

**UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA**

**Facultad de Ciencias y Humanidades**

**Departamento de Ingeniería Industrial**

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD SOBRE LA COMPRA DE UNA PLANTA DE BENEFICIAMIENTO  
DE CO2 NUEVA, SOBRE INCREMENTAR LA CAPACIDAD INSTALADA DE LA EXISTENTE**

**MARIO RICARDO SOLARES FAGGIOLY**

**Guatemala**

**2006**

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD SOBRE LA COMPRA DE UNA PLANTA DE BENEFICIAMIENTO  
DE CO2 NUEVA, SOBRE INCREMENTAR LA CAPACIDAD INSTALADA DE LA EXISTENTE**

**por**

**MARIO RICARDO SOLARES FAGGIOLY**

**Enero, 2006**



**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD SOBRE LA COMPRA DE UNA PLANTA DE BENEFICIAMIENTO DE CO<sub>2</sub>  
NUEVA, SOBRE INCREMENTAR LA CAPACIDAD INSTALADA DE LA EXISTENTE**



**UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA**

**Facultad de Ciencias y Humanidades**

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD SOBRE LA COMPRA DE UNA PLANTA DE BENEFICIAMIENTO DE CO<sub>2</sub>  
NUEVA, SOBRE INCREMENTAR LA CAPACIDAD INSTALADA DE LA EXISTENTE**

**Trabajo de graduación presentado para optar el título de  
Ingeniero Industrial  
en el grado de licenciado**

**MARIO RICARDO SOLARES FAGGIOLY**

**Guatemala  
2006**

**Va. Ba.:**

(f) \_\_\_\_\_  
*Ingeniero Carlos Estuardo Colindres Sandoval*  
Asesor

**Tribunal:**

(f) \_\_\_\_\_  
*Ingeniero Carlos Estuardo Colindres Sandoval*

(f) \_\_\_\_\_  
*Ingeniero Carlos Roberto Paredes*

(f) \_\_\_\_\_  
*Ingeniero Pablo Rousselin*

**Fecha de aprobación:** 17 de octubre de 2005

## AGRADECIMIENTO

A Dios por ayudarme una vez más a alcanzar uno de mis sueños.

A mi esposa Vicky y mi hijo Jorge Fernando quienes fueron el pilar de mi carrera,

A mis padres un especial agradecimiento por darme la oportunidad de superarme.

A mis hermanos y mi familia por el apoyo incondicional.

A mi suegra, Doña Edna, con respeto y afecto.

Por último, pero no menos importante, a Casiano y Guido

a mis amigos y catedráticos que de una manera u otra

me apoyaron en la realización de este proyecto.

## RESUMEN

Este trabajo busca la mejora del sistema de recuperación de Dióxido de Carbono (CO<sub>2</sub>) en cantidad y pureza del mismo durante la fermentación de cerveza.

El dióxido de carbono en estado gaseoso resultante en el proceso de fermentación de mosto tiene pureza inferior a la necesaria, por ende con mayor porcentaje de dióxido de carbono en relación a oxígeno, mayor será la cantidad de dióxido de carbono recuperada para la planta de beneficiamiento, y menor será la cantidad de dióxido de carbono que se tendrá que comprar externamente.

Este proyecto busca reducir los costos de dióxido de carbono utilizados en la producción de cerveza, a través de la verificación de equipos y componentes instalados en la actual planta de dióxido de carbono. Con la recopilación de datos se realiza un análisis de las posibles modificaciones y ampliaciones necesarias, a través de las medidas que tienen como objetivo disminuir las pérdidas de dióxido de carbono excedentes y garantizar mayor cantidad disponible. El proyecto se estará efectuando en Cervecería Nacional, S.A. (nombre ficticio para conservar la confidencialidad) específicamente en las áreas de: proceso de fabricación de cerveza (Fabricación de Mosto), fermentación (ADEGA) y en la planta de dióxido de carbono (beneficiamiento y tratamiento de dióxido de carbono).

Se abordará el estudio a través de cálculos de capacidad de generación, beneficiamiento y compra, en áreas consumidoras de dióxido de carbono para garantizar la calidad exigida y especificada conforme normas de la compañía. Para conservar la calidad del producto se necesita de los siguientes equipos: lavadores, compresores de dióxido de carbono, secadores, desodorizadores, condensadores, tanques de almacenaje, evaporadores de dióxido de carbono, los cuales deben cubrir la necesidad de consumo de dióxido de carbono con la ampliación de producción de cerveza. A través de este proyecto se espera comprobar la necesidad de compra de una planta nueva de beneficiamiento de dióxido de carbono en vez de ejecutar ampliaciones en la planta existente, la finalidad es aprovechar el 100% de dióxido de carbono bruto en el proceso y tener la posibilidad de vender el excedente a procesadoras de gaseosas.

## ÍNDICE GENERAL

	Página #
RESUMEN	vii
ÍNDICE DE FIGURAS E ÍNDICE DE TABLAS	ix
I. INTRODUCCIÓN	1
II. ANTECEDENTES	2
A. Proceso de producción de cerveza	2
B. Proceso de generación de CO <sub>2</sub>	5
C. Manufactura de CO <sub>2</sub>	6
III. JUSTIFICACIÓN	18
IV. OBJETIVOS	20
A. Generales	20
B. Específicos	20
V. PROBLEMAS A RESOLVER	21
VI. METODOLOGÍA	22
VII. RESULTADOS	23
A. Balance de masa	23
B. Definición del sistema actual de los equipos que forman la planta de beneficiamiento de CO <sub>2</sub>	23
C. Diagrama de la planta actual de beneficiamiento de CO <sub>2</sub>	25
D. Evaluación del sistema y problema actual	26
E. Determinación de las variables involucradas	27
F. Análisis de factibilidad financiera	29
G. Estudio del sistema de recuperación de CO <sub>2</sub> previsto	30
H. Retorno de inversión	31
I. Cambios propuestos para la planta de beneficiamiento de CO <sub>2</sub>	32
J. Temas de medición	33
K. Diagrama propuesto de nueva planta de beneficiamiento de CO <sub>2</sub>	33
VIII. DISCUSIÓN	34
IX. CONCLUSIONES	36
X. RECOMENDACIONES	37
XI. BIBLIOGRAFÍA	38
XII. APÉNDICE	39
Tabla No.7 Capacidad teórica de generación de CO <sub>2</sub>	39

## ÍNDICE DE FIGURAS

#	TÍTULO	Página #
1.	Células de fermento, vista microscópica	3
2.	Rampa de atenuación de extracto durante la fermentación.	3
3.	Diagrama del proceso de maceración–fermentación	5
4.	Proceso de compresión en estado estable.	9
5.	Proceso de compresión adiabática.	10
6.	Ciclo de refrigeración por compresión de vapor	12
7.	Diagrama temperatura/entropía para procesos de enfriamiento	13
8.	Proceso de licuefacción de Linde.	15
9.	Proceso de licuefacción de Claude	16
10.	Diagrama de planta actual de beneficiamiento de CO <sub>2</sub> .	25
11.	Diagrama propuesto de nueva planta de beneficiamiento de CO <sub>2</sub>	33

## ÍNDICE DE TABLAS

#	TÍTULO	Página #
1.	Evaluación del sistema y problema actual	26
2.	Tabla de generación de CO <sub>2</sub> actual	27
3.	Tabla de generación prevista de CO <sub>2</sub>	28
4.	Análisis de factibilidad financiera	29
5.	Evaluación del sistema previsto	30
6.	Análisis de costos	31
7.	Capacidad teórica de generación de CO <sub>2</sub>	39



## I. INTRODUCCIÓN

Este proyecto tiene como objetivo mejorar la eficiencia de captación de CO<sub>2</sub>, pureza y venta del excedente recuperado a plantas productoras de gaseosas.

La recuperación de dióxido de carbono es fundamental por varios aspectos; por precio en el mercado y para la eliminación de oxígeno en equipos, trasiego de producto y contrapresión en las llenadoras.

El dióxido de carbono es un subproducto de la fermentación de cerveza reutilizado en diferentes etapas del proceso de fabricación. El aprovechamiento de este subproducto es de gran importancia económica, por lo que es importante evitar cualquier tipo de pérdida o desperdicio. Actualmente se consume más dióxido del carbono que el que se puede recuperar, por lo que se compra en el mercado el necesario para suplir la demanda, esto afecta directamente al precio del producto.

La recuperación de dióxido de carbono debe considerar dos aspectos importantes: la pureza necesaria para ser utilizada en el proceso de fabricación y que forme parte del producto terminado, que influye enormemente en la calidad de la cerveza, y el otro aspecto es la capacidad de recuperación del dióxido de carbono con el menor desperdicio posible.

La sección de antecedentes describe los conocimientos básicos sobre la recuperación de CO<sub>2</sub>. Inicia con la teoría de fermentación de la cerveza que muestra como es generado el gas, seguido de que es el dióxido de carbono, y por último la teoría relacionada con los principios de funcionamiento de los equipos que forman parte del sistema de recuperación.

El proyecto busca identificar los principales puntos que demuestren la necesidad de compra de una planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub> nueva, en lugar de ampliar la existente. Esto es para atender los nuevos volúmenes de producción, diseñando un sistema que aproveche la mayor cantidad de dióxido de carbono, logrando una producción media de 0.067 lb/L por mosto producido, para que elimine la compra externa de dióxido de carbono y que a través de este proceso se refleje un impacto positivo en ahorros financieros para la empresa.

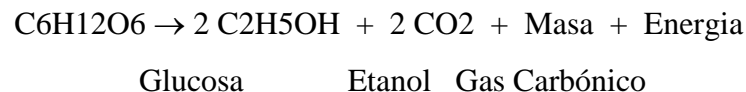
## II. ANTECEDENTES

La recuperación de dióxido de carbono inicia en la fermentación de cerveza. El dióxido de carbono recuperable inicia en un proceso de purificación que puede resumirse en cuatro etapas: remoción de sustancias solubles en agua, remoción de sustancias insolubles en agua, remoción de humedad y purga de incondensables. Con el objeto de cumplir con el conocimiento de estos conceptos, se detallan a continuación.

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

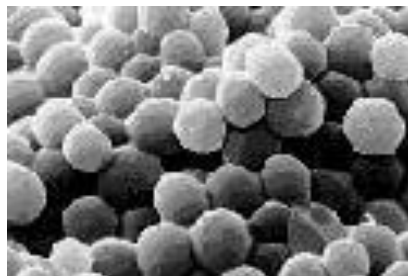
El objetivo de la fermentación es conducir las interacciones de parámetros de proceso para obtener la cerveza con características organolépticas, químicas y físico-química deseadas.

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



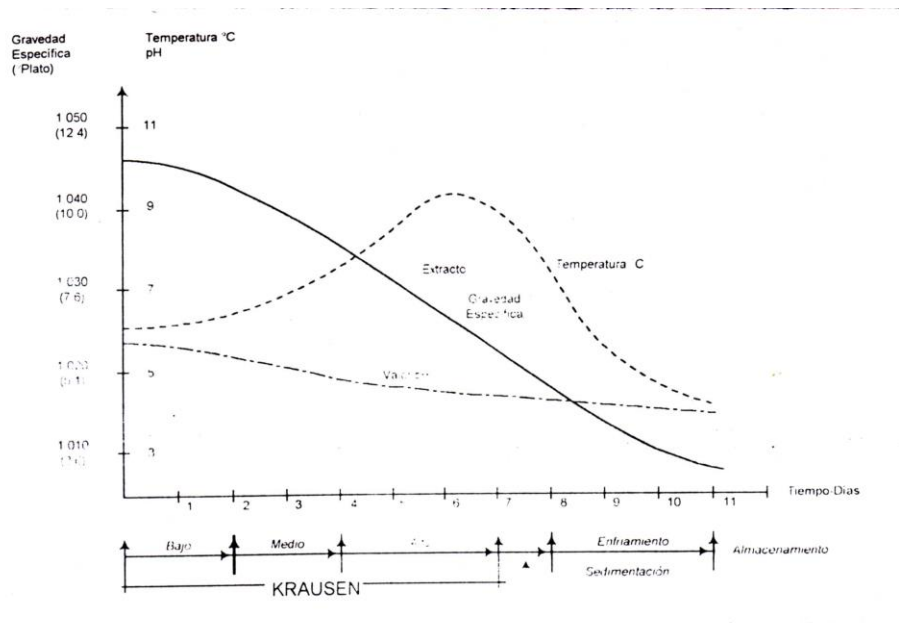
La especie utilizada es *Saccharomyces cerevisiae*. Para garantizar siempre las mismas características de la cerveza, es fundamental utilizar un fermento puro, éste proviene de un mismo origen, sin ningún tipo de mutación mezclada y principalmente ningún contaminante presente, tales como bacterias y/o levaduras salvajes. Las células de fermento son ovaladas, variando sus dimensiones de 5µ a 10µ.

**Figura No. 1**  
**VISTA MICROSCOPICA DE LAS CÉLULAS DE FERMENTO**



Al inicio de la fermentación ocurre la fase de adaptación de fermento. En la primeras 12 a 18 hrs., el fermento se duplica, el CO<sub>2</sub> está en el inicio de su formación. En unas horas, la temperatura aumenta despacio (cerca de 0,5 a 1°C), la atenuación de extracto es de 0,4 a 0,8 % y el pH cae en 0,25 a 0,30. (-1-)

**Figura No. 2**  
**RAMPA DE ATENUACIÓN DE EXTRACTO DURANTE LA FERMENTACIÓN (-2-).**

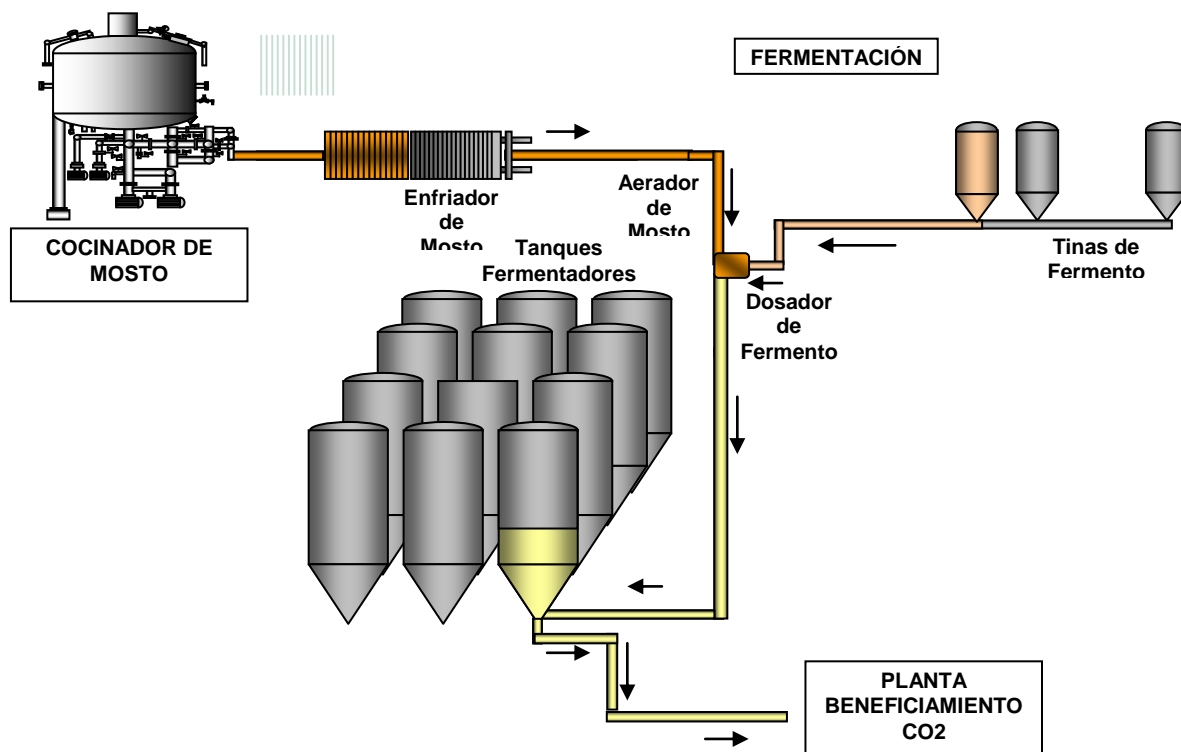


Los patrones de la fermentación tradicional baja, (ver Figura No. 2. Rampa de atenuación de extracto durante la fermentación), indica la correlación entre tiempo de fermentación, temperatura, peso específico y la terminología de las diversas etapas de fermentación que se utiliza, por ejemplo la curva de formación de CO<sub>2</sub> durante los primeros cuatro días de fermentación.

El mosto sale del cocinador a 100°C y es trasegado a un tanque fermentador, pasando por un enfriador de placas que baja la temperatura del mismo entre 9 a 11°C y es aireado hasta aproximadamente 10mg/L de oxígeno disuelto.

La dosificación del fermento se realiza durante el enfriamiento, ya que en esta etapa la levadura necesita de oxígeno para poder alimentarse o degradar el azúcar proveniente del mosto, en la fase anaeróbica produce alcohol y el dióxido de carbón deseado. La levadura utilizada para la siembra debe estar biológicamente limpia, y debe ser manipulada con el mayor grado sanitización posible, para evitar que se contamine con bacterias o levaduras salvajes. **(Ver Figura No. 3 Diagrama del proceso de Maceración – Fermentación (-1-)**

Figura No. 3  
 DIAGRAMA DEL PROCESO DE MACERACIÓN - FERMENTACIÓN. (-4-)



### B. Proceso de generación del 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.

A temperaturas y presiones debajo del punto triple ( $-56.6^{\circ}\text{C}$  y  $416\text{kPa}$ ), el dióxido de carbono puede existir tanto como sólido ("hielo seco") o un gas, dependiendo de las condiciones de temperatura y presión.

A temperaturas y presiones cercanas al punto triple y por debajo de  $31.1^{\circ}\text{C}$ , el dióxido de carbono líquido y gaseoso puede existir en equilibrio en un tanque reservorio cerrado. Dentro de este rango de temperatura la

presión de vapor dentro del tanque cerrado mantiene el dióxido de carbono líquido y gaseoso en equilibrio, se mantiene en una relación definida con la temperatura. Cerca de la temperatura crítica que es  $31.1^{\circ}\text{C}$ , 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 tanques de almacenaje, desplazando al aire.

El dióxido de carbono se utiliza tanto para formar parte del producto, como para contrapresión de los tanques de fermentación, desaireación de agua cervecera, desaireación de líneas, contrapresión en las llenadoras de envases, etc. (-2-)

### **C. Manufactura de CO<sub>2</sub>.**

El proceso de manufactura de CO<sub>2</sub> se encuentra formado por las siguientes etapas.

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

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

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

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

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

**A. Solubilidad del gas.** La solubilidad del gas debe ser elevada, a fin de aumentar la rapidez de la absorción y disminuir la cantidad requerida del disolvente. En general, los disolventes de naturaleza química similar a la del soluto que se va a absorber proporcionan una buena solubilidad. Con frecuencia, la reacción química del disolvente con el soluto produce una solubilidad elevada del gas, la reacción es reversible para reutilizar el disolvente.

**B. 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.

**C. Corrosión.** Se recomienda la utilización de acero inoxidable.

**C. Costo.** El disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y debe obtenerse fácilmente.

**E. 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. (-2-)

**2. Lavadores de Gases.** Los lavadores de gases se utilizan generalmente para la remoción de contaminantes gaseosos en un gas, más que para la remoción de partículas. Esto se realiza a través de un contra flujo de agua con el gas, el líquido fluye por arriba y el gas por abajo.

En los lavadores para absorción de gases, las impurezas a limpiar están generalmente bastante diluidas, el contaminante se encuentra en el orden del 1% en volumen o menos; esto se debe a que la corriente de gases proviene de alguna unidad de recuperación y el contaminante químico es alguna fracción que escapó de la recuperación. En estas circunstancias, la concentración de contaminante generalmente es tan pequeña que justifica un proceso adicional de recuperación, para no simplemente enviar la corriente de gas a la atmósfera.

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

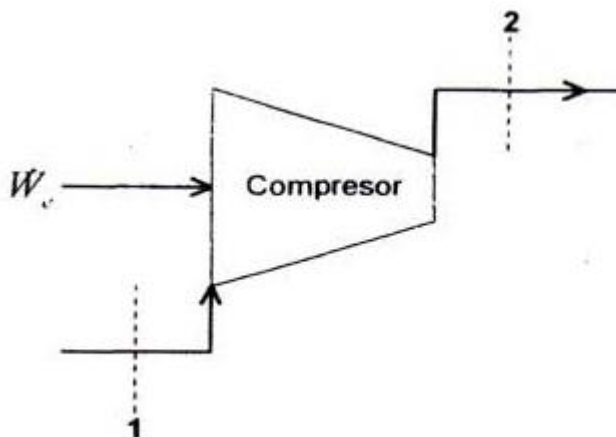
Para el flujo del gas lo recomendable es utilizar censores de nivel, para realizar purgas cada cierto tiempo al alcanzar una altura de inundación. Las torres se operan normalmente a 60% o menos que el punto de inundación. (-2-)

**3. Proceso de compresión.** Los procesos de compresión se refieren a incrementar la presión en un sistema dado, utilizados para llevar a los gases a la presión apropiada para una reacción o proceso.

**a. Compresores.** Pueden utilizarse compresores de doble efecto para elevar la presión de entrada a 0,3-4Bar y de 4-17Bar de presión. Las ecuaciones de energía son independientes del tipo de equipo; sin embargo resultan iguales que expansores o para turbinas, puesto que los cambios en energía cinética y

potencial también se consideran despreciables. Las siguientes ecuaciones se aplican a las compresiones adiabáticas, cuyo proceso se representa en la figura No.4

**Figura No. 4**  
**PROCESO DE COMPRESIÓN EN ESTADO ESTABLE.**



En donde:

$$W_s = -m\Delta H \text{ (Ecuación II.1)}$$

$$W_e \text{ (isentropico)} = -(\Delta H)_s \text{ (Ecuación II.2)}$$

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:

### Definición de la Eficiencia del Compresor

$$\eta_e = \eta_s = W_e \text{ (isentropico)} / W_c = (\Delta H)_s / \Delta H \text{ (Ecuación II.3)}$$

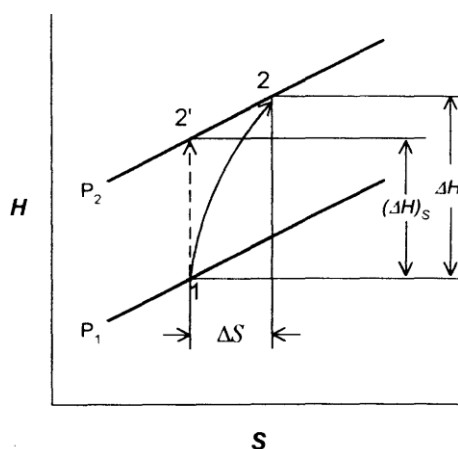
En donde:

$$n = \text{eficiencia,}$$

$W_e$	=	trabajo realizado por el eje del compresor
$\Delta H$	=	cambio de entalpía del sistema
subíndice s	=	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 No. 5. 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  $P_2$ . (-2-)

**Figura No. 5**  
**PROCESO DE COMPRESIÓN ADIABÁTICA.**



#### 4. Refrigeración

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

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

Es común medir el comportamiento de un refrigerador mediante el coeficiente de rendimiento  $\omega$  definido como:

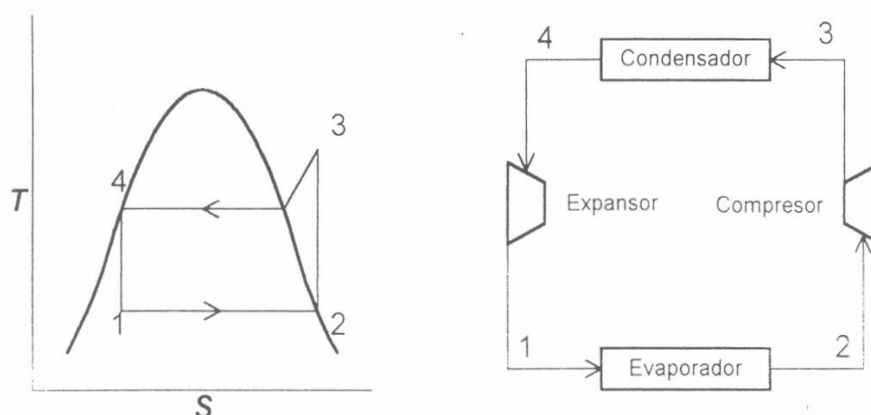
$$\omega = (\text{calor absorbido a baja temperatura/trabajo neto}) = |Q_f|/|W| = T_f/(T_c - T_f) \text{ (Ecuación II.5)}$$

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

**b. 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 No. 6, que

equivale al ciclo de Carnot, a excepción de que el vapor sobrecalentado que sale del compresor (punto 3 en la figura No. 6) debe enfriarse hasta la temperatura de saturación antes de que empiece la condensación.

**Figura No. 6**  
**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

$$|QF| = \Delta H = H_2 - H_1 \text{ (Ecuación II.6)}$$

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

$$|QC| = H_3 - H_4 \text{ (Ecuación II.7)}$$

por la Ecuación II.9.5 el coeficiente de rendimiento resulta

$$\omega = |QF|/|W| = (H_2 - H_1)/(H_3 - H_4 - (H_2 - H_1)) \text{ (Ecuación II.8)}$$

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

$$\omega = |QF|/(H_2 - H_1) \text{ (Ecuación II.9) (-2-)}$$

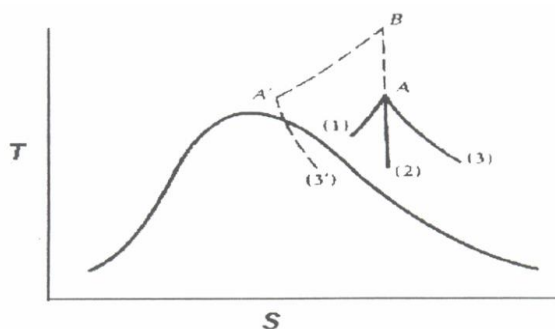
**5. Proceso de Licuefacción.** La licuefacción resulta cuando un gas se enfría hasta una temperatura en la región difásica, como las diversas formas que se enumeran a continuación y se pueden realizar por:

- intercambio de calor a presión constante.
- expansión en una turbina, obteniéndose trabajo.
- 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 No. 7**

### DIAGRAMA TEMPERATURA/ENTROPÍA PARA PROCESOS DE ENFRIAMIENTO



Los tres métodos se muestran en la figura 11.7. 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.

El sistema de licuefacción más simple, conocido como proceso de Linde, se muestra en la Figura No. 8. 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  $-40^{\circ}\text{C}$ , se obtiene una temperatura inferior en la válvula que la lograda cuando el medio de enfriamiento es agua a  $21.1^{\circ}\text{C}$ .

En condiciones de estado estables, un balance de energía para el separador, válvula y enfriador da

$$\Delta(mH)_{cf} = 0, \text{ o}$$

$$H_6z + H_8(1-z) = H_3 \text{ (Ecuación II.10)}$$

donde las entalpías se refieren a la unidad de masa del fluido en los puntos marcados en la Figura No. 8 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 No. 9, 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:

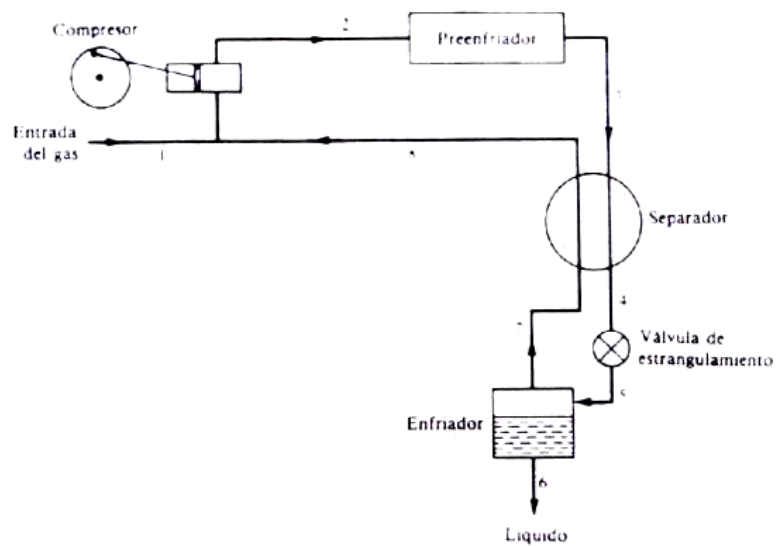
$$H_6z + H_8(1-z) + W_e = H_3 \text{ (Ecuación II.11)}$$

donde :  $W_e$  = 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:

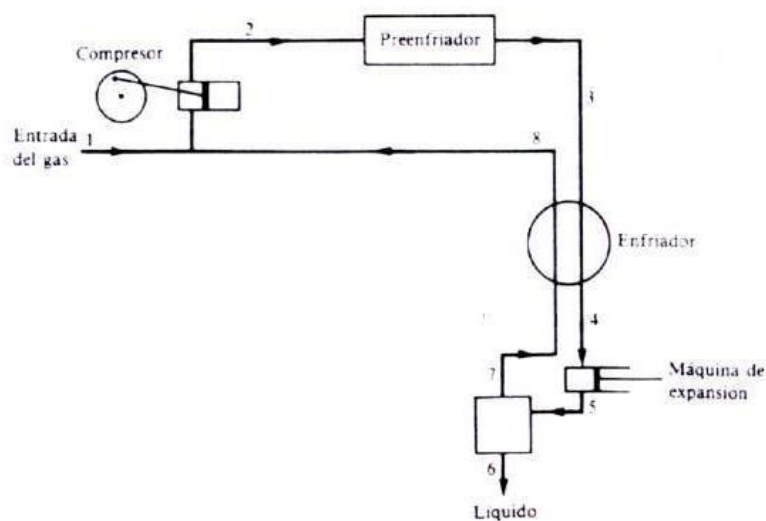
$$W_e = -AH, \text{ que para este caso se escribe .}$$

$$W_e = - (H_5 - H_4) \text{ (Ecuación II.12)}$$

**Figura No. 8**  
**PROCESO DE LICUEFACCIÓN DE LINDE.**



**Figura No. 9**  
**PROCESO DE LICUEFACCIÓN DE CLAUDE.**



Las ecuaciones 10 y 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. (-2-)

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

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

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

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

### III. JUSTIFICACIÓN

El dióxido de carbono que se obtiene de la fermentación se requiere para la carbonatación de la cerveza en proceso, contrapresión para tanques de almacenamiento de cerveza, trasiegos de producto y contrapresión en las llenadoras.

Es de gran importancia económica el aprovechamiento de este subproducto, razón por la cual es importante evitar cualquier tipo de pérdida. El CO<sub>2</sub> se puede reutilizar en varias etapas del proceso de fabricación de cerveza, esta cervecería utiliza más de lo que puede recuperar y compra CO<sub>2</sub> adicional para cubrir sus necesidades de consumo.

La recuperación de CO<sub>2</sub> debe considerar dos puntos importantes: la pureza necesaria para poder ser reingresado al sistema y forme parte del producto, y la capacidad de aprovechar y recuperar el CO<sub>2</sub> con el menor desperdicio posible, basado en lo anterior se ha considerado evaluar el funcionamiento actual del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub>.

Debido a la alta producción mensual alcanzada a través de la ampliación de la fábrica, se hace necesario disponer de una mejor capacidad de beneficio de CO<sub>2</sub>, capaz de incrementar todos los gases producidos durante la fermentación de mosto que actualmente no se consiguen captar, esto para poder reducir la necesidad de compra de CO<sub>2</sub> y poder vender el excedente.

Esta preocupación se debe al aumento de producción de cerveza y el creciente aumento del precio de CO<sub>2</sub>, por lo que se necesita adecuar la cantidad disponible de producción a la cantidad disponible de fermentación, que es la base para un envasado eficiente con menor costo posible, lo que se busca atender es la demanda de CO<sub>2</sub> generado en la fermentación y simultáneamente disminuir las pérdidas de CO<sub>2</sub> debido a la falta de capacidad de producción de la actual planta de beneficiamiento.

Con relación a este proyecto se pretende: a) obtener un ahorro considerable en los costos de producción, b) adecuar la capacidad de beneficiamiento de CO<sub>2</sub> generada a través de la fermentación, c) la validación de viabilidad financiera de ampliación de la planta existente vs. la compra de una nueva planta.

## IV. OBJETIVOS

### A. Generales

- Mejorar los recursos y procesos disponibles de recuperación de CO<sub>2</sub> para reducir los costos en la fabricación de cerveza.
- Reciclar el CO<sub>2</sub> de la fermentación de la cerveza directamente de los tanques fermentadores para que podamos reutilizar el mismo en el proceso de fabricación de la cerveza y envasado de la misma, como subproducto que garantiza la calidad final de la cerveza.

### B. Específicos

- Aumentar la producción de CO<sub>2</sub> en el sistema de beneficiamiento de CO<sub>2</sub> para aumentar la producción y consecuentemente reducir las pérdidas de CO<sub>2</sub> a partir del cambio de planta de beneficiamiento existente por una planta nueva.
- Disminuir las pérdidas de CO<sub>2</sub> por insuficiencia productiva de planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub> existente.
- Determinar las condiciones óptimas de operación y factores que intervienen en el aumento de la producción de CO<sub>2</sub>.
- Determinar si el sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> es el adecuado a este proceso o si es realmente necesario el cambio de la planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>.

## V. PROBLEMAS A RESOLVER

Identificar la mejor opción financiera para garantizar el beneficiamiento de todo el CO<sub>2</sub> generado durante la producción de cerveza a través de la fermentación, cumpliendo con todos los padrones de calidad de la compañía, así como la evaluación de la dimensión de los equipos necesarios de acorde con la generación de la fermentación y proponer mejoras del sistema de control y el uso de tecnología más moderna. Se presentará un diseño para el sistema de recuperación más eficiente cuantitativamente y cualitativamente.

## VI. METODOLOGÍA

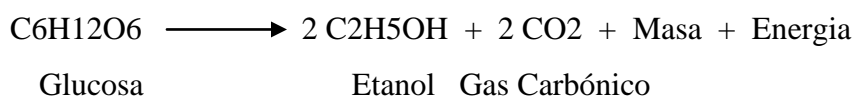
A continuación se detallan los procedimientos utilizados para la decisión de compra o ampliación de la planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>:

- A. Balance de masa:** analizando reacción estequiométrica de conversión de azúcares fermentables a cerveza.
- B. Definición del sistema actual de los equipos que forman la planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>:** Conocimientos básicos del funcionamiento de una planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>.
- C. Diagrama de la planta actual de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>:** Ver figura para mejor comprensión del funcionamiento de la planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>.
- D. Evaluación del sistema y problema actual:** Para analizar ampliación o compra de una planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>.
- E. Determinación de las variables involucradas:** tasa de generación de CO<sub>2</sub>, así como la capacidad de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>.
- F. Análisis de factibilidad financiera:** evaluando los compresores, lavadores, secadores, desodorizadores, condensador, tanque reservorio y evaporador de CO<sub>2</sub>, comparando con la puesta en marcha de una nueva planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>.
- G. Estudio del sistema de recuperación de CO<sub>2</sub> previsto:** Evaluando índices de beneficiamiento vs el estudio del sistema actual.
- H. Retorno de inversión:** Analizando venta de planta actual y excedente a procesadoras de gaseosas.
- I. Cambios propuestos para la planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>:** Para mejora de eficiencia y pureza.
- J. Temas de medición:** Equipos utilizados para medición de pureza.
- K. Diagrama propuesto de nueva planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>:** Ver diagrama propuesto

## VII. RESULTADOS

### A. Balance de Masa

Por medio de la siguiente reacción estequiométrica se demuestra como la levadura degrada todo el azúcar proveniente del mosto, produciendo alcohol, CO<sub>2</sub>, masa y energía:



### B. Definición de sistema actual de los equipos

**1. Tanque fermentador.** Este tanque recibe el mosto proveniente del cocinador, donde se le dosifica la levadura para producir alcohol, etanol, energía y masa (cerveza).

En el momento en que inicia la fermentación, inicia la producción de dióxido de carbono, conforme se fermenta el azúcar se mide la pureza del mismo para el inicio de la captación del CO<sub>2</sub> a una pureza de 99.5%.

**2. Lavador de espuma.** Este tanque tiene como función eliminar la espuma que pudo haberse arrastrado del tanque fermentador, entrando el gas por un costado y saliendo por la parte superior del lavador, dejando de esta forma cualquier arrastre de espuma a flote.

**3. Lavador de gases.** Se utiliza para la eliminación de impurezas como alcoholes, compuestos azufrados y cetonas provenientes de los tanques fermentadores, esto es a través de un contra flujo de agua por la parte superior del tanque.

**4. Balón de CO<sub>2</sub>.** Éste sirve como pulmón entre la línea del lavador de gas con el compresor de CO<sub>2</sub>, esto es para evitar que el compresor se encienda y apague por caudal bajo.

**5. Compresor de CO<sub>2</sub>.** El compresor utilizado es recíprocante de etapas. La primera etapa consiste en aumentar la presión del CO<sub>2</sub> de 0,3 - 4Bar de presión, y la segunda etapa es elevar la presión de 4 - 17Bar máximo de presión para que el CO<sub>2</sub> pueda ser condensado y almacenado en el tanque reservorio, este utiliza un sistema de enfriamiento para evitar que la temperatura del gas se eleve, ya que esto ocurre con el aumento de presión.

**6. Secador.** Del compresor de CO<sub>2</sub> se dirige al secador de gases, para eliminar la humedad del gas proveniente del compresor, se utiliza sílica. Esta sílica puede ser regenerada al momento que la presión del condensador se eleve debido a arrastre de incondensables por baja eficiencia del secador.

**7. Desodorizador.** Consiste en un filtro de carbono, (cáscara de coco) que retiene cualquier aroma no deseable para la cerveza, es regenerado de igual forma que el secador.

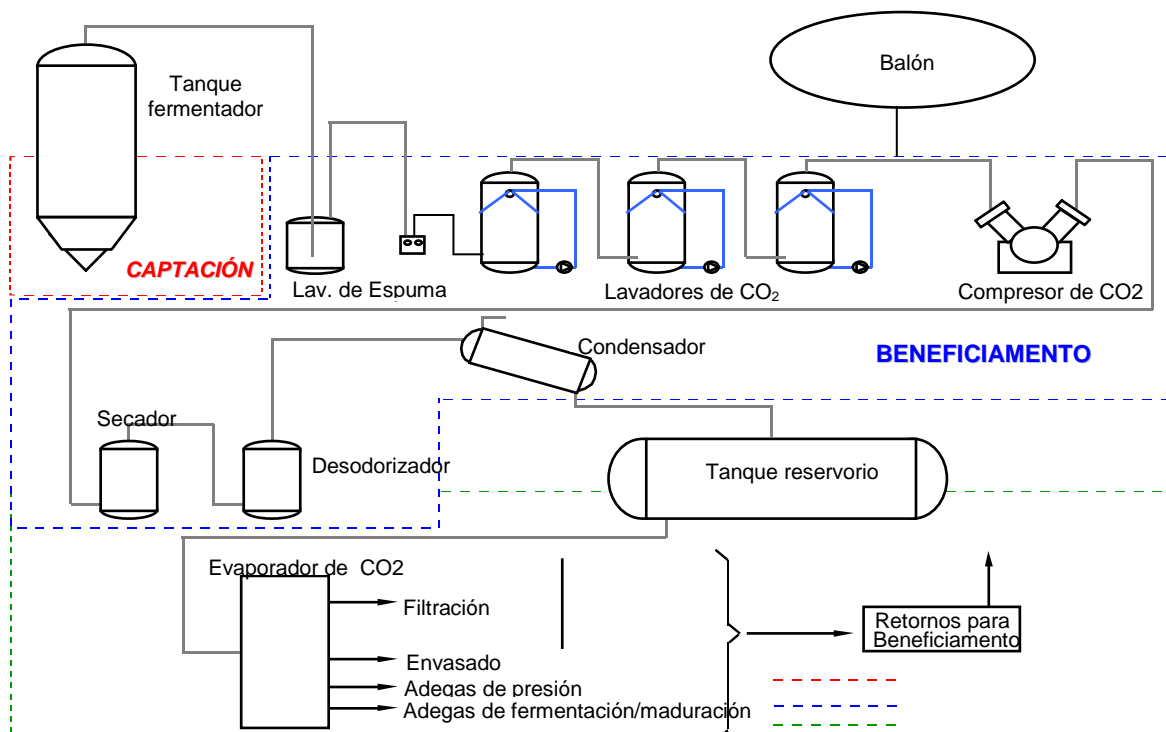
**8. Condensador de CO<sub>2</sub>.** Para que el CO<sub>2</sub> cambie de fase gaseosa a líquida para almacenarse, se utiliza un condensador horizontal de concha y tubo, donde el gas ingresa por la parte superior de la concha y por el tubo recircula amoníaco a -40°C para condensar el gas y así poder ser almacenado de forma líquida.

**9. Tanque reservorio de CO<sub>2</sub> líquido.** Su función es el almacenamiento de dióxido de carbono líquido.

**10. Evaporador de CO<sub>2</sub>.** Esta es la última etapa del proceso de beneficiamiento donde el dióxido de carbono pasa de estado líquido a gaseoso para ser utilizado en las respectivas áreas de consumo, así como para formar parte del producto terminado.

### C. Diagrama de planta actual de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>

**Figura No. 10**  
**DIAGRAMA DE PLANTA ACTUAL DE BENEFICIAMIENTO DE CO<sub>2</sub>**



## D. Evaluación del sistema y problema actual.

**Tabla No. 1**  
**EVALUACIÓN DEL SISTEMA Y PROBLEMA ACTUAL**

<b>CONDICIÓN ACTUAL</b>	
Capacidad Nominal del compresor de CO2 (Lbs/L)	5.51
Capacidad nominal de Planta de Beneficiamiento (Lbs/L)	3.53
Eficiencia	0.64
Indice de beneficiamiento (Lbs/L)	0.05
Volumen de mosto producido anual (L)	60,000,000
Lbs. De CO2 Beneficiados (IB*1.33*VM)	3,591,000
Indice de consumo (Lbs/L)	0.053
Producción líquida (L)	78,000,000
Lbs. Consumidos (IC*PL) (Lbs)	4,134,000
Saldo = Lbs. Beneficiados - Lbs. Consumidos	<b>(543,000)</b>
Compra CO2 Saldo * Q.1.28	<b>(695,040)</b>

Como se observa en la tabla 1, el problema principal es que la planta actual no consigue beneficiar el CO2 que se consume, comprando en el mercado la diferencia a un precio elevado y generando un gasto de Q. 695,040 anuales.

Esta planta posee una pureza de captación de 99.990%, y lo que se necesita es una pureza mayor de beneficiamiento que la planta actual no consigue realizar.

## E. Determinación de las variables involucradas

Tabla No. 2

## TABLA DE GENERACIÓN DE CO2 ACTUAL

Periodo	Nº Fabricaciones	Volume a 12°p	Volume a 12°p		Generación de CO2					Periodo
	Sala 1	Sala 1	Factor de Corrección p/ 12°p	Total (L)	Schwand (Pérdida)	PLC (L)	Índice Generación (Lb/L)	Producción Total Inst. CO2 (Lb)	Producción Total Diaria CO2 (Lb)	
31-May	4	110,000	14.70	141,842	0.04	136,168	0.045	6,155		31-May
01-Jun	2	55,000	14.70	70,921	0.04	68,084	0.045	3,077		01-Jun
02-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0		02-Jun
03-Jun	6	165,000	14.70	212,763	0.04	204,253	0.045	9,232		03-Jun
04-Jun	6	165,000	14.70	212,763	0.04	204,253	0.045	9,232	2,462	04-Jun
05-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	5,847	05-Jun
06-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	7,386	06-Jun
07-Jun	5	137,500	14.70	177,303	0.04	170,211	0.045	7,694	3,693	07-Jun
08-Jun	7	192,500	14.70	248,224	0.04	238,295	0.045	10,771	1,693	08-Jun
09-Jun	3	82,500	14.70	106,382	0.04	102,126	0.045	4,616	4,924	09-Jun
10-Jun	1	27,500	14.70	35,461	0.04	34,042	0.045	1,539	8,155	10-Jun
11-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	6,463	11-Jun
12-Jun	3	82,500	14.70	106,382	0.04	102,126	0.045	4,616	3,231	12-Jun
13-Jun	2	55,000	14.70	70,921	0.04	68,084	0.045	3,077	1,385	13-Jun
14-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	2,770	14-Jun
15-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	3,077	15-Jun
16-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	1,693	16-Jun
17-Jun	6	165,000	14.70	212,763	0.04	204,253	0.045	9,232	308	17-Jun
18-Jun	6	165,000	14.70	212,763	0.04	204,253	0.045	9,232	923	18-Jun
19-Jun	1	27,500	14.70	35,461	0.04	34,042	0.045	4,616	4,616	19-Jun
20-Jun	1	27,500	14.70	35,461	0.04	34,042	0.045	1,539	7,386	20-Jun
21-Jun	1	27,500	14.70	35,461	0.04	34,042	0.045	1,539	4,770	21-Jun
22-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	1,693	22-Jun
23-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	1,231	23-Jun
24-Jun	8	220,000	14.70	283,684	0.04	272,337	0.045	12,310	769	24-Jun
25-Jun	4	110,000	14.70	141,842	0.04	136,168	0.045	6,155	1,385	25-Jun
26-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	5,539	26-Jun
27-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	7,386	27-Jun
28-Jun	3	82,500	14.70	106,382	0.04	102,126	0.045	4,616	3,693	28-Jun
29-Jun	3	82,500	14.70	106,382	0.04	102,126	0.045	4,616	1,077	29-Jun
30-Jun	0	0	14.70	0	0.04	0	0.045	0	2,308	30-Jun
<b>TOTAL</b>									<b>95,861</b>	

**Tabla No. 3**  
**TABLA DE GENERACIÓN PREVISTA DE CO2**

Período	Nº Fabricaciones	Volume a 12ºp	Volume a 12ºp		Generación de CO2					Período
	Sala 1	Sala 1	Factor de Corrección p/ 12ºp	Total (L)	Schwand (Pérdida)	PLC (L)	Índice Generación (Lb/L)	Producción Total Inst. CO2 (Lb)	Producción Total Diaria CO2 (Lb)	
28-Feb	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655		28-Feb
29-Feb	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655		29-Feb
01-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655		01-Mar
02-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655		02-Mar
03-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	27,655	03-Mar
04-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	27,655	04-Mar
05-Mar	6	165,000	14.70	212,763	0.03	206,380	0.067	13,827	27,655	05-Mar
06-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	26,272	06-Mar
07-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	20,741	07-Mar
08-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	23,507	08-Mar
09-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	26,272	09-Mar
10-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	27,655	10-Mar
11-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	27,655	11-Mar
12-Mar	6	165,000	14.70	212,763	0.03	206,380	0.067	13,827	27,655	12-Mar
13-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	26,272	13-Mar
14-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	22,124	14-Mar
15-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	22,124	15-Mar
16-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	26,272	16-Mar
17-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	27,655	17-Mar
18-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	27,655	18-Mar
19-Mar	6	165,000	14.70	212,763	0.03	206,380	0.067	13,827	24,889	19-Mar
20-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	15,210	20-Mar
21-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	11,062	21-Mar
22-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	19,358	22-Mar
23-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	26,272	23-Mar
24-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	27,655	24-Mar
25-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	27,655	25-Mar
26-Mar	6	165,000	14.70	212,763	0.03	206,380	0.067	13,827	27,655	26-Mar
27-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	26,272	27-Mar
28-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	22,124	28-Mar
29-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	22,124	29-Mar
30-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	26,272	30-Mar
31-Mar	12	330,000	14.70	425,526	0.03	412,761	0.067	27,655	27,655	31-Mar

**TOTAL 719,029**

Al comparar el total de producción de CO2 generada a través de la fermentación de cerveza, se puede observar claramente que la planta actual no conseguirá beneficiar la producción prevista que corresponde a una diferencia de 623,168 lb. de CO2, lo que nos lleva a tomar la decisión de ampliar o comprar planta de beneficiamiento o comprar una nueva.

## F. Análisis de factibilidad financiera

**Tabla No. 4**  
**ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD FINANCIERA**

Eventos a ser ejecutados	Costo en Quetzales	Costo en Quetzales
<b>Compra Equipos :</b>		
1 - Lavador de espuma (01 pz)	35100.00	5374200.00
2 - Balón de CO2 50m³ (01pz)	62400.00	
3 - Conj.Lavadores (água) (01 cj)	163800.00	
4 - Conj.Purificadores y Secadores (01 cj)	195000.00	
5 - Compresores de CO2 TZW70 (02 pz)	639600.00	
6 - Compresores de NH3 SAB 128 HF (02 pz)	936000.00	
7 - Conj.Stripper (01 cj)	405600.00	
8 - Tanque de almacenamiento de CO2 (01 pz)	522600.00	
9 - Material eléctrico / instrumentación (01 cj)	101400.00	
10 - Material Mecánico (01 cj)	351000.00	
11 - Material Automatización (01 cj)	327600.00	
12 - Bombas de CO2 líquido (01 pz)	87360.00	
13 - Evaporador aire forzado (01 pz)	142740.00	
14 -Transporte / desembarque Aduana	717600.00	
<b>Servicio / Mano de obra</b>		
1 - Montaje eléctrica / instrumentación	312000.00	
2 - Montaje Mecánica	195000.00	
3 - Montaje Automatización	124800.00	
4 - Viaticos	304200.00	
5 - Montaje civil	163800.00	
<b>Total</b>	<b>5623800.00</b>	<b>5374200.00</b>
<b>Diferencia</b>		<b>249600.00</b>

Para tomar la decisión de ampliar o comprar la planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>, se realizó un análisis de factibilidad financiera, (ver Tabla VII.4). Donde se decide que es económicamente más barato comprar una planta nueva que ampliar la existente, garantizando pureza de beneficiamiento y eficiencia, que ampliando la planta actual no se garantizaría, ya sea por compra de repuesto o adaptación de equipos por maquinaria obsoleta, además con la dificultad que en el mercado nacional no se dispone de repuestos, teniendo que importarlos y en algún momentos vernos afectados por el tiempo de despacho.

### G. Estudio del sistema del sistema de recuperación de CO2 previsto

Con la decisión de compra de una nueva planta, se conseguirá beneficiar todo el CO2 producido durante la fermentación, (ver Tabla No. 3) así como mejorar su pureza, y con el excedente generado se podrá vender a plantas procesadoras de gaseosas ayudando a tener un retorno de inversión en menos tiempo (ver Tabla No. 5)

**Tabla No. 5**

### **EVALUACIÓN DEL SISTEMA PREVISTO**

**PLANTA NUEVA CON VOLUMEN CORREGIDO**

Capacidad Nominal del compresor de CO2 (Lbs/L)	16.52
Capacidad nominal de Planta de Beneficiamiento (Lbs/L)	15.70
Eficiencia	0.95
Indice de beneficiamiento (Lbs/L)	0.07
Volumen de mosto producido anual (L)	122,760,000
Lbs. De CO2 Beneficiados (IB*1.33*VM)	10,939,144
Indice de consumo (Lbs/L)	0.053
Producción líquida (L)	153,547,200
Lbs. Consumidos (IC*PL) (Lbs)	8,138,002
Saldo = Lbs. Beneficiados - Lbs. Consumidos	<b>2,801,142</b>
Venta de CO2 Saldo por excedente Q. 1.28	<b>3,585,462</b>

## H. Retorno de inversión

**Tabla No. 6**  
**ANÁLISIS DE COSTOS**

ANÁLISIS DE COSTOS PLANTA ACTUAL	
Costo Planta Actual (Q)	1400000
Costo de Venta Planta Actual con depreciación de 15 años (Q)	350000
Costo de Mantenimiento Planta Actual (Q)	50000
Costo de Venta Planta Actual con depreciación de 15 años (Q)	<b>350000</b>

ANÁLISIS DE COSTOS PLANTA PREVISTA	
Costo Planta Prevista (Q)	5374200
Depreciación / año (Q)	268710
Costo Mantenimiento Anual Planta Prevista (Q)	70000
Costo Total (Q)	<b>5712910</b>

RETORNO FINANCIERO	
Venta CO2 por excedente (Q)	3,585,462.00
Venta planta actual (Q)	350,000.00
Ingreso por venta (Q) primer año	<b>3,935,462.00</b>
Saldo (Q) para 2007	<b>1,777,448.00</b>
Depreciación / año de nueva planta de beneficiamiento (Q)	268,710.00
Costo a pagar / mantenimiento (Q)	70,000.00
Total a pagar 2007 (Q)	<b>2,116,158.00</b>
Ingreso anual por venta de CO2 (Q)	<b>3,585,462.00</b>
Calculo porcentual Venta CO2 vs Total a pagar 2007	59.02%
Calculo porcentual en meses 2007	<b>7.08</b>

Con el resultado del análisis financiero se define que el pago por compra de una nueva planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>, se llevaría a cabo en un año siete meses, vendiendo el excedente a procesadoras de gaseosas y vendiendo la planta actual, lo que resulta rentable por retorno de inversión en poco tiempo y por la venta de excedente.

## I. Cambios propuestos para la nueva planta de beneficiamiento

Los cambios realizados a la planta para mejorar su eficiencia y pureza son:

1. lavador de gas,
2. stripper,
3. balón de CO<sub>2</sub>
4. tanque reservorio de CO<sub>2</sub> líquido.

**1. Lavador de gas.** En el sistema propuesto se dispone de un lavador y no de tres como la planta actual, debido a que el secador y el desodorizador son montados en un "skid" único, pudiendo realizar limpiezas y regeneraciones simultáneas al estar beneficiando, lo que nos ayuda a mantener la eficiencia y productividad del equipo.

Este lavador utiliza agua suave, limpiando las impurezas como alcoholes, cetonas, compuestos azufrados, sulfurados y aminas que pueda traer la corriente de gas proveniente de los fermentadores.

**2. Balón.** Se cambia el que se tiene por una capacidad de almacenaje mayor de 15 a 50m<sup>3</sup>

**3. Stripper.** El "stripper" trabaja en las mismas condiciones de presión y temperatura del condensador actual. La función de este es de purificar el CO<sub>2</sub> que viene líquido del condensador a través de una torre que tiene la función de retirar el oxígeno a través de un contraflujo de CO<sub>2</sub> gaseoso purgando el O<sub>2</sub> para la atmósfera.

El CO<sub>2</sub> líquido purificado va para la parte inferior del "stripper" que posee un control de nivel en el cual acciona y se apaga una bomba de CO<sub>2</sub> líquido para el tanque de reservorio CO<sub>2</sub>. Este "stripper" también cuenta con un medidor de pureza de CO<sub>2</sub> que controla automáticamente el direccionamiento del CO<sub>2</sub> purificado, que debe ir para el tanque reservorio de CO<sub>2</sub>, en el caso de que éste no alcance la pureza será recirculado entre el condensador y el "stripper", hasta que alcance la pureza deseada. Este trabaja con la pureza máxima equivalente a 99.997%.

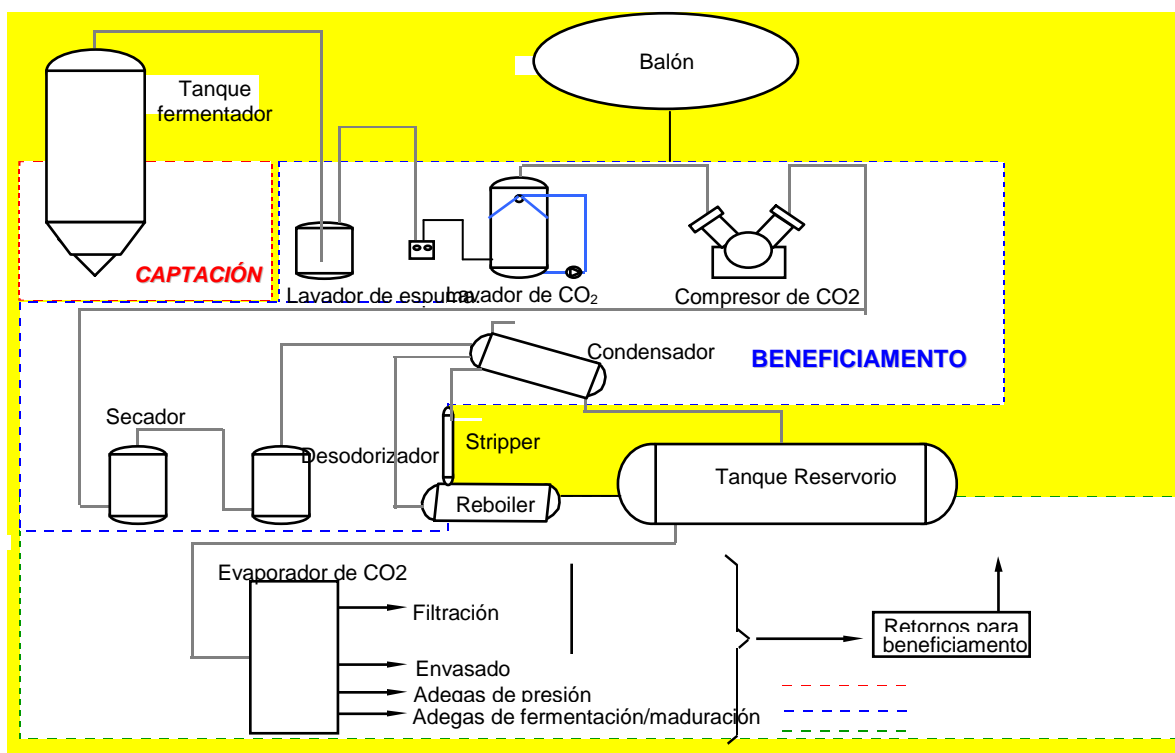
**4. Tanque reservorio de CO<sub>2</sub>.** Se cambiará el existente de 7 toneladas por otro de 50 toneladas de capacidad para almacenar todo el CO<sub>2</sub> condensado proveniente del stripper.

#### J. Temas de medición

Los equipos disponibles dentro de la compañía se encuentran: Orbisphere que mide el oxígeno disuelto en cerveza o en agua y la Bureta Zahn con faja de 99% a 99.999%, el cual mide la pureza del CO<sub>2</sub>.

#### K. Diagrama propuesto de nueva planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>.

**Figura No. 11**  
**DIAGRAMA PROPUESTO DE UNA NUEVA PLANTA**  
**DE BENEFICIAMIENTO DE CO<sub>2</sub>. (-3-)**



## VIII. DISCUSIÓN

El inicio del análisis de recuperación de dióxido de carbono se realiza en los tanques fermentadores, que es donde se lleva a cabo la degradación de azúcar produciendo dióxido de carbono.

El balance de materia de fermentación muestra el cálculo sobre el índice de beneficiamiento de acuerdo a la cantidad de azúcar fermentable del mosto y la eficiencia de la planta, a través del cálculo de capacidades de generación de CO<sub>2</sub> (ver tabla XII.1), se puede definir qué tipo de mejoras se necesita en la planta actual de beneficiamiento, ya sea por ampliación o por compra de una nueva planta.

Se observa que en el actual sistema de recuperación, no todo el dióxido de carbono que se produce en los tanques de fermentación se recupera (ver Tabla No. 1) comprando entonces el excedente de consumo, donde la planta actual no beneficia lo necesario (ver tabla No. 1), sino también que al momento de la ampliación de volumen (ver Tabla No. 3) se verá la necesidad de comprar más CO<sub>2</sub> en el mercado, lo que nos indica que se debe llevar a cabo una ampliación o compra de una planta de beneficiamiento, otra de las razones principales sobre esta decisión, es que actualmente no se consigue beneficiar el CO<sub>2</sub> que se consume (ver Tabla No. 1).

La planta actual posee una pureza de captación de 99.990% y lo que se necesita es una pureza mayor de beneficiamiento buscando la menor incorporación de oxígeno posible en la cerveza.

Con el estudio de factibilidad realizado (ver Tabla No.4) se concluye que es económicamente más barato comprar una planta nueva que ampliar la existente, ya que garantiza pureza de beneficiamiento y eficiencia, para ello es importante medir las cantidades de captación, beneficiamiento, consumos (ver Tabla No.5), Se sugiere comprar una planta con un índice mayor al beneficiado al momento que se busque una ampliación en el volumen.

Por indicaciones del proveedor, no se recomienda una ampliación de planta, ya que causaría incompatibilidad en los equipos existentes (obsoletos), con la nueva tecnología, basándose en la experiencia en montajes anteriores.

La nueva propuesta indica, que se puede iniciar la captación de CO<sub>2</sub> a partir de una pureza de 95% utilizando el "Stripper", que a contraflujo de CO<sub>2</sub> líquido y CO<sub>2</sub> gaseoso empuja a la purga todos los gases incondensables que afectan la pureza del CO<sub>2</sub>.

## IX. CONCLUSIONES

- El sistema actual de recuperación no consigue captar ni beneficiar todo el CO<sub>2</sub> producido durante la fermentación, por lo que es enviado a la atmósfera y en consecuencia se compra cantidades muy grandes, afectando en el costo de producción directo del producto terminado.
- Con este estudio y evaluación en el mercado se concluye que la mejor opción que se encuentra en esta situación será una planta de beneficiamiento con capacidad de 750kg/hL, capaz de beneficiar con una pureza de 99.995%.
- El nuevo sistema propuesto aprovecha la mayor cantidad de CO<sub>2</sub> generado en la fermentación de cerveza, es más barato y tiene una eficiencia más alta que la planta actual de beneficiamiento.
- Con el excedente de CO<sub>2</sub> beneficiado se puede vender a fábricas productoras de gaseosas.
- En año siete meses se recupera la inversión de compra de la nueva planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>

## X. RECOMENDACIONES

- El resultado de los cálculos demuestra que es viable la compra de una nueva planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub>, económicamente más barata que ampliar la existente, y con una eficiencia mayor.
- Antes de ejecutar la compra de una nueva planta de beneficiamiento de CO<sub>2</sub> se debe evaluar bien las tecnologías disponibles en el mercado con proveedores especializados en este tipo de producto, que garantice el menor consumo indirecto posible para beneficiar la mayor cantidad de CO<sub>2</sub> a menor costo.
- Esta evaluación deberá ser realizada meticulosamente, pues la elección determinará la planta de beneficiamiento que debe ser adquirida.

## XI. BIBLIOGRAFIA.

1. *Beneficiamiento de CO<sub>2</sub> 2.005*. Workshop Maestro Cervecerero. Sao Paulo, Brasil.
2. *Manual de Beneficiamiento de CO<sub>2</sub>*. Haffman´s. 2005.
3. Martinez, Augusto. Tesis *"Mejoramiento del sistema de recuperación de dióxido de carbono, producto de fermentación en la fabricación de cerveza"* Guatemala, 1999.
4. *Teoría de Fermentación 2.001*. Workshop Maestro Cervecerero. Sao Paulo, Brasil.

## XII. APÉNDICE

Tabla No. 7  
CAPACIDAD TEÓRICA DE GENERACIÓN DE CO<sub>2</sub>

Capacidad Teórica de Generación de CO <sub>2</sub>	
Mosto Basico (°B):	15.55
Extracto al inicio de captación de CO <sub>2</sub> (°B)	14.21
Extracto real final (°B)	4.57
°B = grado Balling = g/100ml de mosto	
Capacidad Teórica de Generación de CO <sub>2</sub> (Lbs/L):	$(15.55 - 4.57) * 0.010 = 0.11$
Capacidad bruta de generación de CO <sub>2</sub> (Lbs/L):	$(15.55 - 14.21) * 0.010 = 0.0134$
CO <sub>2</sub> disuelto en la cerveza (Lbs/L):	0.010
CO <sub>2</sub> disuelto en la cerveza mosto concentrado (Lbs/L):	$0.11 - 0.0134 - 0.010 = 0.088$
CO <sub>2</sub> posible recuperación (Lbs/L):	$0.088 * (12.56/15.55) = 0.071$
Diluyendo a 12.56°B, (Lbs/L):	$0.071 * 0.95 = 0.067$

Eficiencia de 95%