
**MEJORAMIENTO DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE
DÍOXIDO DE CARBONO, PRODUCTO DE FERMENTACIÓN EN
LA FABRICACIÓN DE CERVEZA**



**UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**

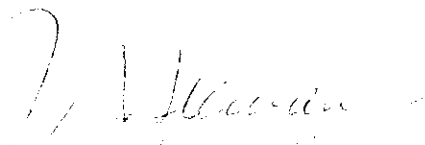
**MEJORAMIENTO DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE
DÍOXIDO DE CARBONO, PRODUCTO DE FERMENTACIÓN EN
LA FABRICACIÓN DE CERVEZA**

AUGUSTO RODOLFO MARTÍNEZ ESCOBAR

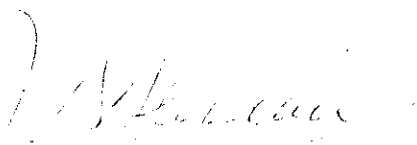
**Trabajo de graduación presentado
para optar al grado de académico de
Ingeniero Químico**

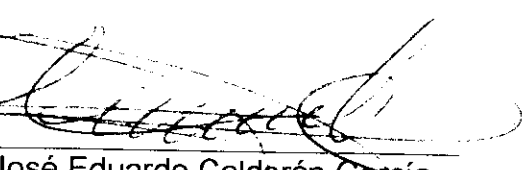
**Guatemala
1999**

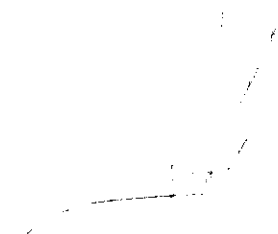
Vo. Bo.:

f. 
Ing. José Alejandro Alemán Arellano
Asesor

Tribunal:

f. 
Ing. José Alejandro Alemán Arellano

f. 
Ing. José Eduardo Calderón García

f. 
Ing. Gamaliel Zambrano

Fecha de aprobación: 28 de abril de 1999.

Esta página quiero que sirva para agradecer a quienes me han guiado hasta este punto de mi carrera. Acá no acaba, gracias a ellos estoy seguro que alcanzaré metas aun más grandes.

A Dios por sobre todas las cosas, a mi familia, amigos, maestros, profesores y a Guatemala.

RESUMEN

Básicamente, este trabajo es el resultado de la búsqueda de mejoras y cambios que permitan cumplir el objetivo de diseñar un sistema de recuperación de Dióxido de Carbono (CO_2), producto de la fermentación alcohólica en el proceso de elaboración de cerveza, que mejore la calidad y cantidad que recupere el sistema actual en una fábrica de cerveza.

La fórmula de recolección es un diseño tradicional utilizado en muchas cervecerías, el análisis de este sistema individual, puede guiar el análisis de cualquier otro para ser mejorado.

El trabajo cuenta con una sección de antecedentes que recopila los conocimientos básicos que se relacionan en el proceso de recuperación del dióxido de carbono, entre ellos fermentación, lavado de gases, sistemas de absorción, sistemas de compresión, secado de gases y procesos de refrigeración y licuefacción.

Para poder elaborar un diseño mejorado, se ofrece un balance de fermentación que muestra la cantidad de dióxido de carbono que se produce durante la fermentación, y se estima la cantidad que actualmente se recupera y se pierde del mismo. El trabajo presenta una descripción gráfica y detallada del actual sistema y una descripción detallada y mejorada que se propone, acompañada de un detalle de los cambios y mejoras al sistema actual.

Con el método mejorado se logra aprovechar mayor cantidad de dióxido de carbono que interviene en el proceso para poder ser purificado, recolecta desde que la corriente de gas tiene 80% pureza en volumen y permite el reingreso de dióxido de carbono que se utiliza en otras etapas del proceso de fabricación de cerveza, logra purgas menores de gas, por lo tanto, mejora la cantidad de recuperación, mejora la calidad de recuperación de dióxido de carbono en fase líquida y logra una pureza no menor de 99.99%.

Si se desea profundizar en cualquiera de los principios que intervienen en el proceso de recuperación de dióxido de carbono o en las propiedades del dióxido de carbono, la bibliografía contiene textos especializados en este proceso.

Las propiedades físicas, térmicas y químicas más útiles cuando se trabaja con dióxido de carbono se presentan en el apéndice, y se han tomado de fuentes especializadas en dióxido de carbono y en la fabricación de cerveza.

INDICE GENERAL

CONTENIDO		PÁGINAS
I	INTRODUCCIÓN.....	1
II	ANTECEDENTES.....	3
	A. La fermentación en la fabricación de cerveza.....	4
	B. El dióxido de carbono (CO ₂).....	9
	C. Usos modernos de gases licuados y comprimidos.....	12
	D. Absorción.....	16
	E. Lavadores de gases de cama empacada.....	20
	F. Adsorción.....	23
	G. Procesos de compresión.....	26
	H. Refrigeración y licuefacción.....	29
	I. Proceso de licuefacción.....	33
	J. Principios generales de destilación.....	37
III	JUSTIFICACIÓN.....	41
IV	OBJETIVOS.....	42
	A. Objetivos Generales.....	42
	B. Objetivos Específicos.....	42
V	PROBLEMA A RESOLVER.....	43

VI	METODOLOGÍA.....	44
VII	RESULTADOS.....	46
	A. Balance de materia de fermentación.....	46
	B. Definición del sistema actual.....	52
	C. Evaluación del sistema actual de recuperación.....	62
	1. Control de purgas.....	62
	2. Evaluación de etapas.....	65
	a. Puntos de mejora y cambios al sistema actual.....	65
VIII	DISCUSIÓN.....	85
IX	CONCLUSIONES.....	93
X	RECOMENDACIONES.....	95
XI	BIBLIOGRAFÍA.....	96
XII	APÉNDICE.....	98
	A. Glosario.....	98
	B. Tabla XII.1 Propiedades termodinámicas del dióxido de carbono.....	101
	C. Figura XII.1 Diagrama de mollier para el dióxido de carbono.....	102
	D. Figura XII.2 Curva de equilibrio para el dióxido de carbono.....	103

E.	Figura XII.3 Gráfica de disponibilidad de dióxido de carbono.....	104
F.	Tabla XII.2 Peso y volumen específico de gas de fermentación (dióxido de carbono).....	105

INDICE DE TABLAS

	TITULO DE LA TABLA	PAGINAS
Tabla No II.1	Puntos de ebullición de gases no licuados típicos.....	14
Tabla No VII.1	Condiciones de fermentación.....	46
Tabla No VII.2	Producción de dióxido de carbono.....	47
Tabla No VII.3	Condiciones de la recuperación.....	48
Tabla No VII.4	Producción de dióxido de carbono recuperable.....	49
Tabla No VII.5	Dióxido de carbono recuperable real.....	50
Tabla No VII.6	Medición de compuestos nitrogenados por cromatografía HPLC.....	65
Tabla No VII.7	Condiciones de operación para el lavador de gases.....	67
Tabla No VII.8	Condiciones de operación para el enfriador de baja presión.....	70
Tabla No VII.9	Condiciones de operación para el separador de gases no condensables.....	74

Tabla No VII.10	Calidad y eficiencia de recuperación con sistema actual.....	75
Tabla No VII.11	Calidad y eficiencia de recuperación con separador de no condensables.....	76
Tabla No VII.12	Ubicación y condiciones de operación de los medidores de flujo.....	78
Tabla No VII.13	Ubicación y condiciones de operación de los medidores de oxígeno.....	82
Tabla No XII.1	Propiedades termodinámicas del dióxido de carbono.....	101
Tabla No XII.2	Peso y volumen específico de gas de fermentación (dióxido de carbono).....	105

INDICE DE FIGURAS

	TITULO DE LA FIGURA	PAGINA
Figura II.1	Esquema simplificado de parte del proceso fermentativo de la glucosa.....	4
Figura II.2	Fermentación baja tradicional.....	6
Figura II.3	Proceso de compresión en estado estable.....	27
Figura II.4	Proceso de compresión adiabática.....	28
Figura II.5	Ciclo de refrigeración por compresión de vapor.....	31
Figura II.6	Diagrama temperatura/entropía para procesos de enfriamiento.....	33
Figura II.7	Proceso de licuefacción de Linde.....	36
Figura II.8	Proceso de licuefacción de Claude.....	36
Figura VII.1	Diagrama del actual sistema de recuperación de dióxido de carbono.....	61
Figura VII.2	Esquema del sistema de remoción de gases no condensables y recuperación de dióxido de carbono líquido de alta pureza.....	73

Figura VII.3	Diagrama del sistema mejorado para recuperación de dióxido de carbono.....	84
Figura XII.1	Diagrama de Mollier para el dióxido de carbono.....	102
Figura XII.2	Curva de equilibrio para el dióxido de carbono.....	103
Figura XII.3	Gráfica de disponibilidad de dióxido de carbono.....	104

I INTRODUCCION

El presente trabajo tiene como objeto principal evaluar el funcionamiento actual del sistema de recuperación de dióxido de carbono en una fábrica de cerveza, y que sirva esta evaluación como fundamento para mejorar dicho sistema. El concepto de mejora gira en torno a una mejora en la calidad y cantidad de recuperación del sistema actual de la fábrica de cerveza.

La recuperación de dióxido de carbono de la fermentación, purificación, compresión y licuefacción para su reutilización en la planta es un servicio tan esencial como el vapor, el agua o la refrigeración. El dióxido de carbono que se obtiene de la fermentación, se requiere para la carbonatación de la cerveza en proceso, contrapresión para tanques de gobierno o almacenamiento de cerveza, trasiegos de producto y la contrapresión en las llenadoras.

En las cervecerías, como en todo proceso de fabricación, es de gran importancia económica el aprovechamiento de los subproductos, razón por la cual es importante evitar cualquier tipo de pérdida. El dióxido de carbono es un subproducto de la fermentación que se puede reutilizar en varias etapas del proceso de fabricación de cerveza, de hecho muchas veces las cervecerías utilizan más de lo que pueden recuperar y suelen comprar dióxido de carbono adicional para cubrir deficiencias. Es por ello que es casi imposible encontrar una fábrica de cerveza que no cuente con un sistema de recuperación de dióxido de carbono.

La recuperación de dióxido de carbono debe considerar dos puntos importantes: uno es la pureza necesaria para poder ser reingresado al sistema y

forme parte del producto, y el otro es la capacidad de aprovechar o recuperar dióxido de carbono con el menor desperdicio posible.

La sección de antecedentes de este trabajo, recopila básicamente los conocimientos básicos que se relacionan en el proceso de recuperación del dióxido de carbono. Inicia con la teoría de la fermentación cervecera, mostrando así el origen del dióxido de carbono que se recupera. Luego se muestra información acerca del dióxido de carbono, ya que es alrededor de este compuesto en donde se trabajará, se complementa con tablas de propiedades termodinámicas, curva de equilibrio y diagrama de Mollier del dióxido de carbono en la sección de anexos. Siempre en los antecedentes, se inicia con teoría relacionada con los principios de funcionamiento de los equipos que forman parte del sistema de recuperación, tal es el caso de los sistemas de compresión y los principios de refrigeración y licuefacción, los sistemas de lavado de gases y los principios de absorción de gases.

El trabajo busca cumplir con los objetivos de identificar los principales puntos de mejora para el sistema de recuperación, diseñar un sistema que aproveche la mayor cantidad de dióxido de carbono que interviene en el proceso para poder ser purificado, logrando purgas bajas y aceptables de gas y que sea un sistema que mejore la calidad de recuperación de dióxido de carbono en fase líquida, logrando una pureza no menor de 99.99% y que reduzca el impacto ambiental con emisiones de dióxido de carbono.

II. ANTECEDENTES

La inspección de una línea de recuperación de dióxido de carbono que se ha producido en la fermentación, inicia en la fermentación misma pues es la parte del proceso de fabricación de cerveza que produce el dióxido de carbono. El dióxido de carbono recuperable inicia un proceso de purificación que puede resumirse en cuatro etapas: la primera de ellas es la remoción de sustancias solubles en agua; la segunda etapa constituye la remoción de sustancias insolubles en agua; la tercera etapa es la remoción de humedad, antes de licuar y por último una etapa de remoción de gases no condensables por licuefacción. Este último paso en la purificación del dióxido de carbono, puede considerarse también como el proceso de recolección del dióxido de carbono líquido para almacenar, pues el objeto de la licuefacción es facilitar el almacenamiento del mismo en tanques ya listo para utilizarse dentro del proceso de fabricación nuevamente.

Para realizar la inspección del funcionamiento óptimo de las etapas en mención, deben tenerse claros varios conceptos que se aplican durante el proceso de recuperación. Los conceptos más importantes incluyen: la fermentación en la fabricación de cerveza, principalmente sus subproductos; el subproducto de interés, dióxido de carbono, sus propiedades e importancia en el proceso de fabricación de cerveza; limitaciones ambientales; el principio de absorción y el lavado de gases; el principio de adsorción; sistemas de compresión, refrigeración y licuefacción.

Con el objeto de cumplir con el conocimiento de estos conceptos, se detallan a continuación.

A. La Fermentación en la fabricación de cerveza.

La descripción tradicional cuantitativa de la fermentación cervecera se ha expresado como el proceso anaeróbico, mediante el cual la levadura convierte la glucosa en etanol y dióxido de carbono: $C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2C_2H_5OH + 2CO_2 + \text{Calor}$. Posteriormente se comprendió que la influencia de numerosas enzimas y coenzimas era la responsable de las reacciones mucho más complejas producidas en la conversión.

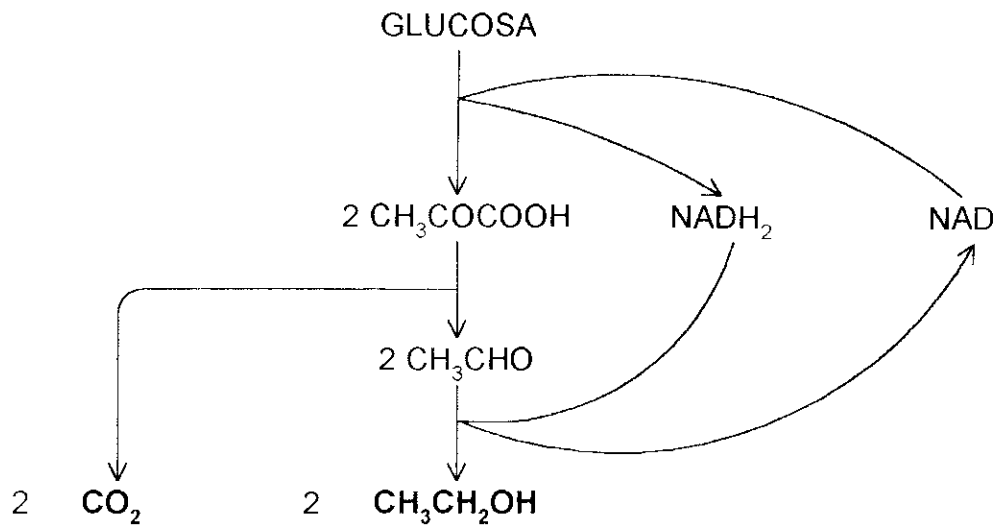


Figura II.1. Esquema simplificado de parte del proceso fermentativo de la glucosa. NAD es la coenzima nicotidamida adenina dinucleotida y NADH₂ es la forma reducida.

No sólo participa la glucosa en la actual fermentación cervecera sino también monosacáridos, disacáridos y en menor grado trisacáridos presentes en el mosto fermentable; no obstante, cualquier descripción a fondo va más allá del alcance del presente trabajo. Numerosos productos derivados se desarrollan durante la fermentación y muchos componentes del mosto son asimilados por la levadura; todo lo cual tiene un impacto sobre el sabor y las características de la cerveza final. Entre los componentes se pueden hallar compuestos tales como alcoholes, ácidos, ésteres, cetonas, aldehídos y compuestos sulfurados.

Pese a su complejidad, la fermentación depende más que nada de tres parámetros básicos: la composición del mosto (nutrientes de la levadura); la levadura misma; y las condiciones del proceso (tales como duración, temperatura, volumen, presión, forma y tamaño del recipiente, agitación y corrientes dentro del mosto que está en fermentación).

La tecnología del cervecero para poder comprender y aprovechar las interacciones de estos parámetros son las que determinan el resultado de la cerveza; si ha de ser una cerveza de fermentación alta (ale) o baja (lager), un producto que tenga un contenido bajo, mediano o elevado de alcohol o una cerveza de sabor especial. Así mismo, la cantidad de levadura que se coseche del fermentador dependerá del método de producción que se haya seleccionado.

En el primero de los tres parámetros básicos, composición del mosto, variables que determinan la fermentación son la presencia y la concentración de diversos nutrientes y el pH.

La selección del tipo y/o razas de levadura, por su comportamiento bioquímico y físico, determinan el patrón de fermentación. Además, tanto la adición de levadura (siembra), cantidades y método, el estado de la levadura (viabilidad), como su distribución en el mosto tienen un gran impacto sobre la fermentación. Las levaduras de fermentación alta (*Saccharomyces cerevisiae*) producen cervezas ale principalmente y las levaduras de fermentación baja producen cervezas lager, pilsen y otras. La explicación es que durante la fermentación alta, la levadura se aglutina y sube a la superficie del mosto en fermentación, donde es recogida (se decanta la levadura de encima), a diferencia de la cerveza producida por fermentación baja, donde la levadura se aglutina y se sedimenta en el fondo.

El proceso de fermentación y sus condiciones pueden describirse agrupándolos en: proceso por tandas, proceso de tandas aceleradas y proceso continuo. En todos los casos, se realiza tal como se muestra en el diagrama de flujo simplificado, tanto para las fermentaciones de cerveza de fermentación baja como de fermentación alta.

El estudio se basará específicamente en un proceso de tandas.

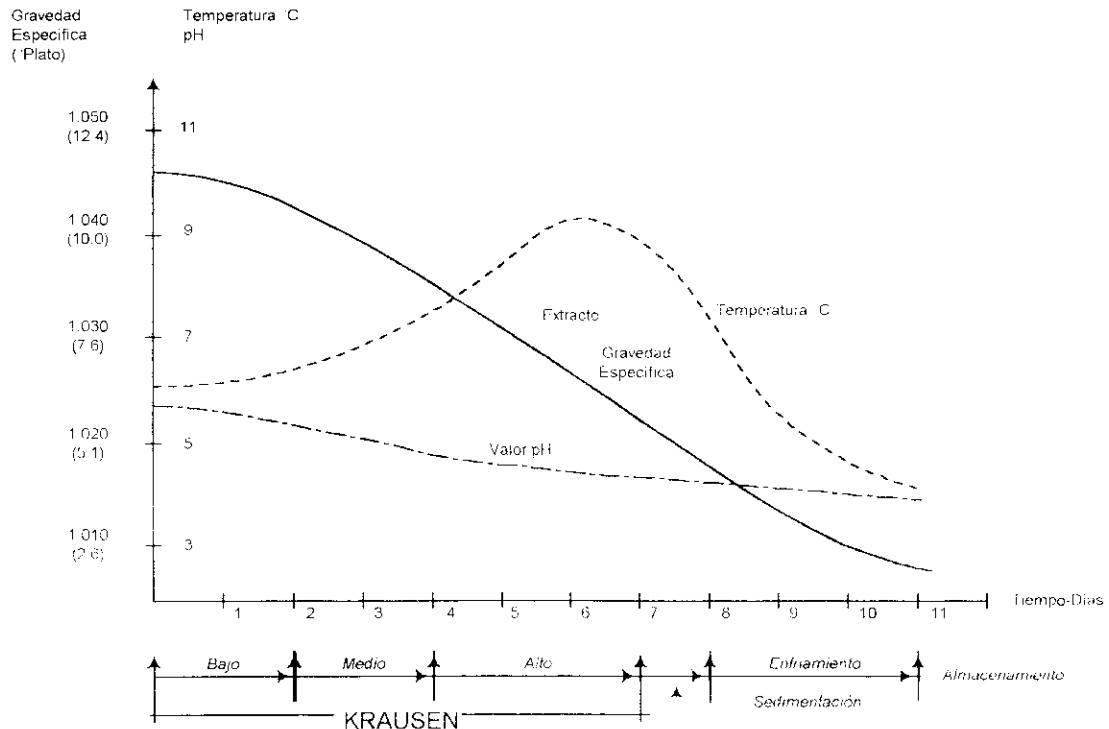


Figura 2.2 Fermentación baja tradicional

Fermentación Baja

Los patrones de la fermentación tradicional baja se muestran en la figura II.2, indicando la correlación entre duración, temperatura, peso específico y la terminología de las diversas etapas de fermentación que frecuentemente usan los cerveceros. Al decir Kraeusen se refiere a la capa de espuma que se forma encima del mosto que está fermentándose. Muchas variantes pueden encontrarse de una cervecería a otra y pueden depender de las características específicas de sabor que se desean en el producto final.

El mosto deja al enfriador con una temperatura de 8 a 11°C y es aireado hasta aproximadamente 8 mg/L de oxígeno disuelto.

La siembra normalmente se produce inmediatamente después del enfriamiento, ya que el mosto puede ser fácilmente contaminado microbiológicamente. La levadura usada para la siembra debe estar biológicamente limpia y debe observarse el máximo grado de sanidad al manipular la levadura para evitar su contaminación con bacterias y levaduras ajenas. La dosis de levadura normalmente se aproxima a los 10 - 15 millones de células por mL de mosto al inicio de la fermentación (más o menos 500 – 750 g de levadura líquida con 60% de sólidos por hectolitro de mosto). Dosis bajas dan como resultado un extenso desarrollo de levadura y tienden a producir cervezas más aromáticas, mientras que dosis altas producen menos desarrollo, pero pueden conducir a una autólisis subsiguiente de la levadura.

Entre 10-20 horas después de la siembra, el mosto queda cubierto de espuma fina, que cambia a una espuma gruesa voluminosa de color blanco crema a medida que pasa el tiempo. Dependiendo del tipo, forma y tamaño del fermentador y la velocidad de fermentación, el volumen total de espuma puede alcanzar hasta 20% del volumen total del fermentador. El diseño tradicional reclama un espacio libre de 15 a 25% del volumen del tanque, dependiendo de la experiencia de las cervecerías. Algunas cervecerías usan un fermentador más pequeño, de manera que la espuma se pegue al techo durante el período de alto krausen, o usan una cámara de rebose en que la espuma, entre en el colapso y sea posteriormente retirada. La utilización de mosto limpio y levadura limpia y el menor tiempo para el proceso que se aplica reducen la necesidad de emplear este método con su correspondiente pérdida de cerveza.

La temperatura se mantiene elevada (16°C, máxima temperatura) inclusive después que se ha fermentado la mayor parte del extracto fermentable. Este es un procedimiento normal para reducir los componentes de sabor del diacetilo. Generalmente se refiere a este período como el proceso de “reposo del diacetilo” recalcando la importancia de reducir el componente de diacetilo y su impacto sobre la cerveza final. Esto es extremadamente importante cuando se están produciendo las actuales cervezas populares de fermentación baja, que no tienen una fuerte impresión de sabor que pueda encubrir o tapar cualquier proporción del desagradable sabor a mantequilla del diacetilo que se forma en las etapas iniciales de la fermentación. Mientras la levadura permanece en el medio, estos compuestos son nuevamente absorbidos y degradados de manera natural. Este proceso es de duración y grado variables, dependiendo del tipo de levadura, del medio y del ambiente físico, pero la experiencia ha mostrado que resulta beneficioso no enfriar y así sedimentar e inactivar la levadura antes que el análisis muestre un bajo nivel (menos de 0.1 ó 0.2 mg/L) de diacetilo.

Hacia el fin de la fermentación la levadura se aglutina y se sedimenta quedando en el fondo del tanque. Esta sedimentación es impulsada aún más por el enfriamiento de lo que ahora se denomina “cerveza verde”.

A medida que se produce la conversión de extracto fermentable durante la fermentación, se genera calor, por lo que se utiliza un medio de enfriamiento para alcanzar las temperaturas de control de fermentación. Después de la fermentación, la “cerveza verde” se transfiere a la bodega de almacenamiento y se mantiene a bajas temperaturas (-1 a +4 °C). El dióxido de carbono (CO₂) que se genera se recolecta y licua.

Broderick, Harold M. 1977. El Cervecerero En La Práctica, Un Manual Para La Industria Cervecera. Asociación de Maestros Cerveceros de las Américas. 2ªedición, Venezuela.

B. El Dióxido de Carbono.

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. Un gas ligeramente ácido, al que algunas personas le perciben un olor picante y un sabor penetrante.

El dióxido de carbono es relativamente no tóxico. Cuando es disuelto en agua se forma ácido carbónico (H_2CO_3) hasta la concentración de saturación, si se sobresaatura queda como dióxido de carbono disuelto. El pH del ácido carbónico varía desde 3.7 a presión atmosférica hasta 3.2 a 2370.4 kPa.

El punto triple del dióxido de carbono temperatura de $-56.6^{\circ}C$ y una presión de 416 kPa. (-9-)

A temperaturas y presiones debajo del punto triple, el dióxido de carbono puede existir tanto como sólido ("hielo seco") o un gas, dependiendo de las condiciones de temperatura y presión. El dióxido de carbono sólido a temperatura de $-78.5^{\circ}C$ y presión atmosférica se transforma directamente a gas (sublima sin pasar por la fase líquida). A temperaturas menores el dióxido de carbono sólido sublimará a presiones menores que la atmosférica.

A temperaturas y presiones cercanas al punto triple y por debajo de $31.1^{\circ}C$, el dióxido de carbono líquido y gaseoso pueden existir en equilibrio en un contenedor cerrado. Dentro de este rango de temperatura la presión de vapor dentro del contenedor 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.

El dióxido de carbono 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.

El dióxido de carbono en condiciones normales es 1.64 veces más denso que el aire. Fluye superficialmente, se asienta en la parte baja de los contenedores, desplazando al aire.

En la mayoría de las condiciones, el dióxido de carbono seco es altamente inerte. Es también altamente estable, y no se descompone en sus elementos en una amplia variación de temperatura, presión y condiciones químicas.

El dióxido de carbono es básicamente inactivo cuando se encuentra seco, pero cuando se expone a humedad o a calor se vuelve químicamente activo.

En condiciones de humedad, se disuelve con el agua formando ácido carbónico (H_2CO_3), un ácido débil (pH 3.3 a 3.7, depende de la presión de la solución) e inestable, tiende a revertirse y formar dióxido de carbono y agua. El ácido carbónico reacciona con muchos químicos, particularmente alcalinos como el magnesio, cal, sosa cáustica y carbonatos de sodio o potasio.

A condiciones de temperatura elevada, mayores a 650°C, el dióxido de carbono se disocia en monóxido de carbono (CO) y libera oxígeno (O). El rango de

disociación es de 0.000025% a 726.6 °C, 2.1% a 1723.3°C, la reacción es reversible conforme cae la temperatura. De cualquier manera el gas a estas temperaturas reacciona con el carbón y ciertos metales. (-10-)

En cuanto a los materiales de construcción de los equipos, los metales disponibles comúnmente en el comercio pueden utilizarse para instalaciones de dióxido de carbono (cuando no se maneja en soluciones acuosas). Cualquier sistema de dióxido de carbono en el lugar del usuario debe diseñarse para contener de forma segura las presiones involucradas y debe cumplir con todas las regulaciones locales y estatales. Según (-9-) los sistemas de dióxido de carbono a baja presión (hasta 2758 kPa), los contenedores y el equipo relacionado debe diseñarse para presiones en un rango de por lo menos 10 por ciento arriba de la presión normal máxima de operación.

Para estos sistemas se recomiendan tuberías de acero catálogo 80 con acoples de hierro forjado para el rango de 13790 kPa o tubería de acero sin empaques con uniones soldadas; otras alternativas incluyen acero inoxidable, cobre o tubería de bronce. Construcciones y materiales especiales se requieren para contenedores que operan a temperaturas menores a -28.9°C.

Debido a que el dióxido de carbono forma ácido carbónico al disolverse en agua, los sistemas que manejan dióxido de carbono en condiciones húmedas deben fabricarse con materiales resistentes al ácido como ciertas aleaciones de acero inoxidable, aleaciones tipo hastelloy, o monel.

Los usos del dióxido de carbono en la fabricación de cerveza son la contrapresión de los tanques durante períodos de almacenamiento y transferencia de cerveza, la carbonatación de producto y como medio de agitación en los tanques de fermentación. Previo a la transferencia, se contrapresiona un tanque vacío hasta

alcanzar 103.4 a 117.9 kPa mediante la adición de dióxido de carbono. Durante la operación de bombeo, la presión dentro del tanque que se está vaciando se mantiene en 103.4 a 117.9 kPa mediante la adición de dióxido de carbono. El dióxido de carbono es desplazado por la cerveza y es desplazado por el tanque que se está llenando para mantener la contrapresión de 103.4 a 117.9 kPa. Esta transferencia requiere aproximadamente 0.91 kg de dióxido de carbono por barril de cerveza (un barril equivale a 117.34 L). (-11-)

La carbonatación de la cerveza requiere 0.4536 kg de dióxido de carbono por barril, por cada volumen de carbonatación que se requiere.

En la operación de embotellado se requiere dióxido de carbono para la contrapresión del tanque de la llenadora, carbonatación por debajo de la tapa, etc. Según la MBAA (asociación de maestros cerveceros de América, por sus siglas en inglés) el límite de tolerancia para una exposición de 8 horas es de 0.5% (5000 mg/L). Las personas que serían más afectadas por elevados niveles de dióxido de carbono son aquellas que sufren de cualquier impedimento del sistema respiratorio o cardiovascular, enfisema, bronquitis, dolencias del corazón. (-2-)

C. Usos Modernos De Gases Industriales Licuados Y Comprimidos

Los variados usos de los gases comprimidos y licuados se han convertido en algo generalizado en la sociedad moderna que nosotros generalmente no le tomamos importancia. Ahora sin ellos, la vida civilizada tal como nosotros la conocemos simplemente no sería posible.

Los gases comprimidos y licuados han permitido a la humanidad aventurar en las profundidades submarinas y en el espacio exterior. Los gases proveen una potencia tremenda para lanzar naves espaciales, así como el funcionamiento de los microcontroles necesarios para controlar y maniobrar los vehículos espaciales.

Los usos que ha dado la alta tecnología a los gases comprimidos y licuados han sido instrumentales produciendo muchos beneficios, incluyendo computadoras, cuyos semiconductores integrados pueden producirse únicamente en atmósferas inertes de gases de alta pureza y con gases especiales que se utilizan en la fabricación de componentes de pequeñas dimensiones.

Técnicas médicas que se relacionan con mezclas especiales de gases tales como las requeridas en las cámaras hiperbáricas y otras terapias con oxígeno han logrado destacados resultados. Las imágenes por resonancia magnética, que se utilizan para propósitos de diagnóstico, y procedimientos quirúrgicos especiales a baja temperatura, conocidos como crioterapias, también requieren de gases comprimidos.

En los campos de la refrigeración, aire acondicionado, metalurgia, medicina, procesamiento de alimentos, producción de plásticos, movimiento de vehículos y empacado de aerosoles son algunas de las tecnologías que dependen extensamente del uso de gases comprimidos y licuados, son parte de la vida moderna.

¿Qué Son Los Gases?

Se designa como gases a cualquier substancia que ebulle a presión atmosférica y cualquier temperatura entre el cero absoluto, -273.15°C , y temperaturas superiores hasta 26.7°C . Once de los 92 elementos químicos, sin incluir los elementos que siguen al uranio o radioisótopos, tienen punto de ebullición dentro de este rango. Estos elementos son: hidrógeno, nitrógeno, oxígeno, flúor, cloro, helio, neón, argón, kriptón, xenón y radón. Además, existe aparentemente un ilimitado número de compuestos químicos que caen dentro de esta definición de gases, así como numerosas mezclas, de las cuales el aire es la más común.

¿Qué Es Un Gas Comprimido?

Actualmente, existen aproximadamente 200 diferentes sustancias comúnmente comercializadas en contenedores de gas comprimido que pueden considerarse como tal. Los gases comprimidos se han definido en la industria como:

Cualquier material o mezcla que dentro de su contenedor ejerce una presión absoluta que excede a 275.8 kPa a 21.1°C o, sin tomar en cuenta la presión a 21.1°C, ejercen una presión absoluta que excede 717 kPa a 54.4°C, o cualquier material líquido cuya presión de vapor excede una presión absoluta de 275.8 kPa a 37.8°C tal como lo determina la ASTM (American Society for Testing and Materials, Test D-323).

Nota: La presión absoluta en un contenedor es la lectura de presión manométrica más la presión local atmosférica que es afectada por la atmósfera local y altitud. Un estándar generalmente aceptado para presión atmosférica es 101.325 kPa al nivel del mar. Para propósitos de aproximación, la presión que se agrega a la lectura de presión manométrica puede redondearse a 101.33 kPa.

Gases licuados y líquidos criogénicos.

Los gases comprimidos pueden dividirse en dos grandes grupos, dependiendo de su estado físico en los contenedores bajo ciertas presiones y temperaturas y su rango de punto de ebullición. Estos grupos se conocen como gases licuados y no licuados.

Tabla No II.1

Puntos de Ebullición de Gases No Licuados Típicos*

Oxígeno	Helio	Nitrógeno
-182.8°C	-268.9 °C	-195.5 °C
-297 °F	-452 °F	-320 °F

*A 101.3 kPa

Los gases no licuados son aquellos que no se "licuan" a temperaturas ordinarias terrestres y bajo presiones superiores al rango de 13789 – 17237 kPa. Los gases no licuados son compuestos o elementos que tienen relativamente bajos puntos de ebullición, en el rango de -101°C para abajo (ver tabla II.1). Por supuesto, estos gases alcanzan la fase líquida si se enfrían a temperaturas debajo de sus puntos de ebullición. Cuando estos gases se licuan a estas temperaturas tan bajas, generalmente se refieren a ellos como líquidos criogénicos.

El oxígeno, helio, y nitrógeno son ejemplos de gases no licuados utilizados ampliamente como gases comprimidos o como líquidos criogénicos. Nótese que el límite más bajo para temperaturas criogénicas está determinado por el cero absoluto -273.15°C . El límite superior es arbitrario y se toma usualmente alrededor de -90°C .

La presión de carga para los contenedores de estos gases es superior a 1378.9 kPa a 21.1°C . Cuando se enfría a temperaturas criogénicas cerca de sus puntos de ebullición las presiones de carga pueden ser bastante bajas. De cualquier forma, algunos tanques de almacenamiento estarán diseñados para presiones superiores a 1724 kPa para permitir un aumento de presión con el calentamiento del ambiente.

Los gases licuados son aquellos que se encuentran en estado líquido en contenedores a un rango variado de presiones y temperaturas que varían de 172.4 a 17237 kPa. Los gases licuados son elementos o compuestos que tienen puntos de ebullición relativamente cercanos a la temperatura atmosférica. Este rango varía alrededor de -90°C a -3.9°C o 1.1°C . Tales gases licuados se solidifican a temperaturas criogénicas. De todos estos, únicamente el dióxido de

carbono ha tenido un uso comercial en forma sólida, conocida comúnmente como hielo seco.

Los gases licuados se transportan con regímenes que limitan la cantidad máxima que puede introducirse a un contenedor para contemplar espacio para expansión líquida con los aumentos de temperatura en el ambiente.

Compressed Gas Association, Inc. 1990. Handbook of Compressed Gases. Van Nostrand Reinhold. New York.

D. Absorción

La absorción de gases es una operación en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva 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. Cuando la transferencia de masa sucede en la dirección opuesta, es decir, del líquido al gas, la operación se llama desorción.

Generalmente, estas operaciones sólo se utilizan para la recuperación o eliminación del soluto. Una buena separación de solutos entre sí, exige técnicas de destilación fraccionada.

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, pero no siempre, la disolución de un gas tiene como resultado la evolución de calor; por ello, 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.

En el caso de multicomponentes, si una mezcla de gases se pone en contacto con un líquido, la solubilidad en el equilibrio de cada gas será, en ciertas condiciones, independiente de la de los demás, siempre y cuando el equilibrio se describa en función de las presiones parciales en la mezcla gaseosa. Si todos los componentes del gas, excepto uno, son básicamente insolubles, sus concentraciones en el líquido serán tan pequeñas que no podrán modificar la solubilidad del componente relativamente soluble; entonces se puede aplicar la generalización. Si varios componentes de la mezcla son apreciablemente solubles, la generalización será aplicable únicamente si los gases que se van a disolver son indiferentes ante la naturaleza del líquido; esto sucederá en el caso de las soluciones ideales.

Hay cuatro características significativas de las soluciones ideales; todas se relacionan entre sí:

- Las fuerzas intermoleculares promedio de atracción y repulsión en la solución no cambian al mezclar los componentes.
- El volumen de la solución varía linealmente con la composición.
- No hay absorción ni evolución de calor al mezclar los componentes. Sin embargo, en el caso de gases que se disuelven en líquidos, este criterio no incluye el calor de condensación del gas al estado líquido.
- La presión total de vapor de la solución varía linealmente con la composición expresada en fracción mol.

Prácticamente muchas soluciones se encuentran tan cerca de ser ideales que para fines de ingeniería se pueden considerar como tales. En particular, los miembros adyacentes o casi adyacentes de una serie homóloga de compuestos orgánicos pertenecen a esta categoría.

Cuando la mezcla gaseosa en equilibrio con una solución líquida ideal, sigue también la ley de los gases ideales, la presión parcial p^* de un soluto gaseoso A es igual al producto de su presión de vapor p a la misma temperatura por su fracción mol en la solución x . Esta es la ley de Raoult

$$p^* = px \quad (\text{Ecuación II.1})$$

El asterisco se utiliza para indicar el equilibrio.

Elección del disolvente para la absorción.

Si el propósito principal de la operación de absorción es producir una solución específica, el disolvente es especificado por la naturaleza del producto. Si el

propósito principal es eliminar algún componente del gas, casi siempre existe la posibilidad de elección. Por supuesto, el agua es el disolvente más barato y más completo, pero debe darse considerable importancia a 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 de 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; empero, si se quiere recuperar el disolvente para volverlo a utilizar, la reacción debe ser reversible.
- 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.
- Corrosión: Los materiales de construcción que se necesitan para el equipo no deben ser raros ni costosos.
- 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.

- Misceláneos: Si es posible, el disolvente no debe ser tóxico, ni inflamable, debe ser estable químicamente y tener un punto bajo de congelamiento.

Treybal, Robert E. 1996. Mass-Transfer Operations. McGraw-Hill. 3ª edición. Estados Unidos de América.

E. Lavadores de Gases de Cama Empacada.

Los lavadores de gases de camas empacadas se utilizan generalmente para la remoción de trazas de contaminantes gaseosos en un gas, más que para la remoción de partículas. El líquido de lavado se alimenta en la parte superior de la torre. Un plato de distribución con un arreglo de boquillas para sobreflujo provee la distribución del líquido desde la parte superior de la torre. El líquido fluye hacia debajo de la cama, mojando el empaque y así provee una superficie interfacial para la transferencia de masa del contaminante químico con el gas, el cual fluye desde la parte inferior de la torre en contracorriente con el líquido.

Este tipo de torre se utiliza extensivamente en la industria química para la absorción de gases, u otros procesos que requieran transferencia de masa o reacción entre un líquido y una corriente gaseosa. En la limpieza de gases, muchas variaciones a este diseño sencillo se han desarrollado por fabricantes de equipos para solucionar problemas específicos. Los principios, de cualquier forma, son los mismos que en los procesos de absorción de gases.

Una decisión básica que debe tomarse al diseñar una torre de absorción de gases es la selección del solvente para el constituyente gaseoso en particular que se piensa remover de la fase gaseosa. 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; ésto 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, y dicta la eficiencia de recuperación del proceso. 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.

El balance de masa y las ecuaciones de transferencia de masa para los lavadores para gases de cama empacada pueden combinarse en la forma:

$$Z = \frac{G_S}{K_y a} \int_{C_2}^{C_1} \frac{dC}{C - C^*} \quad (\text{Ecuación II.2})$$

Donde Z es la profundidad del empaque requerido para reducir la concentración de gas de C_1 a C_2 ; G_S es el flujo total de gas por unidad de sección transversal de la torre; K_y es el coeficiente global de transferencia de masa del gas; y "a" es la superficie interfácial por volumen cúbico de empaque; C^* es la concentración de equilibrio del soluto en la fase gaseosa.

La ecuación (2.1) usualmente se abrevia:

$$Z = H_t \times N_t \quad (\text{Ecuación II.3})$$

donde H_t es el alto de la unidad de transferencia, tiene dimensiones de longitud, es

igual a $\frac{G_S}{K_y a}$. N_t es el número de unidades de transferencia, es adimensional y es

igual a $\int_{C_2}^{C_1} \frac{dC}{C - C^*}$.

La altura de una unidad de transferencia de masa es una característica del sistema en particular (empaques, gas, flujo del gas, composición) y generalmente se toma como una constante sobre rangos adecuados a la operación. En (-1-) se publican valores para sistemas particulares para muchos de los procesos más comunes.

El número de unidades de transferencia deben calcularse para la colección requerida, esto es de C_1 a C_2 , y la curva de solubilidad en el equilibrio para el contaminante gaseoso debe conocerse para este rango de concentraciones. Generalmente se utiliza un método gráfico para evaluar la integral de la ecuación (2.1), N_t . En la práctica industrial para propósitos de diseño de lavadores para gases, se utiliza una ecuación de aproximación:

$$N_t = \ln \left(\frac{C_1}{C_2} \right) \quad (\text{Ecuación II.4})$$

La ecuación (2.3) es la integral exacta de $\frac{dC}{C - C^*}$, donde $C^*=0$, esto es, se hace coincidir la línea de equilibrio con el eje x de la curva de solubilidad en el equilibrio. El error que resulta de esta aproximación se hace notar con soluciones bastante diluidas o donde los contaminantes gaseosos son bastante solubles, como es el caso, por ejemplo, en la absorción de amoníaco (NH_3) para eliminarlo del aire con una solución de ácido sulfúrico (H_2SO_4), o para remoción de partículas.

Otra característica del diseño para los lavadores de cama empacada es el tipo de empaque que se utiliza. Algunos fabricantes de sistemas de camas empacadas han desarrollado su propio empaque y los han patentado, para los cuales tienen información específica del comportamiento para H_t y caídas de presión. Los

empaques varían de formas, anillos, sillas, alambre de gasa, y otros diseños especiales que mejoran el rendimiento.

Para un flujo dado de gas, no es posible operacionalmente incrementar el flujo de líquido más allá de un valor determinado o puede ocurrir una inundación en la torre. En el caso alterno para un flujo continuo de líquido también se debe tomar en cuenta el inundamiento. El inundamiento de la torre ocurre cuando el flujo del líquido fuera de la torre es menor al flujo adentro, y el líquido se acumula en el medio y en la parte superior del empaque; al mismo tiempo, la caída de presión incrementa rápidamente y la unidad cesa de operar. La curva experimental, es útil para obtener un valor aproximado de los flujos de inundación de líquido y gas. Los fabricantes de las torres empacadas proveerán normalmente unas curvas más precisas para su propio empaque. Las torres se operan normalmente a 60% o menos que el punto de inundación. (-7-)

F. Adsorción

Las operaciones de adsorción explotan la capacidad especial de ciertos sólidos para hacer que sustancias específicas de una solución se concentren en la superficie de la misma. De esta forma, pueden separarse unos de otros los componentes de soluciones gaseosas o líquidas. Unos cuantos ejemplos indicarán la naturaleza general posible de las separaciones y al mismo tiempo la gran variedad de aplicaciones prácticas. En el campo de las separaciones gaseosas, la adsorción se utiliza para deshumidificar aire y otros gases, para eliminar olores e impurezas desagradables de gases industriales como dióxido de carbono, para recuperar vapores valiosos de disolvente a partir de mezclas diluidas con aire y otros gases y para fraccionar mezclas de gases de

hidrocarburos que contienen sustancias como metano, etileno, etano, propileno y propano. Las separaciones típicas de líquidos incluyen la eliminación de humedad disuelta en gasolina, decoloración de productos de petróleo y soluciones acuosas de azúcar, eliminación de sabor y olor desagradables del agua y el fraccionamiento de mezclas de hidrocarburos aromáticos y parafínicos. La escala de operación va desde el uso de unos cuantos gramos de adsorbente en el laboratorio hasta las plantas industriales, cuyo inventario de adsorbente excede los 135000 Kg.

Todas estas operaciones son similares en que la mezcla por separar se pone en contacto con otra fase insoluble, el sólido adsorbente, y en que la distinta distribución de los componentes originales entre la fase adsorbida en la superficie sólida y el fluido permite que se lleve a cabo una separación. Todas las técnicas que previamente se consideraron valiosas para el contacto entre fluidos insolubles, también son útiles en la adsorción. Por tanto, se tienen separaciones por lotes en una sola etapa, separaciones continuas en varias etapas y separaciones análogas a la absorción y desorción a contracorriente en el campo del contacto gas-líquido y a la rectificación y extracción mediante reflujo. Además, la rigidez e inmovilidad de un lecho de partículas adsorbentes sólidas hace posible la útil aplicación de los métodos semicontinuos, que de ninguna manera son aplicables cuando se ponen en contacto dos fluidos.

Tipos De Adsorción

Se debe distinguir para principiar entre dos tipos de fenómenos de adsorción: físicos y químicos.

La adsorción física, o adsorción de van der Waals, fenómeno fácilmente reversible, es el resultado de las fuerzas intermoleculares de atracción entre las moléculas del sólido y la sustancia adsorbida. Por ejemplo, cuando las fuerzas atractivas intermoleculares entre un sólido y un gas son mayores que las existentes entre moléculas del gas mismo, el gas se condensará sobre la superficie del sólido, aunque su presión sea menor que la presión de vapor que corresponde a la temperatura predominante. Cuando ocurra esta condensación, se desprenderá cierta cantidad de calor que generalmente será algo mayor que el calor latente de evaporación y parecida al calor de sublimación del gas. La sustancia adsorbida no penetra dentro de la red cristalina ni se disuelve en ella, sino que permanece totalmente sobre la superficie. Sin embargo, si el sólido es muy poroso y contiene muchos pequeños capilares, la sustancia adsorbida penetrará en estos intersticios si es que la sustancia humedece al sólido. La presión de vapor en el equilibrio de una superficie líquida, cóncava y de radio de curvatura muy pequeño, es menor que la presión de una gran superficie plana; la extensión de la adsorción aumenta por consecuencia. En cualquier caso, la presión parcial de la sustancia adsorbida es igual, en el equilibrio, a la presión de la fase gaseosa en contacto; disminuyendo la presión de la fase gaseosa o aumentando la temperatura, el gas adsorbido se elimina fácilmente o se desorbe en forma invariable. Las operaciones industriales de adsorción, del tipo que se va a considerar, dependen de su reversibilidad para recuperar el adsorbente (que se vuelve a utilizar), para la recuperación de la sustancia adsorbida o para el fraccionamiento de mezclas. La adsorción reversible no se concreta a los gases, también se observa en el caso de líquidos.

Quemisorción, o adsorción activada, es el resultado de la interacción química entre el sólido y la sustancia adsorbida. La fuerza de la unión química puede variar considerablemente y puede suceder que no se formen compuestos químicos en el sentido usual; empero, la fuerza de adhesión es generalmente mucho mayor que la observada en la adsorción física. El calor liberado durante la quemisorción es comúnmente grande, es parecido al calor de una reacción química. El proceso frecuentemente es irreversible, en la desorción, de ordinario se descubre que la sustancia original ha sufrido un cambio químico. La misma sustancia, que en condiciones de baja temperatura, sufrirá esencialmente sólo la adsorción física sobre un sólido, algunas veces exhibe quemisorción a temperaturas más elevadas; además, los dos fenómenos pueden ocurrir al mismo tiempo.

Treybal, Robert E. 1996. *Mass-Transfer Operations*. McGraw-Hill. 3ª edición. Estados Unidos de América.

G. Procesos De Compresión

Los procesos de compresión se refieren a incrementar la presión en un sistema dado. Los compresores son aparatos diseñados con este objeto, y resultan vitales para el transporte de gases, para llevar a los gases a la presión apropiada para una reacción o proceso.

Compresores

A continuación no se tratará el diseño de estos equipos, sino la especificación de los requerimientos energéticos para compresiones de gases en estado estable desde una presión dada a otra mayor.

Los compresores de gases pueden ser equipos con aspas rotatorias (como una turbina que funciona en reversa) o cilindros con pistones recíprocos. El equipo rotatorio se emplea para manejar grandes volúmenes de flujo cuando las presiones de descarga no son muy altas (del rango 2.55 kPa a 82.4 kPa); para presiones mayores se requieren los compresores recíprocos.

Las ecuaciones de energía son independientes del tipo de equipo; sin embargo resultan iguales que para turbinas o expansores, puesto que los cambios en energía cinética y potencial también se consideran despreciables. Las siguientes ecuaciones se aplican a las compresiones adiabáticas, cuyo proceso se representa en la figura II.3.

$$W_s = -m\Delta H \quad (\text{Ecuación II.5})$$

$$W_c(\text{isentrópico}) = -(\Delta H)_s \quad (\text{Ecuación II.6})$$

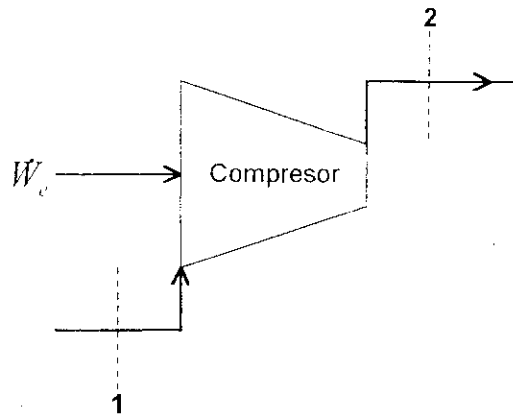


Figura II.3 Proceso de compresión en estado estable.

En un proceso de compresión, el trabajo isentrópico, dado por la ecuación II.5, es el trabajo mínimo de eje requerido para la compresión de un gas desde un estado inicial dado hacia cierta presión de descarga. Por tanto, la eficiencia del compresor se define como

$$\eta_e = \eta_s = \frac{W_e(\text{isentrópico})}{W_e} = \frac{(\Delta H)_s}{\Delta H} \quad (\text{Ecuación 2.7}).$$

donde η es eficiencia, W_e el trabajo realizado por el eje del compresor, ΔH el cambio de entalpía del sistema y el subíndice s se refiere a un proceso de entropía constante.

Las eficiencias de los compresores generalmente se encuentran en un intervalo del 70 al 80%. El proceso de compresión se muestra en un diagrama HS en la figura II.4. La trayectoria vertical que va del punto 1 al 2 representa el proceso de compresión isentrópica de P_1 a P_2 . El proceso real de compresión sigue una trayectoria que parte del punto 1 y sube, hacia la derecha, en la dirección de aumento de entropía, para terminar en el punto 2 sobre la isobara de P_2 .

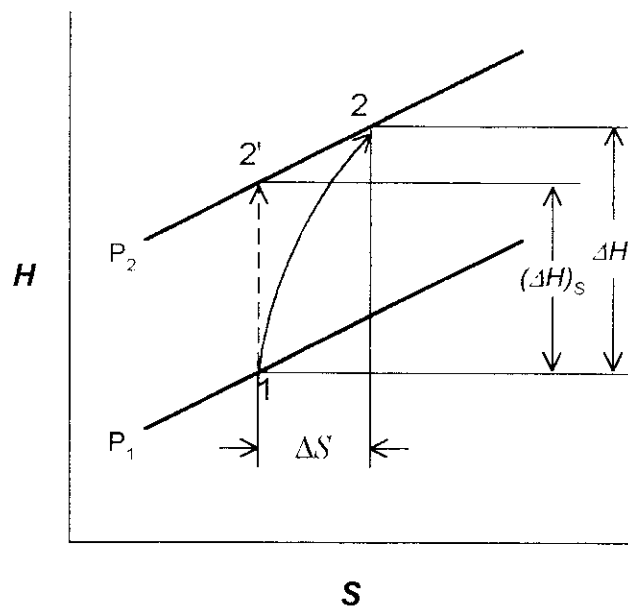


Figura II.4 Proceso de compresión adiabática.

Smith, J.M. & H.C. Van Ness. 1994. Introducción A La Termodinámica En Ingeniería Química. McGraw-Hill. 4ª edición, México.

H. Refrigeración Y Licuefacción

Aunque la refrigeración es mejor conocida por su uso en aire acondicionado en edificios y por el tratamiento, transporte y preservación de alimentos y bebidas, también se emplea a gran escala en la industria, por ejemplo, en la manufactura del hielo y en la deshidratación de gases. La licuefacción de gases es un proceso afín, que tiene importantes aplicaciones comerciales.

A continuación se presenta el análisis termodinámico del proceso de refrigeración y de licuefacción. Sin embargo, no se trata el diseño de equipo.

El término refrigeración implica mantener la temperatura del sistema por debajo de la de los alrededores, para lo cual se requiere una continua absorción de calor a un nivel de baja temperatura, usualmente acompañada por la evaporación de un líquido en un proceso de flujo en situación estable. El vapor formado vuelve a su estado líquido original por cualquiera de los métodos siguientes: el más común consiste en una simple compresión seguida de condensación; o bien, puede absorberse en un líquido de baja volatilidad, de donde se evapora subsecuentemente a una presión mayor.

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

$$|W| = |Q_C| - |Q_F| \quad (\text{Ecuación II.8})$$

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

$$\omega = \frac{\text{calor absorbido a baja temperatura}}{\text{trabajo neto}} = \frac{|Q_F|}{|W|} = \frac{T_F}{T_C - T_F} \quad (\text{Ecuación II.9})$$

Esta ecuación se aplica únicamente al refrigerador que opera con un ciclo de Carnot y da el valor máximo posible de ω para cualquier refrigerador que opere entre los valores dados de T_C y T_F . Con ésto 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 .

Ciclo de compresión de vapor

Un medio para absorber calor a temperatura constante está dado por la 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 II.5, que equivale al ciclo de Carnot, a excepción de que el vapor sobrecalentado que sale del compresor (punto 3 en la figura II.5) debe enfriarse hasta la temperatura de saturación antes de que empiece la condensación.

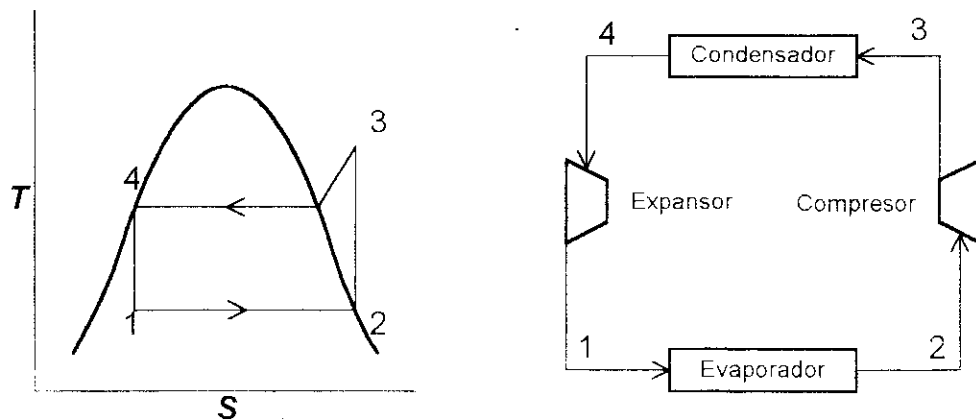


Figura II.5 Ciclo de refrigeración por compresión de vapor

El calor absorbido en el evaporador ($|Q_F|$), con base en la unidad de masa del fluido, está dado por

$$|Q_F| = \Delta H = H_2 - H_1 \quad (\text{Ecuación II.10})$$

este balance de energía no estima los pequeños cambios en las energías cinética y potencial. En forma semejante, el calor rechazado en el condensador es

$$|Q_C| = H_3 - H_4 \quad (\text{Ecuación II.11})$$

por la ecuación II.9, el coeficiente de rendimiento resulta

$$\omega = \frac{|Q_F|}{|W_1|} = \frac{H_2 - H_1}{(H_3 - H_4) - (H_2 - H_1)} \quad (\text{Ecuación II.12}).$$

Para diseñar el evaporador, el compresor, el condensador y el equipo auxiliar, se requiere conocer el flujo másico del refrigerante m , el cual se determina por el calor absorbido en el evaporador mediante la ecuación:

$$\dot{m} = \frac{|Q_e|}{H_2 - H_1} \quad (\text{Ecuación II.13}).$$

La elección del refrigerante

La eficiencia de la máquina de Carnot es independiente del fluido de trabajo; de igual forma, el coeficiente de rendimiento del refrigerador de Carnot es independiente del refrigerante. Sin embargo, las irreversibilidades inherentes al ciclo de compresión de vapor hacen que el coeficiente de rendimiento de refrigeradores reales dependa en cierto grado del refrigerante. Por otra parte, las características como toxicidad, flamabilidad, costo, propiedades corrosivas y presión de vapor respecto a la temperatura, resultan de la mayor importancia en la selección del refrigerante. Para que el aire no penetre en el sistema de refrigeración, la presión de vapor del refrigerante a la temperatura del evaporador debe ser mayor que la presión atmosférica; por otra parte, la presión vapor a la temperatura del condensador no debe ser demasiado alta, puesto que un equipo de alta presión ocasiona un alto costo inicial y gastos de operación elevados. Estos dos requisitos limitan la selección del refrigerante a relativamente pocos fluidos. La selección final depende, pues, de las otras características mencionadas.

I. Proceso De Licuefacción.

La licuefacción de gases es un proceso común para diferentes fines; por ejemplo, el propano líquido en cilindros se usa como combustible doméstico, el oxígeno

líquido es propulsor de cohetes, el gas natural es licuado para transporte oceánico y el nitrógeno líquido se emplea en la refrigeración a baja temperatura. Además, las mezclas de gases (por ejemplo el aire) se licuan para separarlas en sus componentes por fraccionamiento.

La licuefacción resulta cuando un gas se enfría hasta una temperatura en la región difásica, lo que puede realizarse de diversas formas:

1. Por intercambio de calor a presión constante.
2. Por expansión en una turbina, obteniéndose trabajo.
3. Por un proceso de estrangulamiento.

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.

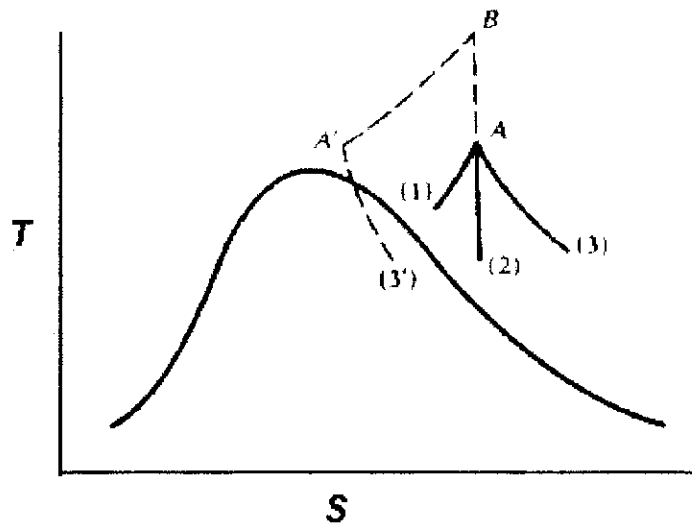


Figura II.6 Diagrama Temperatura/Entropía para procesos de enfriamiento

Los tres métodos se muestran en la figura II.6. 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 B, seguido de un enfriamiento a presión constante hasta A'. 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. Por ejemplo, si a partir del estado inicial A se continúa el proceso (2), se llega finalmente a la licuefacción. El proceso de estrangulamiento (3) es el más frecuentemente empleado en las plantas pequeñas de licuefacción comercial. En la mayor parte de los gases en condiciones normales de temperatura y presión, la temperatura del gas disminuye durante la expansión, las excepciones son el hidrógeno y el helio, que aumentan su temperatura al ser estrangulados, a menos que su temperatura inicial esté por debajo de 100K para el hidrógeno y de 20K para el helio. La licuefacción de esos gases por estrangulamiento necesita reducir inicialmente la temperatura hasta valores más bajos por los métodos 1 o 2.

El sistema de licuefacción más simple, conocido como proceso de Linde, se muestra en la figura II.7. 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°C .

En condiciones de estado estables, un balance de energía para el separador, válvula y enfriador da $\Delta(mH)_{cf} = 0$, o

$$H_6z + H_8(1-z) = H_3 \quad (\text{Ecuación II.14})$$

donde las entalpías se refieren a la unidad de masa del fluido en los puntos marcados en la figura II.7. El conocimiento de las entalpías permite resolver la ecuación II.14 para z , la fracción de gas que se ha licuado.

El diagrama de flujo para el proceso de Claude, mostrado en la figura II.8, es igual que en el proceso de Linde, excepto que la válvula de estrangulamiento se sustituye por una máquina de expansión o una turbina. El balance de energía en este caso es

$$H_6z + H_8(1-z) + W_e = H_3 \quad (\text{Ecuación II.15})$$

donde W_e es el trabajo de la máquina de expansión por unidad de masa del fluido que entra al enfriador en el punto 3. Si la máquina opera adiabáticamente, el trabajo se calcula con $W_e = -\Delta H$, que para este caso se escribe

$$W_e = -(H_5 - H_4) \quad (\text{Ecuación II.16})$$

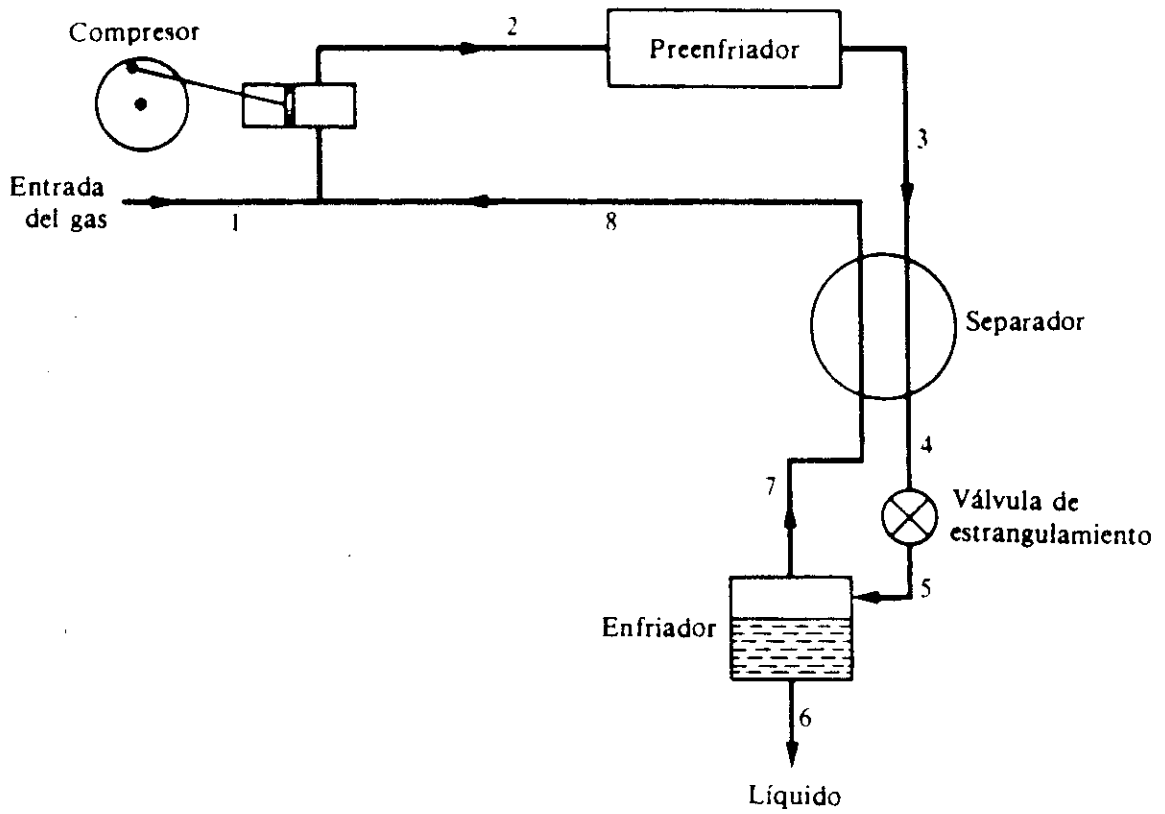


Figura No 2.7 Proceso de Licuefacción de Linde.

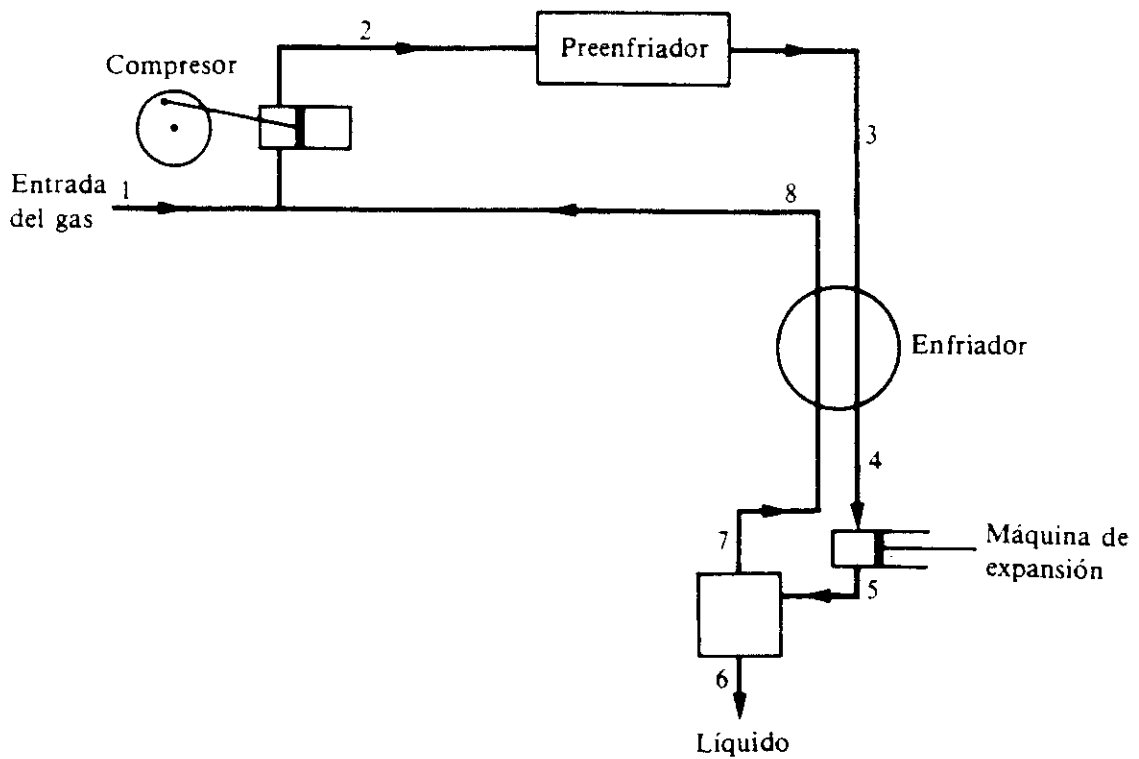


Figura No 8 Proceso de Licuefacción de Claude.

Las ecuaciones 10 a 11 suponen que no penetra calor al aparato desde los alrededores. Esto nunca es totalmente cierto, y el flujo de calor puede ser significativamente cierto cuando las temperaturas son muy bajas, incluso con equipos muy bien aislados.

Smith, J.M. & H.C. Van Ness. 1994. Introducción A La Termodinámica En Ingeniería Química. McGraw-Hill. 4ª edición, México.

J. Principios Generales de Destilación

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición y fase. Cada especie molecular de la mezcla que se vaya a separar reaccionará de modo único ante los diversos ambientes presentes en esas zonas. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie establecerá una concentración diferente en cada zona y ésto da como resultado una separación entre las especies.

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. Se utilizan varios tipos de dispositivos, como, por ejemplo, los empaques vaciados u ordenados y las bandejas o platos, para que las dos fases entren en contacto íntimo. Los platos se colocan uno sobre otro y se encierran en una cubierta cilíndrica para formar una columna. Los empaques también están contenidos dentro de una cubierta cilíndrica, entre los platos de apoyo y soporte.

El material de alimentación que se debe separar en fracciones se introduce a uno o más puntos a lo largo de la coraza de la columna. Debido a la diferencia de gravedad entre la fase de vapor y la líquida, el líquido corre hacia abajo de la columna, cayendo en cascada de plato a plato, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el líquido en cada uno de los platos.

El líquido que llega al fondo de la columna se vaporiza parcialmente en un rehervidor calentado para proporcionar vapor rehervido que asciende por la columna. El resto del líquido se retira como producto del fondo. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa como líquido en el condensador superior. Parte de este líquido regresa a la columna como reflujo, para proporcionar un derrame líquido. El resto de la corriente superior se retira como producto destilado o superior.

Este patrón de flujo en el domo de la columna de destilación proporciona un contacto, a contracorriente de las corrientes de vapor y líquido, en todos los platos de la columna. Las fases de vapor y líquido en un plato dado se acercan a los equilibrios de temperatura, presión y composición, hasta un punto que depende de la eficiencia del plato de contacto.

Los componentes más ligeros (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase de vapor, mientras que los más pesados (de punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquida. El resultado es una fase de vapor que se hace más rica en componentes ligeros al ir ascendiendo por la columna, y una fase líquida que se va haciendo cada vez más rica en los componentes pesados conforme desciende en cascada. La separación general que se logra entre el producto superior y el del fondo, depende primordialmente de las

volatilidades relativas de los componentes, el número de platos de contacto y de la realización de reflujo de la fase líquida a la de vapor.

Si la alimentación se introduce en un punto situado a lo largo de la coraza de la columna, la columna se dividirá en una sección superior, que se denomina con frecuencia sección de rectificación, y otra inferior, que suele recibir el nombre de sección de agotamiento. Estos términos se vuelven bastante indefinidos en columnas con alimentaciones múltiples y en columnas en las cuales se retira una corriente lateral de producto en algún punto a lo largo de la columna, además de las dos corrientes de productos de los extremos.

Concepto de la etapa de equilibrio. Los procesos de transferencia de masa y energía en una columna real de destilación son demasiado complicados para poder modelarlos con facilidad en forma directa. Esta dificultad se supera mediante el modelo de etapa de equilibrio. Por definición, la corriente de vapor y la de líquido que salen de una etapa en equilibrio están en equilibrio completo entre sí y se pueden utilizar relaciones termodinámicas para relacionar las concentraciones de las dos corrientes en equilibrio. Se diseña una columna hipotética que se componen de etapas de equilibrio (en lugar de verdaderos platos de contacto), para realizar la separación especificada para la columna real. A continuación, el número de etapas hipotéticas de equilibrio se debe convertir en un número dado de platos reales, por medio de eficiencias de plato que describen el punto hasta el cual el rendimiento de una bandeja real de contacto corresponde al rendimiento de una etapa en equilibrio.

El empleo del concepto de etapa de equilibrio separa el diseño de una columna de destilación en tres partes principales: 1) los datos y los métodos termodinámicos

que se requieren para predecir las composiciones del equilibrio de fases se tienen que determinar cuidadosamente, 2) se debe calcular el número de etapas de equilibrio que se requieren para lograr una separación específica o la separación que se obtendrá con un número dado de etapas de equilibrio, 3) el número de etapas de equilibrio se debe convertir en un número equivalente de platos reales de contacto, o determinar la altura de empaquetamiento y el diámetro de la columna.

Perry, Robert H. & D.W. Green. 1997. Chemical Engineer's Handbook. McGraw-Hill. 7^a edición, New York.

III. JUSTIFICACION

La recuperación de CO₂ de la fermentación, purificación, compresión y licuefacción para su reutilización en la planta es un servicio tan esencial como el vapor, el agua o la refrigeración. El CO₂ que se obtiene de la fermentación se requiere para la carbonatación de la cerveza en proceso, contrapresión para tanques de gobierno o almacenamiento de cerveza, trasiegos de producto y la contrapresión en las llenadoras.

En las cervecerías, como en todo proceso de fabricación, es de gran importancia económica el aprovechamiento de los subproductos, razón por la cual es importante evitar cualquier tipo de pérdida. El CO₂ es un subproducto de la fermentación que se puede reutilizar en varias etapas del proceso de fabricación de cerveza, de hecho muchas veces las cervecerías utilizan más de lo que pueden recuperar y suelen comprar CO₂ adicional para cubrir deficiencias. Es por ello que es casi imposible encontrar una fábrica de cerveza que no cuente con un sistema de recuperación de CO₂.

La recuperación de CO₂ debe considerar dos puntos importantes: uno es la pureza necesaria para poder ser reingresado al sistema y forme parte del producto, y el otro es la capacidad de aprovechar o recuperar CO₂ con el menor desperdicio posible.

Basado en lo anterior se ha considerado evaluar el funcionamiento actual del sistema de recuperación de CO₂ en una fábrica de cerveza, y que sirva esta evaluación como fundamento para mejorar dicho sistema.

IV. OBJETIVOS

A. Objetivos Generales

Diseñar un sistema de recuperación del Dióxido de Carbono (CO_2), producto de la fermentación alcohólica en el proceso de elaboración de cerveza, que mejore la calidad y cantidad de recuperación del sistema actual en una fábrica de cerveza.

B. Objetivos Específicos

1. Identificar los principales puntos de mejora para el sistema de recuperación.
2. Diseñar un sistema que aproveche mayor cantidad de CO_2 que interviene en el proceso para poder ser purificado, logrando purgas bajas y aceptables de CO_2 .
3. Diseñar un sistema que mejore la calidad de recuperación de CO_2 en fase líquida, logrando una pureza no menor de 99.99%.
4. Reducir el impacto ambiental con emisiones de CO_2 .

V. PROBLEMA A RESOLVER

El problema a resolver consiste en identificar los problemas o deficiencias que presenta una línea de recuperación de dióxido de carbono, producto de fermentación cervecera, la cual se desea que aumente su cantidad y calidad de recuperación.

En detalle, el problema consiste en localizar y nombrar puntos de mejora, determinar las condiciones de operación, proponer mejores sistemas de control y el uso de tecnología más moderna. Debe presentarse un diseño para el sistema de recolección, más eficiente tanto cuantitativamente como cualitativamente.

VI. METODOLOGIA

Para evaluar los puntos de mejora en la línea de recuperación, se procederá evaluando el funcionamiento de cada etapa de la recolección, conformada cada etapa de la siguiente manera:

- Fermentación, se elaborará un balance de materia con el objeto de conocer la cantidad de dióxido de carbono que se produce.
- Definición del actual sistema de recuperación, incluyendo los recorridos de purga.
- Remoción de sustancias solubles en agua: esta etapa incluye la trampa de espuma, los compresores de baja presión y el lavador de gas.
- Remoción de sustancias insolubles en agua: esta etapa incluye los desodorizadores, los compresores de alta presión y su sistema de enfriamiento.
- Remoción de humedad: esta etapa corresponde al preenfriador de agua y los secadores.
- Licuado: en esta etapa se remueve gases no condensables y se obtiene el producto licuado.

Para cada etapa se evaluará la calidad del dióxido de carbono en el ingreso y la salida y las condiciones de operación.

Para verificar el aprovechamiento, se evaluarán las líneas de distribución, retornos y purgas, a manera de evaluar los puntos donde puede disminuirse las purgas y

los puntos que pueden recircularse e ingresar nuevamente a la línea de recuperación.

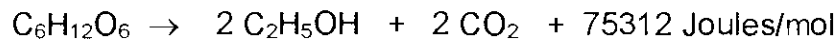
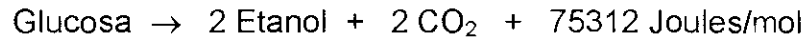
Para evaluar la calidad del dióxido de carbono se utilizarán dos diferentes métodos:

- Un aparato medidor de porcentaje de pureza de dióxido de carbono, marca Zahm & Nagel, consiste en un recipiente de 1 litro, lleno con una solución de sosa cáustica diluida al 25% en peso, con un balón invertido y una escala de aforación, al cual se le puede inyectar una corriente de dióxido de carbono con el fin de llenar de gas el balón graduado. Dependiendo de la pureza del dióxido de carbono, el gas reacciona con la solución de sosa, de manera que la última burbuja que no se solubiliza se encuentra formada por residuos de otros gases no deseados y ocupa un volumen en la escala de aforación del balón. El balón se encuentra aforado en una escala de 99.0% a 100.0% de pureza.
- Cromatografía HPLC (Cromatografía Líquida de Alto Rendimiento). Se corre un blanco de agua desmineralizada, luego las mediciones corresponderán a muestras de agua desmineralizada a la que se le hace pasar una corriente del gas en estudio. Se compara entonces, la disminución o aumento de los picos característicos de cada gas que forma parte de la corriente.

VII. RESULTADOS

A. Balance de Materia de Fermentación

Básicamente la fermentación es el proceso anaeróbico, mediante el cual la levadura convierte la glucosa en etanol y dióxido de carbono:



$$1 \text{ g C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6 \times \frac{1 \text{ mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6}{180 \text{ g C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} \times \frac{2 \text{ mol CO}_2}{1 \text{ mol C}_6\text{H}_{12}\text{O}_6} \times \frac{44 \text{ g CO}_2}{2 \text{ mol CO}_2} = 0.489 \text{ g CO}_2$$

En la sección II.A de los antecedentes se menciona que no sólo la glucosa participa en la fermentación cervecera sino también todo el extracto o carbohidratos fermentables presentes en el mosto. La fórmula de "Balling" considera todos los factores de la fermentación (-18-), según la fórmula de Balling: 2.0665 g de extracto fermentado producen 1.0000 g de etanol, 0.9665 g de CO₂ y 0.1100 g de levadura.

Para mayor exactitud en el balance, se utilizará el balance de Balling donde 1 g de extracto fermentado produce 0.463 g de CO₂.

Producción teórica de CO₂ en g/m³ (g/1000L):

Tabla No VII.1 Condiciones de Fermentación

Extracto Original (°Plato)	14.05
Extracto Final Aparente (°Plato)	2.5
Extracto Final Real (°Plato)	4.69
Base	1 m ³ (1000 L)

Tabla No VII.2 Producción de Dióxido de Carbono

Grado de Fermentación Aparente (%)*	$\frac{(14.05 - 2.50)}{14.05} \times 100$	82.21
Grado de Fermentación Real (%)*	82.21×0.8119	66.59
Extracto Final Real* (°Plato)	$14.05 - \frac{(14.05 * 66.59)}{100}$	4.70
Extracto Fermentado (kg/Hl)	$14.05 - 4.70$	9.35
CO ₂ Producido (g)	$9.35 \frac{\text{kg extracto}}{\text{hL}} \times \frac{1 \text{ hL}}{100 \text{ L}} \times \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times 0.463 \frac{\text{g CO}_2}{\text{g extracto}} \times 1000 \text{ L}$	43290.5

* En el Glosario (sección XII.A) se definen los términos y se presentan ecuaciones para su cálculo.

El factor 0.8119 utilizado en las tablas 7.2 y 7.4 para hallar el grado de fermentación real, es el promedio de la relación entre el grado de fermentación real y el grado de fermentación aparente para la fábrica de cerveza. Para obtener el grado de fermentación real sin hacer la conversión a partir del grado de fermentación aparente, es necesario destilar el alcohol de la muestra de cerveza antes de medir su grado plato.

Producción teóricamente recuperable de CO₂ en g/m³ (g/1000L):

La recuperación de dióxido de carbono inicia cuando la pureza de la corriente de gas es por lo menos 99.8%, lo cual se logra después de las primeras 24 horas de fermentación. Mientras tanto los °Plato del extracto aparente disminuyen. La recuperación termina también antes de que termine la fermentación, exactamente cuando la pureza baja de 99.8%.

Tabla No VII.3 Condiciones de la Recuperación

Extracto Original (°Plato)	14.05
Extracto Aparente al inicio de la Recuperación (°Plato)	12.40
Extracto Aparente al final de la Recuperación (°Plato)	2.80

TABLA IV.4.1. DENSIDAD DE CO₂ RECUPERABLE.

Inicio de Recuperación	Grado de Fermentación aparente (%)*	$\frac{(14.05 - 12.40)}{14.05} \times 100$	11.74	
	Grado de Fermentación real (%)*	11.74×0.8119	9.51	
	Extracto Real (°Plato)*	$14.05 - \frac{(14.05 \times 9.51)}{100}$	12.72	
Final de Recuperación	Grado de Fermentación aparente (%)*	$\frac{(14.05 - 2.80)}{14.05} \times 100$	80.07	
	Grado de Fermentación real (%)*	80.07×0.8119	64.85	
	Extracto Real (°Plato)*	$14.05 - \frac{(14.05 \times 64)}{100}$	4.94	
Extracto real fermentado durante la recuperación		$12.72 - 4.94$	7.78	
Total de CO ₂ producido durante la recuperación en base a 1 m ³ (1000L) . (g)				
	$7.78 \frac{\text{kg extracto}}{\text{hL}} \times \frac{1 \text{ hL}}{100\text{L}} \times \frac{1000\text{g}}{1 \text{ kg}} \times 0.463$	$\frac{\text{g CO}_2}{\text{g extracto}} \times 1000$	L	36021.40

* En el Glosario (sección XII.A) se definen los términos y se presentan ecuaciones para su cálculo.

- Parte del dióxido de carbono que puede recuperarse, no se recupera pues parte queda disuelto en la cerveza y parte queda en el domo del tanque de fermentación.

Tabla No VII.5 Dióxido de Carbono Recuperable Real.

Concentración de CO ₂ en la cerveza dentro del tanque de fermentación (g CO ₂ /L)		4.00
CO ₂ disuelto (g)	4 g/L x 1000L	4000
CO ₂ que ocupa el domo del tanque fermentador *. (g)		2927
CO ₂ Recuperable Real en base a 1000L. (g)	CO ₂ producido - CO ₂ disuelto - CO ₂ en el domo 36021.40 - 4000 - 2927	29094.40

* Para hallar la cantidad de CO₂ que queda dentro del domo:

Presión en el domo: 60 kPa (8.7 psi)

Temperatura en el domo: 17 °C.

Para hallar la densidad del gas a estas condiciones se utiliza la tabla No XII.2, se interpola con estas condiciones y se tiene que la densidad del CO₂ gaseoso a 60 kPa y 17°C es 2.926854 kg/m³.

En el tanque fermentador se deja un espacio libre del 17%, para la base de cálculo de 1000L corresponde un volumen libre de 194 L.

Entonces,

$$2.926854 \text{ kg CO}_2/\text{m}^3 \times 194 \text{ L} \times 1 \text{ m}^3/1000\text{L} \times 1000 \text{ g}/1 \text{ kg} = 2926.85 \text{ g CO}_2$$

Dióxido de Carbono No Recuperable

La cantidad de dióxido de carbono que no se recupera está dado así:

$$43290.5 \text{ g CO}_2 - 29094.40 \text{ g CO}_2 = \mathbf{14196.1 \text{ g CO}_2}$$

B. Definición del Actual Sistema

1. Fermentador

Para facilitar la descripción del sistema de recuperación de dióxido de carbono, se tratará toda la línea de forma unitaria, así el primer punto a considerar será un tanque de fermentación. El tanque de fermentación utiliza siempre mosto limpio y levadura limpia, el tiempo de fermentación depende de la estabilidad y propiedades organolépticas propias de la receta de la cerveza. El fermentador trabaja en dos etapas, la primera de ellas a una presión de 20 a 30 kPa, la segunda de ellas aumenta hasta 60 kPa que se mantiene hasta el final de la fermentación y su etapa de reposo.

En el momento en que inicia la fermentación, inicia también la producción de dióxido de carbono. Conforme se producen gases en el fermentador, se analiza la pureza de los mismos, cuando al menos el 99.9% de la corriente de gases es soluble en sosa, se abre el paso de los mismos hacia una trampa de espuma.

2. Trampa de espuma

La transferencia de la corriente de gas hacia la trampa de espuma se da únicamente por diferencia de presiones.

La trampa de espuma es un tanque cerrado en el cual se ingresa la corriente de gases con por lo menos 99.8% de pureza. Esta corriente arrastra residuos de la espuma que se forma durante la fermentación y al entrar en contacto con el agua de la trampa de espuma, queda a flote en la misma. La alimentación en la trampa está ubicada en la parte superior, ingresa una tubería de la cual sale la corriente de gases teniendo contacto con el agua. A un costado de la trampa, a una altura superior al nivel de agua dentro de la trampa de espuma, se encuentra el escape de

gases libres de espuma. En esta salida, la presión de la corriente de gases decrece a 16 – 20 kPa.

3. Compresor de Baja Presión

La corriente de gases proveniente de la trampa de espuma ingresa a un compresor de refuerzo, es un compresor de varias etapas de compresión acopladas a un mismo eje, completamente libre de aceite en la parte de compresión, es movido por un motor eléctrico acoplado por fajas y gobernado por una válvula de succión que depende de la presión de los fermentadores, este compresor es utilizado para succionar el flujo de la corriente de dióxido de carbono y mantener una presión dentro de un rango deseado en los fermentadores, así como para elevar la presión de los fermentadores hacia la línea de purificación. En la succión del mismo la presión debe ser por lo menos de 16 kPa, este compresor eleva la presión de la corriente a 30 - 60 kPa.

4. Lavador de gases

A partir de la salida del compresor de refuerzo inicia la etapa de baja presión (30 - 60 kPa), en donde se eliminan impurezas solubles en agua. Esta etapa la conforma un lavador de gases, construido de acero inoxidable, que trabaja con agua suavizada. Dentro del lavador de gases hay un lecho de monturas de cerámica (Intalox de 1") con una distribución al azar, su presión máxima de trabajo es de 100 kPa. Se utiliza para lavar con agua suave las impurezas como alcoholes, cetonas, compuestos sulfurados y aminas que pueda traer la corriente de gas proveniente de los fermentadores, para ello se lava en contracorriente, es decir, el gas entra en la parte inferior y el agua cae desde la parte superior. La alimentación del agua tiene un sistema de recirculación impulsada por una bomba centrífuga, el lavador de gases tiene dos controladores de nivel: uno en la parte superior que activa o desactiva una

válvula solenoide que permite el ingreso de agua de reposición; el otro en la parte inferior es la protección de la bomba de recirculación para que no trabaje sin agua. Cuenta con válvulas de entrada y salida de la corriente de gas.

5. Desodorizador

La corriente de gas a la salida del lavador de gases, ingresa a un desodorizador. Este consta de una torre fabricada de acero negro, dentro de ella se tienen gránulos de carbón que se encuentra preparado y acomodado para absorber los hidrocarburos y otros subproductos de fermentación que no fueron eliminados en la etapa de lavado anterior, esta es la etapa de eliminación de purezas insolubles en agua. El desodorizador tiene una entrada de vapor vivo que se utiliza para regenerar el carbón agotado o saturado de impurezas, cuenta con válvulas de entrada y salida de la corriente de gas, la tubería de vapor tiene una válvula de bola y una trampa de vapor para el condensado.

6. Filtro para residuos de carbón

A la salida del desodorizador, la corriente de gas se encuentra con un filtro de carbón, fabricado en acero inoxidable dentro del cual se localiza un elemento filtrante de poliéster. Se utiliza para atrapar el carbón que pueda ser desplazado por la corriente de gas de la torre desodorizadora. Cuenta con una válvula de bola en la parte inferior, que se utiliza para poder sacar el carbón que provino de la torre desodorizadora. La salida de este filtro está conectada directamente con el compresor.

7. Compresor de alta presión

El flujo de gas se ingresa a un compresor de pistón con dos etapas. Este compresor tiene las etapas en el mismo eje para cada etapa, es enfriado por agua. La etapa de

compresión está compuesta por un cilindro de aluminio (pistón), anillos de carbón y guías de teflón.

Opera con un motor eléctrico acoplado por fajas, todas las partes de compresión están libres de aceite, excepto el cárter que es lubricado con aceite. Su funcionamiento es automático, arranca con una presión de 30 a 60 kPa (presión a la salida del compresor de refuerzo).

El compresor se utiliza para elevar la presión del dióxido de carbono gas en dos etapas, una eleva la presión de succión de 30 kPa a 400 kPa y la segunda etapa de 400 kPa a 1700 kPa.

El compresor cuenta con válvulas de acero inoxidable, la primera etapa tiene dos válvulas de admisión y dos de descarga, la segunda etapa tiene una válvula de admisión y una de descarga.

El compresor utiliza un interenfriador y un posenfriador. Debido a la compresión realizada por el gas, éste aumenta de temperatura tanto en la primera y segunda etapa, el propósito de los enfriadores es enfriar el gas entre las etapas de compresión y al momento de salir del compresor, este calor es removido por enfriadores de concha y tubo que utilizan agua fría en contracorriente pasando por el casco. El gas pasa por una serie de tubos enfriándose dentro del enfriador.

El motor cuenta con una válvula solenoide que sirve para que el compresor no arranque sin carga; un control de presión del agua de enfriamiento; un control de temperatura de descarga de gas.

Cuenta con un motor eléctrico encargado de transformar la energía eléctrica en energía mecánica, éste será el encargado de mover el compresor, está acoplado al compresor por medio de fajas de hule, que dan la tracción al compresor.

Para poner en servicio o fuera de servicio al compresor, se cuenta con válvulas de entrada y salida de gas.

Una serie de manómetros se utilizan para medir la presión de aceite, presión de succión, presión intermedia, presión de descarga, presión de agua de enfriamiento; una serie de termómetros se utilizan para medir temperatura de descarga, intermedia y temperatura del agua de enfriamiento. Existe también una válvula de seguridad encargada de mantener una presión por debajo de la presión máxima de trabajo de las torres secadoras que se encuentran más adelante en la línea de recuperación. Una válvula de cheque que se encuentra ubicada junto a la válvula de salida de gas, es la encargada de dejar pasar el flujo de gas del compresor hacia las torres de secado y no al contrario.

8. Preenfriador

El preenfriador tiene una presión máxima de trabajo de 1723.75 kPa (250 psig), temperatura máxima de trabajo de 842 °C (450 °F) y temperatura mínima -4 °C (-20 °F), del tipo concha y tubo.

Se utiliza amoníaco para enfriar el dióxido de carbono gas a 5 °C, así como para desplazar humedad que viene junto al gas y se purga por medio de una trampa de condensado conectada a un separador de humedad.

Cuenta con válvula de entrada y salida de gas que sirven para poner en servicio el equipo o dejarlo fuera de servicio; interruptor de flote del nivel de amoníaco y válvula solenoide, encargados de mantener el nivel de amoníaco líquido en el enfriador, el interruptor da una señal eléctrica a la válvula solenoide que abre o cierra la entrada de amoníaco líquido. Una válvula reguladora de succión, graduada para poder obtener una temperatura de 10°C en la salida del dióxido de carbono, normalmente ajustada a 448.17 kPa (65 psig); una trampa de drenaje de acero inoxidable presión

máxima de trabajo 2758 kPa (400 psig) y un separador de humedad, éstos se encuentran colocados en la salida del gas.

Como al gas se le baja la temperatura en el preenfriador existe una condensación de la humedad que viene con el gas, parte de ella se purga por medio de una trampa que saca el condensado al exterior.

9. Secadores de Gas

La secadora de gas es una batería de dos torres, su máxima presión de trabajo es de 2068.5 kPa (300 psi), temperatura de trabajo 21.1°C (70 °F).

El propósito de la secadora estriba en reducir el contenido de humedad del gas que ha sido comprimido a 1723.75 kPa (250 psig), se utiliza un lecho de alúmina (óxido de aluminio) que absorbe la humedad, este secante se saturará de humedad por lo que es necesario reactivarlo para reutilizar.

Cuenta con dos torres, en lo que una se encuentra trabajando la otra se encuentra en su ciclo de reactivación. Normalmente el ciclo de cada torre es de 16 horas.

El lecho de alúmina es el encargado de absorber la humedad del gas, normalmente se trabaja 8 horas continuas para luego ser reactivado. Se reactiva haciendo pasar dióxido de carbono caliente por el lecho, que luego se purga al ambiente.

Cuenta con válvulas de entrada y salida de gas, se utiliza una válvula de entrada de gas para cada una de las torres y una válvula de salida para cada una de las torres; tubería y válvula de dióxido de carbono de reactivación, la tubería de gas seco se utiliza para la reactivación de la torre, se hace pasar un flujo de este gas por una resistencia eléctrica que calienta el gas, pasa por el lecho secante, atrapa la humedad y se purga al ambiente con el gas.

Cuenta también con un control de temperatura, un contacto normalmente cerrado.

Cuando se realiza la reactivación de la torre se conecta la resistencia eléctrica la

cual calienta el gas seco de reactivación, que debe pasar en el lecho secante. Cuando la temperatura alcanza 154.4 °C (310 °F), el termoconmutador desconecta la resistencia y la temperatura desciende gradualmente por el paso del gas seco en el lecho, cuando la temperatura ha descendido hasta 15 °C está finalizada la reactivación.

Para mantener una presión a un máximo de 2068.5 kPa (300 psi) que es la presión máxima de trabajo de la torre, se utiliza una válvula de seguridad, si la presión aumenta más de 2068.5 kPa (300 psi) ésta debe dispararse.

10. Filtro para residuos de alúmina

Al igual que a la salida de los desodorizadores, se encuentra colocado un filtro para residuos de alúmina en la salida del gas seco de la torre, su temperatura de trabajo es -28.9 °C (-20 °F), su máxima presión de trabajo 19650.75 kPa (285 psi), máxima temperatura de trabajo 37.8 °C (100 °F). Su función es atrapar los posibles arrastres de alúmina en el gas seco.

11. Licuador o Condensador de Dióxido de Carbono

El condensador se utiliza para enfriar el dióxido de carbono proveniente de las torres de secado. Para que el dióxido de carbono cambie de fase, es decir, del estado gaseoso al estado líquido es necesario enfriarlo a -34.4 °C (-30 °F), su punto de condensación, y por ello se utiliza este equipo horizontal de licuefacción del tipo concha y tubo. Debido a la baja temperatura, es necesario que el gas proveniente de las torres de secado esté libre de humedad, pues puede condensarse y tapan el condensador. La corriente de dióxido de carbono se alimenta por la parte superior al lado de la concha y abandona el condensador por gravedad en forma líquida por la parte inferior. En el lado de los tubos se alimenta de amoníaco (refrigerante) encargado de absorber el calor de la corriente de gas cuando ésta se evapora o

cambia a la fase gaseosa. El condensador de dióxido de carbono puede considerarse como el evaporador de un sistema de refrigeración de amoníaco.

El condensador tiene especificada una presión máxima de operación de 20685 kPa, temperatura mínima de operación de -28.9°C (-20°F), temperatura máxima de operación 204°C (400°F). La concha está fabricada en acero inoxidable y los tubos de acero al carbón, utiliza amoníaco como refrigerante. El condensador se encuentra aislado.

Cuenta con un nivel flotador de amoníaco, que controla el nivel de amoníaco que entra al condensador en el lado interno de los tubos, cuando se encuentra a nivel máximo se cierra una válvula solenoide en la entrada de amoníaco líquido del condensador. Además de la válvula solenoide, cuenta con una válvula de globo manual para cerrar el ingreso de amoníaco líquido. A la salida del condensador se ubica una válvula para el amoníaco gaseoso, que es succionado por el condensador de amoníaco (éste se considera parte de otro sistema). Del lado de la corriente de dióxido de carbono, está instalada una válvula de seguridad calibrada a una presión de disparo de 18961 kPa absolutos (275 psig), antes de alcanzar la presión máxima de operación. En el lado del amoníaco, también se cuenta con una válvula de seguridad calibrada a 10342.5 kPa absolutos (150 psig).

12. Tanque para Dióxido de Carbono Líquido

Su función es el almacenamiento de dióxido de carbono líquido, se encuentra aislado debido a que la temperatura del líquido es menor a -34.4°C (-30°F) y la temperatura del ambiente puede aumentar la velocidad de evaporación y por lo mismo aumenta la presión del tanque. Por esta razón, las tuberías de la parte gaseosa están conectadas a la tubería de ingreso al condensador para que el gas

que se evapora se vuelva a licuar y poder mantener una presión controlada en el tanque.

El sistema que se describe en la sección VII.B se ilustra en la figura No VII.1.

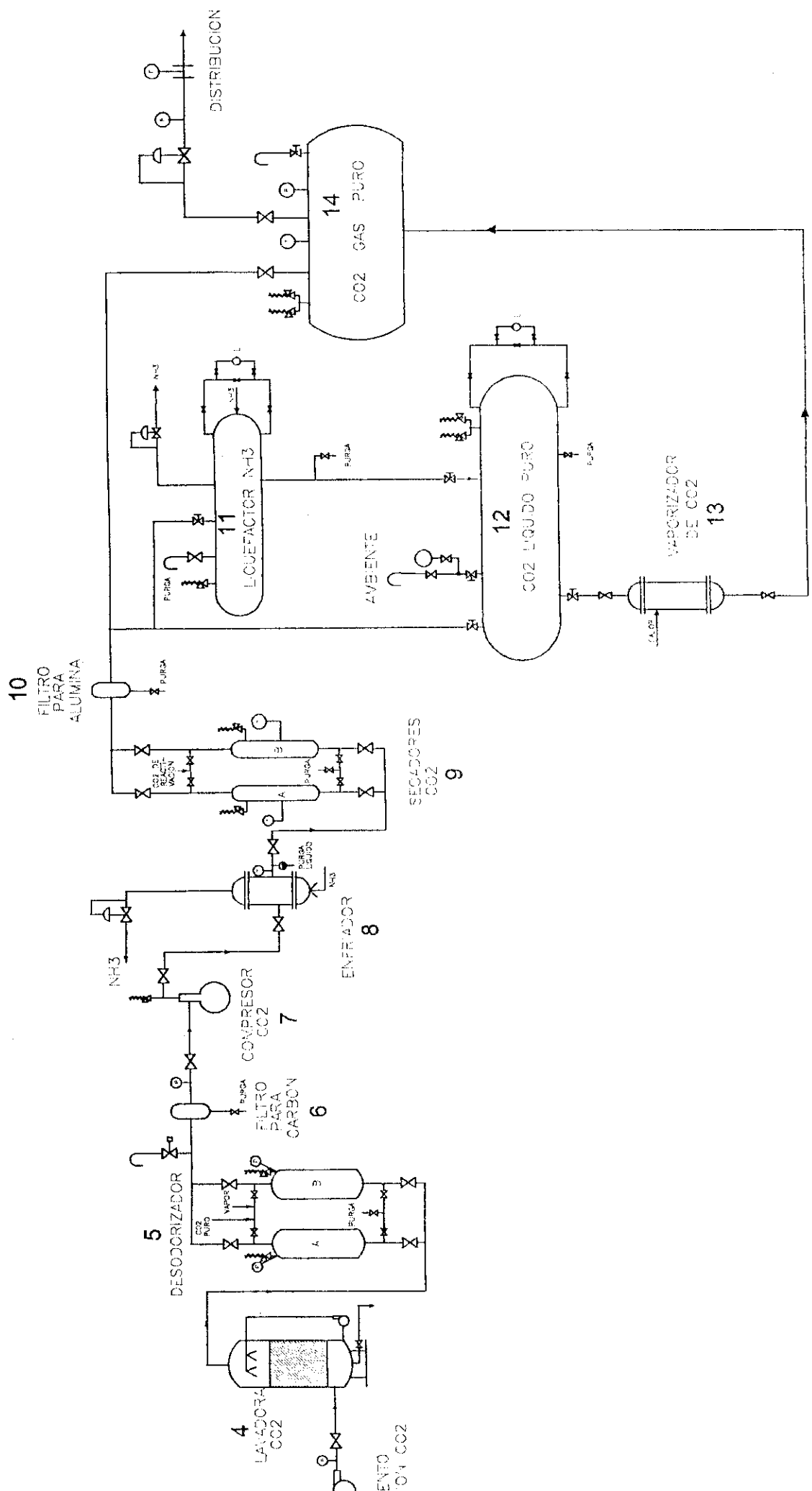


Figura 7.1

C. Evaluación del Sistema Actual de Recuperación

1. Control de Purgas

A continuación se listan las purgas del sistema y sus razones actuales.

- a. Purga al ambiente en tanques fermentadores. Esta purga se lleva a cabo desde el inicio de fermentación por dos razones: la primera es controlar la presión dentro del tanque, y la segunda se purga con el objeto de alcanzar el 99.8% de pureza, mínimo con el que puede ingresar a la actual línea de recuperación. Estas purgas en el tanque de fermentación se realizan en salidas completamente independientes, la primera se controla en una válvula de seguridad, la segunda es una válvula manual que se mantiene abierta hasta que cumple con la pureza mínima de ingreso.
- b. Purga entre la salida del compresor de baja presión y la entrada del lavador de gases. Esta purga se utiliza únicamente para evacuar el gas que se encuentra en la línea cuando se da un paro en el compresor.
- c. Purga de agua de lavado en el scrubber. La purga no es continua, el agua se recircula dentro de la torre hasta que se encuentra saturada. La purga es automática, su flujo lo controla el medidor de nivel de la torre al igual que el ingreso de agua de compensación.
- d. Purga de vapor y dióxido de carbono. Existe una purga en el desodorizador donde se expulsa tanto el vapor utilizado en la regeneración del carbón activado como del dióxido de carbono gaseoso que se utiliza para enfriar la torre luego de la regeneración. La cantidad que se purga depende del tiempo que se le da a la regeneración y a una estimación humana de cuando se alcanza la temperatura ambiente.

- e. Purga en la corriente de salida del desodorizador. En este punto se purga únicamente cuando inicia a operar la línea de recuperación, pues el desodorizador puede contar residuos de vapor que se ha utilizado en la regeneración del carbón. Este vapor aumenta el contenido de humedad y aire, lo que implicaría tener que eliminar mayor cantidad de humedad y de gases no condensables (principalmente el oxígeno del aire). La purga no es controlada, la válvula que abre el paso de la purga es manual.
- f. Purga de carbón. A la salida de los desodorizadores está un filtro de poliéster que retiene las trazas de carbón que pudiera arrastrar la corriente de gas, este filtro tiene una purga de este carbón.
- g. Purga de agua en el compresor de alta presión. En cada una de las dos etapas de compresión, después de pasar por los enfriadores, la corriente de gas pasa por una trampa de líquidos donde se retira el condensado de agua producto de la humedad de la corriente y la compresión a la que ha sido expuesta.
- h. Purga de agua en el enfriador de alta presión. Esta purga debe ser la máxima posible, en ella se elimina la mayor cantidad de humedad que pueda venir en la corriente de gas antes de ingresar al secador o torre de alúmina. Depende de la eficiencia del enfriador de alta presión que tanta humedad se elimine en este paso del sistema, su eficiencia ayuda también a que las torres de alúmina sean también eficientes en la remoción total de la humedad.
- i. Purga en el secador o torre de alúmina. Las torres de alúmina cuentan con una purga de gas, el gas que se utiliza durante la regeneración de las mismas. Cuando las torres están en la etapa de regeneración las torres tienen un calentador alrededor del cual pasa una corriente de gas que es la encargada de elevar la temperatura dentro de la torre y remover la humedad. Siempre se purga

una corriente de dióxido de carbono después de apagar el calentador con el fin de enfriar la torre y arrastrar la humedad que pueda condensar en la torre.

- j. Purga de alúmina en el filtro para alúmina. A la salida de los secadores está un filtro de poliéster que retiene las trazas de alúmina que pudiera arrastrar la corriente de gas, este filtro tiene una purga de esta alúmina.
- k. Purga de gas no condensado en el licuefactor. En la parte alta del licuefactor se purgan los gases no condensables, es un venteo constante durante la operación del licuefactor. El oxígeno es el principal gas no condensable que se necesita eliminar en esta purga, no se eliminan por completo estos gases, estos ingresan al tanque contenedor de dióxido de carbono líquido, es la razón de la siguiente purga.
- l. Purga de gas en el tanque de dióxido de carbono líquido. Los gases no condensables que no se eliminan en la licuefacción, ingresan al tanque que recoge el dióxido de carbono líquido. La purga es constante en la parte alta del tanque con el fin de que el vórtice que se forma en la descarga del tanque no introduzca estos gases y se contamine la corriente de dióxido de carbono puro para la distribución. Esta purga es sin duda una de las mayores pérdidas de producto pues en la purga constante escapan no solo gases no condensables, sino también dióxido de carbono que después de haberse licuado, se vuelve a evaporar .

2. Evaluación de Etapas:

La tabla VII.6 muestra los niveles de compuestos nitrogenados en las diferentes etapas del sistema de recolección de dióxido de carbono, obedece a la evaluación de las etapas definidas en las secciones VI-C a VI-F (remoción de sustancias solubles en agua, remoción de sustancias insolubles en agua, remoción de humedad y licuefacción)

Tabla No VII.6 Medición de Compuestos Nitrogenados por cromatografía HPLC.

Punto de Muestreo	Compuestos Nitrogenados (mg/L)
Agua Desmineralizada (Blanco)	0.0
CO ₂ a la salida del Compresor de refuerzo	1.2
CO ₂ a la salida de Lavador de gases	0.7
CO ₂ a la salida de Desodorizador	0.2
CO ₂ a la salida de Secador	0.2
Venteo de Licuador	0.3
Vapor de regeneración	8.2

a. Puntos de Mejora y Cambios al Sistema Actual

A continuación se enumeran los puntos de mejora del actual sistema, acompañados de su solución cuando el punto de mejora representa algún problema en el sistema actual y cuando el punto de mejora no es un problema, se presenta una alternativa que se propone para aumentar la eficiencia del proceso. El conjunto de cambios representa básicamente el resultado al problema a resolver de esta tesis: mejorar el sistema actual.

1. Mejoras en la remoción de sustancias solubles. En el lavado de las sustancias no condensables, se utiliza agua suave como líquido de lavado y empaque intalox distribuido al azar. El lavador de gases utiliza una recirculación de agua debido a que no se satura y puede reutilizarse. Reutilizar no siempre representa una ventaja, pues en este caso se traduce en que se está utilizando un líquido para lavado que no asegura la remoción del 100% de todos los productos orgánicos que acompañan la corriente de vapor. Para mejorar la eficiencia de remoción de compuestos orgánicos, incluyendo todas las sustancias solubles en agua se opta por la utilización de otro líquido de lavado: el permanganato de potasio (KMnO_4) el cual puede absorber todas las trazas orgánicas provenientes de la fermentación y luego oxidarlos en una operación eficiente, así, los compuestos orgánicos como el acetaldehído y compuestos sulfurados como el sulfuro de hidrógeno, dióxido de azufre y el sulfuro de carbonilo pueden retirarse en este lavado. El lavador de gases que trabaja con permanganato, debe estar construido lógicamente en acero inoxidable debido al poder oxidativo del permanganato de potasio. El funcionamiento de la misma también es a contracorriente.

Después del lavado con permanganato de potasio se debe realizar el lavado con agua suave para remover las trazas de permanganato que arrastre la corriente de gas, y los compuestos solubles en agua, principalmente alcoholes. La eficiencia del lavado depende principalmente del área de contacto, en (-10-) se menciona el desarrollo de empaques de propileno que poseen acomodamientos estructurados con mejor área de contacto que las monturas intalox distribuidas al azar.

Para este lavado se puede utilizar la torre de lavado ya existente, que es lo más indicado para no desechar el equipo o se puede optar por diseñar la torre de lavado con permanganato con un sistema dual de lavado, es decir, que incluya en la misma

torre tanto el lavado con permanganato como el lavado con agua. La torre necesitaría un control de eficiencia de arrastre, pues en teoría el contacto es más eficiente, lo que implicaría el uso de mayor reposición de líquido de lavado tanto permanganato de potasio como agua. El mismo diseño del sistema de alimentación y control de flujos que acompaña al lavador de gases actual puede utilizarse en el lavador con el sistema dual, la diferencia es que se necesita también este sistema para cada etapa de lavado.

Tabla No VII.7 Condiciones de Operación para el Lavador de Gases.

Flujo de CO ₂	2200 kg/h
Presión de la corriente de gas en la entrada	30-60 kPa
Presión mínima de la corriente de gas a la salida	30 kPa
Composición a la salida	
Aldehídos (Acetaldehído)	0 mg/L
Cetonas (Acetona)	0 mg/L
Esteres (Acetato de etilo)	0 mg/L
Alcoholes (Etanol)	0 mg/L
Compuestos con azufre	0 mg/L
Material de Construcción	Acero Inoxidable
Voltaje de operación	120 voltios, 1 fase, 60 hertz

2. Mejoras en la remoción de sustancias insolubles. Las mejoras de esta etapa corresponden al desodorizador, este presenta dos diferentes problemas: el primero y más importante de ellos es que la regeneración del carbón se realiza con vapor, la tabla No VII.6 muestra que el mismo contiene un alto contenido de nitrógeno, que proviene en su mayoría de aminas cuyo origen está en los aditivos del agua dentro

de las calderas y no se cuenta con un sistema de control que garantice la eliminación total del mismo dentro de la torre al terminar la regeneración del carbón activado. El otro problema es que no se tiene un control sobre la degradación del carbón activado o control de la calidad del carbón activado.

Para eliminar las trazas de vapor, al iniciar la recuperación se purga la corriente de gas por un lapso de dos horas (tiempo en el que se alcanza la temperatura ambiente en la torre y pureza de 99.9% medida según la solubilidad en sosa).

Para reducir la purga de la corriente de gas al inicio de la recuperación, es necesario contar con un sistema de medición de oxígeno (ver mejoras en control e instrumentación), el cual puede indicar el momento en que la corriente tiene el contenido normal de oxígeno (gases no condensables) y a la vez indicar la pureza de esta purga para considerar su ingreso al inicio de la línea de recuperación.

En cuanto al control de la calidad del carbón, puede medirse por dos formas: una es por análisis de la corriente de gases, cuando la calidad de la corriente muestre presencia de aminos que no son propias de la fermentación sino del vapor (se pueden diferenciar por cromatografías) debe retirarse y la otra forma es midiendo la capacidad de absorción del carbón.

3. Mejoras para aumentar eficiencia de compresión. La eficiencia de un compresor se define en la ecuación II.7 en la sección de antecedentes, permite observar que la eficiencia de la compresión depende de que tanto trabajo pueda transmitir el pistón del compresor a la corriente de gas que se desea elevar la presión. El trabajo del pistón es mejor aprovechado a temperaturas bajas pues el volumen específico del dióxido de carbono aumenta proporcionalmente al aumento de temperatura, y el funcionamiento de una compresión por pistón parte de comprimir un volumen mayor a uno menor, entonces, mientras menor sea el

volumen específico del gas que ocupe el volumen inicial de la compresión, mayor será la eficiencia de la compresión. Así, si la corriente de gas se enfría antes de ingresar a las etapas de compresión, se reducirá el volumen específico del gas y se eliminará mayor cantidad de humedad a la que puede eliminarse en los interenfriadores de cada etapa de compresión. Presenta también la ventaja de que aumenta el tiempo de vida de los anillos del compresor, pues al reducir la temperatura y el contenido de humedad que ingresa con la corriente de gas, se reduce el desgaste de los anillos. Este enfriador sí se considera una mejora al sistema de compresión.

El enfriador es preferible que sea fabricado de acero inoxidable, del tipo concha y tubo. El refrigerante con el que se dispone es amoníaco líquido y será el encargado de enfriar el gas.

La idea del enfriador es enfriar el dióxido de carbono lo más cercano a 0°C, sin alcanzar el punto de congelamiento del agua para evitar obstrucción de flujo, puede establecerse 5°C, condensando así la mayor cantidad de agua. Para remover humedad del gas se purga por medio de una trampa de condensado.

El enfriador deberá contar con una válvula de salida de gas; un control de nivel de amoníaco para mantener el nivel de amoníaco líquido en el enfriador. Este deberá enviar una señal eléctrica a una válvula solenoide para abrir o cerrar la entrada de amoníaco líquido; necesita válvula reguladora de succión graduada para poder obtener una temperatura de 10 °C en la salida de dióxido de carbono.

Tabla No VII.8 Condiciones de operación para el
Enfriador de Baja Presión

Flujo de CO ₂	2200 kg/h
Presión de la corriente de gas en la entrada	30-60 kPa
Presión mínima de la corriente de gas a la salida	30 kPa
Refrigerante	Amoníaco Líquido
Temperatura de la corriente de gases	
Entrada	25 °C (máxima)
Salida	5 °C
Material de Construcción	Acero Inoxidable

4. Mejoras en la remoción de humedad. La eficiencia de las torres de secado mejora a temperaturas bajas y menor contenido de humedad en la corriente de gas que ingresa a ellas. La mejora realizada a la etapa de compresión, se puede considerar una mejora a esta etapa también, pues la corriente de gas ingresará con menor contenido de humedad.

Las torres de alúmina no cuentan con un medidor de humedad, que pueda garantizar que la corriente de gas que sale de ellas no causará problemas en la licuefacción ni en las tuberías por congelamiento de residuos de humedad. Por esta razón, se considera necesario un medidor de punto de rocío, para poder determinar cuan seco está el dióxido de carbono a la salida de las torres. Este medidor mejora también el control en cuanto a determinar el momento exacto en que se ha saturado la alúmina y debe regenerarse.

Durante la regeneración de la alúmina se utiliza una corriente de dióxido de carbono que sirve para distribuir el calor de la resistencia interna y absorber la humedad que se encuentra adsorbida en el lecho. Esta corriente se purga hacia el ambiente. Se

considera como punto de mejora su aprovechamiento, conectando esta purga a una línea de reingreso a la línea de purificación.

5. **Mejora en la remoción de gases no condensables.** El principal problema en la licuefacción y almacenamiento de dióxido de carbono líquido es la separación de los gases no condensables. La cantidad de gas no condensable en el líquido se puede reducir disminuyendo la presión parcial del gas por encima del líquido a una temperatura dada. La cantidad de oxígeno en el dióxido de carbono líquido puede reducirse, si se expone el dióxido de carbono líquido a un vapor cuyo contenido de oxígeno es menor al que existiría en el equilibrio del líquido y el vapor. El método que se propone para la remoción de no condensables, utiliza este principio, despoja el oxígeno del dióxido de carbono líquido alimentando el líquido de baja pureza en la parte superior de una columna empacada. Mientras fluye en la columna, el líquido entra en contacto íntimo con vapor, impulsado por un hervidor en la base de la columna. Este vapor, se obtiene del dióxido de carbono de alta pureza, no está en equilibrio con el dióxido de carbono líquido con el que tiene contacto en la columna, y esta diferencia provee la fuerza motriz para remover oxígeno del dióxido de carbono líquido.

Según (-10-), el sistema de recuperación de dióxido de carbono con este separador permite el ingreso de gases con un contenido desde 100 hasta 80% en volumen, para una purificación con dióxido de carbono, compresión, deshidratación y un sistema de licuefacción.

La alimentación de gas se conduce a la parte baja de una columna empacada para intercambiar calor con dióxido de carbono líquido contenido dentro de ella. La alimentación de gas enfriada fluye entonces a un condensador primario, en donde la mayoría del dióxido de carbono se condensa.

El condensado que se obtiene (dióxido de carbono líquido) se transfiere del condensador primario a un condensador de reflujo. La corriente de vapor en lo alto fluye hacia un condensador ventilado que se mantiene a temperatura de refrigeración, en donde se efectúa la condensación de cualquier residuo de dióxido de carbono. La fase gaseosa de este condensador se ventea, y la fase líquida pasa a la columna.

El condensado del condensador primario como del de reflujo, se combinan y se introducen en la parte superior de la columna de destilación empacada, con el líquido impuro fluyendo hacia abajo en contracorriente respecto a los vapores de dióxido de carbono puro calentado que se mantiene en un área de estancamiento, un depósito, en la parte baja de la columna. El flujo en contracorriente remueve las impurezas presentes en el dióxido de carbono líquido en descenso. El producto, se recolecta en el área de estancamiento, el cual es dióxido de carbono puro, se remueve por un medio adecuado, ya sea bombeado o por gravedad, hacia el tanque de almacenaje de dióxido de carbono líquido. Un enfriador de dióxido de carbono se utiliza para prevenir una destilación instantánea o una gasificación durante la transferencia al contenedor que recibe. Las impurezas contenidas en los vapores superiores se remueven de la columna de destilación, se combinan con los vapores del condensador primario, y alimentan al condensador de reflujo.

Este proceso permite la producción de dióxido de carbono altamente concentrado a partir de dióxido de carbono impuro producido en el proceso de fermentación, o de otras fuentes de la producción de cerveza como los usos de contrapresión de tanques, con pérdidas mínimas de dióxido de carbono durante la licuefacción.

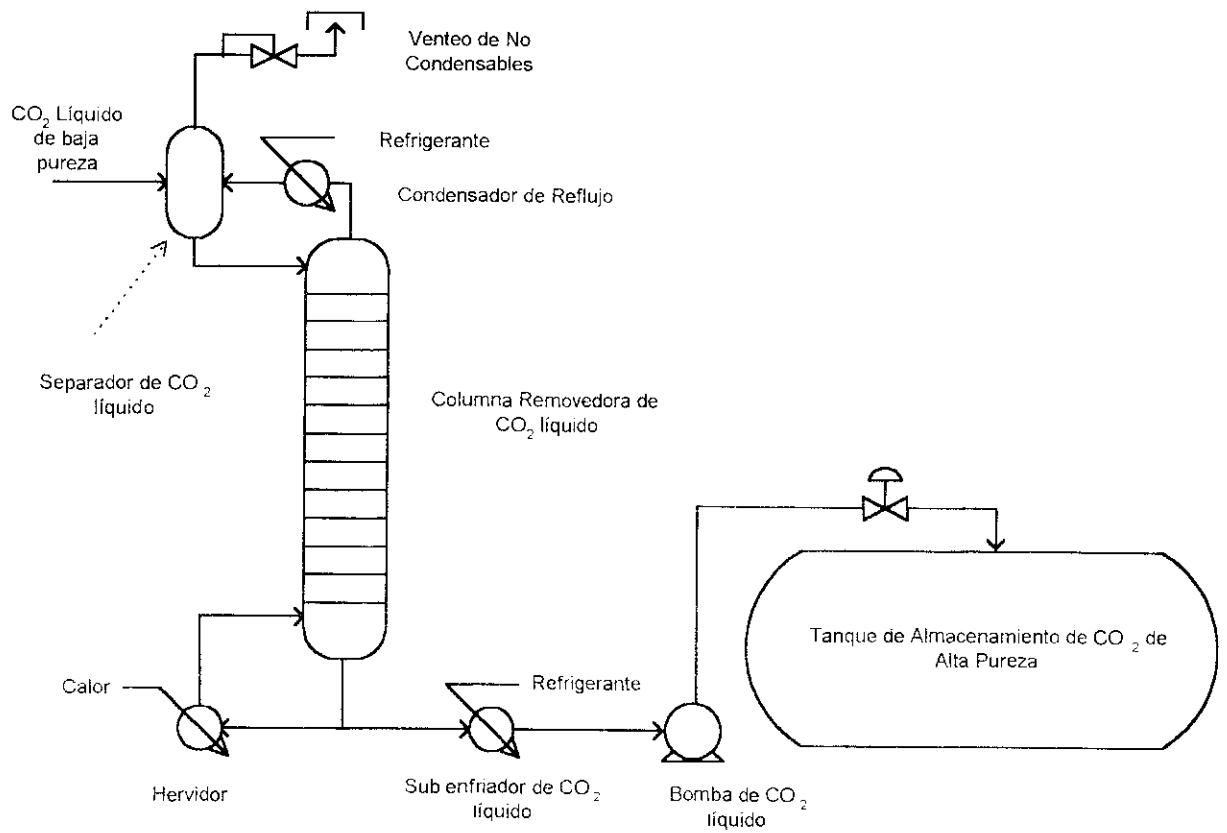


Figura No VII.2 Esquema del sistema de remoción de gases no condensables y recuperación de dióxido de carbono líquido de alta pureza.

Tabla No VII.9 Condiciones de operación para el Separador de No Condensables.

Capacidad de Condensación de CO ₂	2000 kg/h
Presión en ingreso de CO ₂	18961 kPa
Presión de la corriente de gas a la salida	0 – 2 kPa arriba de la presión de operación del condensador
Refrigerante para condensadores	Amoníaco Líquido
Temperatura de la corriente de gases	
Entrada	-28.9 °C
Salida	-28.9 °C
Composición del CO ₂ en la entrada	80 % en volumen (mínimo)
Composición del CO ₂ a la salida	99.99 % en volumen
Nitrógeno	Menos de 5 mg/L
Oxígeno	Menos de 10 mg/L
Material de Construcción	Acero Inoxidable

Tabla No VII.10 Calidad y Eficiencia de Recuperación con Sistema Actual* (-10-)

Pureza de Ingreso (% CO ₂)	99.9		99.7		99	
	mg/L	kg CO ₂ /h	mg/L	kg CO ₂ /h	mg/L	kg CO ₂ /h
Gas en la alimentación		1994		1990		1976
Condensado						
Purga						
Oxígeno	1492		1753		2099	
Nitrógeno	7329		7079		7901	
Dióxido de Carbono		142		609		1976
Total						
CO₂ Líquido						
Oxígeno	111		130			
Nitrógeno	285		275			
Dióxido de Carbono		1852		1381		0
Total						
Eficiencia del Sistema (%)		92.88		69.38		0

* Estas mediciones fueron realizadas por Witteman. (Ver bibliografía)

Tabla No VII.11 Calidad y Eficiencia de Recuperación con Separador de No Condensables* (-10-)

Pureza de Ingreso (% CO ₂)	80		90		95		99.7		99.9	
	mg/L	kg CO ₂ /h	mg/L	kg CO ₂ /h	mg/L	kg CO ₂ /h	mg/L	kg CO ₂ /h	mg/L	kg CO ₂ /h
Gas en la alimentación		1597		1796		1896		1990		1990
Condensado (Primario)		563		12		1101		1990		1990
Purga	Oxígeno	6.25%	6.25%		6.25%		6.19%		6.10%	
	Nitrogeno	23.54%	23.55%	23.55%	23.54%		23.61%		23.74%	
	Dióxido de Carbono		940		470		235		14	5
CO ₂ Líquido	Total									
	Oxígeno	10		10		10		10		10
	Nitrogeno	0		0		0		0		0
Eficiencia del Sistema (%)	Dióxido de Carbono		657		1326		1661		1976	1985
	Total	41.1		73.83		87.61		99.3		99.7

6. Mejoras en la medición de flujos

El sistema actual, posee medidores de flujo únicamente para el ingreso de la corriente de gas de fermentación en la entrada a la línea de recuperación y en la salida de la línea de distribución de gas purificado.

Cuando a la línea se conecta el flujo de gases provenientes de más de un tanque fermentador, no se puede tener el dato exacto de cuanto gas se ha recibido de cada tanque, por esta razón se considera importante poder medir el flujo de gases que abandonan cada tanque. El medidor en cada tanque debe ubicarse en la tubería antes de encontrar la división del flujo hacia la purga o hacia la línea de recuperación.

Es importante poder medir la cantidad de flujo de gas que ingresa como la cantidad que sale del tanque fermentador, para poder tener historiales precisos del balance de materia de cada tanque. Así, además de medir el flujo de salida, se necesita contar con un medidor de flujo de entrada, pues también se utiliza dióxido de carbono puro para promover la agitación dentro del tanque.

La falta de los anteriores dos medidores no permite que pueda registrarse la eficiencia de recuperación para cada tanque que ha fermentado.

El siguiente medidor de flujo se deberá colocar en la tubería que permitirá el reingreso del dióxido de carbono utilizado en contrapresión de tanques, trasiegos de producto y regeneración de filtros, servirá para cuantificar la cantidad de dióxido de carbono que ingresa a la línea de purificación.

Se considera innecesario medir el flujo en cada etapa de la línea de recuperación, pues los datos pueden estimarse con los datos de presión a la salida de cada equipo, si se conocen los de ingreso.

Los siguientes medidores se colocarán a la salida del desodorizador, en la entrada del licuefactor, a la salida del tanque contenedor de dióxido de carbono líquido y en la línea de distribución antes de cada punto de distribución que lo utiliza durante el proceso de fabricación de cerveza.

La ubicación de los medidores de flujo que se requieren se lista en la tabla No VII.12, y se ilustra en la figura 7.3. La tabla No VII.12 lista también las condiciones en las que debe operar cada medidor según su ubicación.

Tabla No VII.12 Ubicación y condiciones de operación de los medidores de flujo.

Ubicación		Estado de la corriente de dióxido de Carbono	Presión manométrica (kPa)
Antes de	Después de		
1		Gas	1700
3	1	Gas	16 – 20
3	2	Gas	16 – 20
9	8	Gas	30 – 60
13,17	12	Gas	1700
16	15	Líquido	1700
	17	Gas	1700

Los gases son más difíciles de medir que los líquidos debido a su densidad variable. Los medidores tradicionales presentan generalmente precisión, exactitud y rangos de flujo muy poco satisfactorios para los flujos industriales de gases. Actualmente los medidores que presentan mejor exactitud, precisión y rango de medición, son los medidores que aprovechan la energía del flujo como los medidores de vórtices, y los medidores que adicionan energía al flujo como los medidores magnéticos y los medidores coriolis.

Para la medición de las corrientes de dióxido de carbono gaseoso se descartan los medidores del tipo magnético, pues éstos a pesar de tener un rango de medición 10:1, son aconsejables únicamente para flujos de líquidos con conductividades constantes. Los medidores que basan su funcionamiento en la formación de vórtices en el flujo y los medidores basados en la medición de la fuerza de coriolis ejercida por el flujo, presentan exactitudes y precisiones elevadas. Los rangos de medición son bastante amplios, hasta 20:1 para los medidores de vórtice y hasta 200:1 para los medidores coriolis. El rango de los medidores de vórtice es útil para flujos turbulentos con números de Reynolds superiores a 10000; los medidores coriolis poseen un rango mucho más amplio para medición a diferentes velocidades de flujo.

Los medidores vortex son satisfactorios para el rango de flujos con que opera la línea de recuperación de dióxido de carbono, sin embargo es aceptable la elección tanto de medidores de vórtice como de medidores coriolis.

El principio de operación de los medidores de vórtice se basa en la medición de la fuerza que imprimen los vórtices que se forman en la corriente de fluido al encontrarse con un elemento deflector en el trayecto del flujo. Con flujos lentos (número de Reynolds menor a 10000), la corriente tiende a mantener la forma del deflector del medidor, pero con flujos más rápidos se forman vórtices o un área localizada de baja presión e inestable dentro del medidor. La frecuencia de los vórtices que se generan, son directamente proporcionales a la velocidad de flujo, así para un área de flujo determinada, esta frecuencia es también directamente proporcional a la cantidad de flujo. La medición de esta frecuencia de formación de vórtices se puede lograr con sensores de variación de ondas ultrasónicas o con

sensores que miden la diferencia de presión, cualquier tipo de sensor puede enviar un pulso que provee electrónicamente una medida volumétrica de flujo.

Los medidores coriolis poseen rangos más amplios, pero son significativamente más caros que los medidores de vórtice que para el caso de la línea de recuperación de dióxido de carbono son satisfactorios. No obstante se describe el funcionamiento de éstos, pues pueden considerarse si se toma en cuenta el aumento en las cantidades de recuperación en el futuro y por consiguiente se necesite ampliar el rango de medición de los medidores.

Para desarrollar una fuerza de coriolis se necesita de una masa, un vehículo de rotación y el movimiento de la masa en relación al vehículo. La fuerza de coriolis es directamente proporcional al doble de la cantidad de masa, a la velocidad angular del vehículo y a la velocidad de la masa en relación al vehículo en rotación. La medición de flujo se basa en la posibilidad de medir esta fuerza a diferentes valores de la velocidad angular del vehículo en rotación. Para aplicar el principio de coriolis, un tubo o capilar en el que se hace fluir la corriente a medir se somete a vibración, conforme el flujo atraviesa el tubo, el flujo se opone a la vibración e imparte una torsión al tubo. Esta torsión o el ángulo que varía al tubo desde la condición cero, es directamente proporcional al flujo que atraviesa el tubo y permite obtener mediciones del flujo másico. En (-20-) existe información más amplia de estos medidores.

7. Mejoras en control e instrumentación. En la línea de recuperación, todos los medidores de presión y temperatura pertenecen a un circuito electrónico controlado por computadora, que permite accionar o dejar fuera de servicio un equipo cuando los medidores responden a valores ya calibrados, según su ubicación. Al sistema se le pueden adicionar los medidores de flujo, si los medidores que se instalan son

electrónicos y compatibles a los programas electrónicos utilizados en la computadora que registra las mediciones de la línea.

El sistema de control puede complementarse con analizadores de pureza en los puntos más críticos de la recuperación. La importancia de estos medidores es que permiten saber si el equipo está cumpliendo con su objetivo y cuándo debe parar para recibir mantenimiento. También permiten detener la operación del sistema en caso de que por falla en algún equipo se contamine el producto que ya se ha purificado, detiene el desperdicio de recursos y energía y no permite el ingreso al sistema de una corriente de gas que no se estará purificando correctamente.

Los medidores de pureza deben especificarse para la temperatura y presión donde se planea ubicarlos, pues a diferentes condiciones, la corriente de gases tiene diferentes valores de conductividad, que es la lectura con la que generalmente estos dispositivos correlacionan los valores de concentración.

Para medir la pureza de la corriente de gas, es suficiente medir el contenido de oxígeno en la misma, pues la cantidad de oxígeno es proporcional al nitrógeno procedente del aire, que es el principal contaminante de la corriente.

Se han determinado cuatro puntos donde la medición de oxígeno es necesaria: en la salida de los gases de fermentación, en la línea de reingreso de gas, en la entrada al compresor de doble etapa y en la salida de la línea de distribución.

Un analizador análogo se necesita en las torres de secado, para asegurar la remoción completa de la humedad, y evitar problemas de congelamiento de agua en la licuefacción. Para ese fin el analizador deberá medir el punto de rocío. El medidor de punto de rocío electrónico resulta indispensable ya que es el único medio que asegurará el buen funcionamiento de la torre de secado. En él debe pasar un flujo de gas, el analizador manda entonces una señal a un medidor que

indica la temperatura del punto de rocío del gas. En las figuras Nos 7.1 y 7.3 se identifican los medidores como: P al analizador de presión, T al analizador de temperatura, F a medidores de flujo, AO2 a analizadores de oxígeno y APR a los medidores de punto de rocío.

En la tabla No VII.13 se lista la ubicación y las condiciones de operación para los medidores de oxígeno que se requieren.

Tabla No VII.13 Ubicación y condiciones de operación de los analizadores de oxígeno.

Ubicación		Estado de la corriente de dióxido de Carbono	Presión manométrica (kPa)
Antes de	Después de		
3	1	Gas	16 – 20
3	2	Gas	16 – 20
9	8	Gas	30 – 60
13,17	12	Gas	1700
	17	Gas	1700

Los analizadores de oxígeno más exactos funcionan con electrodos de hidrógeno, similares a los utilizados en los medidores de conductividad. Los electrodos seleccionan moléculas de oxígeno en un flujo específico de la corriente de gases. Antes de instalarse en la línea de recolección, debe tomarse en cuenta la presión de operación a la que deben operar pues, los electrodos de los medidores son altamente sensibles y poseen rangos de operación muy pequeños. Otros medidores se basan en la medición de conductividad de la corriente de dióxido de carbono, que es independiente de la presión del sistema y varía según su contenido de impurezas, pero estos medidores presentan exactitud y precisión significativamente menores a

los electrodos selectivos. En (-20-) se encuentra información más amplia en cuanto al funcionamiento de este tipo de analizadores.

h. *Mejoras en el Aprovechamiento.* Al sistema se le adapta una línea de reingreso de dióxido de carbono que se utiliza en la contrapresión de tanques de distribución de cerveza, en el trasiego de tuberías, el dióxido de carbono que se utilice en la regeneración tanto del carbón activado de los desodorizadores como de la alúmina de los deshumidificadores y se podrá ingresar el producto que pueda contaminarse y que no alcance la pureza deseada. El poder ingresar estos flujos reduce significativamente las purgas de dióxido de carbono (ver sección VII.C.1), y representa un aumento en la cantidad de dióxido de carbono que puede purificarse y utilizarse en el proceso de fabricación. La reducción de las purgas implica la reducción en el impacto ambiental, de las purgas listadas en la sección VII.C.1 una mínima cantidad de dióxido de carbono se necesitará liberar al ambiente.

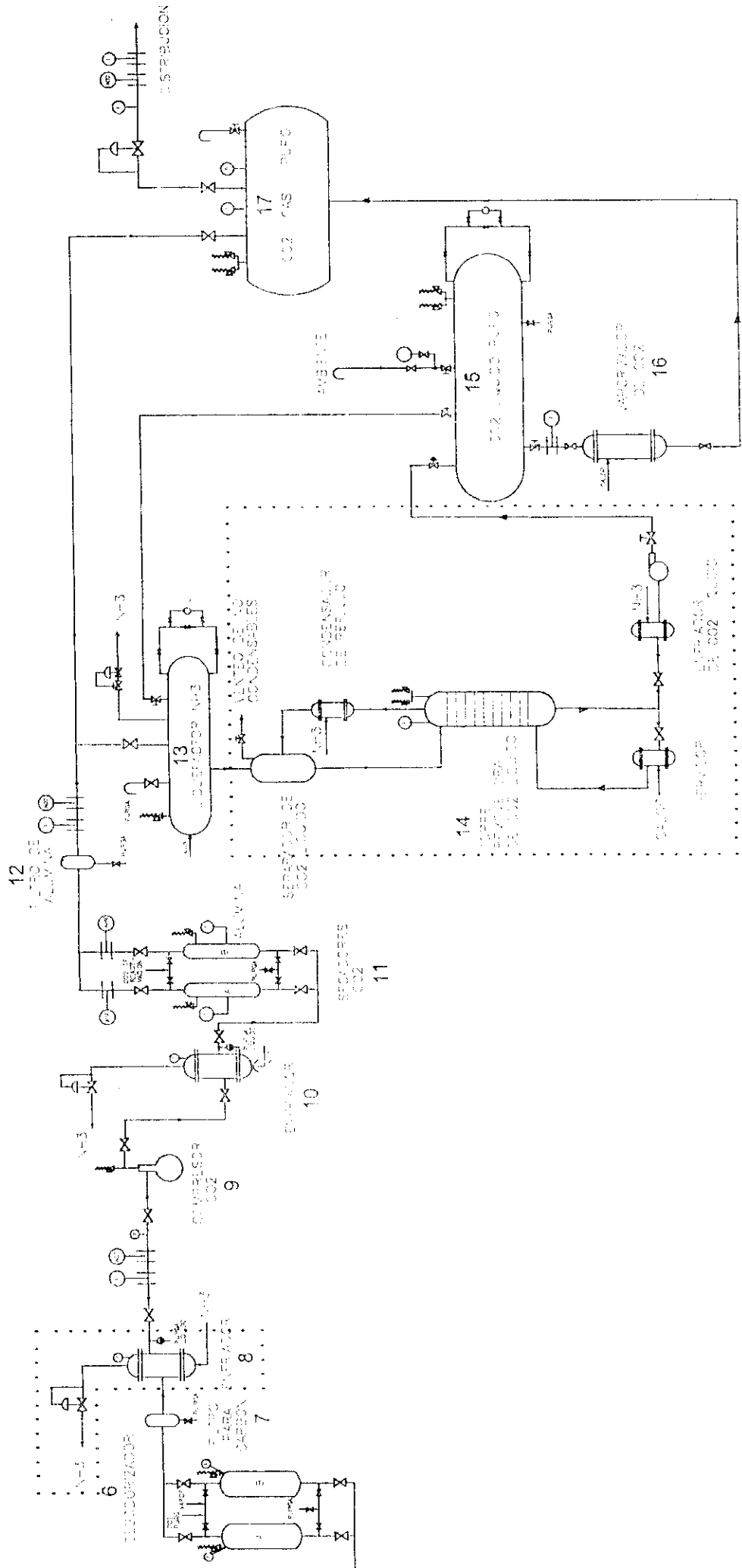


Figura 7.3
 Diagrama del Sistema Optimo de
 Recuperación de Dióxido de Carbono

VIII. DISCUSION

El análisis del sistema de recuperación de dióxido de carbono, se realiza de forma unitaria para facilitar la comprensión del proceso. En realidad son varios tanques de fermentación, así que el proceso de recuperación no se frena al terminar de vaciarse un tanque ya fermentado. Existen más líneas de recuperación análogas que permiten realizar paros para mantenimiento y limpieza de las otras. La cantidad y tamaño del equipo depende de la capacidad de producción de cada cervecería.

El balance de materia de fermentación que se presenta, no es un análisis detallado de todos los componentes de la fermentación, el balance que se presenta, pretende únicamente mostrar un procedimiento para estimar la cantidad de dióxido de carbono que se produce durante la fermentación en la fabricación de cerveza.

Los problemas del sistema de recuperación de dióxido de carbono, sus deficiencias y sus principales condiciones de operación, son el objeto de análisis en este trabajo, las soluciones o mejoras que aquí se presentan al sistema tradicional de recuperación de dióxido de carbono, pueden ajustarse a los sistemas de cualquier fábrica de cerveza que desee mejorar su proceso.

Los cálculos de la cantidad de dióxido de carbono que se produce en el proceso de fermentación, se realizaron en base a 1 metro cúbico de cerveza, así, cuando se necesiten datos de flujo para diseño, bastará con multiplicar la cantidad de tanques de fermentación por su capacidad en metros cúbicos por el dato de interés. La tabla No VII.1 muestra las condiciones de inicio y fin de la fermentación con los que se ha hecho el análisis, estos valores pueden mostrar variaciones según el tipo y sabor que se desea en la cerveza. La tabla No VII.2 utiliza las condiciones de la tabla No VII.1 para estimar la cantidad de extracto fermentado y a partir del balance de la

fermentación muestra el cálculo de la cantidad de dióxido de carbono que se produce por cada metro cúbico de cerveza ($43.2905 \text{ kg CO}_2/\text{m}^3$).

La tabla No VII.3, muestra las condiciones en que se encuentra la fermentación al momento de iniciar y finalizar la recuperación de dióxido de carbono. Debe observarse que en el actual sistema de recuperación, no todo el dióxido de carbono que se produce en los tanques de fermentación se recupera, únicamente cuando la corriente de gases tiene un nivel de pureza de 99.8% en volumen ingresa a la línea de recuperación. Al igual que en la tabla No VII.2, en la tabla No VII.4 se muestran la cantidad de extracto que se fermenta en el tiempo que dura la recolección de dióxido de carbono, con el mismo balance se estima entonces la cantidad de dióxido de carbono de la fermentación que cumple con el nivel de pureza de 99.8% en volumen. Parte de este dióxido de carbono no ingresa a la línea de recuperación pues la cerveza dentro del tanque se satura con $4 \text{ g CO}_2/\text{L}$ y la presión del tanque es regulada con el mismo gas, por ello, en la tabla No VII.5 se presenta el valor de la cantidad real de la corriente de gases que puede ser recuperada ($29.0244 \text{ kg CO}_2/\text{m}^3$).

Lo importante al estimar la cantidad que se produce y la cantidad que se recupera es poder calcular la cantidad que actualmente no se puede recuperar por no tener una pureza mínima de 99.8% en volumen ($14.1961 \text{ kg CO}_2/\text{m}^3$). Durante el tiempo previo a la recuperación, este volumen de dióxido de carbono se pierde en purgas a la atmósfera y causa impacto ambiental. Las mejoras que propone este trabajo pretenden reducir esta cantidad, las tablas 7.10 y 7.11 muestran que el sistema de remoción de gases no condensables que se propone permite que se pueda iniciar una recolección de dióxido de carbono a partir de fuentes de gas con niveles de pureza menores.

Para poder evaluar las etapas se necesita conocer el sistema de recuperación, así antes de proponer mejoras, se describen las etapas y los equipos que lo componen incluyendo las condiciones en que operan, se han descrito en el mismo orden en que operan y se ilustran en la figura No VII.1, que muestra el diagrama del actual sistema de recuperación del dióxido de carbono.

Para definir los puntos de mejora, se identifican las pérdidas que se tienen en el sistema, se evalúa el funcionamiento de cada etapa, así como la calidad y la eficiencia de la recuperación. En sección VII.C.2.a.8, se propone una línea de reingreso, que permite reducir la cantidad de purgas listadas en la sección VII.C.1 y así aumentar la cantidad de recuperación de dióxido de carbono

La tabla No VII.6 es un análisis de compuestos nitrogenados a la salida de los equipos que caracterizan o definen cada una de las etapas de purificación del dióxido de carbono, incluyendo el vapor que tiene contacto con el elemento desodorizador. Su medición se hizo con cromatografías HPLC, en (-5-) se muestran mediciones similares pero utilizando cromatografía de gases. Cada uno de los valores que se presentan en la tabla No VII.6 permite identificar los puntos del sistema donde se ganan o se pierden contaminantes, se ha utilizado en compuestos nitrogenados como referencia, pues este elemento está contenido en los principales contaminantes de la corriente de gases tales como aminas y amidas, no está en los ésteres, más sin embargo éstos se producen por reacciones entre el alcohol de la fermentación y derivados de ácidos carboxílicos en este caso las aminas y amidas.

La tabla No VII.10 muestra valores de calidad de la corriente de gases que se purga por no poder ingresar al sistema, calidad de el CO₂ líquido que se recupera y la eficiencia que se logra con diferentes niveles de pureza en la corriente de gases que ingresa al sistema de recuperación. En esta tabla se puede ver que la recuperación

con el actual sistema es eficiente y puede cumplir con la calidad del producto sólo si supera el 99.7 % en volumen de pureza en la corriente de entrada. De cierto modo esta eficiencia de recuperación puede servir de parámetro para estimar la rentabilidad de la recuperación, dependerá de la capacidad y los consumos de producción de cada cervecería.

Cuando se utiliza el sistema actual de recuperación de dióxido de carbono de fermentación, con una pureza baja, el sistema experimenta dificultades operacionales, incluyendo alta presión en el sistema de dióxido de carbono y niveles inaceptables de oxígeno en el dióxido de carbono líquido. Si se inicia la recuperación con una pureza de ingreso de 99.7% en volumen o menos, se aumenta la cantidad de dióxido de carbono que se pierde en la corriente de gas que se purga; en la cantidad de oxígeno presente en el dióxido de carbono líquido final y las pérdidas totales de dióxido de carbono líquido que se recupera.

El dióxido de carbono gaseoso con niveles de pureza menores a 99.7% también se puede obtener de partes del proceso de producción de cervezas diferentes a las etapas de fermentación. Gran cantidad de dióxido de carbono se utiliza actualmente en etapas de contrapresión de tanques y en la purga de los mismos. Cuando se utiliza con estos propósitos, la pureza del dióxido de carbono baja, y normalmente se ventea del sistema cuando se alcanza un mínimo de pureza. Debido a los efectos degradativos del oxígeno en la cerveza, se necesita que el dióxido de carbono que se utiliza en las diversas etapas del proceso de fabricación de cerveza sea altamente puro (máximo 30 mg/L de oxígeno).

Por estas consideraciones, las mejoras buscan iniciar la recuperación de dióxido de carbono desde purezas menores, aprovechando así una mayor cantidad de los gases de fermentación como el gas que se utiliza en los trasiegos de producto y contrapresión de tanques de gobierno.

Las mejoras que se proponen son específicamente eliminar mayor cantidad de compuestos orgánicos durante la etapa de remoción de sustancias solubles en agua, para ello la mejora VII.C.2.a utiliza un lavado del gas con permanganato de potasio además del lavado con agua que realiza actualmente el sistema y un cambio en el empaque cerámico distribuido al azar por un empaque de poliestireno estructurado. En la etapa de remoción de sustancias insolubles se detectaron dos problemas, la regeneración del carbón se realiza con vapor, la tabla No VII.6 muestra que el mismo contiene un alto contenido de nitrógeno, que proviene principalmente de aminas contenidas en los aditivos del agua dentro de las calderas y no se cuenta con un sistema de control que garantice la eliminación total del mismo dentro de la torre al terminar la regeneración del carbón activado. El otro problema es que no se tiene un control sobre la degradación del carbón activado o control de la calidad del carbón activado. En este caso se sugiere implantar rutinas de control de calidad para el carbón activado para evitar su uso cuando ya no cumple con su función. Para alargar el tiempo efectivo de uso del carbón, la regeneración podría realizarse con aire caliente, pero implica reemplazo de un equipo demasiado grande como las calderas que proveen vapor a toda la planta, que definitivamente no se justifica.

En cuanto eficiencia de la compresión, se integra un enfriador antes del ingreso de la corriente al compresor, para aumentar su eficiencia. Se justifica pues el trabajo del pistón es mejor aprovechado a temperaturas bajas, el volumen específico del dióxido

de carbono es menor y aumenta la cantidad de gas que ocupa el volumen inicial de la compresión. Si la corriente de gas se enfría antes de ingresar a las etapas de compresión, también se eliminará mayor cantidad de humedad en la corriente. Al reducir la temperatura y el contenido de humedad que ingresa con la corriente de gas se consigue también reducir el desgaste de los anillos del compresor.

La remoción de gases no condensables es la etapa que provoca más purgas en el sistema actual, para mejorar el sistema de remoción se ha evaluado el uso de una columna de destilación que despoja el oxígeno del dióxido de carbono líquido, alimentando el líquido de baja pureza en la parte superior de una columna empacada. Mientras fluye en la columna, el líquido entra en contacto íntimo con vapor, impulsado por un hervidor en la base de la columna. Este vapor, se obtiene del dióxido de carbono de alta pureza, no está en equilibrio con el dióxido de carbono líquido con el que tiene contacto en la columna, y esta diferencia provee la fuerza motriz para remover oxígeno del dióxido de carbono líquido.

El tamaño de la columna, a pesar de no ser el objetivo de este trabajo, es crítico para el proceso, generalmente se utilizan empaques especiales que provean el número mínimo de platos teóricos.

La temperatura de descarga del dióxido de carbono líquido en la parte baja de la columna es una función de la presión. La temperatura de operación del condensador primario como del condensador de venteo o reflujo es función de la presión y también del tamaño y temperatura del otro condensador. Finalmente, la fuente de temperatura en el estanque depende de la presión y de la pureza de ingreso de la corriente de gas.

De lo anterior se puede observar que es posible recuperar dióxido de carbono de alta pureza partiendo de fuentes de baja pureza como los gases de fermentación y

los trasiegos en tanques, con pérdidas de dióxido de carbono mínimas en el sistema de recuperación durante el venteo; estas ventajas no se tienen con el actual sistema de recuperación.

En la tabla No VII.11 se muestran eficiencias de recuperación y contenidos de oxígeno utilizando una columna para separar los gases no condensables, y en la figura VII.2, se muestra un esquema de la operación de este equipo.

Las ventajas que presenta el nuevo proceso incluyen la recuperación económica de dióxido de carbono con niveles de concentración de 80% en volumen mayor, y produce dióxido de carbono líquido con niveles de contenido de oxígeno menores a 10 mg/L, purgas menores de dióxido de carbono. Estos datos se basan en las mediciones que se muestran en las tablas Nos VII.10 y VII.11.

La reducción de emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera significa una reducción del impacto ambiental.

Las mejoras en cuanto medición de flujos y control e instrumentación, son básicamente para mejorar el control de calidad del dióxido de carbono. Una observación importante es que cuando a la línea se conecta el flujo de gases provenientes de más de un tanque fermentador, no se puede tener el dato exacto de cuanto gas se ha recibido de cada tanque, por esta razón se considera importante poder medir el flujo de gases que abandonan cada tanque. El medidor en cada tanque debe ubicarse en la tubería antes de encontrar la división del flujo hacia la purga o hacia la línea de recuperación.

Es importante poder medir la cantidad de flujo de gas que ingresa como la cantidad que sale del tanque fermentador, para poder tener historiales precisos del balance de materia de cada tanque. Así, además de medir el flujo de salida, se necesita contar con un medidor de flujo de entrada, pues también se utiliza dióxido de

carbono puro para promover la agitación dentro del tanque. La falta de los anteriores dos medidores no permite que pueda registrarse la eficiencia real de recuperación para cada tanque que ha fermentado.

La importancia de estos medidores es que permiten saber si el equipo está cumpliendo con su objetivo y cuándo debe parar para recibir mantenimiento. También permiten detener la operación del sistema en caso de que por falla en algún equipo, se contamine el producto que ya se ha purificado. O desperdiciar recursos y energía al ingresar al sistema una corriente de gas que no se estará purificando correctamente.

Todas las mejoras del sistema se agrupan e ilustran en la figura No VII.3, la cual muestra un diagrama del sistema mejorado para recuperación de dióxido de carbono. El conjunto del sistema mejorado representa el logro del objetivo del trabajo: es el diseño de un sistema de recuperación del Dióxido de Carbono (CO_2), producto de la fermentación alcohólica en el proceso de elaboración de cerveza, que mejora la calidad y cantidad de recuperación del sistema actual en una fábrica de cerveza.

Específicamente aprovecha mayor cantidad de CO_2 que interviene en el proceso para poder ser purificado, logra purgas bajas y aceptables de CO_2 , es un sistema que mejora la calidad de recuperación de CO_2 en fase líquida, logrando una pureza no menor de 99.99% (ver tabla No VII.11) y a la vez reduce el impacto ambiental con emisiones de CO_2 .

IX. CONCLUSIONES

1. El sistema actual que se utiliza para la recuperación de dióxido de carbono producto de la fermentación alcohólica en la fabricación de cerveza purga por lo menos 14196.1 gramos de dióxido de carbono por cada metro cúbico (1000 litros) de cerveza hacia el ambiente, representa el 32.7 % del total que se produce. (ver sección VII.A).
2. El sistema mejorado que se presenta en la figura No VII.3 aprovecha mayor cantidad de CO_2 , recolecta desde que la corriente de gas tiene 80% pureza en volumen y permite el reingreso de CO_2 que se utiliza en otras etapas del proceso de fabricación de cerveza. (ver sección VII.C.2.a.5 y las tablas VII.10 y VII.11).
3. El sistema mejorado logra purgas menores de CO_2 , por lo tanto, mejora la cantidad de recuperación. (la sección VII.C.2.a propone la reducción de estas purgas, ver figura VII.3 y las tablas VII.10 y VII.11).
4. El sistema propuesto mejora la calidad de recuperación de CO_2 en fase líquida, se estima que logre una pureza no menor de 99.99%. (ver tablas VII.10 y VII.11).
5. El sistema propuesto al reducir la cantidad de purgas del actual sistema, reduce el impacto ambiental con emisiones de CO_2 . (ver sección VII.C.2.a.8).

6. El lavador de gases dual que se propone en la sección VII.C.2.a aumenta la eficiencia de separación de compuestos orgánicos y solubles en agua, lo que permite aumentar la pureza del dióxido de carbono que se recupera.

7. La eficiencia de la compresión del dióxido de carbono aumentará, reduciendo la temperatura de la corriente de gas que ingresa al compresor. Aumenta también la eficiencia en cuanto a remoción de humedad en la corriente de gas. (Ver secciones VII.C.2.a.3 y VII.C.2.a.4)

X. RECOMENDACIONES

1. Para poder aplicar cualquiera de las mejoras propuestas en este trabajo, la cervecería debe evaluar su capacidad de producción, y los consumos de dióxido de carbono en la misma, para poder estimar el costo que el sistema puede implicar.
2. La rentabilidad del equipo dependerá del costo que pueda representar el equipo y la ganancia económica que pueda representar la recuperación de mayor cantidad de dióxido de carbono. Evidentemente es necesario un estudio económico y financiero para los cambios que se proponen para poder evaluar las ventajas económicas del sistema.
3. Antes de aplicar cualquiera de las mejoras propuestas por este trabajo, se deben obtener datos precisos de los requerimientos de flujos, temperaturas, presiones y calidad de cada etapa de recuperación, para poder dimensionar los equipos. El dimensionamiento es crítico al fabricar o seleccionar el equipo pues de la precisión con que se calcule dependerá la eficiencia del mismo y su contribución para que realmente mejore el sistema.

XI. BIBLIOGRAFIA

1. Perry, Robert H. & Don W. Green. Chemical Engineer's Handbook. McGraw-Hill. 7ª edición, New York. 1997.
2. Broderick, Harold M. El Cervecerero En La Práctica, Un Manual Para La Industria Cervecera. Asociación de Maestros Cerveceros de las Américas. 2ª edición, Venezuela. 1977.
3. Smith, J.M. & H.C. Van Ness. Introducción A La Termodinámica En Ingeniería Química. McGraw-Hill. 4ª edición, México. 1994.
4. Manrique, José A. & Rafael S. Cárdenas. Termodinámica. Editorial Harla. México. 1976.
5. Gruber, Joseph D. One Important Brewery Utility-Carbon Dioxide. MBAA Technical Quarterly, Vol.11, No. 4: 276-285. 1974.
6. Treybal, Robert E. Mass-Transfer Operations. McGraw-Hill. 3ª edición. Estados Unidos de América. 1996.
7. Marchello, Joseph M. & John J. Kelly. Chemical Processing And Engineering, Volume 2: Gas Cleaning for Air Quality Control. Marcel Dekker, Inc. New York. 1975.
8. Siebel Institute of Technology. Course in Brewing Technology. Class of 1994. Illinois. 1994.
9. Compressed Gas Association, Inc. Handbook of Compressed Gases. 3ª edición. Van Nostrand Reinhold. New York. 1990.
10. The Wittemann Company, Inc. Process. Folleto informativo. Florida, 1995.

11. Refrigeration Engineering Corporation. Carbon Dioxide. Folleto informativo No E-133. Texas, 1986.
12. Haffmans, Bert. Carbonation. Brauwelt International, reimpression Vol.3: 3-8. 1997.
13. Hackensellner, Thomas. CO₂ savings potential in brewery operations. Brauwelt International, Vol. 4: 332-338. 1993.
14. Crommentuyn, Leon & Jos Sloesen. Mehr CO₂ Mit Höherer Qualität. Brauindustrie, Vol.6: 380-382. 1998.
15. Crommentuyn, Leon. Sauerstoffmessung in CO₂. Brauindustrie, Vol.9:624-625. 1997.
16. Forget, Carl. Association of Brewer's Dictionary of Beer and Brewing. Brewers Publication. U.S.A. 1988.
17. Moll, Manfred. Beers and Coolers. Intercept, Ltd. England. 1994.
18. Narziß, Ludwig. Abriß der Bierbrauerei. Ferdinand Enke Verlag Stuttgart. Alemania. 1980.
19. Morrison, Robert & Robert Boyd. Química Orgánica. Addison-Wesley Iberoamericana. U.S.A. 1990.

XII. APENDICE

A GLOSARIO

1. Adjuntos

Los adjuntos son materiales formados por carbohidratos no maltosos, con una composición y propiedades apropiadas que complementan o suplementan en forma beneficiosa al principal material empleado en la fabricación de cerveza: la malta hecha a base de cebada.

2. Agua Suave

Agua libre de calcio y sales de magnesio.

3. Atenuación

También se le conoce como **grado de atenuación** o **grado de fermentación**. La reducción porcentual de la gravedad específica del mosto causada por la transformación de su contenido de azúcares en alcohol y dióxido de carbono gaseoso a través de la fermentación. Los azúcares fermentables en el mosto (tienen una gravedad específica mayor al agua) se convierten en alcohol (tiene gravedad específica menor al agua) y dióxido de carbono gaseoso.

La atenuación aparente se refiere a la atenuación de la cerveza conteniendo alcohol pero no dióxido de carbono. Es aparente pues no representa la pérdida de extracto durante la fermentación, debido a que la caída en gravedad causada por la transformación de azúcares se adiciona a la del alcohol, la cual es menor que la del agua. La atenuación aparente se puede convertir a atenuación real multiplicándola por 0.819. Debido a que es más fácil de medir que la atenuación real, es el método más comúnmente utilizado por las cervecerías, por convención el término atenuación sin calificativos invariablemente significa atenuación aparente.

La atenuación real se refiere a la atenuación de la cerveza sin considerar el alcohol ni el dióxido de carbono. El dióxido de carbono es evaporado y el alcohol se remueve por destilación. En la industria de cerveza casi sólo se utiliza la atenuación aparente para medir el progreso de la fermentación.

El grado de fermentación se calcula con la siguiente fórmula:

$$GF = \frac{(EO - EF)}{EO} \times 100 \quad (\text{Ecuación II.17})$$

donde GF significa grado de fermentación, expresado en porcentaje; EO significa extracto original, expresado en °Plato y EF significa extracto final, expresado también en °Plato.

4. Diacetilo

Un compuesto volátil producido en la cerveza por la decarboxilación oxidativa de los ácidos acetohidróxilos (2- α -acetalactato) producido por levaduras. El diacetilo contribuye al sabor de mantequilla en la cerveza.

5. Extracto

La cantidad total de materia disuelta en el mosto dulce después de prensar y filtrar los granos de malta y a veces adjuntos como maíz y arroz. Composición típica: 80% carbohidratos (dextrinas, azúcares fermentables), 8% materia nitrogenada, 5% glicerina, 3 a 4 % de sustancias minerales, resinas y gomas. Estos extractos en solución determinan la gravedad inicial del mosto, que generalmente se mide con un sacarómetro y se expresa en grados Plato.

Generalmente se utilizan los términos extracto aparente y extracto real, el primero es la medición de la gravedad del mosto incluyendo el alcohol en solución, para la medición del extracto real antes de medir la gravedad, se destila el alcohol del mosto.

6. Grado de Fermentación

Ver Atenuación (XII.A.3).

7. Grado Plato

Una expresión sacarmétrica de la gravedad específica como peso y extracto en 100 gramos de solución a una temperatura de 17.5 °C. El sacarómetro original fue diseñado por Balling en 1843 pero sus tablas fueron ligeramente erróneas y fueron más tarde corregidas por el Dr. Plato para la Comisión Imperial Alemana (Normal-Eichungskommission). Abreviación: °P.

8. Gravedad Específica

Una medida de la densidad de un líquido o sólido comparándolo con el agua, se le da el valor de 1.000 a 4°C. Para mejor precisión, la gravedad específica de líquidos debe medirse siempre a una temperatura lo más cercana posible a esta. La gravedad específica es una cantidad adimensional porque se expresa como un radio donde todas las dimensiones se cancelan. Abreviación: s.g.

9. Kraeusen

Etapa de la fermentación que se caracteriza por la formación de cabezas de espuma 'rocosas' o con forma de 'coliflor' que aparecen en la superficie del mosto durante sus primeros días de fermentación. Cuando alcanzan su punto máximo, entre el 4° y 7° día, se les llama Kraeusen alto.

Tabla No 12.1 Propiedades Termodinámicas del Dióxido de Carbono. Tomada de (-10-)

	TEMPERATURA °C	PRESION		DENSIDAD kg/m ³ Sólido o Líquido	VOLUMEN m ³ /kg x 10 ⁻³ Vapor	ENTALPIA* kJ/kg		ENTROPÍA* kJ/(kg)(K)	
		kPa Absoluta	kPa gauge			Sólido o Líquido	Vapor	Sólido o Líquido	Vapor
Sólido y Vapor	-102	11.36	-89.97	1597	2837	123.5	710.1	1.415	4.841
	-100	13.97	-87.36	1595	2327	125.8	711.3	1.428	4.809
	-98	17.15	-84.18	1593	1916	128.2	712.4	1.442	4.777
	-96	20.95	-80.39	1591	1583	130.5	713.6	1.445	4.746
	-94	25.49	-75.64	1588	1314	132.9	714.8	1.469	4.716
	-92	30.89	-70.44	1585	1095	135.3	715.9	1.482	4.687
	-90	37.27	-64.06	1582	917.3	137.7	717.1	1.495	4.658
	-88	44.76	-56.57	1579	771.9	140.2	718.2	1.508	4.63
	-86	53.53	-47.8	1576	651.3	142.6	719.3	1.521	4.603
	-84	63.77	-37.56	1573	550.7	145.1	720.4	1.534	4.576
	-82	75.72	-25.61	1569	467.1	147.6	721.4	1.548	4.55
	-80	89.62	-11.71	1565	397.7	150.1	722.4	1.561	4.523
	-78.5	101.3	0	1562	354.7	152.1	723.1	1.569	4.504
	-78	105.7	4.4	1561	339.8	152.7	723.4	1.574	4.498
	-76	124.2	22.9	1558	291.1	155.3	724.4	1.586	4.473
	-74	145.6	44.3	1554	249.9	157.9	725.4	1.599	4.449
	-72	170	68.7	1549	215.1	160.5	726.3	1.612	4.425
	-70	198.1	96.8	1545	185.7	163.1	727.1	1.625	4.402
	-68	230.2	128.9	1541	160.8	165.8	727.7	1.638	4.378
	-66	267	165.7	1536	139.5	168.4	728.1	1.651	4.353
	-64	309.9	207.6	1532	121.1	171.1	728.4	1.664	4.328
	-62	356.7	255.4	1527	105.1	173.9	728.6	1.677	4.304
	-60	409.8	308.5	1522	91.23	176.7	728.7	1.69	4.281
	-58	467.1	365.8	1517	81	179.5	728.8	1.703	4.262
	-56.5	518	416.7	1513	72.22	181.4	729	1.722	4.25
	-56.6	518	416.7	1176	72.22	380.5	729	2.641	4.25
	-56	531.7	430.4	1175	71.1	381.5	729.1	2.643	4.244
	-54	578.9	477.5	1169	64.72	385.2	729.5	2.659	4.229
	-52	629.5	526.2	1161	59.78	388.9	729.8	2.675	4.215
	-50	683.6	582.3	1154	55.41	392.5	730.2	2.691	4.203
	-48	741	639.7	1146	51.36	396.2	730.6	2.707	4.192
	-46	801.9	700.6	1139	47.63	399.9	731.1	2.723	4.181
	-44	866.3	765	1131	44.2	403.7	731.5	2.739	4.17
	-42	934.3	833	1123	41.5	407.5	732	2.756	4.16
	-40	1006	904.7	1115	38.16	411.3	732.4	2.772	4.149
	-36	1082	981	1107	35.52	415.1	732.9	2.788	4.139
	-36	1162	1061	1099	33.11	419	733.3	2.803	4.129
	-34	1246	1145	1091	30.9	422.9	733.7	2.819	4.119
	-32	1335	1234	1083	28.87	426.8	734.1	2.835	4.109
-30	1429	1328	1074	27	430.8	734.4	2.851	4.1	
-28	1527	1426	1066	25.27	434.8	734.7	2.867	4.091	
-26	1630	1529	1057	23.68	438.8	734.9	2.883	4.081	
-24	1739	1638	1048	22.16	442.8	735	2.899	4.072	
-22	1852	1751	1039	20.76	446.9	735	2.915	4.062	
-20	1971	1870	1030	19.45	451	735	2.931	4.053	
-18	2095	1994	1021	18.24	455.1	734.9	2.947	4.044	
-16	2226	2125	1011	17.13	459.3	734.7	2.963	4.034	
-14	2362	2261	1002	16.09	463.6	734.4	2.979	4.024	
-12	2503	2402	991.9	15.11	467.8	734.1	2.994	4.014	
-10	2647	2548	982	14.19	472.2	733.6	3.01	4.004	
0	2804	2703	971.8	13.34	476.6	733	3.027	3.993	
2	2964	2863	961.5	12.54	481.1	732.2	3.043	3.983	
4	3131	3030	951.5	11.79	485.6	731.4	3.059	3.973	
6	3305	3204	940.7	11.07	490.3	730.5	3.076	3.962	
8	3485	3384	929.4	10.38	495	729.4	3.092	3.95	
10	3673	3572	917.4	9.703	499.8	727.7	3.109	3.937	
12	3869	3768	905	9.045	504.7	725.4	3.126	3.923	
14	4071	3970	892.1	8.435	509.8	723.1	3.143	3.908	
16	4282	4181	878	7.878	515	720.8	3.161	3.894	
18	4501	4400	863.6	7.375	520.4	718.5	3.179	3.879	
20	4733	4629	848.2	6.9	525.9	716.1	3.198	3.864	
22	4966	4865	831.9	6.445	531.6	713.5	3.217	3.849	
24	5210	5109	814.3	6.005	537.6	710.5	3.236	3.833	
26	5464	5363	795.5	5.577	543.8	707.2	3.255	3.817	
28	5727	5626	775.2	5.157	550.4	703.5	3.278	3.8	
30	6001	5900	753.6	4.745	557.8	699.4	3.303	3.783	
32	6285	6184	728.9	4.337	565	694.6	3.331	3.765	
34	6581	6480	696.4	3.914	575.4	688.2	3.364	3.745	
36	6890	6789	655.7	3.46	586.3	679.1	3.403	3.71	
38	7211	7110	593.1	2.91	602.5	664.4	3.454	3.658	
40	7362	7281	487.9	2.137	634.3	634.3	3.552	3.552	

Figura No XII.1

Diagrama de Mollier para el Dióxido de Carbono. (-10-)

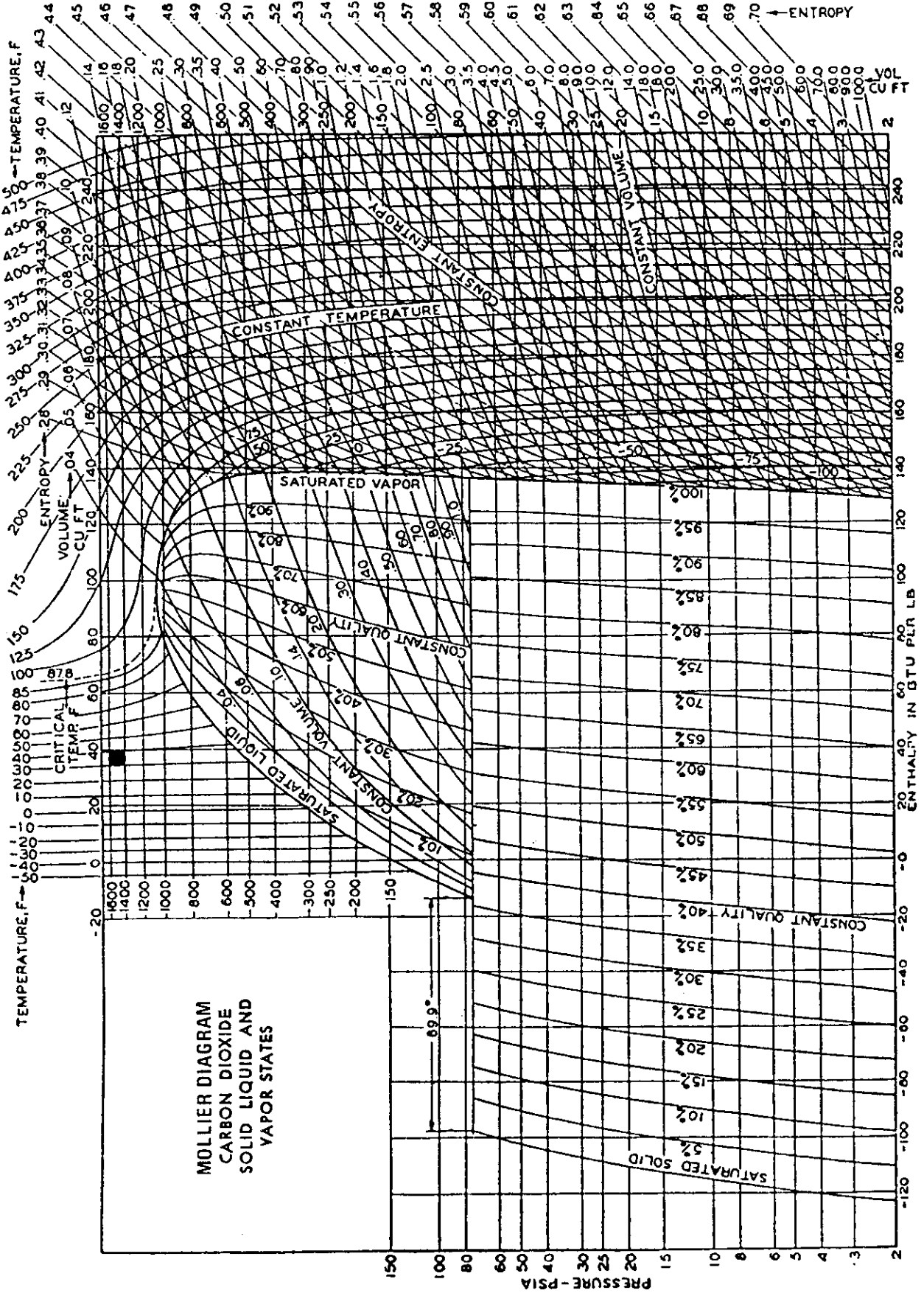


Figura XII.2 Curva de Equilibrio para el Dióxido de Carbono.

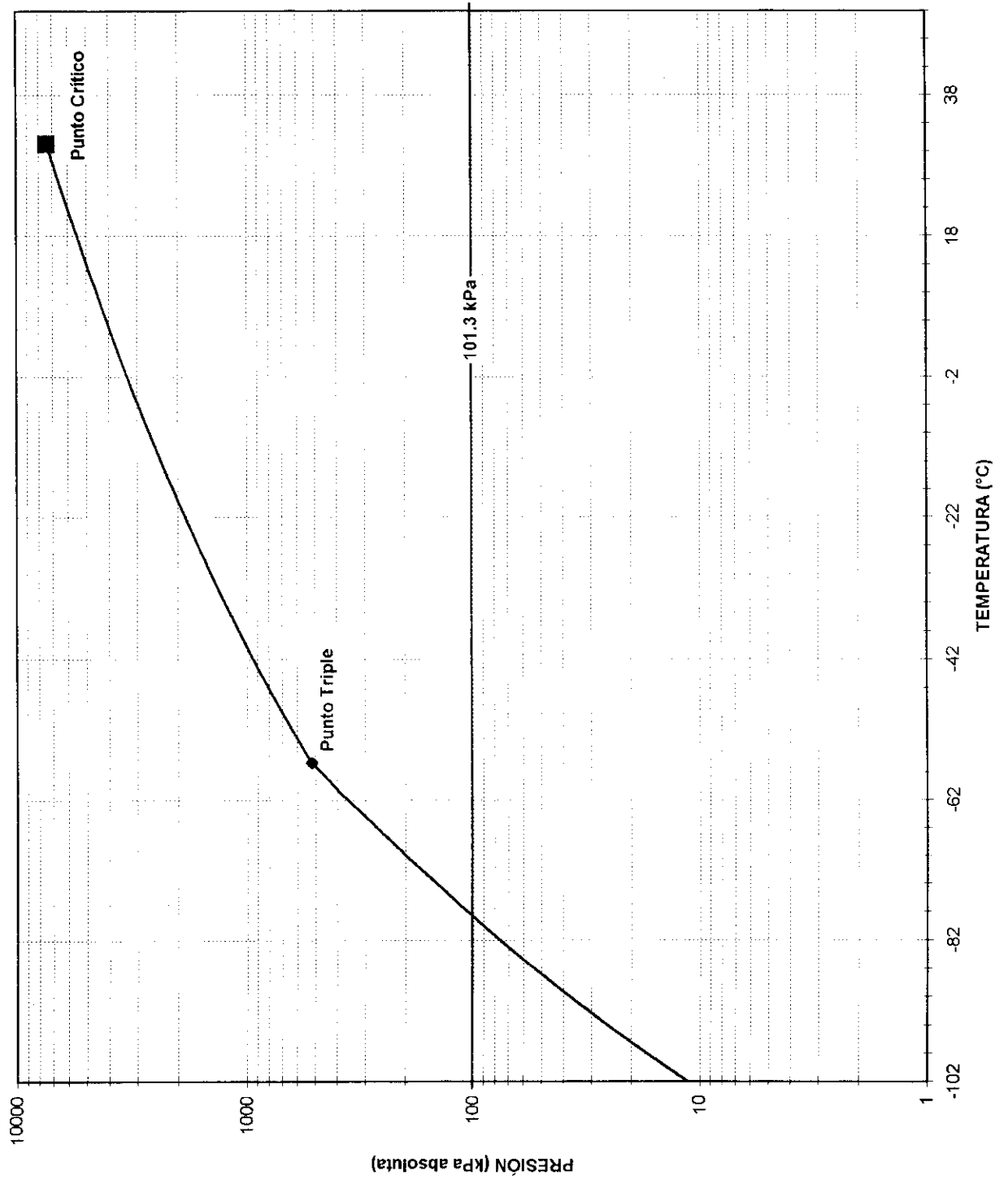


Figura No 12.3 Gráfica de disponibilidad de CO₂. Tomado de (-10-).

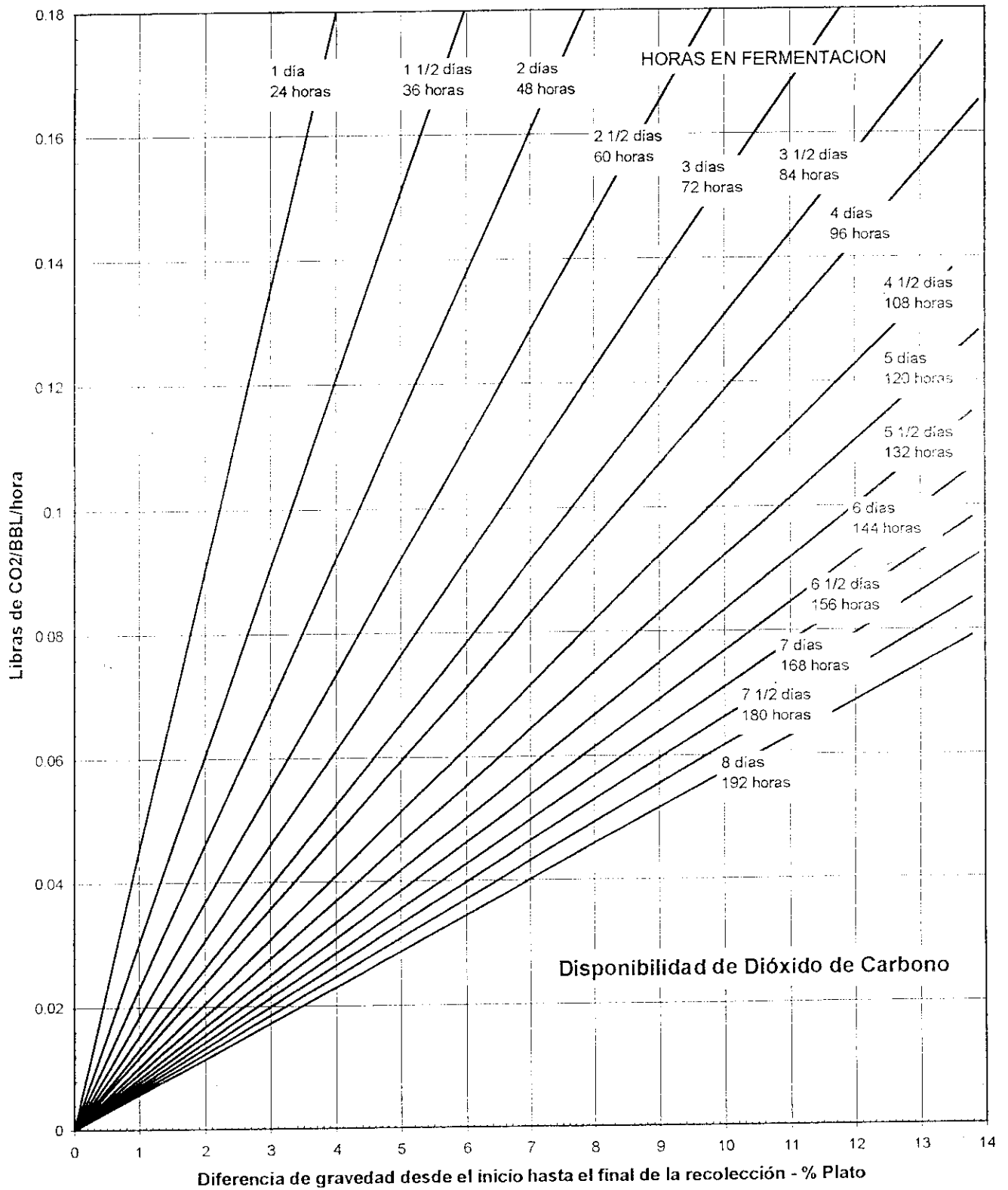


Tabla No 12.2 Peso y Volumen Específicos del Gas de Fermentación (Dióxido de Carbono). Tomado de (-10-)

Presión Manométrica kPa	0 °C		4.4 ° C		10 ° C		32.2 ° C	
	kg/m ³	m ³ /kg	kg/m ³	m ³ /kg	kg/m ³	m ³ /kg	kg/m ³	m ³ /kg
	0.00	1.97	0.5075	1.92	0.5202	1.87	0.5335	1.75
68.95	2.10	0.4765	2.05	0.4877	2.00	0.4994	1.86	0.5381
137.90	2.23	0.4491	2.19	0.4556	2.15	0.4658	1.99	0.5034
206.85	2.35	0.4246	2.32	0.4305	2.26	0.4427	2.10	0.4765
275.80	2.50	0.4001	2.45	0.4080	2.39	0.4189	2.23	0.4491
344.75	2.63	0.3806	2.58	0.3877	2.52	0.3976	2.34	0.4275
413.70	2.77	0.3608	2.72	0.3672	2.66	0.3760	2.47	0.4053
482.65	2.90	0.3449	2.84	0.3527	2.74	0.3650	2.58	0.3877
551.60	3.03	0.3303	2.96	0.3374	2.90	0.3449	2.69	0.3716
620.55	3.17	0.3153	3.11	0.3218	3.03	0.3303	2.82	0.3547
689.50	3.30	0.3030	3.24	0.3090	3.17	0.3153	2.93	0.3411
758.45	3.43	0.2917	3.36	0.2972	3.28	0.3045	3.06	0.3268
827.40	3.57	0.2799	3.51	0.2850	3.43	0.2917	3.17	0.3153
896.35	3.70	0.2702	3.64	0.2750	3.56	0.2812	3.30	0.3030
965.30	3.83	0.2612	3.76	0.2656	3.67	0.2726	3.41	0.2931
1034.25	3.96	0.2527	3.88	0.2579	3.80	0.2634	3.51	0.2850
1103.20	4.10	0.2438	4.04	0.2477	3.92	0.2548	3.65	0.2738
1241.10	4.37	0.2287	4.28	0.2338	4.18	0.2392	3.89	0.2569
1379.00	4.63	0.2160	4.52	0.2214	4.44	0.2254	4.12	0.2429
1723.75	5.32	0.1880	5.22	0.1915	5.09	0.1963	4.73	0.2116
2068.50	5.98	0.1674	5.80	0.1724	5.74	0.1744	5.32	0.1880
2758.00	7.31	0.1369	7.08	0.1412	7.02	0.1425	6.50	0.1537
3447.50	8.65	0.1156	8.52	0.1173	8.30	0.1205	7.69	0.1300
5171.25	11.95	0.0837	11.77	0.0849	11.52	0.0868	10.67	0.0937
6895.00	15.40	0.0650	15.11	0.0662	14.69	0.0681	13.68	0.0731
8618.75	18.90	0.0529	18.42	0.0543	18.10	0.0552	16.82	0.0594
10342.50	21.95	0.0456	21.63	0.0462	20.99	0.0477	20.51	0.0488
13790.00	28.68	0.0349	28.20	0.0355	27.55	0.0363	25.47	0.0393
17237.50	35.24	0.0284	34.76	0.0288	33.64	0.0297	31.40	0.0318
20685.00	41.97	0.0238	41.33	0.0242	40.21	0.0249	37.49	0.0267

