CO ₂	111
4.4.3.	Plan de gestión ambiental	122
4.4.3.1.	Medidas de monitoreo.....	122
4.4.3.2.	Medidas de mitigación.....	123
4.4.3.3.	Acciones preventivas y correctivas....	125
5.	SEGUIMIENTO Y MEJORA	127
5.1.	Monitoreo de rendimiento actual.....	127

5.1.1.	Método de control.....	127
5.1.2.	Curva actual de rendimiento y recuperación de CO ₂	130
5.2.	Acciones preventivas y correctivas.....	131
CONCLUSIONES		134
RECOMENDACIONES		136
BIBLIOGRAFÍA		138

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1.	Vista microscópica de <i>Saccharomyces cerevisiae</i>	5
2.	Rampa típica de atenuación durante la fermentación.....	6
3.	Diagrama de proceso de maceración-fermentación	7
4.	Medidor de pureza de CO ₂	10
5.	Compresor Sulzer	19
6.	Unidad desodorizado y secado de gas.....	21
7.	Filtro posterior de CO ₂	26
8.	Higrómetro	28
9.	Bomba de CO ₂	33
10.	Unidad de licuefacción de CO ₂	34
11.	Ciclo de refrigeración por compresión de vapor	37
12.	Diagrama temperatura / entropía para procesos de enfriamiento	39
13.	Proceso de licuefacción de Linde.....	40
14.	Estructura Básica Sistema Recuperación.	41
15.	Detalle constructivo compresor NH ₃	42
16.	Tanque almacenaje de CO ₂	49
17.	Lavador de CO ₂	96
18.	Condición partes internas antes y después	98
19.	Máscara protectora para amoníaco	121

TABLAS

I.	Parámetros de operación de compresores CO ₂	60
II.	Registro fallas y paradas en compresores de CO ₂	63
III.	Registro fallas y paradas en las cadenas de recuperación de CO ₂	73
IV.	Resumen comparativo producción teórica / real de CO ₂	75
V.	Eficiencia de las cadenas de recuperación de CO ₂	77
VI.	Análisis de impacto en costo y autonomía de CO ₂ , Teórica vrs real	78
VII.	Condición actual rendimiento de 2009 (kg)	84
VIII.	Condición proyectada 2010 (kg)	85
IX.	Resumen de inversión a realizar.....	86
X.	Análisis costo producción y compra (actual)	88
XI.	Análisis costo producción y compra (proyectada)	90
XII.	Cronograma de implementación	94
XIII.	Impacto del CO ₂ concentrado en la respiración	112
XIV.	Impacto del amoniaco concentrado al cuerpo.....	120
XV.	Planilla control de producción (parte 1).....	128
XVI.	Planilla control de producción (parte 2).....	129
XVII.	Curva actual de rendimiento y recuperación de CO ₂ (kg) 2009-2010	130

GLOSARIO

Atenuación	Es la reducción de los valores de azúcares presentes en el mosto, por acción de las levaduras durante un proceso de fermentación.
Amoniaco	Es un gas incoloro, de olor irritante, y corrosivo, compuesto por un átomo de nitrógeno y tres átomos de hidrógeno. Tiene amplias aplicaciones en la industria, desde fertilizantes, limpiadores, además de poseer excelentes propiedades refrigerantes. Bajo costo, fácil manejo y biodegradable.
Gas carbónico	El dióxido de carbono es un compuesto de carbono y oxígeno en proporciones de 27,3 % de carbono y 72,7 % de oxígeno. A presión y temperatura atmosférica, el dióxido de carbono es incoloro e inodoro. Produce sensación refrescante en las bebidas carbonatadas al ser ingerido.
Degustación	Proceso mediante el cual utilizando el sentido del gusto se detectan sabores y aromas específicos dentro de un medio, generalmente disuelto en una solución de sabor inerte.

Fermentación	Es un proceso catabólico de oxidación incompleta, totalmente anaeróbico, siendo el producto final un compuesto orgánico, producido por levaduras.
Higrómetro	Herramienta que permite obtener el porcentaje de humedad presente en un medio.
Licuefacción	Es el cambio de estado que ocurre cuando una sustancia pasa del estado gaseoso al líquido, por acción de la temperatura y el aumento de presión, llegando a una sobrepresión elevada, hecho que diferencia a la licuefacción de la condensación.

RESUMEN

El gas carbónico (CO_2) es un subproducto de los procesos de fermentación alcohólica, que luego de ser purificado (beneficiado) es reutilizado en varias etapas del proceso de fabricación y envasado de bebidas en las industrias alimenticias (cerveceras y carbonatadas), es utilizado como preservante y aditivo además de producir sensación refrescante y efervescente en las bebidas que lo poseen. El reaprovechamiento de este subproducto es de gran importancia económica, por lo que es importante evitar cualquier tipo de pérdida o desperdicio, sean estos por proceso o deficiencias de rendimiento de las instalaciones.

Este proyecto tiene como objetivo restaurar la capacidad de una instalación de captación y purificación (beneficiamiento) de gas carbónico (CO_2), que es utilizado como materia prima en el proceso de producción en una industria de bebidas este aspecto es fundamental dentro de este tipo de industria por varios aspectos; brinda autonomía y autosuficiencia en la producción de una materia prima, cuyo precio en el mercado fluctúa dependiendo el origen y proceso de producción, además garantiza control en la calidad del producto terminado, así como su limitado número de proveedores.

En la recuperación de gas carbónico debe considerarse dos aspectos importantes: producción en la pureza necesaria para el proceso de fabricación y envasado, que forman parte de la calidad del producto terminado, y el otro aspecto es la capacidad de recuperación y beneficiamiento de gas carbónico con el menor costo posible.

Inicia con la teoría de fermentación alcohólica, utilizando como referencia el proceso de generación de gas en la cerveza, así como la descripción del gas carbónico, y por último la teoría relacionada con los principios de funcionamiento de los equipos que forman parte del sistema de recuperación y beneficiamiento.

OBJETIVOS

General

Definir y establecer acciones para restaurar el rendimiento de una instalación para captación y purificación de gas carbónico (CO₂).

Específicos

1. Estimar la pérdida de rendimiento en una instalación de captación y purificación de gas carbónico (CO₂).
2. Definir acciones para restaurar el rendimiento meta de la instalación.
3. Establecer basado en una relación Costo – Beneficio la factibilidad de dicho proyecto.
4. Ejecutar las acciones establecidas para restaurar el rendimiento meta de la instalación.
5. Comprender los principios y la estructura básica de una instalación para captación y purificación de gas carbónico (CO₂) generado durante la fermentación alcohólica en una industria de bebidas.
6. Definir un plan de seguimiento y mejoría para garantizar el rendimiento meta establecido, de la instalación de captación y purificación de gas carbónico.

7. Evaluar los impactos ambientales de la operación de la instalación.

8. Establecer un plan de gestión ambiental con el propósito de evaluar, controlar, prevenir las actividades que puedan generar algún impacto ambiental.

INTRODUCCIÓN

Este proyecto tiene como objetivo restaurar la capacidad de una instalación de recuperación y purificación de dióxido de carbono CO₂, que es utilizado como materia prima en el proceso de producción en una industria de bebidas.

Poseer la capacidad de recuperación y purificación de dióxido de carbono es fundamental dentro de este tipo de industria por varios aspectos; brinda autonomía y autosuficiencia en la producción de una de las principales materias primas, por su precio en el mercado que fluctúa dependiendo el origen y su proceso de producción, garantiza control en la calidad del producto terminado, así como su limitado número de proveedores.

El dióxido de carbono (CO₂) es un subproducto de los procesos de fermentación alcohólica, que luego de ser purificado (beneficiado) es reutilizado en varias etapas del proceso de fabricación y envasado de bebidas en las industrias alimenticias (cerveceras y carbonatadas). El reaprovechamiento de este subproducto es de gran importancia económica, por lo que es importante evitar cualquier tipo de pérdida o desperdicio, sean estos por proceso o deficiencias de rendimiento de las instalaciones.

Actualmente se consume más dióxido de carbono que el que se puede recuperar, por lo que se compra en el mercado la cantidad necesaria para suplir la demanda, afectando directamente al precio del producto. Y generando una dependencia que puede afectar la capacidad de producción en caso exista insuficiencia o demoras en el suministro.

En la recuperación de dióxido de carbono debe considerarse dos aspectos importantes: producción en la pureza necesaria para el proceso de fabricación y envasado, que forma parte de la calidad del producto terminado, y el otro aspecto es la capacidad de recuperación y purificación de dióxido de carbono con el menor costo posible.

La sección de antecedentes describe los principios básicos sobre la recuperación y purificación de CO₂. Inicia con la teoría de fermentación alcohólica, utilizando como referencia el proceso de generación de gas en la cerveza, así como la descripción del dióxido de carbono, y por último la teoría relacionada con los principios de funcionamiento de los equipos que forman parte del sistema de recuperación y purificación.

Este proyecto busca identificar las mejorías y actividades necesarias que luego implementadas ayuden a recuperar el rendimiento del sistema actual de recuperación y purificación de CO₂ en la Empresa Cervecera América. Esto con el propósito de atender con autonomía la demanda originada por los volúmenes de producción, logrando una obtención media de CO₂ equivalente a 1,90 kg/hl por mosto producido, que elimina la necesidad de compra externa de dióxido de carbono, además de reflejar impacto positivo en los costos financieros de la empresa.

1. ANTECEDENTES GENERALES

El dióxido de carbono es un compuesto de carbono y oxígeno en proporciones de 27,3% de carbono y 72,7% de oxígeno. A presión y temperatura atmosférica, el dióxido de carbono es incoloro e inodoro.

A temperaturas y presiones debajo del punto triple (-56,6°C y 416kPa), el dióxido de carbono puede existir tanto como sólido ("hielo seco") o un gas, dependiendo de las condiciones de temperatura y presión.

A temperaturas y presiones cercanas al punto triple y por debajo de 31,1°C, el dióxido de carbono líquido y gaseoso puede existir en equilibrio en un tanque reservorio cerrado. Dentro de este rango de temperatura la presión de vapor dentro del tanque cerrado mantiene el dióxido de carbono líquido y gaseoso en equilibrio, se mantiene en una relación definida con la temperatura. Cerca de la temperatura crítica que es 31,1°C, el dióxido de carbono no puede existir en la fase líquida a pesar de la presión.

Se disuelve en la mayoría de los líquidos casi instantáneamente. La cantidad que puede disolverse está afectada por la temperatura y la presión. Mientras mayor es la presión, mayor cantidad de dióxido de carbono puede retener un líquido en solución. Una vez se libera la presión, el dióxido de carbono se libera con burbujeo efervescente característico de las bebidas carbonatadas al destapar las botellas. Mientras más frío se encuentra el líquido, mayor cantidad de dióxido de carbono puede mantenerse en solución.

En condiciones normales es 1,64 veces más denso que el aire. Fluye superficialmente, se asienta en la parte baja de los tanques de almacenaje, desplazando al aire.

Se utiliza tanto para formar parte del producto, así como en los procesos de preparación, para desplazar el oxígeno en tanques de almacenamiento, generando contrapresión en tanques de fermentación, desaireación de agua cervecera, desaireación de líneas, contrapresión en llenadoras de producto, etc. Es decir llenando los recipientes y desplazando el oxígeno donde no es deseable, por producir oxidación al entrar en contacto con el producto.

El CO₂ se utiliza en las siguientes industrias entre otras:

- Fábricas de bebidas gaseosas
- Cervecerías
- Aviación
- Equipos y procesos de soldadura
- Equipos e instalaciones contra incendios
- Invernaderos para el cultivo de vegetales
- Empaques de productos alimenticios
- En la industria tabacalera en la elaboración de cigarrillos “light”.

En el cuadro a continuación se presentan las constantes físicas del CO₂:

Constantes físicas del CO₂

Peso molecular	44,1
Densidad, gas a 0°C, 1,013 bar	1,977 [kg/m ³]
Densidad, gas a -27°C, 16 bar (saturado)	40,8 [kg/m ³]

Densidad, líquido a -27°C, 16 bar	1,062 [kg/m ³]
Punto sublimación a 1,013 bar	-78,5 [°C]
Punto triple a 5,2 bar	-56,6 [°C]
Temperatura crítica	31,0 [°C]
Presión crítica	73,8 [bar]
Densidad crítica	468 [kg/m ³]
Calor evaporación a -27°C, 16 bar	71 [Kcal/kg]
Calor específico, gas a 0°C, 16 bar	0,27 [Kcal/kg]

Tal como se evidencia en el cuadro anterior, la densidad del gas de CO₂ depende en gran medida tanto de la presión como de la temperatura. A una presión atmosférica de 1,013 bares a 0 °C la densidad es de 1,977 kg/m³. En consecuencia, el CO₂ se concentrará en el suelo y de esta forma desplazará el oxígeno. Esta característica hace del CO₂ muy apropiado para la lucha contra incendios ya que desplaza el oxígeno y extingue el fuego.

El punto de sublimación es de -78,5°C, esto quiere decir que el CO₂ líquido se solidificará y alcanzará una temperatura de -78,5°C al dirigirse a la atmósfera. Esta constante entre otras se utiliza en la aviación en la que el hielo seco (CO₂ sólido) se compacta en bloques para mantener los alimentos a bordo a baja temperatura.

La recuperación de dióxido de carbono inicia en la fermentación alcohólica de cerveza. El dióxido de carbono recuperable inicia en un proceso de purificación que puede resumirse en cuatro etapas: remoción de sustancias solubles en agua, remoción de sustancias insolubles en agua, remoción de humedad y purga de gases incondensables.

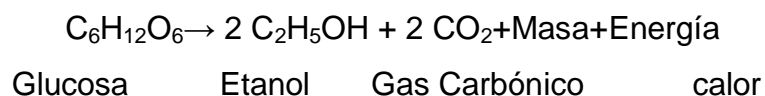
Con el objeto de cumplir con el conocimiento de estos conceptos, los mismos se detallan a continuación:

1.1. Descripción del proceso de generación de gas carbónico (CO₂) durante el proceso de fermentación

La fermentación es la principal etapa dentro del proceso de producción de cerveza. Es durante esta etapa que ocurre la transformación de mosto (concentrado de azúcares provenientes de malta y de adjuntos) en cerveza.

El objetivo de la fermentación es conducir las interacciones de parámetros de proceso para obtener la cerveza con características organolépticas, químicas y físico-química deseadas.

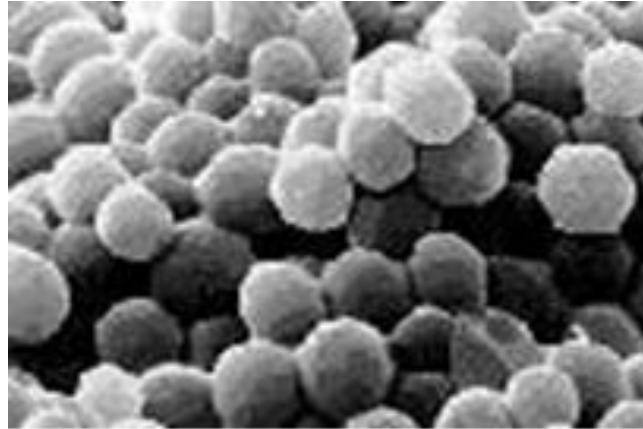
El fermento o levadura es un hongo (organismo unicelular) que obtiene la energía necesaria en presencia de oxígeno (medio aeróbico) a través de respiración o sin presencia de oxígeno (medio anaeróbico) a través de la fermentación, su principal función es consumir los azúcares presentes en el mosto, transformándolos en alcohol, gas carbónico y energía.



La especie utilizada es *Saccharomyces cerevisiae*. (Ver Figura 01). Para garantizar siempre las mismas características de la cerveza, es fundamental utilizar un fermento puro, éste proviene de un mismo origen, sin ningún tipo de mutación mezclada y principalmente ningún contaminante presente, tales como

bacterias y/o levaduras salvajes. Las células de fermento tienen forma ovalada, variando su dimensión de 5m a 10m.

Figura 1. **Vista microscópica de *Saccharomyces cerevisiae***

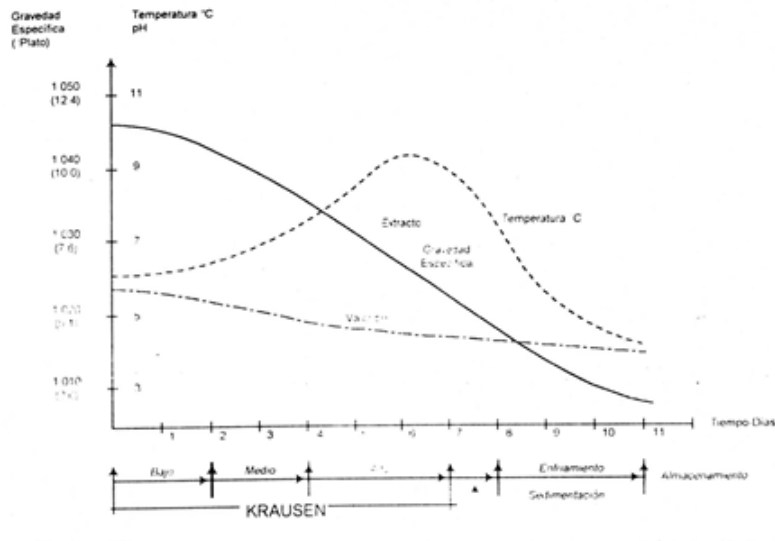


Fuente: Kunze. Manual del cervecero, p. 581.

Al inicio de la fermentación ocurre la fase de adaptación de fermento. En las primeras 12 a 18 horas, el fermento se duplica, el CO₂ está en el inicio de su formación. En unas horas, la temperatura aumenta despacio (cerca de 0,5 a 1°C), la atenuación o degradación del extracto es de 0,4 a 0,8 % y el pH cae en 0,25 a 0,30. (-1-).

En el proceso de fermentación tradicional baja, (ver figura 2). Rampa de atenuación de extracto durante la fermentación, se indica la correlación entre tiempo de fermentación, temperatura, peso específico y la terminología de las diversas etapas de fermentación que se utiliza, por ejemplo la curva de producción de CO₂ durante los primeros cuatro días de fermentación.

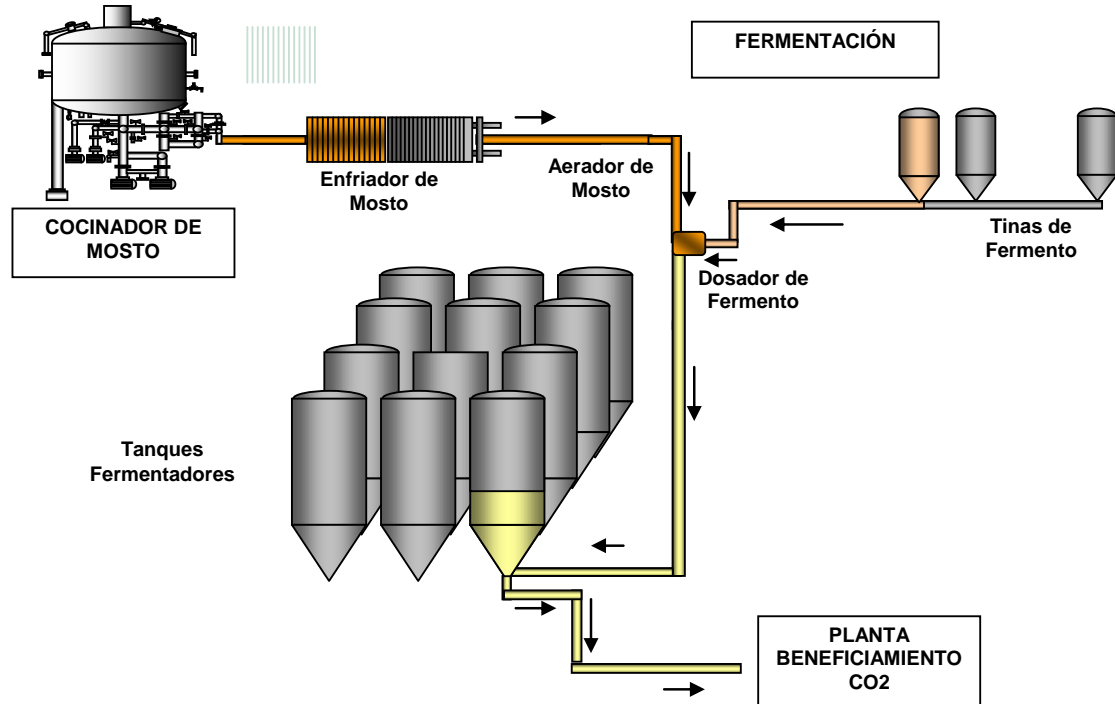
Figura 2. Rampa típica de atenuación durante la fermentación



Fuente: Kunze. Manual del cervecero. p. 383.

El mosto sale del cocinador a una temperatura de 100°C y es enviado con bomba centrífuga hacia un tanque fermentador, pasando previamente por un proceso de enfriamiento a través de un intercambiador de placas, donde se alcanza una temperatura a la salida que oscila entre 9 a 11°C y es oxigenado (aireado) con un inyector tipo venturí hasta que alcance una concentración aproximada de 10mg/L de oxígeno disuelto. (ver figura 3).

Figura 3. Diagrama de proceso de maceración-fermentación



Fuente: Kunze.Manual del cervecero. p. 385.

Durante la fase de enfriamiento, es realizada la dosificación de fermento, ya que la levadura necesita de oxígeno para poder alimentarse o degradar el azúcar proveniente del mosto, en la fase anaeróbica produce alcohol y el dióxido de carbono deseado. La levadura utilizada para la siembra debe estar biológicamente limpia, y debe ser manipulada con el mayor grado sanitización posible, para evitar que se contamine con bacterias o levaduras salvajes.

El proceso de producción o generación de CO₂ se encuentra formado por las siguientes etapas:

- Absorción. La absorción de gases es una mezcla gaseosa en contacto con un líquido, a fin de disolver uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido. Estas operaciones requieren la transferencia de masa de una sustancia en la corriente gaseosa al líquido.

Generalmente, estas operaciones sólo se utilizan para la recuperación o eliminación del soluto. La rapidez con la cual se disolverá un componente gaseoso de una mezcla en un líquido absorbente depende de la desviación del equilibrio que existe; por lo tanto es necesario considerar las características en el equilibrio de los sistemas gas líquido.

Si cierta cantidad de un gas simple y un líquido relativamente no volátil se llevan al equilibrio, la concentración resultante del gas disuelto en el líquido recibe el nombre de solubilidad del gas a la temperatura y presión predominantes. A una temperatura dada la solubilidad aumentará con la presión.

La solubilidad de cualquier gas depende de la temperatura, y depende en la forma descrita por la Ley de *Van't Hoff* para el equilibrio móvil: «si se aumenta la temperatura de un sistema en equilibrio, ocurrirá un cambio durante el cual se absorberá calor». Generalmente, la disolución de un gas tiene como resultado la evolución de calor, en la mayoría de los casos, la solubilidad de un gas decrece al aumentar la temperatura. Siempre y cuando su presión de vapor sea menor que la del gas o la del soluto vaporizado, la solubilidad del gas será cero en el punto de ebullición del disolvente.

El agua es el disolvente más barato y más completo, no tóxico ni inflamable y punto bajo del congelamiento, debe considerarse las siguientes propiedades:

- Solubilidad del gas. La solubilidad del gas debe ser elevada, a fin de aumentar la rapidez de la absorción y disminuir la cantidad requerida del disolvente. En general, los disolventes de naturaleza química similar a la del soluto que se va a absorber proporcionan una buena solubilidad. Con frecuencia, la reacción química del disolvente con el soluto produce una solubilidad elevada del gas, la reacción es reversible para reutilizar el disolvente.
- Volatilidad. El disolvente debe tener una presión baja de vapor, puesto que el gas saliente en una operación de absorción generalmente está saturado con el disolvente y en consecuencia, puede perderse una gran cantidad. Si es necesario puede utilizarse un líquido menos volátil para recuperar la parte evaporada del primer disolvente.
- Costo. El disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y debe obtenerse fácilmente.
- Viscosidad. Se prefiere la viscosidad baja debido a la rapidez de la absorción, mejores características en la inundación de las torres de absorción, bajas caídas de presión en el bombeo y buenas características de transferencia de calor.

Medición de pureza del CO₂ (gaseoso)

La pureza del CO₂ es medida con un burete especial, (ver figura 4), para lo cual una muestra es tomada diariamente de la parte superior del tanque de almacenamiento. (Para revisar las muestras de producción actuales también se puede tomar muestras después de pasar por el filtro de carbono o después del refrigerador de gas). El primer tubo de donde se tome la muestra debe ser

purgado. Luego el extremo inferior del burete es conectado al tubo con ambas válvulas, superior e inferior, del burete abiertas.

Figura 4. **Medidor de pureza de CO₂**



Fuente: Manual Unión CO₂. p. 15.

El gas CO₂ se deja atravesar el burete por 30 segundos aproximadamente asegurándose que todo el aire del burete sea desplazado por el CO₂. Las válvulas se cierran de nuevo y la parte superior del burete es llenado con hidróxido de sodio (NaOH), la válvula superior se abre lentamente y el CO₂ es absorbido por el hidróxido de sodio (este proceso toma algún tiempo y puede ser agilizado batiendo el burete un poco).

El nivel de líquido en el burete indica el nivel de pureza del CO₂. El hidróxido de sodio se deja escapar a través de la válvula inferior y se puede usar el aparato de nuevo. Cuando se han realizado muchas pruebas, el

hidróxido de sodio será considerado como “usado” (la absorción tomará mucho tiempo) y se puede preparar una nueva solución.

Preparar una solución de Hidróxido de Sodio (al 30%)

El agua destilada es mezclada con abt 300g de hidróxido de sodio, NaOH, por cada litro de solución.

1.2. Estructura y funcionamiento básico de la instalación de recuperación y purificación de gas carbónico (CO₂)

La planta recuperadora de CO₂ tiene por objeto, como su nombre lo indica, permitir la utilización de bióxido de carbono CO₂ que se produce durante la fermentación alcohólica.

En líneas generales la planta recuperadora cumple las siguientes funciones:

- Lavar el CO₂ producido en la fermentación
- Comprimir el gas hasta un presión de 18 bar
- Desodorizar y secar el bióxido de carbono utilizando carbón y alúmina activada respectivamente
- Licuar el gas a -23 °C aproximadamente
- Almacenar el CO₂ líquido y mantener la presión y temperatura en los tanques de almacenamiento

Para cumplir con las funciones descritas la planta está formada por una parte común y dos cadenas o líneas de procesamiento idénticas.

La parte común a las dos cadenas consta de:

- Un equipo para atrapar y remover la espuma
- Un lavador con seguridad hidráulica
- El control de capacidad que se encarga, según sea la producción de CO₂ de controlar las dos líneas de procesamiento para ajustar el caudal del conjunto.

Cada línea de procesamiento o cadena puede operar a un caudal de 550 kg/hr o 1100 kg/hr y están formadas por:

- Una etapa de compresión
- Una etapa de enfriamiento auxiliar
- Una etapa de desodorizado y secado (tratamiento)
- Una etapa de licuefacción
- Las dos (2) líneas de procesamiento alimentan por gravedad a tres (3) depósitos de almacenamiento conectados en paralelo.

1.2.1. Lavadores de gases

El CO₂gas procedente de la fermentación que se dirige hacia la planta de recuperación está contaminado con varios compuestos que se forman, pueden ser agrupados en diferentes familias, pudiendo ser estos:

En los lavadores para absorción de gases, las impurezas a limpiar están generalmente bastante diluidas, el contaminante se encuentra en el orden del 1% en volumen o menos; esto se debe a que la corriente de gases proviene de alguna unidad de recuperación y el contaminante químico es alguna fracción que escapó de la recuperación. En estas circunstancias, la concentración de

contaminante generalmente es tan pequeña que justifica un proceso adicional de recuperación, para no simplemente enviar la corriente de gas a la atmósfera.

Las impurezas solubles al agua (principalmente etanol) se eliminarán en el lavador de gas mediante agua dulce a contracorriente con el CO₂ gas. Para asegurar un lavado efectivo el lavador de gas se llena con un material de relleno especial que asegura una superficie de intercambio amplia.

Esto se realiza a través de un contra flujo de agua con el gas, el líquido fluye por arriba y el gas desde abajo. Este equipo tiene por objeto parar la espuma, detectarla y eliminarla con el fin de no detener la instalación por pequeñas cantidades de espuma. En funcionamiento normal la trampa de espuma se encarga de eliminar la espuma por medio de pulverización secuencial de agua, controlada por una sonda baja (sonda A en el esquema) sin necesidad de detener el equipo.

Cuando la espuma llega hasta la sonda, se rocía agua durante 60 segundos, luego se espera 15 segundos, y si la espuma persiste en el nivel A, comienza de nuevo el ciclo hasta que esta baja.

Esta instalación realiza el lavado del CO₂ a un caudal de CO₂ de 550 kg/hr a 1100 kg/hr, a presión variable entre 1,124 a 1,185 ata, haciendo circular a contracorriente un chorro de agua pulverizada en un conjunto de rociadores, las gotas de agua arrastradas por el gas, son retenidas antes de salir de la torre de lavado por medio de un tamiz especial de acero inoxidable. El objetivo es arrastrar las partículas extrañas que fluyen con el gas utilizando las gotas de agua que caen.

Utilizando agua potable que es bombeada en un circuito cerrado con su sistema de reposición a un caudal mínimo de 3 y 4 m³/hr o el equivalente de entre 1,5 y 2 veces el caudal de gas y una presión mínima de 1,5 Bar.

El sistema de recirculación debe poseer un caudal 10 veces mayor que el equivalente en gas, siendo para esta instalación un mínimo de 22 m³/hr.

Esta acción se realiza con el fin de disminuir la cantidad de impurezas arrastradas por el gas hasta un nivel adecuado con las operaciones de purificación. La planta está diseñada para recuperar dióxido de carbono con una pureza mínima de 99,5%.

El sistema posee un conjunto de auxiliares de seguridad para detectar condiciones anormales en el equipo y tomar las acciones necesarias para interrumpir el funcionamiento de la planta e indicar la anomalía presente.

Las condiciones anormales que se pueden detectar en la instalación de lavado son:

- Nivel de agua alto o bajo
 - Presión de CO₂ demasiado baja
 - Caudal de agua insuficiente
 - Falla térmica de la bomba
 - Llave o sensor de nivel
 - Seguridades
- a. Seguridad alta. Se hace necesario para evitar que el nivel del agua en la torre de lavado aumente lo suficiente como para obstruir el ducto de admisión de CO₂. En caso que la vía de acceso se vea bloqueada y de no

existir este dispositivo, entonces disminuirá la presión en el tanque de lavado, interpretándose esto como caudal insuficiente de gas y se interrumpiría el proceso de recuperación, además existe la posibilidad de perder dióxido de carbono recuperable.

- b. Llave o sensor de nivel bajo. Indica que el nivel de agua es insuficiente para ser recirculado por la bomba y evita por lo tanto que esta se dañe, además garantiza que exista agua necesaria para garantizar el lavado en el gas.
- c. Caudalímetro de agua, seguridad baja. Señala cuando el caudal de agua es insuficiente para asegurar el correcto lavado del gas.
- d. Presostato de CO₂, seguridad baja. Su activación puede obedecer a cualquiera de las siguientes razones; válvula de admisión cerrada, insuficiente cantidad de CO₂ para efectuar la recuperación del mismo.

Guarda o seguridad hidráulica

Permite evacuar el exceso de CO₂ cuando la cantidad producida es mayor que la cantidad recuperable, funcionando como válvula de alivio.

En caso de sobre presión de CO₂ la presión en el tubo obliga al agua a salir a través de unos orificios ubicados en la parte inferior del mismo, desalojándose a la atmósfera el exceso; cuando disminuye la presión, entra el agua nuevamente al tubo central y se regresa a las condiciones normales.

El sistema está formado por un tanque cilíndrico al cual ingresa el gas a través de una tubería central, está inundado con agua limpia hasta la mitad y

dispone de una ventanilla de comprobación de nivel, colocada en el cuerpo del aparato y válvulas para permitir la admisión y purga del agua. Sobre uno de los bordes laterales, posee una tubería de drenaje con forma de “U” que forma un sello de agua. Cuando la presión interna supera la presión equivalente a la columna de agua equivalente formada (aprox. 400 mmCA), el sello se rompe, aliviando el exceso de presión al ambiente.

Otra característica del diseño para los lavadores de cama empacada es el tipo de empaque que se utiliza. Los empaques varían de formas, anillos, sillas, alambre de gasa, y otros diseños especiales que mejoran el rendimiento.

Para el flujo del gas lo recomendable es utilizar sensores de nivel, para realizar purgas cada cierto tiempo al alcanzar una altura de inundación. Las torres se operan normalmente a 60% o menos que el punto de inundación. Siempre que no haya una alarma de flujo bajo, el lavador de gas proporciona una señal de arranque a los compresores de CO₂ para que arranquen.

Si en algún momento durante el funcionamiento de la planta, se dispara la alarma de flujo bajo, el compresor de CO₂ parará.

El sistema de ahorro de agua permite al lavador de gas alterar el consumo de agua en función del caudal de agua. Para un buen lavado se requiere entre 1,5 a 2 l/h de agua para 1kg CO₂/hr. De esta manera, dependiendo de la carga de los compresores de CO₂, el sistema de ahorro de agua ajustará el caudal de agua para estar acorde con la capacidad.

Sistema de enfriamiento de agua:

El rendimiento en el lavado del gas se mejora con una temperatura más baja del agua de lavado, siendo la temperatura máxima de diseño del lavador de gas de 20°C. Como la temperatura pudiera ser superior a 20°C, se puede instalar un enfriador de agua para asegurar un buen funcionamiento del lavador. El agua se enfría usando el glicol de la fábrica junto con el control de uso de glicol mediante el empleo de una válvula de control termostático.

Cuando se abre la válvula de suministro de agua se abre también. La válvula de control termostático controla ahora el flujo de glicol vigilando la temperatura a la salida del agua enfriada.

Sistema CIP (sanitizado)

Debido al alto contenido de azúcares y proteínas que son arrastradas en forma de espuma por el gas carbónico durante el proceso de fermentación, con el propósito de reducir la posibilidad de crecimiento y proliferación de microorganismos, la instalación está equipada con sistema CIP (*cleaning in place*), instalado para permitir limpiezas periódicas del lavador de gas.

La limpieza se puede llevar a cabo cuando sea necesario (principalmente durante períodos de espumado frecuente), pero con un máximo de cada 3 meses. Se recomienda un fluido caliente de limpieza CIP junto con temperaturas de 70-80 °C. Después del CIP, enjuagar el recipiente hasta que el agua que abandona el rebosadero esté limpia(normalmente 1 hora).

Después de limpiar con agua caliente, enjuagar el recipiente con agua de lavado del gas a temperatura normal hasta que el recipiente vuelva a la

temperatura normal de funcionamiento. El recipiente está ya listo para un funcionamiento normal.

1.2.2. Compresión

Los procesos de compresión se refieren a incrementar la presión en un sistema dado, utilizados para llevar a los gases a la presión apropiada para una reacción o proceso. Tiene integrado un sistema que controla de manera automática la capacidad de compresión, cuyo objetivo es adecuar el caudal de compresión en cada uno de las cadenas de recuperación de acuerdo con el caudal de CO₂ producido.

Cada línea o cadena de recuperación tiene dos niveles de potencia, además de permitir seleccionar el orden de prioridad en el funcionamiento de las cadenas, la capacidad va desde 555 kg/hr hasta 1100 kg/hr, que se logra por medio de un *bypass* sobre el cabezal del compresor, compuesto por un sistema con transmisor de presión, cuatro presostatos, un indicador de presión y válvulas neumáticas, dos por cada compresor de CO₂.

Son utilizados compresores *Sulzer* del tipo 2D1402A, de construcción vertical, (ver figura5), con dos etapas de compresión para elevar la presión de entrada a 0,3-4 Bar y de 4-19 Bar de presión. Las ecuaciones de energía son independientes del tipo de equipo; sin embargo resultan iguales que expansores o para turbinas, puesto que los cambios en energía cinética y potencial también se consideran despreciables. Las siguientes ecuaciones se aplican a las compresiones adiabáticas.

Figura 5. **Compresor Sulzer**



Fuente: Manual operación compresor Sulzer. p. 5

A la salida de cada etapa de compresión, el CO₂ pasa por intercambiadores verticales multitubulares, los cuales tiene cada uno un sistema de purga y separación de condensados. En los intercambiadores, se elimina el sobrecalentamiento excesivo a consecuencia de la compresión y se lleva la temperatura del CO₂ a 40 °C.

El enfriamiento del gas entre las dos etapas de compresión reduce el trabajo de compresión por kilogramo de gas, otra ventaja del enfriamiento intermedio es que la temperatura a la salida se reduce, lo que permite una mejor lubricación, y de ello resulta una vida útil más larga del compresor.

Enfriamiento auxiliar

El equipo de enfriamiento auxiliar está montado sobre el grupo de licuefacción y asegura un enfriamiento complementario del CO₂ antes de ser tratado, para asegurar una eficiencia mayor de este proceso.

Esta etapa utiliza una solución de agua con glicol a una temperatura de 4 °C como refrigerante. El glicol es utilizado como anticongelante y sirve para obtener una mezcla que se congela y funde a una temperatura más baja que el agua pura.

La solución refrigerante es enfriada en un sistema que trae consigo la planta de recuperación y que utiliza amoníaco líquido de un circuito externo a la planta.

El sistema de enfriamiento auxiliar tiene los elementos de seguridad y control para detectar alta temperatura de CO₂ a la salida y controlar la temperatura de la solución de refrigerante.

1.2.3. Tratamiento y secado del gas

La finalidad de esta etapa es desodorizar y secar un caudal de dióxido de carbono máximo de 2200 kg/hr comprimido a 19 ata y a una temperatura entre 10 °C y 15 °C. La unidad es apta para trabajos de forma continua bajo techo mediante dos filtros de carbón activado y dos recipientes secadores. (ver figura 6). De esta manera, uno de los filtros de carbón activado y un recipiente secador está siempre “en línea” en el proceso, mientras el otro filtro de carbón activado y recipiente secador está en fase de regeneración. El gas CO₂ es dirigido al filtro de carbón activado.

Figura 6. **Unidad desodorizado y secado de gas**



Fuente: Manual del gas carbónico unión. p. 122.

El gas CO_2 se saturará con vapor de agua a unos 18,5 bares (abs.) y contiene las impurezas del proceso de fermentación que no son eliminadas por la lavadora de gas. En el filtro de carbón activado las impurezas serán removidas del gas CO_2 por carbón activado. El gas pasa a través de dos (2) desodorizadores, los cuales contienen 300 kg cada uno de carbón activo (AC 35). Posteriormente el CO_2 es conducido a dos (2) secadores, cada uno conteniendo 85 kg de alúmina activa 5/10, donde se elimina el exceso de humedad.

En el secador el gas será secado con un desecante a un punto de rocío de -65°C o menor medido a presión atmosférica. Cualquier partícula de polvo que logre pasar será separada en el filtro posterior.

El gel de sílice y la alúmina tienen la misma estructura, con una gran área superficial formada por tubos sumamente finos llamados capilares. Dentro de los capilares se encuentra una pequeña cantidad de agua, la cual no se puede eliminar sin destruir el desecante. Los desecantes como el gel de sílice y la alúmina retienen la humedad debido a que las moléculas de agua se adhieren a las paredes internas de los capilares, este fenómeno se llama absorción.

Los desecantes que trabajan bajo el principio de absorción extraen además de la humedad, materia colorante y ácidos.

Entre las características de un buen desecante está que debe poderse regenerar o reactivar varias veces a la temperatura que no exceda las recomendaciones del fabricante.

El principio de trabajo del filtro/secador de carbón activado está basado en la absorción. El material absorbente retiene las impurezas y humedad a ser removidas del CO_2 y cuando se llega a su capacidad absorbente debe ser regenerada. El filtro y secador de carbón activado son regenerados pasando gas CO_2 en el absorbente mientras al mismo tiempo calienta en medio.

Luego del período de calentamiento el absorbente debe enfriarse con gas CO_2 antes del re uso del medio en el modo de operación normal. Luego del enfriamiento los recipientes de absorción son lentamente re-presurizados y puestos en espera hasta que la torre en línea sea puesta en modo de regeneración. Esta operación de filtro/secado de carbón activado es completamente automática.

Regeneración: luego que un conjunto se ha saturado, se procede a regenerar la unidad con ciclos a temperatura controlada saliente del gas de

regeneración del recipiente ACF se monitorea por medio de una sonda de medición de temperatura tipo PT-100.

Calentamiento: una vez que la temperatura saliente del gas llega a un valor predeterminado, el calentamiento continúa por diez minutos más y luego se apaga e inicia la fase de enfriamiento.

Enfriamiento: una vez que la temperatura cae debajo de cierto valor predeterminado, el enfriamiento continúa por diez minutos más y luego comienza la re-compresión seguida de un tiempo de espera.

Como seguridad adicional, también opera una función de regeneración de espera cronometrada, para asegurar, que en el caso que la sonda de medición de temperatura falle, los lechos no se saturan o sobre calienten. De este modo los tiempos máximos de calentamiento y enfriamiento están controlados

Especificaciones técnicas

Marca:	Sulzer
Año de fabricación:	1981
Operación:	continua
Desodorización:	automático
Servicio:	continuo
Ubicación:	interna.

Condiciones de proceso

Medio:	Dióxido de carbono (CO ₂)
Capacidad:	1100 kg CO ₂ /h
Presión de entrada:	Mín 16 bar Máx 18 bar

Temperatura de entrada: máx 15 °C
Condiciones de salida: inoloro y seco
Punto de rocío -65 °C a 1 bar (abs)

Ciclos desodorizadores

(Filtro carbón activado)

Tiempo ciclo desodorizado:	24 hr
Tiempo desodorizado:	12 hr cada recipiente
Tiempo de regeneración:	6 hr
Tiempo de enfriamiento:	5 hr
Tiempo de presurización:	15 min

Ciclos secadores

Tiempo ciclo secador:	24 hr
Tiempo de secador:	12 hr cada recipiente
Tiempo de regeneración:	6 hr
Tiempo de enfriamiento:	5 hr
Tiempo de presurización:	15 min

Potencia:

Suministro eléctrico:	230 v, 3 ph, 60 hz
Consumo:	23,4 kw durante regeneración
Capacidad de purga:	37,5 kg/ hrCO ₂

Descripción general del proceso

El gas CO₂ a alta presión, proveniente de los compresores es desviado por una válvula de esférica de 4 vías inferior a uno de los recipientes del filtro de carbón activado. El gas CO₂ húmedo es conducido a través de un lecho de

carbón activado en donde las impurezas del CO₂ se remueven al quedar atrapadas en los poros dicho medio. El CO₂ purificado sale por la parte superior del filtro de carbón activado y se dirige al recipiente secador (En equipos combinados ACF/Secadores se usa el mismo recipiente para ambos procesos).

El CO₂ gaseoso luego es dirigido a través del decante en la columna secadora que absorbe las partículas de vapor de agua. El gas CO₂ secado sale por la parte alta del secador y luego pasa por una válvula esférica de 4 vías. El recipiente filtro de carbón activado y secador tienen dimensiones tales que la cantidad de gas CO₂ puede ser purificado/secado por 12 horas en carga llena.

Luego del período de purificación/secado el desecante tiene que ser regenerado y el gas CO₂ es desviado a otro recipiente filtro/secador de carbón activado por lo cual se mantiene la continuidad del proceso. Los activadores neumáticos se activan a través de dos válvulas solenoides por lo cual las válvulas esféricas de 4 vías se cambian al otro recipiente filtro/secador de carbón activado.

Regeneración

Con elementos calefactores adheridos a la parte exterior, se suministra calor al carbón y desecante secador. El calor libera vapor de agua absorbida, impurezas absorbidas del desecante secador y carbón activado. Un pequeño flujo de purga de gas CO₂ (o “gas de regeneración”) remueve el vapor de agua e impurezas de los lechos del recipiente a través de una válvula esférica de 4 vías inferior y válvula operada neumáticamente.

El gas de purga es suministrado de la punta del condensador de CO₂ vía válvula con medidor de flujo y válvula reguladora, durante la regeneración, la

temperatura superficial del(los) recipiente(s) de filtro/secador de carbón activado son controlados por termostatos. Los tiempos de calefacción y enfriado dependerán de las condiciones promedio alcanzadas en las producciones normales, siendo dichos tiempos configurables. Una vez que el sistema de control considera completa la regeneración el lecho ahora regenerado aguarda en espera hasta que el que se encuentre en funcionamiento alcance 12 horas de operación.

Filtro posterior

Este filtro remueve cualquier partícula de polvo colada del purificador y secador de gas CO₂. El filtro está instalado en posición vertical. (ver figura 7).

Figura 7. **Filtro posterior de CO₂**



Fuente: Manual del gas carbónico unión. p. 155.

El polvo que recoge en la parte inferior de la carasa del filtro, puede ser descargado por medio de una válvula de drenaje manual. Este soplado de polvo debe hacerse todas las semanas o cuando la caída de presión excede 0,6 bar, lo que primero suceda. Cuando el elemento filtrante se haya limpiado varias veces, debe ser reemplazado.

Dependiendo de la capacidad de la planta de CO₂, uno o más filtros deben instalarse en paralelo.

Caudalímetro de CO₂ para regeneración

Este elemento de seguridad y control es necesario debido a que asegura el caudal conveniente para lograr la regeneración correcta de la alúmina de manera tal que esta pueda cumplir sus funciones de desecante correctamente.

Higrómetro

Este dispositivo sirve para detectar defectos en el proceso de secado, es decir, humedad excesiva la cual causa problemas de corrosión, congelamiento y tratamiento de los licuefactores y ayuda a la formación de ácidos.

El componente principal es un sensor de humedad utilizando como referencia la temperatura de punto de rocío (*dewpoint*), conectado en la línea de descarga de CO₂ y monitoreado durante todo el proceso, mientras la planta este en producción se debe mantener lo más cercano a (-65 C), para reducir la posibilidad de producir los defectos o condiciones no deseables mencionados. (ver figura 8).

Figura 8. **Higrómetro**



Fuente: Manual del gas carbónico unión. p. 189.

1.2.4. El proceso de licuefacción del gas

El requerimiento del proceso de la planta de licuefacción es la licuefacción de gas CO_2 . Sin embargo, hay un número de procesos menores que son requeridos para alcanzar la exigencia total.

En resumen hay dos sub-procesos principales

- Refrigeración
- Licuefacción de CO_2 .

El primer sub-proceso principal se refiere al refrigerante utilizado para proveer energía para condensar el gas.

En esta instancia se utiliza amoníaco (o NH_3). Como en cualquier sistema de refrigeración estándar, esto involucra un proceso circular de:

- Compresión de una baja presión y temperatura a una alta presión y temperatura
- Condensación a alta presión, temperatura media
- Expansión a baja presión y líquido de temperatura
- Evaporación de baja presión y líquido de temperatura a baja presión y gas de temperatura
- Re-compresión de gas de baja presión

El segundo sub-proceso principal se refiere a la licuefacción de CO₂ (mediante la evaporación del refrigerante), la eliminación de no-condensables por destilación, separación y purga del sistema y transporte del CO₂ líquido purificado de la planta de licuefacción al lugar de almacenaje.

Condiciones de operación, premisas básicas

- Si sólo se instala un compresor de NH₃, se deben ignorar las referencias a dos o más compresores.
- Compresores múltiples de NH₃ instalados en un sistema con sólo un compresor de CO₂ instalado, serán considerados (para fines de control) como un (1) compresor de NH₃. Si sólo un compresor de CO₂ está en funcionamiento, entonces sólo un compresor de NH₃ puede estar en funcionamiento.
- Dos compresores de NH₃ nunca pueden arrancar simultáneamente. La secuencia de arranque de los compresores de NH₃ sigue una secuencia determinada. El operador regula el ciclo de funciones.
- El condensador de NH₃ debe estar en funcionamiento previo al arranque del compresor de NH₃.

Secuencia de arranque

- El compresor de NH_3 es encendido por el sistema de control central.
- Los compresores con sistemas de control integrados reciben un pedido de arranque del sistema de control central. Por operación detallada de compresores de NH_3 consultar la documentación del fabricante del compresor.
- El condensador de NH_3 debe estar en funcionamiento previo al arranque del compresor(es) NH_3 .

Operación normal

- El compresor enfriador está en funcionamiento (realimentación).
- Condición de control: la presión del NH_3 en el separador debe estar por debajo del punto configurado del NH_3 . (La bomba de NH_3 debe estar en espera).
- Si la presión del NH_3 es mayor que el punto configurado, una vez que el compresor enfriador esté en funcionamiento, la presión del NH_3 en el separador primero debe ser reducida por lo menos al punto configurado. (Si este no es el caso, hay insuficiente capacidad de enfriamiento disponible cuando el compresor de CO_2 comience a funcionar).
- Para reducir la presión del separador de NH_3 , el compresor de NH_3 se opera en un valor de capacidad fijada. (Si la presión de $\text{NH}_3 \leq$ configuración, entonces el compresor de NH_3 operará en modo inactivo). Durante el modo inactivo la presión de NH_3 se mantiene inyectando gas caliente al condensador de CO_2 / separador de NH_3 para evitar la caída de presión de CO_2 .

- Una vez que la presión del separador de NH_3 es menor que el punto de configuración el compresor de CO_2 está listo para operar y queda habilitado para arranque.
- La capacidad del compresor de NH_3 está ahora regulada para mantener la presión del separador de NH_3 configurada. (Esto dependerá de la capacidad de producción de CO_2 , la pureza y temperatura requerida para licuefacción de CO_2).

Secuencia de apagado

Si no hay producción CO_2 proveniente de la fermentación, el compresor de CO_2 vaciará el globo pulmón, apagándose junto al lavador de gas. Durante operación normal el sistema de licuefacción no se apagará mientras el compresor(es) esté en funcionamiento.

- Cuando el compresor de CO_2 se detiene, se bombea hasta que la presión cae por debajo de un punto fijo establecido.
- Luego del bombeo de CO_2 es realizado el “bombeo de NH_3 ” con lo que se logra reducir la presión de NH_3 en el separador, hasta alcanzar el valor configurado de presión.
- El compresor de NH_3 operará a carga cero o modo inactivo. Durante el modo inactivo la presión de NH_3 se mantiene inyectando gas caliente en el condensador de CO_2 para evitar la caída de presión.
- El modo inactivo facilita un “rápido” inicio del compresor de NH_3 en caso que el Balón de gas CO_2 se llene y se requiera capacidad enfriadora. Si durante el modo inactivo se requiere capacidad enfriadora el compresor NH_3 reactivará el modo de operación normal.
- Luego de la demora del modo inactivo el compresor de NH_3 es apagado.

Sistema de bombeo de NH₃

Si no hay compresor de CO₂ en operación (bomba de NH₃ inactiva), puede que la presión de NH₃ en el separador de NH₃ se vuelva alta. Por ejemplo dado al ingreso de calor atmosférico.

- Para reducir la presión del separador de NH₃, se activará el compresor del NH₃ (con posición de capacidad fija). El sistema se apagará basándose en la “secuencia de apagado”.

Si durante el bombeo de NH₃, se da la señal desde el ciclo de encendido que se quiere encender un compresor de CO₂, la presión del NH₃ en el separador primero será reducida a menos del punto normal de inicio configurado. Si durante modo inactivo se requiere capacidad enfriadora, el compresor de NH₃ reactivará el modo de operación normal.

Bombeo de CO₂

La presión del CO₂ en el condensador puede aumentar por el ingreso de calor en los tanques de almacenamiento, reboiler o condensador incluso si no hay compresores de CO₂ en funcionamiento.

El CO₂ líquido es bombeado con una bomba de engranajes (ver figura 9), desde el condensador hacia el tanque de almacenamiento utilizando una bomba de engranajes, que garantiza un flujo continuo de líquido, sin generar variaciones de estado o presión.

Figura 9. **Bomba de CO₂**



Fuente: Manual del gas carbónico unión.p. 80.

El mantenimiento de la presión del CO₂ es de la siguiente manera:

- El sistema de NH₃ se iniciará normalmente pero sobre la base que la presión del CO₂ está por encima del punto de control configurado.
- El compresor de NH₃ operará a una capacidad fija (posición de disminución) durante todo el modo de bombeo de CO₂. Si durante el bombeo de CO₂, el ciclo de inicio da una señal que el compresor de CO₂ quiere arrancar, entonces se activa el modo normal de control del compresor de NH₃ y se reanuda el modo de operación normal.

Condensador evaporativo casco y tubo

El gas refrigerante de alta presión proveniente del compresor enfriador a alta presión, líquido de temperatura media (la presión y temperatura depende de la configuración de la planta enfriadora). El calor de condensación es removido del gas refrigerante por transferencia de calor al agua/aire dentro del condensador evaporativo. La temperatura del bulbo húmedo del ambiente determina la eficiencia del sistema. (ver figura 10).

Figura 10. **Unidad de licuefacción de CO₂**



Fuente: Manual del gas carbónico unión. p. 90.

Para asegurar la calidad de agua correcta dentro del condensador evaporador se puede instalar un sistema de tratamiento de agua automático

Las siguientes opciones son posibles para controlar la capacidad de condensación del condensador evaporativo.

Todas las opciones actúan de acuerdo a la presión de descarga del refrigerante:

- Ventilador(es) de 2 velocidades
- Ventilador(es) de velocidad variable
- Ventiladores con operación en etapas

Separador de NH₃

La función del separador de NH₃ es principalmente para proveer separación de gas-líquido del NH₃ que retorna del condensador de CO₂.

Durante el curso de operación puede ser necesario drenar aceite del separador de NH₃. (Esta tarea puede realizarse mientras la instalación está en operación). La frecuencia adecuada en operación en régimen continuo es cada dos semanas.

- El refrigerador de Carnot

En un proceso de refrigeración continuo, el calor absorbido a baja temperatura debe ser rechazado continuamente a los alrededores a mayor temperatura. Básicamente, un ciclo de refrigeración es el ciclo inverso de una máquina térmica. El calor se transfiere desde un nivel de baja temperatura hasta otro a una temperatura superior; de acuerdo a la segunda ley de la termodinámica, esto no es posible, a menos que se emplee energía externa. El refrigerador ideal, como la máquina térmica ideal, opera según el ciclo de Carnot, consistente en dos procesos isotérmicos, en los que calor Q_f se absorbe a la temperatura inferior T_f y el calor Q_c , se rechaza a una temperatura superior T_c , y dos procesos adiabáticos.

El ciclo requiere la adición de trabajo neto W al sistema. Como la energía interna para el fluido de trabajo es cero para el ciclo, la primera ley de la termodinámica se escribe:

$$W = |Q_c| - |Q_f| \text{ (Ecuación II.4)}$$

Es común medir el comportamiento de un refrigerador mediante el coeficiente de rendimiento ω , definido como:

$$\omega = (\text{calor absorbido a baja temperatura/trabajo neto}) = |Q_F|/|W| = T_f/(T_c-T_f)$$

(Ecuación II.5)

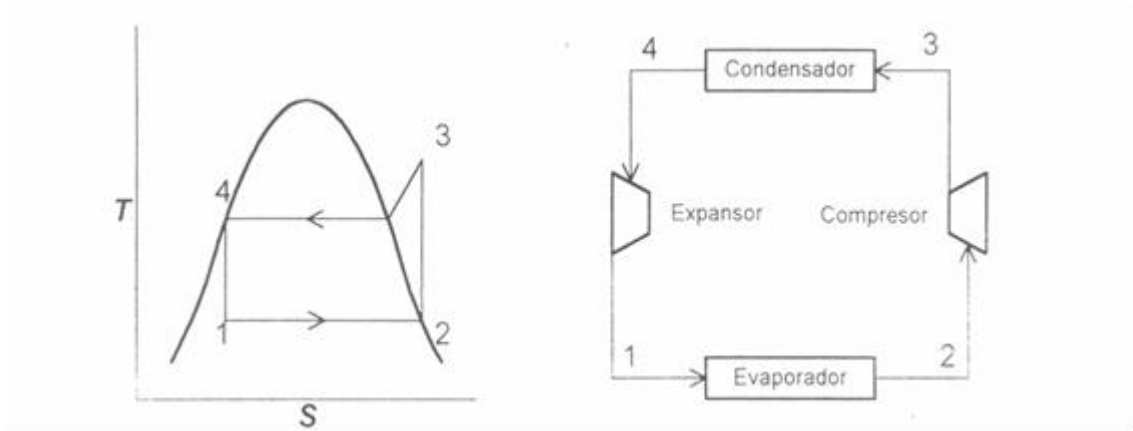
Esta ecuación se aplica únicamente al refrigerador que opera con un ciclo de Carnot y da el valor máximo posible de w para cualquier refrigerador que opere entre los valores dados de T_c y T_f . Con esto se muestra claramente que el efecto de refrigeración por unidad de trabajo, disminuye cuando la temperatura del refrigerador T_f es menor y cuando aumenta la temperatura a la que se rechaza el calor T_c . (-2-).

- Ciclo de compresión de vapor

Un medio para absorber calor a temperatura constante está dado por la primera evaporación de un líquido a presión constante; de igual manera, la condensación del vapor, después de la compresión hasta una presión superior, sirve para rechazar calor a una temperatura constante. El líquido que se obtiene del condensador vuelve a su estado original mediante un proceso de expansión, el que puede realizarse en una turbina y del cual se obtiene trabajo.

Cuando la compresión y la expansión son isentrópicas, la secuencia de los procesos constituye el ciclo de la Figura 11, que equivale al ciclo de Carnot, a excepción de que el vapor sobrecalentado que sale del compresor (punto 3 en la figura 11) debe enfriarse hasta la temperatura de saturación antes de que empiece la condensación.

Figura 11. **Ciclo de refrigeración por compresión de vapor**



Fuente: Rapin. Manual refrigeración industrial,. p. 99.

Principios generales de destilación

El proceso de separación denominado destilación utiliza fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y la misma presión, para las zonas coexistentes.

Debido a la diferencia de gravedad entre la fase de vapor y la líquida, el líquido corre hacia abajo mientras que el vapor asciende, para entrar en contacto con el líquido.

El líquido que llega al fondo se vaporiza parcialmente ascendiendo, el resto se retira como producto del fondo. El vapor que llega a la parte superior se enfría y condensa como líquido en el condensador superior. Parte de este líquido regresa como reflujo, y el resto de la corriente superior se retira como producto destilado o superior.

Los componentes más ligeros (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase de vapor, mientras que los más pesados (con punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase de vapor que gana componentes ligeros al ir ascendiendo, y una fase líquida que se va también gana componentes pesados conforme desciende. La separación general que se logra entre el producto superior y el del fondo, depende primordialmente de las volatilidades relativas de los componentes y de la realización de reflujo de la fase líquida a la de vapor. (-2-)

La planta posee dos instalaciones idénticas (cadena) de recuperación y purificado que pueden operar a un caudal de 550 kg/hr c/u o un total de 1100 kg/hr. La capacidad de compresión de cada cadena es controlada por el “control de capacidad”. Se describe a continuación el recorrido por una de ellas:

La primera acción realizada sobre el CO₂ es comprimirlo hasta 19 atmosferas absolutas (ata), que es la presión económica para su licuefacción y posterior almacenamiento. La compresión se realiza en dos etapas; la primera comprime el gas hasta 4,2 ata y la segunda hasta 19 ata. Después de cada etapa de compresión el CO₂ pasa por intercambiador de calor con el objeto de eliminar el sobrecalentamiento resultante de la compresión, de esta manera la temperatura del gas se lleva de 140 °C a 40 °C para la primera etapa y después de 170 °C a 40 °C para la segunda, seguidamente se conduce el dióxido de carbono a la etapa de enfriamiento auxiliar.

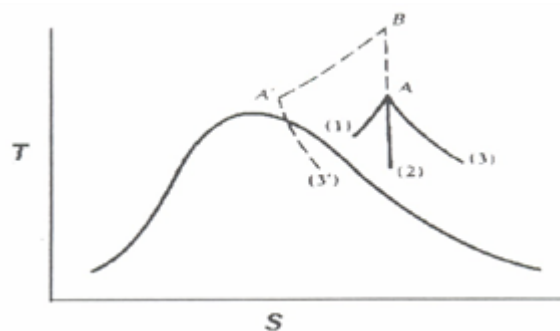
El equipo de enfriamiento auxiliar está instalado sobre el grupo de licuefacción y su fin es asegurar un enfriamiento complementario del CO₂ antes del desodorizado y secado; el gas sale de esta etapa hacia tratamiento, a una temperatura de aproximadamente 10 °C.

El proceso de tratamiento tiene la finalidad de desodorizar y secar el CO_2 comprimido a 19 ata, y con una temperatura de entre $10\text{ }^\circ\text{C}$ y $15\text{ }^\circ\text{C}$. Para esto cada una de las cadenas dispone de dos desodorizadores y dos secadores que trabajan a base de carbón activo (AC35) y alúmina activada (5/10) respectivamente. Al salir de tratamiento el gas es conducido a la etapa de licuefacción.

En el método que se muestra en la figura 12. La trayectoria a presión constante (1) se aproxima más a la región difásica (y a la licuefacción) para una caída de temperaturas dada. En el proceso de estrangulamiento (3) no hay licuefacción, a menos que en el estado inicial la presión sea lo bastante alta y la temperatura lo bastante baja como para que la trayectoria a entalpía constante entre en la región difásica, lo cual no ocurre cuando el estado inicial es A, pero si el estado inicial es A', a la misma temperatura pero a mayor presión, la trayectoria para la expansión isentálpica (3') lleva a la formación de líquido.

El cambio de estado de A a A' se realiza más fácilmente por compresión del gas hasta un estado final 8, seguido de un enfriamiento a presión constante hasta A'.

Figura 12. **Diagrama temperatura / entropía para procesos de enfriamiento**



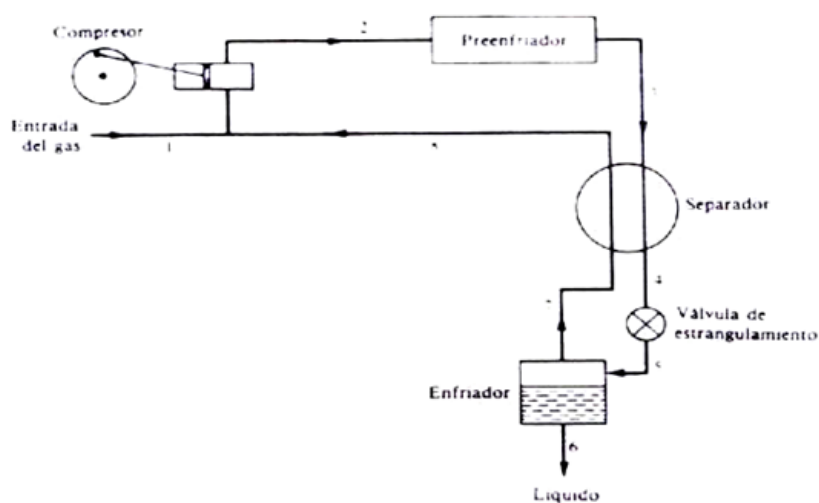
Fuente: Rapin. Manual de refrigeración industrial. p. 158.

La licuefacción por expansión isentrópica a lo largo de la trayectoria (2) se logra para presiones menores (para una temperatura dada) a las del estrangulamiento.

El proceso de estrangulamiento (3) es el más frecuentemente empleado en las plantas pequeñas de licuefacción comercial.

El sistema de licuefacción más simple, conocido como proceso de Linde, se muestra en la Figura 13. Después de la compresión, el gas se enfría hasta la temperatura ambiente, o un poco más, primero mediante enfriamiento y después por refrigeración. Cuanto más baja sea la temperatura del gas que entra a la válvula de estrangulamiento, mayor es la fracción del gas que se licua. Por ejemplo, si se evapora un refrigerante en el preenfriador a -40°C , se obtiene una temperatura inferior en la válvula que la lograda cuando el medio de enfriamiento es agua a $21,1^{\circ}\text{C}$.

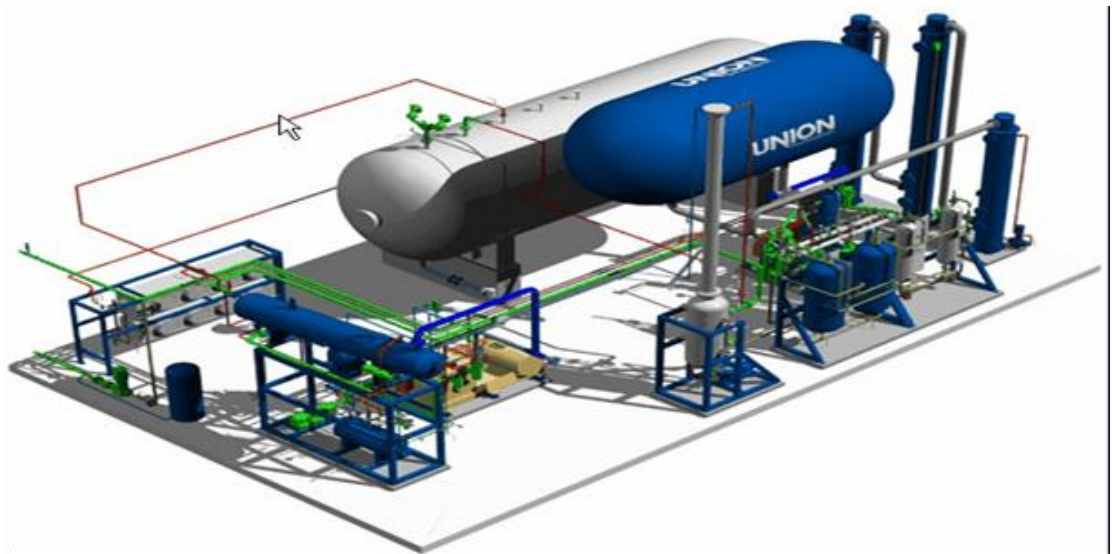
Figura 13. **Proceso de licuefacción de Linde**



Fuente: Rapin. Manual refrigeración industrial. p. 156.

La estructura básica de un sistema de recuperación y purificado se puede observar en la figura 14.

Figura 14. **Estructura Básica Sistema Recuperación**

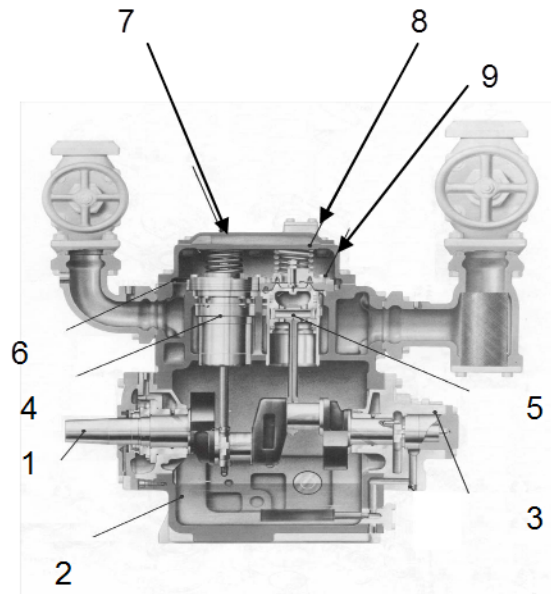


Fuente: Manual del gas carbónico unión, p. 220.

El sistema de licuefacción permite licuar a $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$ a un caudal de 2200 kg/hr de CO_2 comprimido a 18 ata. Permite además mantener la presión en los depósitos de almacenamiento y agrupa las funciones de control general de la instalación.

El compresor de NH_3 juega un importante papel en la etapa de enfriamiento y posterior licuefacción. El detalle constructivo típico de un compresor se puede observar en la figura 15.

Figura 15. **Detalle constructivo compresor NH₃.**



1. **Cigüeñal** el cigüeñal equilibrado estática y dinámicamente proporciona un funcionamiento sin vibraciones. Fabricado en aleación de hierro dúctil, es extremadamente resistente al desgaste.
2. **Cárter** (Cárter de aleación especial semi-acero). Está normalizado, granallado, mecanizado, probado y limpiado.
3. **Filtro de aceite** El diseño simplificado del filtro tipo Cuno asegura una filtración eficiente
4. **Mecanismo de descarga** El mecanismo de descarga, accionado hidráulicamente por medio de válvulas solenoides o manual, puede desmontarse y remontarse fácilmente
5. **Pistones y camisas de cilindro.** Todos los pistones y camisas son intercambiables. El Diseño de los pistones proporciona un gran rendimiento volumétrico. Las camisas de los cilindros están hechas de una aleación especial de hierro y trazadas térmicamente. Los segmentos de compresión y de engrase aseguran un cierre perfecto entre el pistón y la camisa del cilindro permitiendo una eficiente lubricación con mínimo arrastre de aceite.
6. **Juntas** Material sin asbestos. No contaminante, para uso con amoníaco y refrigerante halogenados.
7. **Cabezal de cilindro** La utilización de nuevo material y su forma han permitido reducir el peso en un 40%.
8. **Muelles de seguridad de cabezal** Dispone de muelles de seguridad contra golpe de líquido en el sistema frigorífico.
9. **Mecanismo conjunto de válvulas** La optimización de la carrera de la lámina, resistencia del muelle, así como el amortiguamiento del gas, proporcionan una gran fiabilidad

Fuente: Rapin. Manual refrigeración industrial. p. 102.

La licuefacción resulta cuando un gas se enfría hasta una temperatura en la región difásica, como las diversas formas que se enumeran a continuación y se pueden realizar por:

- Intercambio de calor a presión constante
- Expansión en una turbina, generando cambio de fase por el cambio de presión, bajo condiciones controladas de temperatura y presión
- Un proceso de estrangulamiento, dentro de un circuito de compresión acoplado a un motor eléctrico, según se describe a continuación:

El primer método requiere un sumidero de calor a una temperatura inferior a la de enfriamiento del gas y es más común emplearlo para un enfriamiento previo a la licuefacción del gas por alguno de los otros dos métodos. Se necesita un sistema de refrigeración externo si la temperatura del gas es inferior a la de los alrededores.

La etapa de licuefacción está constituida por un circuito frigorífico de amoniaco formado por un compresor de amoniaco acoplado directamente a un motor eléctrico, el NH_3 comprimido pasa por un condensador, siendo luego expandido en la virola del licuefactor.

Un refrigerante es un medio de transmisión de calor que absorbe calor al evaporarse a baja temperatura y presión. El amoniaco es el único refrigerante fuera del grupo de los fluorocarburos que se utiliza bastante en la actualidad. Aunque el NH_3 es tóxico, algo inflamable y explosivo bajo ciertas condiciones; sus excelentes propiedades térmicas lo hacen ser un refrigerante muy utilizado.

El amoniaco es el refrigerante que tiene más alto efecto refrigerante por libra, el cuál a pesar que su volumen específico alto en la condición de vapor,

tiene una gran capacidad refrigerante relativamente un desplazamiento pequeño del pistón lo que permite utilizar compresores más pequeños y económicos.

A continuación se señalan algunas propiedades del amoniaco como refrigerante:

- Más ligero que el aire
- Explosivo en proporciones del 16 al 25% con el aire
- Mayor toxicidad en comparación con: el refrigerante R113, refrigerante R11, refrigerante R22
- No se mezcla con el aceite
- Se puede detectar fácilmente la existencia de fugas debido a su olor
- Mayor efecto refrigerante, a presión y temperatura dadas, que el CO₂, R11, R12, R21, R22. Para lo cual se utiliza menor cantidad. Menor costo
- Permite la utilización de compresores más pequeños
- Desplaza el oxígeno

Los elementos de seguridad que posee esta etapa son los siguientes:

Caudalímetro de agua de seguridad baja. Sirve para indicar que el caudal del agua utilizada en el sistema de recuperación es insuficiente lo cual puede ocasionar problemas de lubricación, desgastándose más las superficies y disminuyendo por tanto el período de vida del aparato. Además se producen problemas de consumo de energía debido a que aumenta la temperatura de descarga del gas en la salida de cada etapa.

Presostato de CO₂ seguridad alta. Se hace necesario debido a que un aumento de la presión del gas a la salida del compresor, puede ser a causa de lo siguiente:

- Taponamiento de los filtros de tratamiento
- Fallas en la etapa de licuefacción
- Congelamiento del licuefactor
- Existencia de gases incondensables
- Válvula cerrada en el lado de la descarga
- Objetos extraños obstruyendo las válvulas

El aumento de la presión a la salida del compresor produce el incremento del consumo de energía por parte del compresor. Esto puede comprenderse observando las gráficas de la figura 11 ciclo de refrigeración por compresión de vapor. En donde se muestran dos gráficos, el primero muestra las etapas típicas de un sistema de refrigeración y el segundo representa la entalpía, en el eje horizontal y en el eje vertical representa la presión.

La trayectoria 1-2-3-4-1 representa las variaciones de entalpía (energía) y presión que experimenta el refrigerante a lo largo del ciclo.

El trayecto 1-2 corresponde al proceso de compresión; la diferencia entre la entalpía del punto 2 y la correspondiente al punto 1 , es la cantidad en que se incrementa la energía del gas, esta energía la suministra en primera instancia el motor del compresor, por lo tanto si la energía añadida aumenta como consecuencia del aumento de la temperatura y/o presión, la presión de descarga o por la disminución de la presión de aspiración, entonces incrementará la demanda energética al motor por lo cual este puede sufrir daños en vista que estos equipos son frecuentemente dimensionados de

acuerdo a las condiciones normales de operación con el objeto de incurrir en gastos excesivos.

Arrancador suave. El arrancador suave protege al motor del compresor contra el recalentamiento, impidiendo el accionar del mismo cuando se han realizado intentos sucesivos muy frecuentes

Presostato de aceite, seguridad baja. Se activa bajo cualquiera de las siguientes condiciones:

- Insuficiente aceite en el cárter
- Funcionamiento defectuoso de la bomba de aceite
- Aceite demasiado fluido, lo cual puede ser síntoma de alta temperatura en la descarga

Todas estas situaciones ocasionan fallas de lubricación acelerando el desgaste de las partes mecánicas del compresor.

Termostato de CO₂, seguridad alta, primera y segunda etapa. El accionamiento de estos dispositivos de seguridad es síntoma de las siguientes condiciones:

- Falta de agua de enfriamiento
- La temperatura del agua es demasiado alta (arriba de 31 °C)
- Existencia de problemas de lubricación
- Puede ser indicio de válvulas de aspiración defectuosas.

Al igual que el aumento de la presión de descarga, el incremento de la temperatura de salida de cada etapa, conlleva a un mayor consumo de energía que puede ocasionar daños al motor del compresor.

Termostato de CO₂, seguridad alta. La justificación de su existencia es similar a las de termostato de seguridad ubicado en la etapa de compresión;

- Falta de agua para el enfriamiento
- Temperatura del agua demasiado alta
- Válvulas de aspiración defectuosas
- Problemas de lubricación
- Aumento en el consumo de energía

Presostato diferencial de aceite. Seguridad alta. La activación de este dispositivo indica taponamiento del filtro de aceite.

Presostato diferencial de aceite, Seguridad baja. Su presencia puede evidenciar las siguientes condiciones;

- Falta de aceite en el carter
- Aceite demasiado fluido

Todo esto se traduce en problemas de lubricación.

Presostato de amoníaco, seguridad alta. Las situaciones que causan seguridad alta de presión del amoníaco en el sistema;

- Sobresaturación del condensador por presencia de gases incondensables
- Válvula cerrada sobre el circuito de descarga
- Taponamiento en el condensador de NH₃

Todo esto genera aumento en el consumo de energía y por lo tanto es una situación perjudicial para el funcionamiento del motor del compresor.

Presostato de NH_3 , seguridad baja. La presión baja del amoniaco puede causar la falta de fluido en el circuito frigorífico o que las válvulas de aspiración están cerradas. En general la disminución de la presión del amoniaco aumenta el consumo de energía debido a que debe incrementarse la cantidad añadida para obtener los valores de presión y temperatura deseados.

Presostato de CO_2 , seguridad alta. El funcionamiento defectuoso del sistema de licuefacción, a causa del taponamiento por agua congelada o presencia de gases no condensables, ocasiona el aumento de presión de CO_2 depositado en los tanques de almacenamiento, así mismo el intercambio de calor a través de las paredes de los tanques, por un tiempo prolongado aumenta la presión.

1.2.5. Almacenamiento

El CO_2 líquido es almacenado en tanques cilíndricos. La temperatura del líquido dentro del tanque es de -24°C a una presión de CO_2 máxima de 17,5 barg. Debido a la baja temperatura de almacenaje es necesario un buen aislante térmico, es utilizado espuma inyectada de poliuretano, con un espesor mínimo de 4 pulgadas. A pesar de estar aislado es posible que el tanque de CO_2 absorba calor, lo cual aumentará la presión del tanque. Cuando la presión interna en el tanque alcance 16,5 barg, automáticamente se encenderá la unidad de licuefacción para reducir la presión del tanque.

La unidad de licuefacción se apaga automáticamente al bajar la presión interna a 14,51 barg. La unidad licuefacción se enciende y apaga vía señal del dispositivo de control de presión en el tanque comandados por un PLC (programador lógico control).

El tanque está equipado con dos dispositivos para medición del contenido, un conjunto de celdas de carga y un nivel de hielo. Los datos de contenido puede ser verificados tanto localmente (nivel de hielo) o a través del display electrónico ubicado en el área de mando.

Alarmas y mensajes de tanque lleno y vacío son mostradas en el HMI.

Cuando, a pesar de todas las medidas, la presión en el tanque de almacenaje sube a 20 barg, por seguridad un conjunto de válvulas de alivio liberan al ambiente exceso de presión.

En la figura 16 se puede observar un tanque típico de almacenaje con capacidad de 100 toneladas.

Figura 16. **Tanque almacenaje de CO₂**



Fuente: Manual del gas carbónico unión. p. 211.

Tubería helada o nivel de hielo

El nivel de hielo es formado con una tubería sin aislante que conecta de manera vertical, la parte superior del tanque (Gas) con la parte inferior del mismo (líquido). Ya que la tubería no está aislada se formará escarcha o hielo con la humedad del ambiente en la tubería indicando el nivel de contenido del tanque.

Debido a la ebullición del CO₂ líquido dentro de la tubería helada el nivel indicado puede variar respecto al nivel actual interno. Para reducir los efectos de la ebullición previo a cada lectura, se debe descongelar dicha tubería usando un chorro de agua a temperatura ambiente. Con lo que al formarse nuevamente hielo, indicara el nivel de manera más exacta.

El nivel será indicado con la comparación visual entre el nivel de hielo y una escala definida en una regla paralela, pudiendo ser milímetros o centímetros de líquido dentro del tanque, y cuya equivalencia en peso dependerá de la forma del tanque (generalmente cilíndricos con tapas elípticas) unidad de medida (kilogramos o toneladas).

Luego de la calibración y certificación de los volúmenes se elabora una tabla con relación medida/ peso equivalente, que será utilizado para llevar control de los inventarios, consumos y producción.

Venteo de tanque por alta presión y seguridad de baja presión

El venteo de alta presión es una medida de seguridad intermedia que descarga una porción pequeña de gas CO₂ del tanque de almacenaje para evitarla sobre presurización. Un sensor de presión alta controla la abertura de

dos válvulas de venteo y/o purga. Además posee una válvula de ajuste donde se puede regular el índice de descarga. La presión está fijada a 19,5 barg con un rango de presión diferencial de 0,5 bares para abrir y cerrar las válvulas mencionadas.

El dispositivo de seguridad de baja presión se usa en conjunto con el venteo de alta presión para asegurar que en caso que falle alguna de las válvulas de purga se registre una alarma. Si la presión del tanque cae demasiado el tanque puede dañarse.

1.2.6. Balance de masa

Al trabajar los equipos de ambas cadenas como unidades independientes, la cantidad de CO₂ total que será purificada y por ende producida, será producto de la sumatoria del producido en cada una de las cadenas.

El sistema de control de presión en el lavador primario de CO₂, es el responsable de balancear la capacidad de cada conjunto. Con lo que se garantiza la mayor producción de gas, así como el menor consumo, por operación debajo de la capacidad máxima.

Las etapas de compresión de gas, son el punto principal, donde toda la masa de gas proveniente de la fermentación inicia su proceso hacia las fases críticas, es decir, aquellas de las cuales depende la cantidad y calidad del producto final.

Ambos sistemas están comandados por un sistema central, bajo la base de líder y esclavo, siendo de esta manera el líder, aquel equipo que tendrá prioridad de operación, y por ende el esclavo, no será más que un asistente o

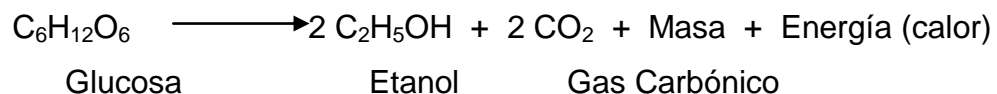
ayudante, durante altos períodos de trabajo. Esta condición puede ser elegida y modificada en un selector manual.

2. ANÁLISIS Y DIAGNÓSTICO ACTUAL DE LA INSTALACIÓN DECAPTACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO

2.1. Capacidad teórica de generación de gas carbónico (CO₂)

2.1.1. Balance de masa

Por medio de la siguiente reacción estequiométrica se demuestra como la levadura degrada todo el azúcar proveniente del mosto, produciendo alcohol, CO₂, masa y energía:



Haciendo el balance de masa para las condiciones actuales de producción se puede estimar la cantidad de CO₂ que el proceso es capaz de producir.

Durante las primeras horas de la fermentación, el tanque donde se almacena el mosto a fermentar tiene una atmósfera apenas inerte, y a medida que se inicia la liberación de CO₂, la pureza empieza a aumentar, en función de la saturación del espacio libre con una mayor cantidad de CO₂ y su posterior desplazamiento de cualquier traza o residual de oxígeno, aire u otros gases que pudieran estar presente.

Durante la fase de fermentación se monitorea la pureza del gas, con la ayuda de la probeta de medición. Se le llama enganche a la tarea que inicia al

momento de alcanzar la pureza mínima que la planta de captación es capaz de purificar.

Cuando por condiciones de proceso se tiene más de dos tanques simultáneamente en fermentación y alguno de ellos ya alcanzo pureza de 99,5%, los posteriores pueden irse conectando a una pureza inferior de hasta 99,8%, lo que aumenta la captación, ya que la mezcla entre el gas de alta y baja pureza, permite que la mezcla final quede en un valor aceptable superior a 99,5%.

La cantidad de gas que se pierde hasta que se alcance pureza puede ser estimada de la siguiente manera, teniendo en cuenta el extracto (concentración de azúcares inicial) y el punto final de degradación o aprovechamiento de los azúcares fermentables.

- Pérdida media de CO₂ hasta alcanzar la pureza 99,5% para inicial captación.

Cerveza Premium

Extracto Inicial= 15,29 P (P= Grados plato)

Extracto al inicio de captación = 14,047 P

Extracto final=12,56 P

$(15,29 - 14,047) \times 0,501 = 0,622743$ kg de CO₂ / hl mosto a 12 P

Pérdida media hasta la captación= 2,026 kg CO₂ / hl mosto a 12 P

- Capacidad bruta de generación de CO₂

Cerveza Premium

$15,29 \times 0,501 \times 0,6227 = 4,770392$ kg de CO₂/ hl mosto

- Cantidad de CO₂ disuelto en cerveza madura (0,51)

Cerveza premium

$$4,770392 - 0,51 = 4,260392 \text{ kg de CO}_2 / \text{hl mosto a 12P}$$

Valores medios teóricos: 0,501 kg CO₂ / kg azúcar fermentables
 0,764 atenuación de extracto desde inicio de
 captación hasta inicio de maduración

Teniendo en cuenta que durante la fermentación alcohólica de mosto son producidos 0,501 kg de CO₂ por cada kg de azúcar fermentable.

Analizando las condiciones actuales del proceso, tales como cantidad de mosto a fermentar, grado de atenuación o degradación de los azúcares durante el proceso de fermentación, se puede estimar que idealmente esta planta es capaz de generar 4,26 kg de CO₂ por cada 100 litros (100 litro = 1 hectolitro) de mosto a una concentración de 12 grados plato.

2.2. Capacidad teórica de captación y purificación de gas carbónico

Durante el proceso de generación de CO₂ el tanque fermentador va ganando volumen de gas, de igual manera la pureza empieza a aumentar a medida que la saturación del espacio es mayor y la producción de gas se torna más violenta. La cantidad de CO₂ pérdida hasta alcanzar pureza (99,5% pureza mínima) de captación debe ser considerada y descontada del total a producir.

La cantidad media es equivalente a 2,026 kg/hl del mosto a fermentar. De esta manera se puede obtener que la pérdida de CO₂ hasta alcanzar pureza es:

Pérdida de CO₂ hasta alcanzar pureza para captación (2,026 kg/ hl)

- Pérdida pureza= $4,260392 - 2,026 = 2,234392$ kg CO₂ / hl mosto a 12 P

Cálculos para un sistema con eficiencia de 85%

- Capacidad teórica de captación y purificación= $2,234392 \times 0,85 = 1,899233$ kg CO₂ / hl mosto a 12P

La eficiencia del sistema es definido basado en datos del fabricante, considerando la eficiencia media de sistemas similares y datos obtenidos en el pasado. Considerando las pérdidas hasta alcanzar pureza y la eficiencia media que se puede alcanzar, el sistema es capaz de generar 2,2344 kg de CO₂ por cada hectolitro (1hl equivale a 100 lt) de mosto a una concentración de 12 grados plato.

Considerando una eficiencia media de 85% el sistema es capaz de generar y purificar 1,90 kg de CO₂ por cada hectolitro de mosto, que cumple con nuestro valor meta de producción.

2.3. Medición de rendimiento actual de la instalación

Para realizar la medición del rendimiento actual de la instalación fue utilizado como base de datos históricos de producción de los últimos 12 meses y fueron efectuadas pruebas particulares en cada equipo, cuyo tiempo de análisis varía, desde algunos minutos para los equipos que se encuentran fuera de servicio por fallas permanentes, hasta algunas horas de observación

continúa. Fue dividido los equipos según la familia de la que forma parte, por ejemplo, compresión de gas, licuefacción, secado de gas, etc.

Teniendo en cuenta que la eficiencia global de la instalación será restringida por el equipo que dentro de la instalación tenga el menor rendimiento. Por ejemplo, todos los equipos poseen una eficiencia de 95%, a excepción del lavador de gas, que posee una eficiencia de 40% por problemas mecánicos. La eficiencia global de la instalación será entonces, de 40%, ya que el lavador representa un cuello de botella.

Será por lo tanto de mucha importancia analizar las eficiencias individuales de la instalación, con el propósito de encontrar cuales son los peores equipos que afecta en rendimiento global.

Para realizar las pruebas se debe iniciar durante una producción típica, dejando que la captación se encuentre en una etapa de producción estable.

Se debe evitar iniciar durante las primeras horas de captación dado que la producción recién inicia y los ciclos de parada- partida son muy frecuentes, restando posibilidad de obtener datos que reflejen la realidad. De igual manera al final de la producción, cuando los azúcares del mosto ya han sido degradados, la producción inicia a caer hasta detenerse luego de alcanzar una concentración de 12 grados plato en el mosto de azúcares fermentables.

Serán divididos los equipos de la instalación en los grupos que se definen a continuación, con la ayuda de varios técnicos se procede a tomar los datos, incluyendo ciclos de arranque/ parada, condiciones y parámetros actuales de operación.

2.3.1. Instalación de lavado

El método utilizado para medir el rendimiento de la instalación de lavado es sencillo, y puede ser dividido en las siguientes pruebas, cuyo resultado influye directamente en el rendimiento global de dicho equipo.

- Prueba de estanquidad e integridad estructural
- Prueba de sistema de lavado de gas, que incluye el bombeo de agua, la operabilidad de los rociadores
- Revisión de deflectores y rompe gotas
- Revisión de sistema de control de capacidad de compresores, que utiliza un medidor/ control de presión.

Resultados obtenidos:

Se realizó siguiendo la secuencia anterior las pruebas de estanquidad e integridad estructural, logrando detectar fugas de gas en las uniones y bridas de tuberías y visores, la prueba es realizada a una presión 2 veces mayor que la de trabajo, pero inferior al valor máximo de presión admisible, para garantizar seguridad en la prueba. Durante el test de estanquidad realizado se pudo estimar la pérdida presión de gas de 2 psi en un período de 10 minutos.

En la revisión del sistema de lavado de gas, se detectó fugas considerables en la bomba de agua y en las tuberías, así como deficiencias estructurales en los platos deflectores y el sistema de rompe gotas, que impacta directamente en la calidad del lavado de gas, lo que se ve reflejado en las degustaciones de gas a la salida del lavador.

Durante la inspección interna de placas deflectoras y discos o anillos rompe gotas, se verifico que se encuentran en buen estado, únicamente algunas piezas que no superan el 1% del total se encontró dañado o con alguna deficiencia. Dichas piezas deben ser reemplazadas cuanto se encuentre un máximo de 10% del total fuera de especificación.

El sistema de control de capacidad de los compresores, utiliza un grupo de 4 presostatos, que están colocados dentro de una tubería colectora, que toma una referencia de la presión de gas dentro del lavador. Los valores y registros de calibración ya superan los 36 meses de realizados, por lo que no se garantiza la confiabilidad en su operación.

A pesar de las deficiencias encontradas en el cuerpo del lavador y el sistema de bombeo, control de capacidad, los resultados obtenidos en estas pruebas, permiten establecer una eficiencia media del sistema de 70%, debido a que las fugas y deficiencias del lavado generan esta caída de rendimiento, pero permiten la operación del equipo sin afectar la confiabilidad global.

2.3.2. Instalación de compresión de gas

El componente principal de dicha instalación son los compresores de CO₂, por lo que la medición de rendimiento se enfoca en la operabilidad de dichos equipos. Debido a que la instalación actual es constituida por dos cadenas o conjuntos gemelos de compresión totalmente independientes, la falla de alguno de compresores de gas reducirá el rendimiento global 50%.

Las pruebas de rendimiento se pueden separar en las siguientes pruebas o verificaciones de los principales parámetros de operación que intervienen directamente con la eficiencia del equipo.

- Consumo de corriente
- Consumo de aceite promedio en un período establecido
- Presión de aceite
- Presión de succión y descarga
- Temperaturas de operación de agua y aceite de carter.

Los parámetros son registrados en una planilla de control de operación que facilita el análisis en ambos equipos, posteriormente se analizan los datos para detectar fallas de operación, condiciones no deseadas.

En la tabla I se muestra un extracto de los valores medios encontrados durante un ciclo normal de operación, luego de 10 horas de operación.

Compresor N.1 y 2.

Tabla I. **Parámetros de operación de compresores CO₂**

Equipo	Item de verificación	Unidad	Rango de operación	00:00
Compresor CO ₂ n.1	Etapa 1			
	Temperatura Succión	C	123-150	128
	Presión de Succión	Bar	0,3-0,35	0,31
	Temp etanol entrada intercambiador	C	5- (-5)	-3
	Temp etanol salida intercambiador	C	15-25	28
	Temperatura CO ₂ salida intercambiador	C	30 - 40	46
	Presión de aceite	Bar	0,5 – 1,0	0,39
	Temperatura Aceite	C	35-60	61
	Etapa 2			
	Temperatura etapa intermedia	C	123-150	151
	Presión etapa intermedia	Bar	18-19	16
	Temp etanol entrada intercambiador	C	30 - 40	30
	Temp etanol salida intercambiador	C	15 - 20	26
	Fugas			S

Continuación Tabla I...

Equipo	Item de verificación	Unidad	Rango de operación	00:00
Compresor CO ₂ n.2	Etapa 1			
	Temperatura Succión	C	123-150	128
	Presión de Succión	Bar	0,3-0,35	0,31
	Temp etanol entrada intercambiador	C	5- (-5)	-3
	Temp etanol salida intercambiador	C	15-25	26
	Temperatura CO ₂ salida intercambiador	C	30 - 40	44
	Presión de aceite	Bar	0,5 – 1,0	0,3
	Temperatura Aceite	C	35-60	66
	Etapa 2			
	Temperatura etapaintermedia	C	123-150	156
	Presión etapaintermedia	Bar	18-19	14
	Temp etanol entrada intercambiador	C	30 - 40	33
	Temp etanol salida intercambiador	C	15 - 20	22
	Fugas			S

Fuente: elaboración propia.

Se puede observar que las condiciones de operación de los equipo a carga normal.

En la tabla I se resumen de los parámetros de operación colectados se puede visualizar que ambos equipos poseen mediciones fuera de rango, que son indicadores de desgaste y deterioro. Los principales síntomas son altas temperaturas de descarga, caída en la presión de aceite, y aumentos en las temperaturas de operación.

Se pudo observar que el aumento en las temperaturas de descarga generan recalentamiento, que activa los dispositivos de seguridad, generando con ello paradas frecuentes. Fue realizado el registro de total de paradas, duración y

frecuencia, con el propósito de lograr estimar las pérdidas de eficiencia por equipo parado.

No se encontró registros de mantenimiento realizados, por lo que fue realizada una inspección mecánica de los equipos, para comparar la condición de los componentes mecánicos. En ambos equipos se puede apreciar graves evidencias de desgaste y deterioro, además de lo que se puede percibir con el aumento en el sonido metálico y vibración observados durante la operación.

En la inspección visual realizada en el carter de aceite de dichos equipos se encontró evidencia de partículas de desgaste metálico.

En instrumentación de soporte y lectura, las válvulas de seguridad y presostatos no fue posible localizar registros de calibración o evidencias, además que algunos de ellos están totalmente fuera de servicio, algunas de las paradas registradas fueron ocasionadas por falsos contactos, óxido y piezas flojas o dañadas.

Resultados obtenidos:

En la tabla II se resume las paradas de ambos equipos durante el período de operación observado.

Tabla II. Registro fallas y paradas en compresores de CO₂

	Descripción de la falla	Compresor n.1		Compresor n.2	
		Total Ocurencias	Tiempo total(hrs)	Total Ocurencias	Tiempo total(hrs)
1	Temperatura alta descarga	12	5,66	60	21,01
2	Baja presión de aceite	3	1,66	20	2,58
3	Control de capacidad	4	12,55	8	1,48
4	Falla eléctrica general	5	5,11	9	2,97
5	Instrumentación	1	0,35	5	2,78
6	Presión diferencial CO ₂	6	3,8	6	5,81
7	Mecánica	1	8,72	22	21,47
8	Otras	2	23,55	8	7,49
	Total	34	61,4	138	65,59
	Ineficiencia %		51,17		54,66
	Eficiencia %		48,83		45,34

Fuente: elaboración propia.

Analizando la tabla II se puede determinar la eficiencia del sistema, basado en su confiabilidad durante el período de 120 horas. Para ello se utilizó la fórmula eficiencia e ineficiencia:

$$\text{Ineficiencia \%} = (\text{total horas parada} * 100) / (\text{total hrs prueba})$$

$$\text{Eficiencia \%} = 100 - \text{Ineficiencia\%}$$

Cálculos:

Compresor n.1

$$\text{Ineficiencia} = (61,40 * 100) / (120) = 51,17 \%$$

$$\text{Eficiencia} = 100 - 51,17 = 48,83 \%$$

El registro 61,40 horas de parada representan el 51,17 % de Ineficiencia, cuyo complemento representa el 48,83% de eficiencia.

Compresor n.2

Ineficiencia= $(65,59 * 100) / (120) = 54,66\%$

Eficiencia= $100 - 54,66 = 45,34 \%$

El registro 65,59 horas de parada representan el 54,66 % de Ineficiencia, cuyo complemento representa el 45,34% de eficiencia.

2.3.3. Tratamiento y secado de gas

Para el tratamiento y secado de gas se dispone de dos conjuntos paralelos de filtros de carbón/ alúmina para retirar olor y sabor. Y dos filtros de sílica para retirar la humedad.

La operacionalidad de esta instalación además de regular las características perceptibles del producto final, puede influir en la continuidad de las operaciones, ya que la presencia de humedad dentro del licuefactor que se encuentra a baja temperatura fomenta la formación de capas de hielo, que funcionan como pared aislante entre las paredes del condensador y el gas, de manera tal que durante ciclos continuos de operación bajo condiciones de alta humedad (temperatura de punto de rocío por arriba de $-60 \text{ }^{\circ}\text{C}$), la formación de hielo puede ser tan alta, que en la mayoría de los casos produce obstrucción de los tubos del intercambiador dentro de la unidad de licuefacción, reduciendo el área de intercambio térmico. Y con ello, la reducción o cese en la producción de CO_2 líquido.

Durante un ciclo normal de operación del filtro de carbón/ alúmina toda la producción de dióxido de carbono es tratado en uno de los conjuntos, mientras que el otro pasa a una fase de tratamiento de secado y desodorizado, al concluir para a la fase de espera o *stand by*.

La capacidad de absorción del desecante secador está basada en un número de factores:

- Tipo de absorbente (gel silica, aluminio activado, tamices moleculares)
- Volumen de poros del absorbente (poros amplios, poros estrechos) y área de superficie de los absorbentes por peso unitario.
- Capacidad de equilibrio a temperatura y humedad dadas.

Como también la profundidad del lecho, velocidades, presión, ciclos de reactivación, etc.

Hay un número de factores que afectan la capacidad de absorción haciendo que el absorbente sea menos útil.

Cambios repentinos en humedad, presión y/o temperatura puede provocar daños mecánicos a la estructura de poros del desecante y por ende afectar los rangos de absorción y desabsorción, generados por el aumento de la temperatura de punto de rocío saliente del gas.

Contaminación orgánica: gases y vapores orgánicos, que pueden condensarse en los poros y luego ser desabsorbidos, pueden bloquear los poros (especialmente con los vapores orgánicos).

Contaminación inorgánica: gases y vapores inorgánicos pueden afectar las paredes de los poros mediante reacciones químicas. Los tipos sílice (silica

gel, *sorbead*) serán deteriorados por vapores básicos en tanto los tipos alumínicos se deteriorarán con vapores ácidos.

Envejecimiento: dado por el uso y desgaste normal de los ciclos de absorción -desabsorción y su frecuencia.

Vibración: puede desgastar el medio y ocasionar la formación de polvo.

Contaminación por otros polvos: Co- absorción de otros vapores que no afectan la estructura de los poros pero toman parte del volumen disponible del poro.

Además del método visual de análisis, se dispone de pruebas físico-químicas, que brindan un dato exacto de rendimiento, considerando para ello una prueba estándar o base, contra el resultado actual.

Se realiza de igual manera una degustación de agua destilada que ha sido saturada mediante el burbujeo durante un mínimo de 5 minutos con el gas CO₂ proveniente de la salida de los secadores. Con ello un equipo de técnicos entrenados, realizan la degustación donde se detecta en la mayoría de los casos aromas o sabores no deseables, basados en la experiencia de dicho grupo de personas para detectar condiciones no deseables, que pueden alertar de eventuales fallas, condiciones o variaciones del producto. Que pueden afectar la calidad final.

Prueba: para realizar el test o prueba se debe tomar una muestra del absorbente y visualmente comparar con el medio original limpio.

Granos parejos negros o marrones indican que los materiales orgánicos han sido absorbidos y que la capacidad ahora es menor. Sin embargo, no

necesariamente significa que no se alcance la capacidad útil o salida de punto de rocío debido a la capacidad de repuesto incorporada.

El tamaño original de los granos, normalmente entre 2 y 5 mm, puede no seguir presente debido a los factores mencionados. Granos partidos solamente afectan el flujo, pueden encauzar y alargar el tiempo de regeneración para que la capacidad de absorción efectiva sea menor.

Capacidad actual, será estimada determinando el calor de empape que liberará cierta cantidad de calor. Esto se realiza sumergiendo en agua un peso dado de absorbente activado fresco (del recipiente secador). Mediante este proceso se establece la actividad de los poros y por ende la capacidad absorbente. Hablando en general los absorbentes de poros amplios muestran calor de empape de aprox. 20-25 cal/gr., los tipo sub-microporos 30-35 cal/gr., los tipo tamiz molecular (luego de activación adecuada) de 50-80 cal/gr.

Aparatos y auxiliares: para probar el empape del absorbente, se necesitan los siguientes arreglos y aparatos:

- Estufa para activar la muestra absorbente a 180-300°C durante un mínimo de dos (2) horas.
- Pesa filtros de vidrio hermético de aprox. 20 cm³ donde la muestra adsorbente puede enfriarse.
- Balanza (analítica) para pesar muestras de absorbente en botellas de casi 0,01 a un gramo.
- Pipeta para introducir volumen de agua dentro de un pequeño vaso *Dewar* (termo).
- Termómetro en 1/10°C en tapón de goma para medir el aumento de temperatura en el vaso *Dewar*.

Procedimiento:

Importante: se recomienda realizar esta prueba en un "Estándar" con una muestra nueva. Los resultados del desecante usado de recipientes secantes pueden entonces ser comparados contra este estándar.

- Se deja enfriar en el termo balanza una muestra activada fresca de aprox. 5 gramos de absorbente. Luego del equilibrio de temperatura, se determina el peso exacto del absorbente con una balanza.

Llamar a este peso $W1$. Llamar a la temperatura de muestra de equilibrio $T1$.

- Colocar el vaso Dewar en la balanza. Con la pipeta, introducir aprox. 10 cm^3 de agua en el vaso Dewar y obtener el peso del agua agregada. Llamar al peso $W2$. Ubicar el termómetro y tapón de goma en la parte superior del termo. Luego que se ha alcanzado una temperatura constante anotar la temperatura. Llamar a esta temperatura $T2$.
- Para este próximo paso se requiere rapidez. Mientras más rápido se realice este paso menos serán los errores introducidos en el método. Remover el tapón de goma y termómetro del vaso Dewar. Verter rápidamente (pero con cuidado) la muestra del vaso medidor al vaso Dewar e inmediatamente reponer el tapón de goma y termómetro

Nota: el termómetro debe estar sumergido en el agua.

- Mezcle el agua y la muestra desecante con cuidado pero minuciosamente. Absorbentes altamente activos causarán un rápido un rápido aumento de temperatura, sin embargo, los absorbentes usados y los de poros amplios causan cambios de temperatura lenta y menores.

- Anotar la temperatura máxima alcanzada durante la reacción de agua con desecante. Llamamos a esta temperatura T_e . El alza de temperatura ($T_e - T_1$) determina el calor húmedo total lo que es una indicación de la actividad del adsorbente.

- Cálculo:

Peso de muestra absorbente,	W1: 4,78 gr
Temp. de muestra absorbente	T1 :22,3 °C
Peso del agua,	W2: 10 gr
Temperatura del agua,	T2 : 19,4 °C
Temperatura del vaso <i>Dewar</i> (Temperatura de muestra),	T1 : 22,3 °C

Valor calorífico del vaso *Dewar* debe ser determinado por el laboratorio o dado por él.

Fabricante,	Hg : 12,0 cal
Calor específico del agua,	Spw :1,0 cal/gr
Calor específico del adsorbente (según dato fabricante),	Spd : 0,22 cal/gr
Temperatura final de mezcla de agua y desecante en vaso <i>Dewar</i> ,	Te : 26,4 °C

En principio la descarga de calor es equivalente a la absorción de calor siguiendo resultados de cálculo.

- Calor absorbido por agua, H_w

$$W_2 \times Sp_w \times (T_e - T_2)$$

$$10,00 \times 1,00 \times (26,4 - 19,4) = 70,0 \text{ cal.}$$

- Calor liberado por muestra desecante Hs
 $W1 \times Spdx (Te - T1)$
 $4,78 \times 0,22 \times (26,4 - 22,3) = 4,3 \text{ cal.}$
- Calor absorbido por termo Dewar, Hd
 $Hg \times (Te - T1)$
 $12,0 \times (26,4 - 22,3) = 49,2 \text{ cal}$
- Calor total liberado por 4,78 gramos de absorbente, HT
 $Hw + Hs + Hd$
 $70,0 + 4,3 + 49,2 = 123,5 \text{ cal}$
- Calor húmedo por gramo de absorbente
 $HT / W1$
 $123,5 / 4,78 = 26,1 \text{ cal.}$

Muestreo: se debe tomar de cada absorbente una muestra de aproximadamente 20 gramos. Es preferible revisar el absorbente una vez al año.

Criterio para rechazo: si el tiempo para alcanzar el equilibrio en el vaso excede los 3 minutos y/o el ratio del calor húmedo del desecante usado sobre el material fresco cae por debajo de 0,75 se debe considerar la renovación del desecante, que representa la eficiencia mínima de secado permitida de 70%.

Resultados obtenidos: una muestra fresca de desecante dio un calor húmedo de 30,0 cal, por lo tanto $26,1 / 30 = 0,87$.

Por ende las pruebas indican que el desecante está en buen estado, es decir se encuentra con una eficiencia de secado del 81,2%.

El mejor modo de probar el absorbente siempre será realizado en los laboratorios ya que el procedimiento descrito es difícilmente posible en el campo.

La condición de absorción del desecante se encontró dentro del parámetro aceptable de operación (mínimo 70% eficiencia, valor encontrado 81,2%), sin embargo en la muestra retirada se logró visualizar un grado avanzado de granos quebrados, polvo y color oscuro, por lo que será reemplazado el desecante para disminuir la posibilidad de arrastre residual de polvo.

Cada vez que sea reemplazado el desecante, deberá ser tomadas muestras adicionales para análisis posterior, según sea el defecto encontrado (capacidad de absorción baja, defectos de estructura, color, olor, etc), para realizar las correcciones en los procedimientos y/o instalaciones para garantizar que son eliminadas la causa fundamental de falla.

Degustación: se toma un recipiente esterilizado en laboratorio y se llena con 500 ml de agua destilada, luego se procede a realizar con una manguera flexible de teflón con 6 mm de diámetro, burbujeo dentro del recipiente durante 5 minutos, con el propósito de saturar el agua con CO₂ y hacer perceptibles sabor, olor o aromas no deseables.

Obtenida la muestra se divide en líquido del recipiente en cinco muestras de aproximadamente 100 ml, en vasos de vidrio, luego se procede a la fase de degustación con la ayuda de cinco personas. Posteriormente es realizada la discusión de los defectos o características percibidas, y se procede a emitir una conclusión final de la percepción del grupo.

Criterio para rechazo: si se perciben olor, aroma o alguna característica que afecte el producto final, se deberá realizar un estudio más profundo según el defecto encontrado. Siendo inicialmente necesario verificar si no existió contaminación de la muestra por algún error en el método de muestreo. Si se sospecha que la muestra fue contaminada generalmente durante el muestreo, se vuelve a realizar la prueba.

2.3.4. Instalación de licuefacción

El componente principal de dicha instalación son los compresores de NH_3 , la unidad condensadora de CO_2 , por lo que la medición de rendimiento se enfoca en la operacionalidad de dichos equipos. Debido a que la instalación actual es constituida por dos cadenas o conjuntos gemelos de compresión totalmente independientes, la falla de alguno de estos equipos dejara fuera de operación una de las cadenas generando un caída de rendimiento global 50%.

Las pruebas de rendimiento se pueden separar en las siguientes pruebas o verificaciones de los principales parámetros de operación que intervienen directo con la eficiencia del equipo.

Compresores de NH_3 y condensador de CO_2 :

- Consumo de corriente
- Consumo y presión de aceite promedio en un período establecido
- Presión de succión y descarga
- Temperatura de descarga
- Temperaturas de operación de agua y aceite de carter.
- Congelamiento unidad condensadora
- Fallas por nivel de amoníaco. (alto, bajo, según sea el caso)
- Bajo flujo de CO_2

- Falla por alto nivel de gases incondensables
- Bajo rendimiento.

Para realizar la medición de rendimiento se realizó un registro de las paradas ocurridas durante un período de 120 horas de operación, durante un ciclo normal y estabilizado de producción. Además se tomó en cuenta los históricos de falla de los equipos, y los registros de mantenimiento que se logró localizar. En la tabla III se realiza un registro de las fallas ocurridas, teniendo en cuenta los principales parámetros de operación, el tiempo total de falla y la cantidad de ocurrencias registradas durante el período de observación. Se entiende como cadena de licuefacción a cada uno de los conjuntos integrado por condensador de CO₂, condensador de NH₃, compresor de NH₃.

Tabla III. **Registro fallas y paradas en las cadenas de recuperación de CO₂**

Descripción de la falla		Cadena n.1			Cadena n.2	
		Total fallas	Tiempo total(hrs)		Total fallas	Tiempo total(hrs)
1	Temperatura alta descarga	4	1,2		60	5,8
2	Baja presión de aceite	1	0,5		20	2,55
3	Control de capacidad	3	1,48		0	0
4	Falla eléctrica general	6	2,95		2	0,55
5	Falla Instrumentación	3	0,79		1	0,2
6	Presión diferencial aceite	0	0		6	2,8
7	Congelamiento condensador	2	6,5		0	0
8	Baja capacidad condensador	2	1,2		1	2,33
9	Temperatura alta compresor	6	4,22		10	1,55
10	Fallas nivel de amoniaco	5	3,22		2	1,25
11	Bajo flujo de CO ₂	1	0,11		1	0,15
12	Alta presión p/ incondensables	2	0,4		1	0,2
13	Mecánica General	12	6,46		1	38,5

Continuación Tabla III...

14	Alto consumo aceite	1	0,5		5	2,2
15	Consumo eléctrico	0	0		1	0,2
16	Otras	8	4,58		1	0,58
Total		56	34,11		112	58,86
Ineficiencia %		28,43			49,05	
Eficiencia %		71,58			50,95	

Fuente: elaboración propia.

Ineficiencia % = (total horas parada * 100)/ (total horas de prueba)

Eficiencia % =100 - Ineficiencia%.

Resultados obtenidos. Luego de realizar la colecta de fallas ocurridas en cada una de las cadenas o grupos de licuefacción durante el período de prueba se logró realizar el cálculo de eficiencias asociadas.

Se logró determinar que la cadena No.1 posee una eficiencia de 71,58%, aunque con un valor alto de fallas, completando un total de 56 ocurrencias en un período relativamente corto, que debido a su corta duración no afecto el valor total de eficiencia, aunque debe presentar una señal de alarma, ya que la frecuencia de las fallas puede generar una parada mayor o total del equipo.

En la cadena No.2 se logró estimar la eficiencia en 50,95 %, con un total de 112 paradas, ocurridas durante el mismo período, que genera valor de alarma dada la baja confiabilidad, prácticamente paso la mitad del período de prueba fuera de servicio, además la mayoría de las fallas son del mismo tipo.

El origen de las fallas debe ser analizada con especial cuidado, para garantizar que las soluciones propuestas ataquen la causa fundamental, y eviten las pérdidas de tiempo asociadas a ellas.

Aunque los equipos de esta instalación se encuentran aun operando, se pudo identificar durante la inspección mecánica que debido a la naturaleza de las fallas ocurridas, el equipo debe ser colocado fuera de servicio, además que posterior al análisis de eficiencia, la vibración, ruido y el recalentamiento aumentaron a un nivel de riesgo de quiebra total, aunque dichas condiciones no generaron falla durante la evaluación, estas son el mejor indicativo que dicho equipo debe ser intervenido.

2.4. Análisis y diagnóstico de los resultados obtenidos

2.4.1. Relación teórica / real

Para lograr determinar el impacto que tiene la condición actual, es realizada la tabla IV comparativa, utilizando como base los datos teóricos de producción y la condición real. Bajo las mismas condiciones de producción de mosto y consumo de CO₂, se puede hacer la comparación bajo las condiciones de eficiencia actuales y con base a los costos del producto que se compra en el mercado actualmente, se logra determinar el impacto financiero que tiene la empresa.

Tabla IV. Resumen comparativo producción teórica / real de CO₂

	Mosto Producido	Producción líquida	Teórica			Real			Saldo Producción (kg)
			Producción CO ₂ (kg)	ÍndiceProd.	Eficiencia %	Producción CO ₂ (kg)	ÍndiceProd.	Eficiencia %	
Enero	94562,56	125768,20	199432,43	1,90	85,00	64111,61	0,61	27,18	135320,82
febrero	111177,67	147866,30	234473,70	1,90	85,00	75376,34	0,61	27,18	159097,36
Marzo	105171,35	139877,90	221806,38	1,90	85,00	71304,17	0,61	27,18	150502,21
Abril	75169,32	99975,20	158532,10	1,90	85,00	50963,37	0,61	27,18	107568,73
Mayo	74620,45	99245,20	157374,53	1,90	85,00	50591,24	0,61	27,18	106783,29

Continuación Tabla IV...

Junio	56825,26	75577,60	119844,48	1,90	85,00	38526,45	0,61	27,18	81318,03
Julio	59110,23	78616,60	124663,47	1,90	85,00	46584,77	0,71	31,60	78078,70
Agosto	70267,29	93455,50	148193,72	1,90	85,00	58497,52	0,75	33,38	89696,20
Sept	96841,58	128799,30	204238,89	1,90	85,00	83845,44	0,78	34,71	120393,45
Oct	129507,07	172244,40	273130,41	1,90	85,00	165315,77	1,15	51,18	107814,63
Nov	124297,07	165315,10	262142,52	1,90	85,00	259383,12	1,88	83,66	2759,39
Dic	75922,18	100976,50	160119,88	1,90	85,00	158434,41	1,88	83,66	1685,47
Total	1073472,03	1427717,80	2263952,51			1122934,22			1141018,29

Fuente: elaboración propia.

Estos datos obtenidos, servirán luego como punto de referencia para el análisis técnico / financiero que ayudara a evaluar la necesidad o no, de realizar una inversión en la instalación actual, con las mismas condiciones.

Con los datos obtenidos se logra observar que actualmente se logra obtener únicamente el 49% del CO₂ producido, que genera un saldo o diferencia de producción equivalente a 1 141018,29 kilogramos (aproximadamente. 1141,02 toneladas de CO₂, en un período de un año), lo que representa un gasto mensual equivalente de US\$ 26 709,23 o US\$ 710 854,00 anuales.

Este saldo actual, representa pérdida de CO₂, que sirve para abastecer como materia prima la fábrica y permite la posibilidad de vender el excedente, produciendo con ello un impacto positivo en los resultados financieros de la empresa.

En la relación anterior es utilizado únicamente el costo de referencia de mercado del CO₂, sin tener en cuenta la posibilidad que exista variación en el costo y/o disponibilidad del mismo en el mercado.

2.4.2. Análisis y diagnóstico de rendimiento en la condición actual

Utilizando como base los resultados obtenidos del análisis independiente en los equipos de ambas cadenas de captación y purificación de gas, puede ser resumido y establecido la eficiencia media que se puede alcanzar.

Se resume en la tabla V la eficiencia de los equipos en cada una de las cadenas, siendo el valor de eficiencia máximo posible la que posee el equipo que represente el cuello de botella.

Tabla V. **Eficiencia de las cadenas de recuperación de CO₂**

	Descripción de la Instalación	Eficiencia %cadena n.1	Eficiencia % cadena n.2
1	Lavado y secado de CO ₂	70,00	70,00
2	Compresión de CO ₂	48,83	45,34
3	Tratamiento y secado del CO ₂	81,20	81,20
4	Licuefacción y bombe de CO ₂	71,58	50,95
5	Almacenaje	99,00	99,00
	Eficiencia %	48,83	45,34

Fuente: elaboración propia.

Según los datos obtenidos la cadena No.1 de captación y purificación de CO₂ posee un cuello de botella en la Instalación de compresión de CO₂, que le brinda un valor máximo de 48,83% de eficiencia.

En la cadena No.2 la eficiencia más baja, sitúa el cuello de botella en la instalación de compresión de CO₂, que sitúa el valor de eficiencia de global en 45,34%.

Puede establecerse como referencia para cálculos posteriores la eficiencia global de ambas instalaciones basados en los valores medios individuales en 47 %. Por situarse el cuello de botella en el mismo equipo.

Basados en los resultados obtenidos de eficiencia (47%), y el dato teórico (85%) se pueden analizar en dos tablas comparativas el impacto que cada una, principalmente en el costo y la autonomía que la fábrica pueda tener.

Tabla VI. **Análisis de impacto en costo y autonomía de CO₂, teórica vrs real**

CONDICIÓN TEÓRICA		CONDICIÓN REAL	
Capacidad nominal instalación purificación (KG/hl)	2,23	Capacidad nominal instalación purificación (KG/hl)	2,23
Eficiencia	0,85	Eficiencia	0,47
Índice de producción CO ₂ (IP) en (kg/hl)	1,90	Índice de producción CO ₂ (IP) en (kg/hl)	1,37
Volumen de mosto producido anual (VM) en (hl)	1 073 472	Volumen de mosto producido anual (VM) en (hl)	1 073 472
Cantidad de CO ₂ producido (IP*1,11*VM)	2 263 038,80	Cantidad de CO ₂ producido (IP*1,11*VM)	1 632 428,92
Índice consumo CO ₂ (IC) en (kg/hl)	1,42	Índice consumo CO ₂ (IC) en (kg/hl)	1,42
Producción líquida (PL) en (hl)	1 427 717,80	Producción líquida (PL) en (hl)	1 427 717,80
Cantidad de CO ₂ consumido (kg)	2 027 359	Cantidad de CO ₂ consumido (kg)	2 027 359
Saldo (kg) =(kg producidos - kg consumidos)	235 679,53	Saldo (kg) =(kg producidos - kg consumidos)	-394 930,36
Compra CO ₂ = saldo * US\$0,2808	0,00	Compra CO ₂ = saldo * US\$0,2808	110 935,49
Venta CO ₂ = saldo * US\$ 0,2184	51 490,53	Venta CO ₂ = saldo * US\$ 0,2184	0,00
Factor prod	1,11	Factor prod	1,11

Fuente: elaboración propia.

Analizado para las mismas condiciones de volumen anual y de consumo, la cantidad máxima de CO₂ que la instalación actual es capaz de captar y purificar, así como el volumen necesario de compra, para suplir la necesidad a esa escala de producción, su costo asociado y la posibilidad de venta en caso que exista algún excedente.

Analizando los datos obtenidos en la tabla VI, de producción anual de CO₂ para ambos escenarios de eficiencia, se puede realizar una comparativa y concluir lo siguiente:

- En la condición teórica la planta producirá un excedente de CO₂ de 235 679,53 kg, que a un precio venta de mercado de US\$ 0,2184/kg equivalen a US\$ 51490,34 en el caso que sean vendidos.
- La condición actual de eficiencia no es capaz de suplir la demanda de CO₂, siendo necesario la compra en el mercado de 394 930,36 kg, que representan a un precio de compra US\$ 0,2808/kg, equivalen a US\$110 935,49, que debe ser realizado.
- La condición actual no brinda autonomía, y deja sujeta a variaciones del precio de mercado y disponibilidad a la fábrica.
- Con la eficiencia teórica de operación, la fábrica es capaz de ser autónoma respecto a esta materia prima. Además que existe la posibilidad de vender el excedente.

3. PROPUESTA DEL PLAN DE RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO EN LA INSTALACIÓN DE RECUPERACIÓN Y PURIFICACIÓN DE GAS CARBÓNICO (CO₂)

3.1. Cambios y mejoras propuestas a la instalación actual

Para lograr alcanzar la producción meta de 1,9 kg CO₂/ hl mosto, es necesario que la instalación de recuperación y purificación de CO₂ opere dentro de su eficiencia nominal, con un mínimo de 85% de eficiencia.

La restauración del rendimiento será alcanzada cuando los equipos e instalaciones logren operar de manera continua y confiable, dentro de los parámetros de control y con el mínimo de paradas o pérdidas de tiempo posibles.

Basados en el análisis individual que fue realizado en todos los equipos de la instalación, se logra separar por prioridad e impacto en el rendimiento global, cuales equipos o componentes deberán ser intervenidos, así como el nivel de inversión que requieren, el tiempo para lograr su operacionalidad.

Dividiendo por conjunto o familia se logra agrupar las actividades necesarias para recuperar el rendimiento, las acciones necesarias a realizar están basadas en el análisis individual que fue realizado en cada uno de ellos, utilizando como apoyo el conocimiento de técnicos de mantenimiento, operación y de los especialistas del fabricante.

En el detalle de costo se logra observar la necesidad de reemplazar algunos equipos por conjuntos completos, por ejemplo para el caso del compresor de amoniaco n.2 es necesario reemplazarlo por una unidad completamente nueva, el grado de deterioro existente no hace viable la reparación, además que su costo supera el de un conjunto completo.

En los equipos cuyo rendimiento puede ser renovado con tareas de mantenimiento, limpieza, calibración y ajuste fue realizada la evaluación individual para cada caso, estableciendo como criterio la relación costo / beneficio, teniendo en cuenta también confiabilidad / tiempo de recuperación, con el objetivo de disminuir el tiempo muerto o de baja eficiencia.

A continuación son listadas las tareas que se debe realizar como mínimo, para lograr la operacionalidad del conjunto completo de recuperación y purificación de CO₂.

- Lavado de CO₂:
 - Limpieza general
 - Calibración de sensores de nivel y presostatos
 - Revisión y mantenimiento general de bombas de recirculación
 - Revisión, limpieza y mantenimiento de rompe gotas internos.

- Compresión de CO₂:
 - Mantenimiento general de compresores 1 y 2, reconstrucción completa de ambos equipos
 - Revisión de motor eléctrico y sistema de mando y potencia
 - Limpieza, revisión, ajuste y calibración de instrumentos de medición y control de proceso. Reemplazo de unidades defectuosas.

- Secado y desodorizado de CO₂:
 - Reemplazo de carbón y alumina
 - Revisión, calibración y reemplazo de resistencias de calentamiento
 - Mantenimiento general de válvulas de control, válvulas de cierre, modulantes, solenoides en tuberías y recipientes de interconexión.

- Licuefacción del CO₂:
 - Purga de gases incondensables
 - Purga de aceite del condensador
 - Reemplazo de compresor de NH₃n.1
 - Reconstrucción o mantenimiento completo de compresor n.2
 - Almacenamiento de CO₂
 - Limpieza interna de tanque de almacenado de CO₂ líquido
 - Calibración de sistema de medición de peso y celdas de carga
 - Reparación de aislamiento térmico de tanque y tuberías de alimentación y descarga
 - Reemplazo de bombas de envío hacia tanques de CO₂ líquido desde condensador.

3.2. Pronóstico de resultados a corto plazo

3.2.1. Curva de rendimiento estimada

Basados en el cronograma de implementación de mejorías y reparaciones a realizar, basados en el impacto que tienen las actividades en el resultado global y su eficiencia asociada, puede ser realizada la curva de rendimiento

estimada o curva de captura de resultados hasta alcanzar el valor meta de producción. En la tabla VII se presenta la condición actual en el 2009. Luego en la tabla VIII, se realiza un pronóstico de los resultados para el 2010.

Tabla VII. **Condición actual rendimiento de 2009 (kg)**

3.2.1 Condición actual rendimiento 2009 (kg)

	Mosto Producido	Producción líquida	Producción CO ₂ (kg)	Consumo CO ₂ (kg)	Índice consumo	Índice Prod	Eficiencia %	Saldo Mes (kg)
Enero	94 562,56	125768,20	110229,90	178590,84	1,42	1,05	39,85	-68360,95
febrero	111 177,67	147866,30	129597,84	209970,15	1,42	1,05	39,85	-80372,31
Marzo	105 171,35	139877,90	122596,38	198626,62	1,42	1,05	39,85	-76030,23
Abril	75 169,32	99975,20	87623,55	141964,78	1,42	1,05	39,85	-54341,23
Mayo	74 620,45	99245,20	86983,74	140928,18	1,42	1,05	39,85	-53944,45
Junio	56 825,26	75577,60	66240,20	107320,19	1,42	1,05	39,85	-41079,99
Julio	59 110,23	78616,60	99074,65	111635,57	1,42	1,51	57,30	-12560,92
Agosto	70 267,29	93455,50	120894,88	132706,81	1,42	1,55	58,82	-11811,93
Sept	96 841,58	128799,30	180590,18	182895,01	1,42	1,68	63,75	-2304,83
Oct	129 507,07	172244,40	255880,06	244587,05	1,42	1,78	67,54	11293,02
Nov	124 297,07	165315,10	245586,15	234747,44	1,42	1,78	67,54	10838,70
Dic	75 922,18	100976,50	150007,04	143386,63	1,42	1,78	67,54	6620,41
Total	1 073 472,03	1427717,80	1655304,57	2027359,28				-372054,70

Factor Dilución	1,33
Factor HG	1,11

Compra	231790,1
--------	----------

Fuente: elaboración propia.

Tabla VIII. Condición proyectada 2010 (kg)

3.2.1 Condición proyectada 2010 (kg)

	Mosto Producido	Producción líquida	Producción CO ₂	Consumo CO ₂	Índice consumo	Índice Prod	Eficiencia %	Saldo Mes (kg)
Enero	94 562,56	125 768,20	199 351,94	178 590,84	1,42	1,90	85,00	20 761,10
febrero	111 177,67	147 866,30	234 379,07	209 970,15	1,42	1,90	85,00	24 408,93
Marzo	105 171,35	139 877,90	221 716,87	198 626,62	1,42	1,90	85,00	23 090,25
Abril	75 169,32	99 975,20	158 468,12	141 964,78	1,42	1,90	85,00	16 503,34
Mayo	74 620,45	99 245,20	157 311,02	140 928,18	1,42	1,90	85,00	16 382,83
Junio	56 825,26	75 577,60	119 796,11	107 320,19	1,42	1,90	85,00	12 475,92
Julio	59 110,23	78 616,60	124 613,15	111 635,57	1,42	1,90	85,00	12 977,58
Agosto	70 267,29	93 455,50	148 133,91	132 706,81	1,42	1,90	85,00	15 427,10
Sept	96 841,58	128 799,30	204 156,46	182 895,01	1,42	1,90	85,00	21 261,46
Oct	129 507,07	172 244,40	273 020,17	244 587,05	1,42	1,90	85,00	28 433,13
Nov	124 297,07	165 315,10	262 036,72	234 747,44	1,42	1,90	85,00	27 289,28
Dic	75 922,18	100 976,50	160 055,26	143 386,63	1,42	1,90	85,00	16 668,63
Total	1 073 472,03	1 427 717,80	2 263 038,80	2 027 359,28				235 679,53

Factor Dilución	1,33
Factor HG	1,11

venta	110280
-------	--------

Fuente: elaboración propia.

3.3. Análisis de factibilidad financiera

3.3.1. Costo total de la inversión

Tomando como base la eficiencia de los equipos y la naturaleza de las fallas observadas, fue determinada una serie de cambios, reparaciones y mejorías con el objetivo de atacar la causa fundamental de caída del rendimiento de la instalación.

Fue cotizado el monto total necesario para realizar dichos trabajos, utilizando como referencia los precios actuales de mercado, teniendo en cuenta las variaciones en los precios de referencia y estabilidad de la moneda del país, todos los trabajos y piezas fueron cotizados en la misma moneda, utilizando como referencia el Dólar Estadounidense, solicitando además que los tiempos de duración de las propuestas fuera el mismo o superior a lo estimado para evitar aumentos o variaciones importantes, tiempos de entrega reales, que hagan no viable la ejecución del proyecto.

Para garantizar la adecuada inversión del capital, los hallazgos de las inspecciones realizadas, y las condiciones actuales de operación fueron enviadas a los fabricantes de los equipos, con el propósito de tener una segunda opinión técnica, que facilite a su vez la toma de decisión final.

En la tabla IX se resume el monto de la inversión a realizar.

Tabla IX. Resumen de inversión a realizar

	Descripción	Costo US\$
1	Compresor nh3 MYCOM N4WB n.2 nuevo	55469,30
2	Instalación y montaje compresor Mycom N4WB n.2	18567,44
3	Kit reparación Compresor Sulzer 4AD150 1 & 2	88918,48
4	Mano obra reparación compresores Sulzer 1 & 2	2500,00
5	Piezas Overhaul compresor Mycom N4WB n.1	13423,72
6	Mano de obra reparación compresor N4WB n.1	4590,17
7	Kit de reparación válvulas moduladoras, termómetros, e instrumentación, caudalímetros	540,75
8	Materiales, lubricantes e insumos varios	1066,65
9	Limpieza tanque CO ₂ existente, empresa externa	501,66

Continuación tabla IX...

10	Aislamiento térmico y protecciones	950,00
11	Calibraciones externas y certificación válvulas seguridad	690,91
12	Mano de obra taller externo de rectificación y torno	1399,10
13	Fletes y transporte de materiales e insumos	890,33
14	Material de automatización, instrumentación y eléctricos	800,77
15	Bombas de envío CO ₂ (2)	1500,06
16	Alúmina activada y carbón activado	1567,33
17	Viaje y estadía técnicos montaje	3340,00
	Total US\$	196716,67

Fuente: elaboración propia.

3.3.2. Análisis de costos históricos de producción, compra, y producción autónoma en la instalación actual de recuperación y purificación

En la tabla X se presenta como referencia los volúmenes de producción durante el último año calendario.

Son utilizados además los valores de eficiencia, históricos de producción, compra y consumo.

El costo de gas carbónico producido, compra local y precio de venta medio del gas carbónico son utilizados para analizar las alternativas de inversión.

Tabla X. **Análisis costo producción y compra (actual)**

3.3.2 Análisis costo producción y compra (condición Actual)

	Mosto Producido	Producción líquida	Producción CO2 (kg)	Consumo CO2 (kg)	Índice consumo	Índice Prod	Eficiencia %	Saldo Mes (kg)	Costo CO2 producción (US\$)	Costo CO2 Compra (US\$)	Costo Total CO2
Enero	94 562,56	125 768,2	110 229,90	178 590,84	1,42	1,05	39,85	-68 360,95	18 578,07	-19 202,51	37 780,59
Febrero	111 177,67	147 866,3	129 597,84	209 970,15	1,42	1,05	39,85	-80 372,31	21 842,33	-22 576,49	44 418,82
Marzo	105 171,35	139 877,9	122 596,38	198 626,62	1,42	1,05	39,85	-76 030,23	20 662,31	-21 356,81	42 019,12
Abril	75 169,32	99 975,2	87 623,55	141 964,78	1,42	1,05	39,85	-54 341,23	14 768,01	-15 264,39	30 032,41
mayo	74 620,45	99 245,2	86 983,74	140 928,18	1,42	1,05	39,85	-53 944,45	14 660,18	-15 152,93	29 813,11
Junio	56 825,26	75 577,6	66 240,20	107 320,19	1,42	1,05	39,85	-41 079,99	11 164,08	-11 539,32	22 703,40
Julio	59 110,23	78 616,6	99 074,65	111 635,57	1,42	1,51	57,30	-12 560,92	16 697,97	-3 528,35	20 226,32
Agosto	70 267,29	93 455,5	120 894,88	132 706,81	1,42	1,55	58,82	-11 811,93	20 375,54	-3 317,96	23 693,50
Sept	96 841,58	128 799,3	180 590,18	182 895,01	1,42	1,68	63,75	-2 304,83	30 436,55	-647,42	31 083,97
Oct	129 507,07	172 244,4	255 880,06	244 587,05	1,42	1,78	67,54	11 293,02	43 125,85	3 172,20	39 953,66
Nov	124 297,07	165 315,1	245 586,15	234 747,44	1,42	1,78	67,54	10 838,70	41 390,92	3 044,58	38 346,34
Dic	75 922,18	100 976,5	150 007,04	143 386,63	1,42	1,78	67,54	6 620,41	25 282,09	1 859,67	23 422,42
Total	1 073 472,03	1 427 717,8	1 655 304,57	2 027 359,28				37 7359	278 983,92	120 662,45	399 646,55

Fuente: elaboración propia.

Es importante tener en cuenta los siguientes costos y precios de venta del CO₂, basado en los precios actuales de mercado.

- Costo de CO₂ producido: US\$ 0,1685/ kg.
- Costo CO₂ compra proveedor externo: US\$ 0,2808 /kg.
- Precio de venta CO₂: US\$ 0,2184/ kg.

De la tabla X, se puede determinar que bajo la condición actual de eficiencia durante el último año calendario los costos son los siguientes:

- Costo de CO₂ producido. US\$ 278983,92 anual, equivalentes a la producción de 1655304,57 kg de CO₂.
- Costo del CO₂ comprado por deficiencia en la producción actual, durante el mismo período de evaluación. US\$ 120 662,63. Anual equivalentes a la compra de 377 359,53 kg de CO₂.
- Durante este período, teniendo en cuenta la producción y la compra de CO₂, el costo total de esta materia prima es de US\$ 399 646,55.

Debido a que el *stock* inicial de gas carbónico almacenado no se conoce, para permitir un análisis más claro es tomado como referencia un valor cero, que permite a la vez visualizar el escenario mensual estimado.

3.3.3. Proyección de consumo de gas carbónico a futuro, basado en planes de producción

Con el objetivo de tener un punto de referencia para las proyecciones de costo, es utilizado el plan de producción del último período, con la diferencia respecto a los cálculos actuales de costo, son utilizados datos de eficiencia meta, lo que permite mostrar su relación e impacto en el costo y la posibilidad de autonomía que se puede obtener.

Además permite identificar oportunidades de ahorro, basados en los indicadores de consumo, y producción, así cómo evalúa la posibilidad de venta del saldo de gas carbónico disponible.

El indicador de consumo se mantiene estable durante todo el período de análisis.

Tabla XI. Análisis costo producción y compra (proyectada)

3.3.2 Análisis costo producción y compra (condición Proyectada)

	Mosto Producido	Producción líquida	Producción CO ₂ (kg)	Consumo CO ₂ (kg)	Índice consumo	Índice Prod	Eficiencia %	Saldo Mes (kg)	Costo CO ₂ producción (US\$)	Costo CO ₂ Compra (US\$)	Costo Total CO ₂
Enero	94 562,56	125 768,2	199 351,94	178 590,84	1,42	1,90	85,00	20 761,10	33 598,64	0,00	33 598,64
febrero	111 177,67	147 866,3	234 379,07	209 970,15	1,42	1,90	85,00	24 408,93	39 502,09	0,00	39 502,09
Marzo	105 171,35	139 877,9	221 716,87	198 626,62	1,42	1,90	85,00	23 090,25	37 368,01	0,00	37 368,01
Abril	75 169,32	99 975,2	158 468,12	141 964,78	1,42	1,90	85,00	16 503,34	26 708,11	0,00	26 708,11
Mayo	74 620,45	99 245,2	157 311,02	140 928,18	1,42	1,90	85,00	16 382,83	26 513,09	0,00	26 513,09
Junio	56 825,26	75 577,6	119 796,11	107 320,19	1,42	1,90	85,00	12 475,92	20 190,36	0,00	20 190,36
Julio	59 110,23	78 616,6	124 613,15	111 635,57	1,42	1,90	85,00	12 977,58	21 002,22	0,00	21 002,22
Agosto	70 267,29	93 455,5	148 133,91	132 706,81	1,42	1,90	85,00	15 427,10	24 966,39	0,00	24 966,39
Sept	96 841,58	128 799,3	204 156,46	182 895,01	1,42	1,90	85,00	21 261,46	34 408,39	0,00	34 408,39
Oct	129 507,07	172 244,4	273 020,17	244 587,05	1,42	1,90	85,00	28 433,13	46 014,64	0,00	46 014,64
Nov	124 297,07	165 315,1	262 036,72	234 747,44	1,42	1,90	85,00	27 289,28	44 163,49	0,00	44 163,49
Dic	75 922,18	100 976,5	160 055,26	143 386,63	1,42	1,90	85,00	16 668,63	26 975,60	0,00	26 975,60
Total	1 073 472,03	1 427 717,8	2 263 038,80	2 027 359,28				235 679,53	381 411,03	0,00	381 411,03

Fuente: elaboración propia

De la tabla XI, se puede determinar que bajo la condición actual de eficiencia durante el último año calendario los costos son los siguientes:

- Costo de CO₂ producido. US\$ 381 411,03 anual, equivalentes a la producción de 2263038,80 kg de CO₂.
(Equivalente a 2 263,04 toneladas).
- Costo del CO₂ comprado por deficiencia en la producción actual, durante el mismo período de evaluación. US\$ 0,00 anual equivalentes a la compra de 0 kg de CO₂.
- Durante este período, teniendo en cuenta la producción y el consumo de CO₂, el costo total de esta materia prima es de US\$ 381411,03.
- El excedente o saldo de CO₂ tiene un precio de venta en el mercado de US\$ 51490,53.
- Teniendo en cuenta el precio del CO₂ que se puede vender, el costo Final de esta materia prima es de US\$ 329 920,05.

Para visualizar la variación de producción y el consumo cada mes, se utiliza como base un *stock* de gas carbónico cero, es decir que al incluir el stock acumulado se presenta la posibilidad de venta si los inventarios del mes superan la capacidad de almacenamiento. El análisis anual da un dato estimado de los costos y beneficios que pueden alcanzarse al establecer un índice de producción meta equivalente a 1,9 kg/hl. Durante un período completo de resultados, es decir un año calendario.

3.3.4. Análisis relación costo-beneficio, de las alternativas propuestas

Los datos obtenidos basados tanto en los históricos de producción de gas carbónico, así como las proyecciones estimadas, son utilizados para realizar la relación costo/beneficio, brindando un punto de referencia que brinda la posibilidad de analizar cuál será la mejor inversión.

Las alternativas propuestas son las siguientes:

- No realizar ninguna inversión y mantener la condición actual de eficiencia representa un costo de materia prima de US\$ 399646,55 anuales. Es necesaria la compra de materia prima a un proveedor externo.
- Realizar una inversión de US\$ 196716,67 para alcanzar una eficiencia de 85%. Bajo esta condición el costo de materia prima será de US\$ 329920,05. Incluye el ahorro por concepto de venta de CO₂ equivalente a US\$ 51 490,53 anuales. No es necesaria la compra a proveedor externo.
- La relación costo / beneficio, bajo la condición proyectada de eficiencia, representa un 17,44% de ahorro anual, con respecto al costo actual de esta materia prima bajo la condición actual.
- Realizando la inversión de US\$ 196 716,77, y teniendo en cuenta únicamente la recuperación monetaria por venta del CO₂ excedente o saldo de US\$ 51490,53, la inversión total se puede recuperar en un período de 2,83 años.
- Realizar la inversión para alcanzar la condición proyectada de eficiencia, que permite obtener autonomía respecto a la disponibilidad de CO₂, quedando fuera la posibilidad de aumentos de precio o indisponibilidad por parte de un proveedor externo.

4. IMPLEMENTACIÓN DEL PLAN DE RESTAURACIÓN DE RENDIMIENTO EN LA INSTALACIÓN DE RECUPERACIÓN Y BENEFICIAMIENTO DE GAS CARBÓNICO (CO₂)

4.1. Cronograma de implementación

Fue dividido en dos fases o etapas, iniciando con la que se tiene mayor autonomía, es decir la etapa que incluye las tareas de limpieza, revisión, purgas, ajustes y calibraciones electromecánicas en los equipos, según se puede apreciar en el cronograma.

Durante la segunda etapa de implementación se realizan las tareas de reparación y reemplazo de los equipos e instrumentos que son comprados a proveedores externos, y por ende tienen un tiempo de entrega que prolonga el tiempo necesario para implementar las tareas establecidas en el plan de restauración.

En la etapa tres se inician labores de ajuste de producción así como seguimiento, tareas de control de indicadores de producción y consumo.

Según se puede apreciar en el cronograma de la tabla XII, el plan de implementación tiene una duración total de 12 semanas, que inicia con las labores básicas, cambio o reemplazo de equipos críticos y la fase final de ajuste.

Tabla XII. **Cronograma de implementación**

ID	Nombre de la tarea	semana 1	semana 2	semana 3	semana 4	semana 5	semana 6	semana 7	semana 8	semana 9	semana 10	semana 11	semana 12
1	Identificación anomalías												
2	Limpieza e inspección												
3	Mantenimiento básicos												
4	Reemplazo piezas												
5	Calibración y ajuste												
6	Reemplazo equipos												
7	Pruebas finales												
8	Inicio recuperación												

Fuente: elaboración propia.

4.2. Implementación de plan de restauración de rendimiento

Recursos a utilizar

Para la implantación del proyecto se debe de contar con recursos que, de preferencia se encuentre disponible dentro de la empresa o localmente.

Recurso humano: es el recurso más importante y que mayor atención y control amerita.

Se necesita personal que conozcan el área a trabajar y los objetivos que se esperan alcanzar, por lo que se les debe de capacitar con regularidad y fomentar el trabajo en equipo y el intercambio de información entre el personal.

El pilar del sistema de mantenimiento preventivo que se desea implementar es la comunicación e intercambio de información, de esta forma se puede tener una idea más clara de los trabajos que se desean realizar.

Es evaluado previo a la realización del cronograma de implementación, ya que si se posee personal con las destrezas y habilidades necesarias para la ejecución de las tareas, únicamente se deben programar y asignar los recursos que se describen a continuación.

Recurso económico: basado en el presupuesto realizado utilizando como referencia cotizaciones e historiales de compra fue asignado presupuesto para la puesta en marcha del proyecto, de este fondo fue adquirido la compra de materiales o repuestos, los equipos a reemplazar, la contratación de los especialistas y técnicos externos para las tareas de mantenimiento, supervisión y otras tareas que son realizadas fuera de la compañía.

Recurso de mobiliario y equipo: la empresa cuenta con talleres de torno, fresadora, esmerilado, soldadura, y bodega de repuestos entre otros, por lo que este recurso se encuentra activo dentro de la empresa, sin embargo es importante tener la información confiable a la hora de solicitar trabajos o materias primas, con el propósito de no desperdiciarlos. Durante la elaboración del presupuesto fue realizada una revisión completa de todos los materiales existentes, y basado en el cronograma de instalación propuesto fueron retirados para las tareas asociadas.

4.2.1. Reparaciones electro – mecánicas

4.2.1.1. Reparación y mantenimiento de equipos

- Lavador de gas: el equipo fue totalmente desarmado, incluyendo todas las tuberías de agua, instrumentación y control. Las bombas de agua y los componentes internos de rompe gotas y trampas de gas fueron retirados, inspeccionados y reparados o reemplazados hasta las condiciones originales de proyecto. La etapa más crítica y que demandó más tiempo fue la limpieza y posterior inspección de los componentes. En la figura 17 se puede observar un modelo similar al instalado actualmente.

Figura 17. Lavador de CO₂



Fuente: Manual del gas carbónico unión. p. 206.

En la inspección visual realizada, y tomando en cuenta la eficiencia actual del equipo, únicamente fue necesario realizar mantenimientos básicos y calibraciones, sin necesidad de reemplazar componentes o conjuntos completos.

Posteriormente al mantenimiento fue realizado un test de estanquidad, cuyo resultado demostró que las fugas y piezas que cortaban la eficiencia fueron corregidas, recuperando su eficiencia nominal de proyecto.

- Compresión del gas: luego de realizada la medición de eficiencia y la inspección mecánica se logró determinar el grado de deterioro que presentan los compresores de CO₂. Con ayuda de los históricos de falla utilizados para medir la eficiencia, se logró obtener un indicador de cuales componentes necesitan intervención.

Las condiciones más alarmantes detectadas son la vibración excesiva, la pintura quemada en la carcasa del compresor por alta temperatura de operación y la baja presión de aceite que denotan un excesivo desgaste mecánico. Los componentes de medición y control se encuentran en un grado de deterioro avanzado, siendo necesario para la mayoría de los casos reemplazar la unidad completa.

Luego del desarmado completo y limpieza, se realizó la medición de todos los componentes mecánicos para ambos compresores. Debido al grado de desgaste se debe reemplazar en ambos compresores el kit completo o master a sobre medida.

Los termómetros, manómetros y otros componentes de control de operación y capacidad fueron reemplazados en su totalidad por unidades nuevas.

En la fotografía de la figura 18 se hace una comparativa de la condición en la que fue encontrado un pistón, y su condición del mismo componente nuevo.

Figura 18. **Condición partes internas antes y después**



Fuente: fotografía compresor CO₂, 2009.

Posterior al mantenimiento general, ambos equipos fueron puestos en operación en vacío, es decir sin carga de CO₂ y monitoreado tanto la vibración, y las temperaturas y presiones de operación, quedando en ambos casos dentro de los parámetros normales de operación. Luego de realizado esta prueba los equipos son evaluados individualmente con carga o presencia de CO₂, para garantizar su operacionalidad.

- Secado y desodorizado del gas: a pesar que los resultados de eficiencia de ambos componentes se encontraron en valores aceptables de 87%, se realizó mantenimiento general en ambos conjuntos. Las revisiones mecánicas –eléctricas incluyeron el reemplazo del sistema de resistencias de calentamiento, que aunque se encontraron operativas, ya mostraron indicios de deterioro, así como los sistemas de medición y control de temperatura.

En la inspección visual de la carga de alumina y carbón, se detecto condiciones normales de eficiencia, pero existen indicios de deterioro, por lo que fue necesario reemplazar el contenido de alumina completo para el caso de los secadores de CO₂ y el contenido de carbón granulado en los desodorizadores.

Las pruebas posteriores demostraron una mejoría en la capacidad de secado del CO₂, y la mejoría en la condición sensorial del CO₂.

- Licuefacción del gas carbónico: ambos sistemas de licuefacción tiene dos componentes básicos: el condensador o licuefactor y el compresor de amoniaco.

El análisis de rendimiento de ambas cadenas mostro resultados similares, por lo que fueron realizados los mismos trabajos de revisión, verificación y corrección.

Iniciando con el proceso de purga de aceite en el condensador y limpieza interna, hasta la revisión de los equipos de medición y control de parámetros, tales como: manómetros, termómetros, válvulas de seguridad,

cierre y de presostatos, incluyendo posteriormente a los trabajos de reemplazo de estos componentes la reparación del aislamiento térmico.

Los compresores de amoníaco fueron evaluados de manera individual, debido a que las horas de operación son distintas, por lo que el nivel de desgaste será diferente. En el compresor n.1 fue detectado desgaste normal, por lo que se utilizó un kit de reparación completo para devolver al compresor sus condiciones estándar.

4.2.1.2. Cambio de equipos

Luego de realizada la inspección del compresor de amoníaco n.2, el nivel de desgaste y deterioro encontrado, genero la necesidad de reemplazar el equipo completo, ya que la reparación del mismo involucra el reemplazo de todos los componentes internos móviles, siendo reaprovechable únicamente la carcasa o cuerpo del equipo.

Es importante destacar que esta inversión representa el 38% de la inversión total realizada.

Además del reemplazo del compresor de amoníaco, fue realizado la sustitución de las dos bombas de envío y recirculación de CO₂ líquido, ya que por el grado de desgaste interno, y la obsolescencia que tenían los existentes no era viable la reparación, además de superar el 80% del costo de una bomba nueva.

4.2.2. Limpieza

4.2.2.1. Limpieza instalación de recuperación lavado

Teniendo como premisa principal garantizar las condiciones de operación partiendo desde los principios básicos, se realiza un ciclo completo de limpieza de manera manual, iniciando por el drenaje del agua en las trampas de espuma y en el sistema de lavado de gases.

Se realizó una limpieza con hidrolavadora con alta presión (1200 psi) y lavado manual con esponja en las superficies planas y cilíndricas, seguida del proceso usando la instalación de CIP (*Cleaning in place*) con solución de soda cáustica al 2% a una temperatura de 90 °C, durante un tiempo de 2 horas con la solución recirculando a través de toda la instalación.

Posteriormente se realiza una limpieza con agua a temperatura ambiente, durante un período de 30 minutos, con lo que se garantiza la remoción de cualquier residuo cáustico.

4.2.2.2. Purga de gases no condensables

Todos los gases que no se condensan (oxígeno, nitrógeno, aire) residuales a temperatura de condensación del CO₂, ocupan espacio o superficie de transferencia dentro del condensador, lo que resta hasta un 40% de la capacidad de condensación, además de generar aumento en las presiones de descarga en los compresores de amoníaco NH₃.

El proceso de purga de incondensables es bastante sencillo, se debe detener la operación de los compresores de amoníaco y CO₂, con lo que se

elimina la carga térmica dentro de la instalación, se procede a dejar un período de reposo mínimo de 2 horas, aunque períodos mayores permiten la separación de los gases de diferencia de densidad.

La instalación cuenta con dos puntos de purga en la parte superior de los condensadores, es decir los gases incondensables de menor densidad que se desplazan a la parte superior son evacuados a través de las válvulas antes mencionadas.

En la instalación actual fueron realizados varios ciclos de purga en separados entre sí 7 días, con lo que se permite que gases residuales que no fueron evacuados durante el ciclo anterior de purga se agrupen de nuevo y sean purgados.

Los ciclos de purga iniciales superaron los 30 minutos continuos de purga, y cuyos resultados fueron evidenciados con una reducción de las presiones de descarga del único compresor operativo de NH_3 de 1,5 bar por consiguiente una disminución en la potencia consumida por dicho equipo.

4.2.2.3. Purga de aceite en licuefactor

El aceite que es arrastrado en forma de pequeña brisa o pequeñas gotas junto con el gas de amoníaco a presión de descarga del compresor de amoníaco. Dicho aceite se deposita en las superficies de transferencia térmica en el licuefactor de CO_2 , sirviendo como aislante y disminuyendo con ello la capacidad de licuefacción del conjunto.

Para la purga de aceite, se aprovecha el tiempo de parada para purga de gases incondensables. Es importante recordar que el recipiente de licuefacción

se encuentra a una presión mínima de 4 bar (durante los períodos de parada) hasta una presión equivalente a la de descarga del compresor, es decir cercano a los 11 bar, por lo que es necesario utilizar mascarilla de filtros de carbón activado con careta completa o *full face*, además de guantes y gabacha de protección adecuada.

Los aceites son drenados por la parte inferior del licuefactor, utilizando para ello la válvula de purga de apertura manual y dejando fluir lentamente el aceite hacia un depósito plástico con capacidad de 5 galones.

El procedimiento para esto se esquematiza a continuación:

1. Abrir la válvula inferior de entrada de aceite/ amonia y dejar abierto por 24 horas para drenar todo el aceite del separador de NH_3 y colectar en el recipiente de drenaje de aceite. Se debe dejar abierta la válvula inferior de ingreso de aceite/amonia.
Luego del período de drenaje cerrar la válvula inferior de ingreso dejando abierta la válvula de salida de gas amonia.
2. Permitir que el líquido NH_3 evapore en el recipiente de drenaje de aceite. Una vez que el recipiente no tenga hielo el aceite está listo para drenar.
3. Cerrar válvula de purga de gas.
4. Drenar el aceite del recipiente usando la válvula de cierre rápido. El aceite deberá drenar a un recipiente acumulador de aceite gas-hermético.
5. Asegurar durante el proceso de drenado que la presión dentro del recipiente de drenaje de aceite nunca caiga a presión atmosférica. (Esto es para evitar la entrada de aire al sistema de NH_3).
6. Si queda aceite en el recipiente y la presión en el recipiente es baja re-presurizar usando el elemento calentador.
7. Repetir pasos 5-7 hasta que todo el aceite sea removido del sistema.

8. Abrir válvula inferior de ingreso de aceite/ amonia.
9. La operación de remoción de aceite está completa.

Durante el proceso de purga de aceite fue retirado un total de 55 galones, equivalentes a 28 % de la capacidad del licuefactor.

4.2.3. Calibración y ajuste

4.2.3.1. Calibración y ajuste de equipos

En esta etapa del proceso se identifica y se procede a desmontar todos los instrumentos y equipos de medición y control, teniendo cuidado de garantizar que no sean dañados durante el desmontaje. Además de la correcta identificación.

Los instrumentos y equipos se agrupan según su familia, es decir medición y/o control de: presión, temperatura, nivel, presencia de líquidos, posición.

Basado en los rangos de medición de cada uno se realiza la comprobación y ajuste de la calibración, usando como referencia un instrumento patrón calibrado, del cual se posee certificado de exactitud y precisión, que garantiza la trazabilidad de los equipos e instrumentos que sean calibrados con esta referencia.

Todos aquellos que presentaron un grado de deterioro o funcionamiento irregular, defectos, daños, fueron reemplazados por nuevos.

Se lleva un registro con todos los datos que identifican al instrumento o equipo calibrado, en el cual debe constar como mínimo la siguiente información: lugar, hora y fecha de la calibración, nombre del responsable, parámetros de medición, rango y escala utilizada, referencia de trazabilidad del patrón utilizado, error permitido, número de instrumento, validez de la calibración.

4.3. Puesta en marcha

4.3.1. Puesta en marcha de los equipos de la instalación

A continuación se enumeran las principales actividades que son realizadas en la instalación de captación y purificación de gas carbónico, posterior a la parada general de mantenimiento y corrección de pasivos.

Es importante seguir la secuencia descrita, para garantizar el flujo correcto y la estabilización del sistema. Durante esta etapa los monitoreos operacionales y de parámetros de operación son realizados con el doble de frecuencia, siendo necesaria para esta etapa la presencia del mayor número de personas entrenadas, con tareas asignadas.

En esta etapa son identificados de manera oportuna cualquier defecto o variación que puedan generar algún accidente, ya sea de naturaleza personal, de equipo o algún impacto o accidente ambiental.

El tiempo promedio de partida de una instalación bajo estas condiciones es de 12 horas, basados en la experiencia de trabajos anteriores, por lo que debe ser programado un turno adicional de personas de la operación y personal de mantenimiento para actuar con velocidad durante esta etapa, que

garantizará la correcta operación de la instalación como conjunto y ayudará a alcanzar los objetivos trazados, durante la etapa de planificación.

Secuencia de arranque

En la trampa de espuma:

- Verificar el nivel adecuado de agua
- Verificar que el sistema este encendido y en automático
- Verificar que el nivel de agua en la trampa hidráulica (aproximadamente la mitad de la mirilla)

En compresión:

- Verificar que las válvulas de aspiración y descarga estén abiertas
- Verificar el nivel del aceite (aprox. $\frac{3}{4}$ del visor)
- Probar las lámparas
- Selector de funcionamiento manual en vacío en automático
- Selector de compresor auxiliar cadena $\frac{1}{2}$ según prioridad seleccionada

En tratamiento:

- Comprobar que las válvulas de entrada y salida a los desodorizadores estén abiertas
- Poner el tablero bajo tensión
- Probar las lámparas
- Pulsar el botón de parada de la bocina
- Selector de funcionamiento en marcha

En licuefacción:

- Poner el tablero bajo tensión
- Pulsar el botón de rearme del claxon

- Probar las lámparas
- Licuefacción aux. cadena 1 ó 2 según prioridad
- Parada desareación en automático
- Marcha del compresor en automático
- Licuefacción cadena 1 ó 2 auto según prioridad

En lavado:

- Chequear nivel de agua en la torre
- Poner panel bajo tensión
- Pulsar botón rearme claxon
- Probar lámparas y elegir prioridad
- Selector lavado auto
- Abrir válvula admisión CO₂
- Mando en “on”.

4.3.2. Inicio de recuperación y purificación

Luego de aproximadamente 12 horas desde que fue iniciada la operación de posterior a la parada general, las condiciones necesarias para iniciar la recuperación y la purificación del gas carbónico proveniente de la fermentación permiten que el sistema empiece a producir de forma más continua y estable.

Debe ser monitoreado los parámetros de operación de los equipos, así como la pureza del CO₂ tanto gaseoso como líquido que se inicia a producir.

A partir que la pureza del producto alcanza 99,99% en ambas fases, los controles operacionales y las rutinas de verificación regresan a su frecuencia establecida. Además que la operación se normaliza siendo necesario únicamente un operador por turno.

La naturaleza de la generación del CO₂ en proceso de fermentación, de manera gradual permite alcanzar la estabilidad y pureza en la purificación. Si la pureza del CO₂ producido no se logra alcanzar, se debe aislar el punto de contaminación, generalmente es producido por maniobras insuficientes o equivocadas de purga de gases no condensables o ingreso por efecto Venturi en accesorios o tuberías no apretadas de manera correcta. A través del aislamiento del punto en cuestión, y utilizando las válvulas existentes de purga, será drenado o evacuado el gas de manera lenta y con suavidad, para evitar que la turbulencia generada por escapes rápidos eviten que dichas burbujas sean evacuadas.

Luego de alcanzar la pureza de 99,99%, fue necesario únicamente realizar un monitoreo cada hora, ya que la instalación posee un sensor en línea que monitorea la pureza en el condensador y garantiza la pureza final del producto, realizando purgas automáticas a través de una válvula actuada por solenoide eléctrico ubicado en la parte más alta del condensador, elimina los gases no condensables atrapados que contaminan y bajan la pureza del producto terminado.

4.4. Impacto ambiental

4.4.1. Evaluación de impactos ambientales generados por el proceso

La operación genera impactos ambientales, que según su naturaleza y frecuencia puede ser dividido en tres categorías:

- Leves: quedan clasificados dentro de esta categoría aquellas actividades del proceso productivo que por su naturaleza generan un impacto ambiental ligero, o de fácil prevención o corrección. Se denominan normales o predecibles, y por ello se puede actuar de manera preventiva, con entrenamientos y herramientas de atención.

Como ejemplo podemos citar, derrames eventuales de aceites lubricantes, sin que ellos logren llegar al piso sin cobertura, la red de drenajes pluviales y sanitarios, contaminación del aire con gases de amoníaco y/o gas carbónico en concentraciones superiores a los 1000 ppm. Descarte de piezas de repuesto electro mecánicas, purgas normales de proceso de incondensables, y ruido cuando su escala no supere los 90 decibeles.

Para estos impactos ambientales, por ser de naturaleza leve y eventual, se debe poseer un equipo de operadores capacitados en los procedimientos de atención de emergencias ambientales, siendo necesario únicamente herramientas comunes, tales como recipientes para recolecta de residuos, palas, escobas, ventilados, toallas o mantos absorbentes.

- Mediano: si se producen accidentes ambientales cuya naturaleza es difícil de combatir, su frecuencia es alta, o su interacción con el medio demanda la acción de la brigada de atención de accidentes ambientales, este es denominado de MEDIANA MAGNITUD.

En esta categoría figuran los derrames de lubricantes o aceites en cantidades que no sobrepasan los 220 litros (1 tonel americano), contaminación de drenajes pluviales o industriales que pueden ser

contenidos dentro de las cajas existentes de atrapado de aceites, en la estación de tratamiento de efluentes industriales.

Ruidos superiores a los 95 decibelios por períodos superiores a las 8 horas continuas. Descargas de gases de amoníaco o CO₂ en concentraciones superiores a las 1000 ppm. Ligera contaminación del suelo con derrames de líquidos con trazas o residuos de aceite, amoníaco o algún solvente, cuya área de contaminación no supera una extensión de 10 metros cuadrados y una profundidad de más de 0,20 metros.

Incendios o quema de equipos que pueden ser extinguidos con la ayuda de extinguidores de mano, y no se propagan por las áreas aledañas.

- Graves: dentro de esta categoría quedan aquellos accidentes en los cuales se pone en riesgo la vida humana, contaminación del agua, contaminación del suelo y/o el aire. Exposición superior a los 110 decibelios.

En la mayoría de estos casos la brigada interna no tiene capacidad técnica para atenderlo, corregir y eliminar su fuente y el impacto que genera. Es necesario la ayuda de terceros, pudiendo ser ellos los bomberos.

Derrames de líquidos contaminantes en volúmenes superiores a los 220 litros, concentración de gases de amoníaco o CO₂ con concentraciones superiores a las 2000 ppm (ppm=partes por millón.) Áreas de suelo contaminadas superiores a los 20 metros cuadrados y profundidades mayores de 0,20 metros, siendo necesario para su

corrección el uso de maquinaria industrial tales como excavadoras o palas mecánicas. El incinerado en instalaciones aprobadas de los residuos.

Existe dentro de esta categoría también los incendios de proporciones mayores, es decir cuyo origen no pudo ser eliminado antes que se propagara por las instalaciones aledañas, por lo que es necesario la intervención de cuerpos locales de socorro como bomberos.

Luego de cualquier accidente dentro de esta categoría el proceso de análisis determinará su origen y debe estar acompañado de acciones que sean de carácter correctivo, (para los pasivos generados) y de naturaleza preventiva (para evitar su nueva aparición), así como de análisis, que ayudará a mantener un monitoreo que disminuye la probabilidad que se vuelva a generar.

Se corre además el riesgo de perder la Licencias Ambiental de operación, por el impacto generado.

Además de los impactos ambientales existen riesgos de seguridad que serán descritos a continuación.

4.4.2. Medidas de seguridad al trabajar en plantas productoras de CO₂

Medidas de seguridad

Las medidas de seguridad se deben tener siempre en cuenta al operar y hacerle mantenimiento a la planta de CO₂. Cuando una máquina se detiene por trabajos de mantenimiento deberá ser desconectada de la toma eléctrica para prevenir cualquier puesta en marcha involuntaria. Se deben colocar las señales

respectivas para prevenir que otros operadores enciendan la máquina. El montaje de pantallas de revestimiento, acoples y correas V deben realizarse cuando la máquina esté operativa.

Se deberán despresurizar las tuberías y tanques antes de realizar cualquier trabajo de mantenimiento. Durante el trabajo en la planta de refrigeración será obligatorio el uso de guantes y máscaras de seguridad en caso de que exista riesgo de pérdida de amoniaco. Las fugas tienen que ser reparadas al momento de ser descubiertas.

Los compuestos químicos deben ser manejados y almacenados según lo requiera cada compuesto en específico.

Primeros auxilios en caso de accidentes con CO₂

Cuando el dióxido de carbono desplaza el oxígeno en aire inhalado, se producirá asfixia debido a la insuficiencia de oxígeno que llegará a los pulmones. El exceso de CO₂ en el aire también incrementa la frecuencia respiratoria tal como se explica en la siguiente tabla:

Tabla XIII. **Impacto del CO₂ concentrado en la respiración**

0.1-1.0%	Leve e imperceptible incremento
2.0%	Incremento del 50%
3.0%	Incremento del 100%
5.0%	Incremento del 300%. Se respira con dificultad.

Fuente: Manual del gas carbónico unión, p. 101.

El valor límite umbral (TLV, por sus siglas en inglés) al cual todos los trabajadores pueden estar expuestos de manera continua es de 5000 ppm ó 0,5% (ver tabla XIII).

Sintomatología

Al principio puede haber un incremento en la frecuencia respiratoria y cardiaca. Luego que comience la asfixia se presentará falta de coordinación muscular, desvaríos, inestabilizada emocional, fatiga, desmayos, vómitos, disnea y pérdida de la conciencia.

Nota: Lo anteriormente mencionado puede ocurrir rápidamente.

En seguida, la respiración se vuelve débil y la apariencia de la piel y las membranas mucosas se torna de color azul oscuro cianótico.

El CO₂ líquido al contacto con la piel causa quemaduras por frío.

En caso de inhalación

Es necesario:

- Retirar a la víctima del área contaminada a fin de minimizar los riesgos
- Asegurarse de que no haya ninguna obstrucción en el paso del aire
- Administrar oxígeno puro a la víctima
- Aplicar respiración artificial y simultáneamente administrar oxígeno, de preferencia con un resucitador de oxígeno, en caso de que la respiración se debilite o se detenga
- Pedir una ambulancia y mantener a la víctima caliente y en posición de descanso

En caso de contacto con CO₂ líquido o hielo seco

Lavar la herida con abundante agua corriente por un lapso de al menos 5 minutos y tratarla como una quemadura térmica. Se debe consultar al médico tan pronto como sea posible.

Condiciones de seguridad mínima del CO₂

El estado natural del CO₂ en condiciones atmosféricas normales es gaseoso, es incoloro, inodoro e insaboro y por lo tanto difícil de ser detectado, a pesar de que una concentración significativa en el aire provoca escozor en nariz, ojos y boca. El valor límite umbral del dióxido de carbono se fijó en 5000 ppm.

La asfixia por causa de altas concentraciones de CO₂ es un peligro agudo. (Un 10% de CO₂ en el aire puede ser resistido sólo por pocos minutos).

El dióxido de carbono en estado gaseoso es 1 vez y ½ más pesado que el aire y se concentrará en el suelo, en pozos y ductos hasta tanto no estén bien ventilados. Debido a que el CO₂ por su peso desplaza el aire, se deben tomar ciertas precauciones a la hora de entrar a los conductos y contenedores a fin de evitar sofocaciones.

Cuando el CO₂ se almacena en los cilindros, sin importar la temperatura de estos, y se expulsa hacia la atmósfera se transforma rápidamente en nieve con una temperatura de -78,5°C, lo que puede ocasionar en caso de contacto con la piel desnuda un severo congelamiento.

Condiciones de seguridad mínima del Amoníaco

El amoníaco, también conocido NH_3 y R717, se utiliza como refrigerante en plantas de refrigeración. Éste es un gas tóxico con un alto efecto cáustico en los ojos, pile y membranas mucosas.

Regla No. 1: ¡Conocer la planta de refrigeración!

Se debe:

- Conocer las fortalezas y especialmente las debilidades de la planta, por ejemplo, si el condensador, el receptor, o el separador de bombeo son muy pequeños, o si hay válvulas faltantes
- Conocer el diagrama de proceso e instrumentación de la planta
- Conocer la ubicación de la parada de emergencia
- Conocer la ubicación del equipo de primeros auxilios más cercano
- Conocer la ubicación de la manguera contra incendios así como la toma de agua más cercana

Regla No. 2: Antes de comenzar el trabajo de mantenimiento

Se debe:

- Tomar las medidas de precaución necesarias como lavarse los ojos, usar máscaras y guantes.

NOTA: Nunca se deben usar lentes de contacto cuando se trabaje con amoníaco, pues si por accidente el amoníaco rocía el ojo los lentes de contacto pueden adherirse a la córnea y ocasionar daños permanentes al ojo.

- Asegurar que otra persona sepa dónde está el trabajador de mantenimiento.

- Saber dónde se puede encontrar ayuda.

Regla No. 3: ¡En caso de haber una fuga nunca se debe entrar solo a una habitación con vapores de amoníaco!

Se debe:

- Evacuar al resto del personal por su seguridad.
- Contactar a las personas adecuadas según el plan de emergencia.
- En caso de fugas importantes contactar a las autoridades relevantes.

Regla No. 4: ¡La acción rápida y correcta reduce el daño!

Se debe:

- No perder tiempo
- Mantener la calma
- Usar el sentido común

Regla No. 5: Nunca verter o rociar agua directamente sobre/al amoníaco, sin embargo, no hay problema si es a la inversa, es decir amoníaco sobre/al agua.

Regla No. 6: una planta de refrigeración es una planta a presión

Se debe:

- Actuar con precaución al destapar tuberías de conexión, tapones de válvulas, rebordes, etc.
- Tratar la planta de refrigeración con respeto y conocimiento, no con miedo.

Es muy importante que el personal de servicio técnico u operadores conozcan la planta de refrigeración, así como deben estar entrenado en técnicas de primeros auxilios.

Se debe:

- Conocer el rol que se desempeña en caso de fuga
- Estar entrenado en el uso del equipo de seguridad
- Conocer dónde están ubicadas todas las válvulas principales
- Conocer dónde están ubicados los interruptores de emergencia para detener y ventilar la planta
- Conocer la ubicación de las máscaras de NH₃, trajes, guantes de goma y los aparatos de ventilación
- Ensayar periódicamente el uso de máscaras, trajes y aparatos de ventilación
- Tomar la iniciativa en preparar un plan de evacuación o emergencia en caso de que no haya alguno. De haberlo, éste se debe conocer en detalle
- Conocer a quién contactar:
 - Ingeniero encargado/ vigilante
 - Doctor
 - Cuadrilla de salvamento
 - Emergencia interna
 - Autoridad pública/ policía
 - Centro de llamadas de emergencia
 - Compañía de refrigeración autorizada.

Primeros auxilios en caso de accidentes con amoníaco
(Fórmula química: NH₃ – refrigerante No. R717)

Información general:

El amoníaco no es un veneno acumulativo. Tiene un olor distintivo y penetrante el cual, incluso en concentraciones bajas e inofensivas puede ser detectado por la mayoría de las personas.

Debido a esta característica, él funge de su propio agente de alarma, de tal manera que ninguna persona permanecerá voluntariamente en concentraciones peligrosas. Ya que el amoníaco es más ligero que el aire, el mejor medio para prevenir la acumulación es una ventilación adecuada.

La experiencia ha demostrado que el amoníaco es muy difícil de inflamar y bajo condiciones normales es un compuesto muy estable. En concentraciones extremadamente altas el amoníaco puede formar una mezcla inflamable con el aire y el oxígeno, la cual debe ser tratada con precaución.

Reglas básicas de primeros auxilios

- Llamar a un doctor de inmediato
- Estar preparado: mantener a la disposición una botella de irrigación que contenga un isotónico estéril (0,9%) y una solución de NaCl (solución salina)
- Se debe tener a disposición una ducha o un tanque de agua cerca de todas las instalaciones de alta concentración de amoníaco
- Al aplicar primeros auxilios, las personas asistentes deben estar debidamente protegidas para evitar más daños.

En caso de inhalación

- Trasladar inmediatamente al personal afectado a una zona con aire fresco y aflojar la ropa que pudiese restringir la respiración.
- Llamar inmediatamente a un doctor/ ambulancia con equipo de oxígeno.
- Mantener al paciente en calma y caliente abrigado con sábanas o cobijas.
- Si la boca o la garganta están quemadas (quemadura por frío o por ácido), hacer que el paciente en estado consciente tome agua en pequeñas cantidades.
- Si la víctima está consciente y la boca no está quemada, darle de tomar té o café caliente y dulce (nunca se debe alimentar a una persona en estado inconsciente).
- Administrar oxígeno, pero sólo si el doctor lo ha autorizado.
- Si la respiración falla, administrar respiración artificial.

Quemaduras en la piel a causa de rocíos o vapores concentrados

- Lavar inmediatamente con abundante agua durante al menos unos 15 minutos y remover con cuidado la ropa contaminada durante el lavado.
- Llamar a un doctor inmediatamente.
- Después del lavar, aplicar compresas humedecidas en una solución de NaCl con un isotónico estéril (0,9%) en las áreas afectadas hasta que la ayuda médica llegue.
- En la Tabla XIV se puede observar el impacto en la salud del NH₃ a diferentes concentraciones.

NOTA: Punto 1 – Se recomienda continuar lavando el área afectada hasta que comience el tratamiento médico.

Tabla XIV. **Impacto del amoniaco concentrado al cuerpo**

Concentración de gas en ppm	Efectos en un ser humano sin protección	Tiempo
20	Se puede detectar el olor característico del amoníaco. A bajas temperaturas (por debajo de 0°C) pueden detectarse pequeñas concentraciones de aproximadamente 5 ppm.	Ilimitado. Límite higiénico en Dinamarca.
50	Fuerte olor	No permanecer más de lo necesario.
100	Sin efectos dañinos en personas sanas. Incómodo. Personas inexpertas deben desalojar.	Abandonar el área tan pronto como sea posible.
400-700	Irritación inmediata de los ojos, la nariz y los órganos respiratorios.	En situación normal no hay daños graves.
1700	Tos, convulsiones e irritación severa de la nariz, ojos y órganos respiratorios.	30 minutos pueden ocasionar daños severos.
2000-5000	Tos, convulsiones e irritación severa de la nariz, ojos y órganos respiratorios.	30 minutos o incluso menos pueden ocasionar la muerte.
5000	Parálisis, sofocación	Letal en pocos minutos.

Fuente: Manual *York* refrigeración. p. 89.

Equipo de protección personal

Se debe utilizar dispositivos y guantes de protección cuando se trabaja en una planta en la que existe el riesgo de pérdida de amoníaco. Los dispositivos de protección respiratoria (ver figura 19), así como los guantes de protección deben estar siempre al alcance para facilitar su hallazgo en caso de una pérdida lo que requiere llegar a la planta para detenerlo.

Figura 19. **Máscara protectora para amoníaco**



Fuente: Manual York refrigeración. p. 12.

Primeros auxilios

Lavar inmediatamente con abundante agua corriente por al menos 30 minutos. Abrir completamente el ojo. La primera persona en brindar los primeros auxilios debe asegurarse de que la persona afectada mueva el ojo en todas las direcciones durante el lavado y que en caso de haber lentes de contacto éstos sean removidos. Buscar asistencia médica.

Daños por inhalación

Ninguna persona tiene permitido permanecer en concentraciones que superen los 25 ppm o 18 mg/l. La exposición a altas concentraciones de vapor causa fuerte dolor de pecho y garganta, respiración entrecortada, tos y expectoración de flema frecuentemente acompañada con sangre. La membrana mucosa se puede inflamar. Las concentraciones de alrededor de 1000 ppm son letales. Los vapores del amoníaco se expanden muy rápido y tienen una propiedad de alerta, a saber, un olor muy particular. Nadie se expone voluntariamente por largo rato a grandes concentraciones.

4.4.3. Plan de gestión ambiental

4.4.3.1. Medidas de monitoreo

Dentro del sistema de gestión ambiental relacionado a la operación de la instalación de captación y purificación de CO₂, debe ser incluido las principales fuentes potenciales de impacto ambiental, siendo ellas del tipo de emisión gaseosa (amoníaco, dióxido de carbono CO₂), líquida en forma de agua, aceites y lubricantes de descarte y sólida siendo la principal fuente partes de repuestos metálicos, componentes eléctricos y carbón y alumina granulada.

El monitoreo del rendimiento actual de la instalación sirve para tener registro de la cantidad de CO₂ que ha sido captado y purificado, con relación a la tasa de producción en la fermentación, y debido a que este gas está incluido dentro de los principales causantes de efecto de invernadero, reducirá la cantidad de gases que son liberados al ambiente sin tratamiento.

Para los líquidos como agua de lavado de gas, éste contiene únicamente residuales de azúcar, alcohol y otros productos no deseables en el CO₂, que no son contaminantes, se debe mantener el monitoreo de las condiciones de operación de los equipos que la generan, tales como lavadores de gas, y su monitoreo se basa principalmente en el consumo horario de agua, que esta registrado dentro de la planilla de control de operación.

Los aceites y lubricantes descartados, deben ser enviados para posterior tratamiento y disposición final por proveedores externos capacitados para esta tarea, el monitoreo del consumo de lubricantes en un mes de operación debe corresponder al promedio, cuyo control se lleva en la planilla de operación del equipo.

Residuos metálicos y componentes eléctricos son generados de manera eventual, durante tareas de mantenimiento programado o eventual, y cuyo descarte y disposición por estar caracterizados como no peligrosos serán descartados usando el sistema existente de recolección selectiva, y posteriormente enviados a reciclaje.

4.4.3.2. Medidas de mitigación

Con el propósito que reducir el impacto ambiental que se genere de manera accidental, se debe crear una serie de normas y procedimientos, los cuales deben ser parte de la rutina interna de prevención y corrección de cualquier impacto ambiental.

Los procedimientos de mitigación en esta instalación deben estar orientadas hacia aquellas actividades que por su naturaleza tengan un potencial de crear algún accidente o impacto ambiental, dando énfasis a las tareas de naturaleza más contaminante, tales como derrames de lubricantes, contaminación del suelo, fugas o descargas accidentales de gas refrigerante amoníaco o gas carbónico.

Así como el descarte de piezas de repuesto eléctricas o mecánicas, cuyos componentes pueden contaminar tanto el suelo, el agua y/o el aire.

Además dentro de las prácticas de mitigación se debe contemplar el combate del fuego, ya que por su naturaleza genera contaminación e impactos ambientales de importante magnitud.

Dentro de la matriz de aspectos e impactos ambientales relacionados a la instalación de captación y purificación de gas carbónico están enumerados de

manera textual y representada de manera gráfica la naturaleza de los posibles impactos ambientales.

Basados en su naturaleza del impacto ambiental que se pueda generar, y la naturaleza del medio generador, todo el personal que labora en el área deberá ser entrenada, así como contar con las herramientas de atención y combate, periódicamente deberá ser revisada la matriz de aspectos e impactos ambientales, para garantizar su validez. El tiempo entre revisiones no deberá superar el año calendario, o un máximo de 2 meses luego que se haya agregado o modificado alguna actividad de la operación de la instalación.

Luego de haberse presentado y atacado cualquier accidente ambiental, se deberá realizar un nuevo análisis de procedimientos, tanto operacionales, de sistema y las actividades que fueron realizadas para mitigarlo, con ello se logra identificar las fallas que pudieran haber generado dicho evento ambiental.

El análisis de cualquier evento ambiental deberá ser documentado, de preferencia incluyendo relatorios de los involucrados en la operación, los registros de mantenimiento, fotografías y testimonios. Así como las revisiones anteriores que hayan sido realizadas en la instalación o actividad donde fue generado.

Posterior a la conclusión de la investigación, todo el personal deberá ser comunicado y entrenado en las causas que generaron el accidente ambiental, las medidas tomadas para mitigar su impacto en el medio, los costos y actividades preventivas y correctivas que serán implementadas. Todos los registros serán almacenados, durante un período sin fecha de caducidad, inclusive luego que la actividad que lo genero haya sido retirada.

Será de mucha importancia realizar monitoreos durante un período no menor a 3 meses, en el área donde se generó el accidente, para garantizar que las medidas de mitigación tomadas, fueron o están siendo efectivas, con el objetivo de retroalimentar el sistema de prevención, monitoreo y corrección de los posibles aspectos o impactos ambientales asociados a la operación de la instalación de captación y purificación de gas carbónico.

4.4.3.3. Acciones preventivas y correctivas

El método de control horario de las condiciones de operación, constituye la principal herramienta de carácter preventivo, ya que debido a su frecuencia horaria, permite identificar aumento o variaciones en las condiciones de operación, por ejemplo aumento en el consumo de agua durante las últimas 3 horas de operación, dicho aumento puede deberse a condiciones anormales, tales como válvulas de cierre automático defectuosas, errores de operación, fugas o derrames, que si no son atacados durante un período de operación generan un impacto ambiental negativo de consideración.

La rutina establecida de monitoreo de todas las condiciones de operación, incluye aquellas que a su vez impactan en la productividad de la instalación, así como generan un impacto ambiental positivo o negativo, según su naturaleza.

Condiciones de operación con alta temperatura en compresores de CO₂ o amoniaco, generan a lo largo de algunas horas la necesidad de reemplazar el aceite, lo que genera un impacto ambiental negativo, a pesar que estos sean dispuestos en el sistema de recolección de aceite aprobado por el área de medio ambiente.

El análisis de los registros operacionales durante un turno de producción es responsabilidad del supervisor del área, quien a su vez será responsable de planificar, dirigir, gestionar y monitorear acciones correctivas que ataquen la causa fundamental. Así como realizar el análisis de falla, cuyo resultado final está integrado por acciones correctivas y preventivas.

Acciones correctivas pueden ser, siguiendo el ejemplo del consumo elevado de agua, el simple reemplazo de la válvula de cierre defectuosa, cuya acción final reducirá el desperdicio de agua hasta los valores medios de consumo. Si no son realizadas acciones de carácter preventivo, esta falla se presentará luego de transcurrido algún tiempo, pudiendo ser algunos días, semanas o meses. De manera preventiva se debe revisar si existe algún mantenimiento periódico programado para revisión o reemplazo de la válvula en cuestión, además si la frecuencia establecida previene que la falla se presente antes de ser realizado dicho mantenimiento.

5. SEGUIMIENTO Y MEJORA

5.1. Monitoreo de rendimiento actual

5.1.1. Método de control

El método implementado para el control del rendimiento actual se basa en el seguimiento de la producción de CO₂ basados en la relación teórica /real, usando referencia de los indicadores de producción que resumen el desempeño global de la instalación al estar incluidos de manera implícita la producción, la meta, el consumo y de esta manera además relacionarse con los costos asociados y estimar los gastos totales de producción (ver tabla XV).

El indicador final se analizará cada mes, tomando los datos de cierre, pero el análisis deberá ser realizado durante cada día de producción de mosto, que en las condiciones actuales de la fábrica se sitúa entre 3 y 4 días semanales, lo que permite hacer un cierre semanal del desempeño de la instalación, además que a su vez permite realizar mejorías surgidas del análisis.

Durante cada ciclo de producción se genera un historial de rendimiento que puede ser analizado posteriormente de manera diaria, semanal, mensual o anual, lo que facilita la toma de decisiones.

En la tabla XV puede observarse los datos de producción y consumo de CO₂, con lo que se estiman como los principales indicadores asociados.

Tabla XV. **Planilla control de producción (parte 1)**

Período	Total cocimientos (850 hl)c/u	Volumen total mosto (hl)	Acumulado mosto producido (hl)	Índice teórico producción (kg/hl)
01-oct	8,362	7107,7	7107,7	1,90
02-oct	8	6800	13907,7	1,90
03-oct	8	6800	20707,7	1,90
04-oct	0	0	20707,7	1,90
05-oct	5	4250	24957,7	1,90
06-oct	0	0	24957,7	1,90
07-oct	8	6800	31757,7	1,90
08-oct	8	6800	38557,7	1,90
09-oct	8	6800	45357,7	1,90
10-oct	0	0	45357,7	1,90
11-oct	6	5100	50457,7	1,90
12-oct	0	0	50457,7	1,90
13-oct	8	6800	57257,7	1,90
14-oct	8	6800	64057,7	1,90
15-oct	8	6800	70857,7	1,90
16-oct	0	0	70857,7	1,90
17-oct	2	1700	72557,7	1,90
18-oct	0	0	72557,7	1,90
19-oct	8	6800	79357,7	1,90
20-oct	8	6800	86157,7	1,90
21-oct	8	6800	92957,7	1,90
22-oct	0	0	92957,7	1,90
23-oct	6	5100	98057,7	1,90
24-oct	0	0	98057,7	1,90
25-oct	8	6800	104857,7	1,90
26-oct	8	6800	111657,7	1,90
27-oct	8	6800	118457,7	1,90
28-oct	8	6800	125257,7	1,90
29-oct	0	0	125257,7	1,90
30-oct	0	0	125257,7	1,90
31-oct	5	4250	129507,7	1,90
	Total	129507,7	129507,7	Total

Fuente: elaboración propia.

Tabla XVI. Planilla control de producción (parte 2)

Período	Total CO ₂ Teórico a producir (kg)	Total CO ₂ Real captado (kg)	Índice diario producción (kg/hl)	Total Acumulado CO ₂ captación (kg)	Índice Acumulado mes (kg/hl)
01-oct	14984,09	13936,1	1,7664	13936,1	1,766
02-oct	14335,41	13382,6	1,773	27318,7	1,770
03-oct	14335,41	13526,02	1,792	40844,72	1,777
04-oct	0,00			40844,72	1,777
05-oct	8959,63	8397,15	1,78	49241,87	1,777
06-oct	0,00			49241,87	1,777
07-oct	14335,41	13329,77	1,766	62571,64	1,775
08-oct	14335,41	12711,31	1,684063	75282,95	1,759
09-oct	14335,41	13661,88	1,81	88944,83	1,767
10-oct	0,00			88944,83	1,767
11-oct	10751,56	10138,85	1,791	99083,68	1,769
12-oct	0,00			99083,68	1,769
13-oct	14335,41	13314,67	1,764	112398,35	1,768
14-oct	14335,41	12748,57	1,689	125146,92	1,760
15-oct	14335,41	13571,3	1,798	138718,22	1,764
16-oct	0,00			138718,22	1,764
17-oct	3583,85	3458,871	1,833	142177,091	1,765
18-oct	0,00			142177,091	1,765
19-oct	14335,41	13427,89	1,779	155604,981	1,766
20-oct	14335,41	14001,54	1,855	169606,521	1,773
21-oct	14335,41	13586,4	1,8	183192,921	1,775
22-oct	0,00			183192,921	1,775
23-oct	10751,56	10059,5	1,777	193252,421	1,775
24-oct	0,00			193252,421	1,775
25-oct	14335,41	13442,99	1,781	206695,411	1,776
26-oct	14335,41	13578,85	1,799	220274,261	1,777
27-oct	14335,41	13684,52	1,813	233958,781	1,779
28-oct	14335,41	13533,56	1,793	247492,341	1,780
29-oct	0,00			247492,341	1,780
30-oct	0,00			247492,341	1,780
31-oct	8959,63	8387,715	1,778	255880,056	1,780
	273021,51	255880,06	1,781		
	255880,06				

Fuente: elaboración propia.

Se propone como método de control el uso de una tabla de producción de manera diaria, que a diferencia de la actual que analiza mes anterior de producción, esta permite visualizar el desempeño diario en el mes en curso, la producción proyectada y el valor real alcanzado, la eficiencia de la instalación, los indicadores de desempeño, el análisis de costo asociado, la tendencia mensual de producción y permite anticipar las compras externas de ser necesarias, así como la variación de los programas de producción basados en el inventario diario, de igual manera facilita las proyecciones de venta.

5.1.2. Curva actual de rendimiento y recuperación de CO₂

Los resultados obtenidos durante la etapa posterior a la implementación del plan de restauración de rendimiento pueden ser observados en la tabla XVI. (Curva actual de rendimiento y recuperación de CO₂ en kilogramos para el período 2009- 2010, donde se logra evidenciar el alcance de la meta de recuperación de 1.92 kg de CO₂ / hl de mosto a 12 grados plato.

Tabla XVII. **Curva actual de rendimiento y recuperación de CO₂ (kg) 2009-2010**

	Mosto Producido	Producción líquida	Producción CO ₂	Consumo CO ₂	Índice consumo	Índice Prod Real	Eficiencia Real	Saldo Mes
Nov	124297,07	165315,10	118653,98	234747,44	1,42	0,86	38,47	-116093,46
Dic	75922,18	100976,50	74160,79	143386,63	1,42	0,88	39,37	-69225,84
Enero	96125,00	127846,25	204129,38	181541,68	1,42	1,91	85,59	22587,70
febrero	103147,71	137186,45	219042,68	194804,77	1,42	1,91	85,59	24237,92
Marzo	105000,35	139650,47	224942,26	198303,67	1,42	1,93	86,34	26638,59
Abril	72109,42	95905,53	153679,60	136185,85	1,42	1,92	85,89	17493,75
Total	576601,73	766880,30	994608,68	1088970,03				94361,35

Fuente: elaboración propia.

5.2. Acciones preventivas y correctivas

La fase más importante, luego de la etapa final de implementación e inicio del alcance de los resultados proyectados, se basa en la prevención, a través del seguimiento estricto de acciones que eviten que la instalación inicie una caída de rendimiento, que pueda comprometer la producción de CO₂, además de generar un aumento en los costos, autonomía y riesgo de indisponibilidad.

Las principales acciones de carácter preventivo son las siguientes:

- Ejecutar el plan de mantenimiento de acuerdo a las condiciones de producción, generación y purificación de CO₂, que garantice la disponibilidad y eficiencia de los equipos, sin descuidar los costos de producción y mantenimiento.
- Cumplimiento estricto de los planes de mantenimiento, mecánico, eléctrico y de automatización y calibración conforme a la periodicidad recomendada por el fabricante y los datos históricos de falla.
- Realizar acompañamiento diario de la producción, comparando el real obtenido contra la proyección estimada. Análisis de los indicadores de consumo, producción y costo.
- Analizar tendencias y comportamientos de la producción, que permitan estimar y proyectar basados en el plan de producción y envasado (consumo), la disponibilidad a futuro de esta materia prima, así como la posibilidad de vender si existiera un saldo o excedente.
- Colectar datos y análisis de forma anual durante un período completo anual, que permita definir nuevas metas de producción y consumo al realizar un estimado del costo.

Acciones correctivas: las principales acciones correctivas son generadas de desviaciones o no conformidades de las acciones preventivas, que impactan de manera directa en el objetivo principal de este estudio, alcanzar una producción y purificación de CO₂ equivalente a 1,90 kg/hl de mosto producido a 12 P.

Teniendo la necesidad de verificar el cumplimiento de las acciones preventivas descritas, teniendo como puntos de alarma o indicación, cuando se presentan de manera eventual, continua o repetida:

- Paradas de equipos de la instalación, bajo rendimiento de producción y pobre alcance de las metas e indicadores de producción por deficiencias en los planes de mantenimiento.
- Deterioro acelerado, fallas y paradas de equipos de la instalación, bajo rendimiento de producción y pobre alcance de las metas e indicadores de producción por deficiencias en el cumplimiento de los planes de mantenimiento existentes, así como aumento del costo de producción derivado de la ineficiencia.
- Pobre análisis y dificultad para estimar la producción proyectada.
- Diferencias de inventario, poca o pobre capacidad para anticiparse a condiciones que generan aumento de consumo, bajos inventarios por caída de eficiencia.
- Aumento del costo de producción de CO₂.

La mejora continua se entiende como una sucesión de decisiones tomadas dentro de una organización, las cuales resultan año tras año en una gran cantidad de pequeñas mejoras.

La mejora continua busca superar las metas de rendimiento, mayor calidad del producto terminado, elevar la eficiencia (menos paros no programados), y responder a las necesidades de los clientes (departamento de producción). Controlar y disminuir el costo de producción.

El control continuo de indicadores de desempeño y costo, así como y la implementación de metodologías de análisis de falla, metodología de PDCA (Planear, Hacer, Chequear, y Actuar), permiten con el tiempo y la experiencia adquirida, superar las expectativas proyectadas y generar con ellos un ciclo de mejora continua o excelencia en los resultados.

En correspondencia con ello, adecuada gestión de la mejora continua sirve para:

- Incrementar el valor que se ofrece mediante productos y servicios mejorados.
- Reducir errores y desperdicios en el proceso de producción y purificación de CO₂.
- Incrementar la sensibilidad a cambios y expectativas de producción y generación interna de CO₂, así como permitir la proyección de producción futura.
- Proveer información adecuada y veraz que permite realizar proyecciones a futuro, que faciliten la adecuada toma de decisiones.
- Elevar la productividad y la eficiencia en el uso de todos los recursos.
- Realizar un estricto control del gasto y costo de producción, a la vez que brinda en perspectiva una idea del desempeño global de los procesos e instalaciones asociadas, sin dejar de incluir la operación de las mismas y la gestión del análisis preventivo que garantiza continuidad en los resultados.

CONCLUSIONES

1. La eficiencia determinada previo a la ejecución del plan era de 48%, que impactaba directamente en los resultados financieros de la empresa, además de quedar sujeta a riesgo de desabastecimiento y variaciones del precio de esta materia prima.
2. La instalación actual, luego de la ejecución del plan de recuperación de eficiencia, logro alcanzar el índice meta de recuperación equivalente a 1,90 kg de CO₂ por cada hectolitro de mosto producido.
3. Garantizando un valor de eficiencia mínimo de 85%, y los mismos indicadores de producción y consumo, la instalación actual es capaz de producir CO₂ suficiente para garantizar el auto abastecimiento y la posibilidad de venta del excedente.
4. La relación costo / beneficio, bajo la condición proyectada de eficiencia, representa un 17,44% de ahorro anual, con respecto al costo actual de esta materia prima bajo la condición actual. Lo que justifica la inversión realizada.
5. Realizando la inversión de US\$ 196716,77, y teniendo en cuenta únicamente la recuperación monetaria por venta del CO₂ excedente o saldo de US\$ 51 490,53, la inversión total se puede recuperar en un período de 2.83 años.

6. Garantizando el seguimiento y la aplicación de la metodología de mejora continua sugerida, los indicadores de eficiencia pueden mejorar, reduciendo con ello, los desperdicios e impactando de manera directa los resultados financieros, al generar la posibilidad de venta de los excedentes.
7. El costo del CO₂ comprado por deficiencia con los mismos valores de producción actuales. Será de US\$ 0,00 anual equivalentes a la compra de 0 kg de CO₂. Lo que demuestra la autosuficiencia.
8. La tecnología actual de la instalación, cubre las necesidades de calidad y producción de la fábrica, además de permitir la venta de excedentes.

RECOMENDACIONES

1. Garantizar el uso diario de la planilla de control de producción, para monitorear el desempeño de la instalación en términos de producción y costo.
2. Ejecutar de manera continua, según la periodicidad establecida los planes de mantenimiento.
3. Monitorear, capacitar y evaluar al personal responsable de la operación de la instalación, con el objetivo de mantener actualizado los conocimientos y calidad en la operación.
4. Garantizar el monitoreo del desempeño ambiental de la planta, para actuar preventivamente ante cualquier variación que pueda generar algún impacto ambiental.
5. Identificar condiciones de *stock*, demanda y costo, que permitan vender los excedentes de CO₂, generando impacto positivo en los resultados financieros de la empresa.
6. Ejecutar de manera continua el balance de masa de producción, con el objetivo de comparar el valor teórico vrs el real, y corregir de manera oportuna cualquier variación o inconformidad.

BIBLIOGRAFÍA

1. AHLBERG, K. *AGA Gases Handbook*. Sweden: Lindingo 1985. 220 p.
2. BUAMEISTER, Theodore; AVALLONE, Eugene. *Manual del ingeniero mecánico*. 2a. ed. México: McGraw-Hill, 1978. 570 p.
3. DOWNIE, N.A. *Industrial gases*. USA: Kluwer Academic, 1997. 585 p.
4. HAMROCK, Jacob; JACOBSON, John; SMITH, Peter. *Elementos de máquinas*. México: McGraw-Hill, 2004. 375 p.
5. HERZOG, H. *An introduction to CO₂ separation and capture technologies*. Londres: MIT Energy Laboratory, 1999. 601 p.
6. KERRY, Frank. G. *Industrial gas handbook; gas separation and purification*. USA: CRC Press, USA. 2007.539 p.
7. KUNZE, Wolfgang. A. *Technology of brewing and malting*. VLB, Berlin: IM Verlag, 1999. 703 p.
8. MARKS. *Manual del ingeniero mecánico*. México: McGraw-Hill, 1995. 2150 p.
9. MAYNARD. *Manual del ingeniero industrial*. México: McGraw-Hill, 2007. 2567 p.

10. McNAUGHTON, Kenneth. *Compresores, selección, uso y mantenimiento*. México: McGraw-Hill, 1990.750 p.
11. PERRY, R.H. *Perry's chemical engineer's handbook*. 6a ed. Maidenhead. U.K: McGraw-Hill, 1984. 2,577 p.
12. RAPIN, Phillip. *Refrigeración industrial*.2a. ed. Brasil: Hemus S. A, 2001. 350 p.
13. SAIDER-SABROE. *Manual operación planta recuperación gas carbónico*. Dinamarca: Saider Houlding. 1980. 766 p.
14. SAIZ Jabarro. *Refrigeración industrial.*, 2a. ed. Brasil: Edgard Blucher, S. A, 1999. 455 p.
15. TELLES, Silva, Charles. *Manual de tablas y gráficos para proyectos de tuberías para gas*. 2ª. ed. Brasil: Intercencia, 1978. 270 p.
16. UNION. *Manual del gas carbónico*. Dinamarca: NTR Houlding group. 1998. 36 p.
17. _____. *Manual montaje, operación y mantenimiento sistema purificación gas carbónico*. Dinamarca: NTR Houlding group, 1979. 345 p.
18. YANG, R.T. *Gas separation by absorption processes*. London: Butterworth's, 1987.440 p