



**Trabajo Final**  
**Carrera de Ingeniería Química**

**MEJORAS EN EL SISTEMA  
DE REFRIGERACIÓN DEL  
PROCESO DE PRODUCCIÓN  
DE CERVEZA**

**Alumno: Corina María Ovejero**  
**Tutor: Ing. Pablo M. Jeger**

**2025**



**Trabajo Final** de la carrera de Ingeniería Química presentada a la Facultad de Ciencias Exactas y Tecnología de la Universidad Nacional de Tucumán, Argentina, como requisito final para obtener el título de **Ingeniero Químico**.

Trabajo Final evaluado por el tribunal integrado por:

- Dra. Carolina Saracho Bottero
- Dr. Humberto Heluane
- Ing. Juan Ignacio Luque

y presentado oralmente en el día de la fecha.

San Miguel de Tucumán, 19 de *Diciembre* de 2025

## RESUMEN

En el proceso productivo de cerveza existen múltiples puntos donde es necesario mantener la temperatura controlada a un nivel bajo.

En primer lugar, en la reacción de fermentación, que es la reacción bioquímica mediante la cual el mosto se transforma en cerveza. El control de temperatura en este punto es decisivo para la regulación del metabolismo de la levadura, que define el perfil sensorial del producto final.

La cerveza se filtra para obtener el producto traslúcido y brillante que se encuentra normalmente en las góndolas. Para evidenciar y extraer la turbidez es necesario filtrarla a temperaturas debajo de 0°C.

Finalmente, después de envasado, el producto se pasteuriza y debe enfriarse rápidamente para cuidar sus características organolépticas.

En este trabajo final se evalúa la necesidad de refrigeración de la planta cervecera versus su capacidad instalada, evaluando propuestas de mejora que permitan ampliarla y mejorar las ineficiencias en la provisión del servicio de refrigeración.

La planta cuenta con dos ciclos de compresión de vapor de amoníaco: uno para refrigerar propilenglicol y otro para refrigerar agua a 2°C. El primer ciclo se encuentra operando a tope de su capacidad, por lo que resulta evidente la necesidad de derivar alguno de sus consumidores.

Se evalúa, entonces, dos posibles propuestas para reemplazar el consumo de glicol: A) ampliar la capacidad del ciclo que refrigera agua adicionándole un evaporador más para poder abastecer a los pasteurizadores de envasado; y B) instalar una bomba de calor que extraiga calor del tanque de agua fría utilizado en el pasteurizador y lo entregue al tanque de agua caliente.

La evaluación se hace a través del método del Costo Anual Equivalente, teniendo en cuenta los términos pertinentes a las propuestas: costos de operación y mantenimiento, inmovilizado y depreciación. En los costos de operación se tienen en cuenta los cambios en consumo de energía eléctrica y vapor auxiliar.

Palabras clave: *Cerveza, refrigeración, amoníaco.*

## AGRADECIMIENTOS

A mis papás, por ser no solamente refugio sino también celebración, empuje, confianza, compañía incondicional. A mi hermana, por ser mi otra mitad desde que tengo uso de razón y por Nacho. En la distribución de familias llegué primera y me hice amiga del que repartía.

A mis amigos, los que hice aquí en la facet, son lo mejor que me llevo y son familia que elijo para siempre. Amira, Conrado, Polly, Juli, Aimé y Nano, sin ustedes este camino no hubiese tenido sentido y definitivamente hubiese tenido muchas menos risas y absurdos.

Amira, te hablo especialmente a vos. Gracias por tomar la cuestionable decisión de ser mi siamesa. No existe gesto ni vocablo que expresen la inmensa gratitud que siento por tu existencia.

A Daniel, por todo el amor. Por la inspiración para cruzar la meta y mostrarme que se puede crear otras realidades. Gracias también por los cafecitos, las sfijas, los abrazos y cuidarme tanto.

A mi co-tutor Santi, por subirse a este barco con una confianza y generosidad abrumadoras, y además hacerlo con la llegada de Martín a este mundo.

A mi tutor Pablo, por también subirse al barco con confianza y generosidad, por su tiempo y su consideración humana a mis tiempos ridículos.

A todos los que han sido parte de este camino. Uno tiende a nombrar a los que aún están al momento de escribir este agradecimiento, pero la educación se construye colectivamente y las metas las logré con personas que inspiraron, acompañaron y contuvieron todo este tiempo.

A la **Universidad Nacional de Tucumán**, por ser pública, gratuita, y de calidad. Llena de docentes y no docentes que hacen a la historia nacional en cada clase y cada acto. La Universidad pública y la Ciencia son el baluarte de la Argentina. Se cuidan, se defienden, se construyen.

A la FACET, por permitirme habitarla en muchos roles, por formarme como Ingeniera Química. A todos los docentes que se detuvieron a enseñarme sobre sus especialidades y sus historias. A los que me compartieron su humanidad.

A mi querida ATEIQ. Me cambió para siempre desde el día que entré. Me mostró la fuerza del trabajo colaborativo y autogestivo. Me acercó a la fuerza del movimiento estudiantil local y nacional. Me llenó los ojos de brillo en los años académicos más duros.

# ÍNDICE

<u>CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN</u> .....	6
1.1 MARCO TEÓRICO .....	6
1.1.1 <u>Cerveza - definiciones</u> .....	6
1.1.2 <u>Marco histórico</u> .....	7
1.2 <u>PROCESO PRODUCTIVO</u> .....	8
1.2.1 <u>Molienda</u> .....	9
1.2.2 <u>Cocimiento</u> .....	9
1.2.3 <u>Fermentación</u> .....	10
1.2.4 <u>Filtración</u> .....	11
1.2.5 <u>Envasado</u> .....	11
<u>CAPÍTULO 2: NECESIDAD DE REFRIGERACIÓN EN EL PROCESO PRODUCTIVO</u> .....	13
2.1.1 <u>Cocimiento</u> .....	13
2.1.2 <u>Fermentación</u> .....	14
2.1.3 <u>Filtración</u> .....	19
2.1.4 <u>Envasado</u> .....	20
<u>CAPÍTULO 3: TECNOLOGÍA DE ENFRIAMIENTO INSTALADA</u> .....	24
3.1 <u>Sistema de refrigeración primario con amoníaco</u> .....	24
3.1.1 <u>Evaporadores</u> .....	25
3.1.2 <u>Compresores</u> .....	27
3.1.3 <u>Condensadores evaporativos</u> .....	28
3.1.4 <u>Válvula de expansión</u> .....	31
3.1.5 <u>Balance de calor en el ciclo</u> .....	32
3.2 <u>Sistema general de refrigeración con propilenglicol</u> .....	32
3.3 <u>Sistema de refrigeración de agua con amoníaco</u> .....	33
3.3.1 <u>Descripción</u> .....	33
3.3.2 <u>Balance de calor en el ciclo</u> .....	34
<u>CAPÍTULO 4: BALANCE GLOBAL DE CALOR</u> .....	35
4.1 <u>Sistema de glicol y amoníaco</u> .....	35
4.2 <u>Sistema de agua y amoníaco</u> .....	36
4.3 <u>Problemática</u> .....	37
<u>CAPÍTULO 5: EVALUACIÓN PRELIMINAR DE PROPUESTAS DE MEJORA</u> .....	38
5.1 <u>Aprovechamiento de la capacidad ociosa del chiller</u> .....	38
5.2 <u>Instalación de una bomba de calor</u> .....	39
<u>CAPÍTULO 6: DESARROLLO DE LA PROPUESTA DE MEJORA SELECCIONADA</u> .....	41
6.1 <u>Evaluación económica</u> .....	41
6.2 <u>Diseño del evaporador</u> .....	43
<u>CAPÍTULO 7: CONCLUSIONES</u> .....	46
<u>REFERENCIAS</u> .....	48
<u>ANEXO I: Cálculo del aumento de consumo de energía eléctrica por la propuesta A</u> .....	50

# CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

## 1.1 MARCO TEÓRICO

### 1.1.1 Cerveza - definiciones

Según el Código Alimentario Argentino (Capítulo XIII: Bebidas fermentadas – art. 1080, actualización 04/2025), se define como **cerveza** exclusivamente a la bebida resultante de fermentar, mediante levadura cervecera, al mosto de cebada malteada o de extracto de malta, sometido previamente a un proceso de cocción, adicionado de lúpulo. Su extracto primitivo debe estar en el rango 10,5%-12% en peso, su grado de fermentación superior al 46% y su grado alcohólico superior al 0,5% v/v.

Parte de la cebada malteada puede ser reemplazada por **adjuntos cerveceros**, que son otros cereales aptos para el consumo humano que sirven de fuente alternativa de almidones y azúcares. El empleo de adjuntos cerveceros no podrá superar el 45% del extracto primitivo de la cerveza.

En este trabajo final, a fines prácticos, se referirá como cerveza genéricamente a cervezas rubias tipo lager de fermentación en frío y maduración en caliente con las características fisicoquímicas detalladas en la Tabla 1.

**Tabla 1** – Características fisicoquímicas de la cerveza abordada en este trabajo final

Parámetro	Rango
Extracto primitivo (°P)	10,5 – 12
Extracto aparente (°P)	1,3 – 2,7
Grado alcohólico (% v/v)	4,6 – 5,4
Atenuación límite aparente	80%
pH	4 - 5
Color (EBC)	4,5 – 8,5
Amargo (BU)	6,5 – 17,5
Aspecto	Traslúcida, sin sedimentos

A continuación, algunas definiciones que resultarán útiles:

- Malta: Cebada cuya germinación es estimulada y luego interrumpida con el objetivo de formar enzimas y disponibilizar nutrientes de reserva en el grano para la maceración en la producción de cerveza.
- Macerado cervecero: Mezcla heterogénea de malta y adjunto cervecero con agua tras un proceso de cocción para convertir algunos compuestos insolubles útiles para la fermentación (almidón, celulosa, etc.) en compuestos solubles (glucosa, maltosa, etc).
- Mosto cervecero: Solución resultante de la filtración del macerado, rica en azúcares fermentescibles, FAN y demás compuestos necesarios para una fermentación exitosa de cerveza.
- Extracto primitivo u original (Ep): Concentración de todos los ingredientes orgánicos (azúcares, proteínas, etc.) que contiene el mosto de la cerveza antes de su fermentación. Se mide en grados Plato.

- Extracto real (Er): Concentración de los ingredientes orgánicos de la cerveza después de haber fermentado. Es un valor corregido por la presencia de alcohol y otros ingredientes que puedan afectar la lectura directa de concentración de azúcares. También se mide en grados Plato.
- Extracto aparente (EAp): Concentración de los ingredientes orgánicos de la cerveza después de haber fermentado, sin tener en cuenta el efecto del alcohol en la medición, es una lectura directa. Se mide en grados Plato.
- Atenuación real (GFR): Grado de fermentación de la cerveza al momento de la medición. Se calcula a partir del consumo de extracto real.

$$GFR = \frac{Ep - Er}{Ep}$$

- Atenuación aparente (GFA): Grado de fermentación de la cerveza al momento de la medición. Se calcula a partir del consumo de extracto aparente. No corrige el efecto del alcohol.

$$GFA = \frac{Ep - EAp}{Ep} \times 100\%$$

- Atenuación límite aparente (ALA): Se trata de un ensayo realizado a escala laboratorio en el cual se fermenta el mosto a utilizar en la producción de cerveza con la levadura en condiciones óptimas de fermentación durante 24 horas para determinar el porcentaje de azúcares fermentescibles en el medio. El ALA se calcula de la misma manera que el GFA, con la salvedad de que el EAp final será el del ensayo. Este extracto final corresponderá a los azúcares no fermentescibles de mosto.

## 1.1.2 Marco histórico

Las primeras referencias históricas de la elaboración y consumo de cerveza datan del 9.000 a.C. en la Mesopotamia con la civilización sumeria.

En la antigüedad, la fermentación de los granos era espontánea: los granos almacenados en contenedores fermentaban en el contacto con el agua. Es por esto que se creía que era un fenómeno asociado a una intervención divina y surgió toda una mitología alrededor de la cerveza (ver Figura 1 y Figura 2).



Figura 1 – Ninkasi, diosa sumeria de la cerveza

(<https://www.cervejaetremoco.pt/ninkasi-a-deusa-da-cerveja/>, Agosto 2025)



Figura 2 – Ceres, diosa romana de la agricultura y la fertilidad. Inspiró el nombre “cerveza”.

(<https://blogostelle.com/2013/01/07/les-cultivateurs-neolithiques-sacralisent-la-vegetation/>, Agosto 2025)

El código de Hammurabi también la mencionaba: se sentenciaba a pena de muerte a los cerveceros que distribuían cerveza mala. Fue el primer código legal que estipuló normas de Calidad.

En el año 500 a.C. se empezó a fabricar esta bebida en monasterios. La novedad en esta etapa estuvo en que los monjes sabían leer y escribir, por lo que empezaron a registrar y mejorar las recetas, logrando avances en materia de calidad de la cerveza. El uso del lúpulo por primera vez está registrado alrededor de esta época por parte de la monja Hildegard Bon Vingen. Se utilizó para aportar aroma, pero fundamentalmente por sus propiedades bactericidas, que alargaban su vida útil.

En 1857, Luis Pasteur demostró que la fermentación era un proceso biológico y no un proceso divino. A fines de siglo, Emil C. Hansen, de laboratorios Carlsberg, logró aislar y cultivar levaduras, dando origen a la utilización de la levadura cervecera (*saccharomyces cerevisiae*, ex *saccharomyces carlbergensis*) como la conocemos hoy.

En 1738 se creó la primera fábrica cervecera argentina, “Zerveza”, de la mano de los inmigrantes ingleses Thomas Stuart y Thomas Ilson en Retiro, Buenos Aires. En 1888, Otto Bemberg, empresario alemán, inauguró Cervecería Quilmes. Esta cervecería fue la primera en lograr la fabricación 100% nacional de cerveza. (<https://www.lanacion.com.ar/sociedad/dia-de-la-cerveza-por-que-se-celebra-hoy-y-como-se-hace-esta-bebida-nid31052025/>, Agosto 2025)

## 1.2 PROCESO PRODUCTIVO

El proceso productivo cervecero se divide en cuatro grandes bloques que serán desarrollados brevemente a continuación: cocimiento del mosto, fermentación, filtración de la cerveza y envasado de la cerveza. La Figura 3 esquematiza a grandes rasgos estas etapas.



Figura 3 – Proceso de producción de cerveza  
(<https://www.invia1912.com/soporte/procesos-elaboracion/cerveza/>, Agosto 2025)

## 1.2.1 Molienda

La elaboración de cerveza inicia con la recepción de las materias primas, malta y adjunto cervecero, y su molienda.

El molino (de rodillos o martillo) y la granulometría seleccionados dependerán de la tecnología de filtración del macerado. Una molienda más fina favorece la extracción de los componentes de interés para el mosto cervecero, pero implicará, a su vez, la necesidad de mejores filtros que puedan extraer sólidos más finos.

## 1.2.2 Cocimiento

El objetivo de esta etapa es la obtención, a partir de la malta y el adjunto, de un mosto rico en azúcares fermentescibles y demás nutrientes necesarios para que la levadura pueda fermentar. La malta contiene polisacáridos, enzimas, sustancias minerales, proteínas, aminoácidos y fibras.

Entre las enzimas que posee están las proteolíticas, que actúan en un rango de 45 a 50°C para formar FAN, fundamental para la nutrición y propagación de la levadura; y de 60 a 70°C para formar productos de alto peso molecular que favorecen la estabilidad de la espuma de la cerveza. Las enzimas amilolíticas principales presentes en la malta son  $\beta$ -amilasa y  $\alpha$ -amilasa. La primera es la responsable de disociar maltosas de los grupos terminales de las cadenas de amilosa y amilopectina a una temperatura óptima de acción de 60 a 65°C, mientras que la segunda degrada las cadenas largas a dextrinas más pequeñas a una temperatura óptima de acción de 72 a 75°C. Esto deja como resultado un macerado rico en maltosa, glucosa, maltotriosa y dextrinas límites.

Teniendo en cuenta los puntos óptimos de operación para la obtención de cada tipo de nutriente, se macera en intervalos a la temperatura óptima de cada enzima. Para todas ellas, el pH óptimo está entre 5,1 y 6. Una curva de maceración genérica es ilustrada en la Figura 4.

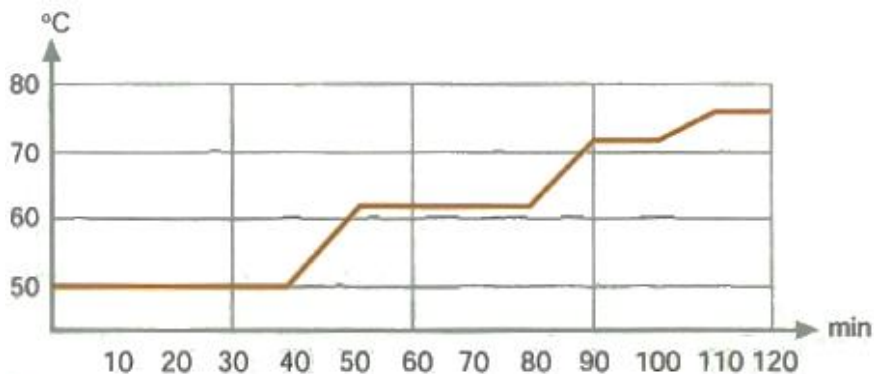


Figura 4 – Curva de maceración tiempo vs temperatura de un macerado de malta (Kunze, 2006)

El siguiente paso es la filtración del macerado para la eliminación de las partes insolubles de la malta y el adjunto, dejando como residuo el bagazo y obteniendo el mosto clarificado. En esta operación se debe recuperar la mayor cantidad de extracto posible.

A continuación, se hierva el mosto durante alrededor de 60 minutos. En esta etapa se agrega el lúpulo, que confiere amargo y aroma a la cerveza. También se produce la precipitación de compuestos formados por proteínas y polifenoles, se inactivan las enzimas, se evaporan sustancias aromáticas indeseadas y se esteriliza el mosto para evitar la contaminación microbiológica.

Para la extracción de los sedimentos formados en el hervidor (trub), se utiliza un recipiente vertical cilíndrico llamado Whirpool en el que el mosto ingresa tangencialmente. El flujo rotatorio causa que el sólido se acumule en forma de cono en el centro.

Finalmente, el mosto se enfría a alrededor de 9°C y se airea para disponibilizar oxígeno para el crecimiento celular y se envía al tanque fermentador.

Se detalla un diagrama de flujo simplificado del proceso de cocimiento del mosto en la Figura 5.

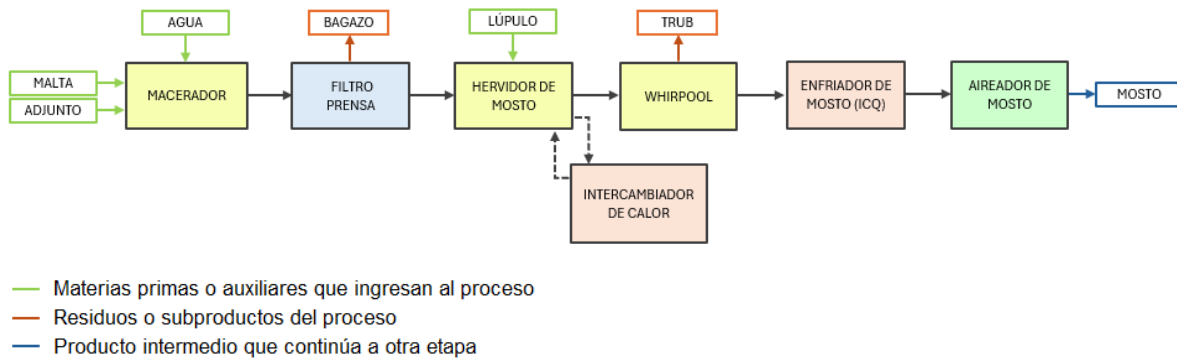


Figura 5 – Diagrama de flujo simplificado del proceso de cocimiento

### 1.2.3 Fermentación

La fermentación es el proceso más importante de la producción de cerveza. Las reacciones que ocurren en ella se pueden dividir en reacciones de fermentación principal y reacciones de maduración, teniendo en cuenta que se solapan y se comportan como un proceso continuo.

Luego de ser enfriado, el mosto aireado es enviado a tanques cilindro-cónicos (de aquí en adelante TCCs) donde se inocula con levadura cervecera (*Saccharomyces Cerevisiae*). El mosto que se fermenta está concentrado. En este trabajo final se considerarán fermentaciones con mosto a 17,5 °P, denominadas *fermentaciones high gravity (HG)*.

En presencia de oxígeno, la levadura inicia el proceso de multiplicación celular por vía fermentativa debido al efecto Crabtree (ver detalle en Sección 2.1.2).

La fermentación principal se produce a gran velocidad, consumiéndose rápidamente los azúcares y generando la mayor parte del etanol y el dióxido de carbono. También se forman metabolitos secundarios que determinarán en gran parte la madurez y el perfil sensorial de la cerveza.

Hacia el final de la fermentación principal, las células de levadura comienzan a aglomerarse y floculan en el fondo del TCC (característico de las cervezas lager). La levadura sedimentada debe ser extraída del tanque tan pronto como lo permita su consistencia, de lo contrario se producirá la autólisis, que perjudicará gravemente la calidad de la cerveza.

Luego sigue la etapa de maduración, en la cual la levadura remanente aún en suspensión luego de la cosecha degrada algunos de los metabolitos secundarios que resultan indeseables sensorialmente. Una vez alcanzado el perfil sensorial deseado, la cerveza se enfría a -1,5°C para detener el proceso de maduración.

El resultado de la fermentación-maduración es una cerveza concentrada y aún no clarificada a la que se llamará de aquí en adelante *cerveza verde*.

## 1.2.4 Filtración

La cerveza verde obtenida de la maduración contiene aún levadura y otras partículas en suspensión que le confieren turbidez. El objetivo de la filtración es la estabilización biológica y coloidal del producto mediante su eliminación por medios físicos, obteniendo una cerveza clara y traslúcida que será llamada *cerveza brillante*.

Existen vastas posibilidades de diferentes tecnologías de filtración. En el proceso estudiado (ver Figura 6), el tren de filtro está compuesto por un filtro de velas Kieselguhr, un filtro de polivinilpolipirrolidona (*filtro PVPP*) y filtros trap.

El filtro de velas usa como auxiliar filtrante Kieselguhr (fósiles de diatomeas unicelulares de dióxido de silicio). Se trata de un filtro de precapa que se deposita sobre las velas porosas de material metálico, formando una torta de porosidad muy fina que puede retener partículas causantes de turbidez de hasta 0,1 mm de tamaño (Kunze, 2006).

El filtro PVPP es el encargado de retener los compuestos fenólicos que dan turbidez y astringencia a la cerveza. La polivinilpolipirrolidona es un polímero sintético cuyo objetivo es la adsorción de los compuestos fenólicos (Morris and Main, 1995) que causan astringencia en la cerveza. Los filtros trap son pequeños posfiltros que extraen cualquier partícula que pudiera ser arrastrada.

Luego del tren de filtración, la cerveza se diluye al extracto definido con agua desaireada y se carbonata. A esta se la denomina *cerveza brillante* y se almacena en tanques de presión llamados *BBT*, lista para envasar.

En la Figura 6 se muestra un diagrama de flujo simplificado de un tren de filtración típico de la industria cervecera actual.

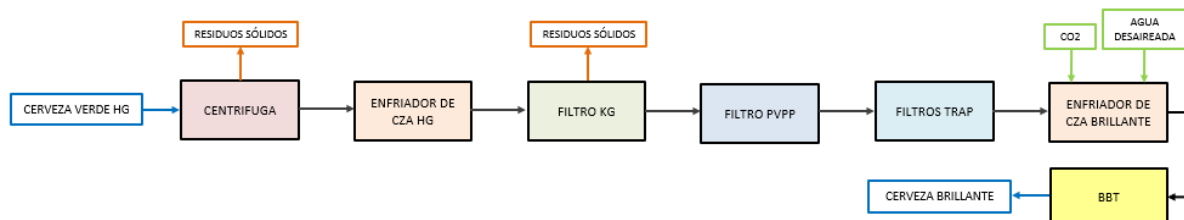


Figura 6 – Diagrama de flujo simplificado del proceso de filtración

## 1.2.5 Envasado

En el proceso estudiado la cerveza se envasa en botellas retornables de vidrio en una línea de producción y en latas de aluminio en otra. Si bien las características fisicoquímicas de la cerveza son desfavorables para el desarrollo de microorganismos patógenos (contenido alcohólico, pH bajo), sí pueden desarrollarse microorganismos deteriorantes, por lo que la pasteurización le da estabilidad organoléptica. La cerveza se pasteuriza ya envasada, mecanismo llamado *pasteurización túnel*.

Un pasteurizador túnel es un recinto cerrado con rociadores de agua, que es atravesado por los envases con cerveza en un sistema de transporte. Estos se cargan en el transporte de un lado del pasteurizador y luego circulan por dentro de él bajo rociadores de agua cuya temperatura va variando por zonas con el objetivo de aumentar paulatinamente la temperatura

de la cerveza en el envase hasta la temperatura de pasteurización, y luego enfriarla para su egreso del equipo. El pasteurizador, entonces, opera en 13 cámaras que determinan tres zonas: zona de calentamiento, zona de pasteurización y zona de enfriamiento. La Figura 7 corresponde a una curva de temperaturas de un pasteurizador por cámara, donde las cámaras indicadas en rojo son las de pasteurización.

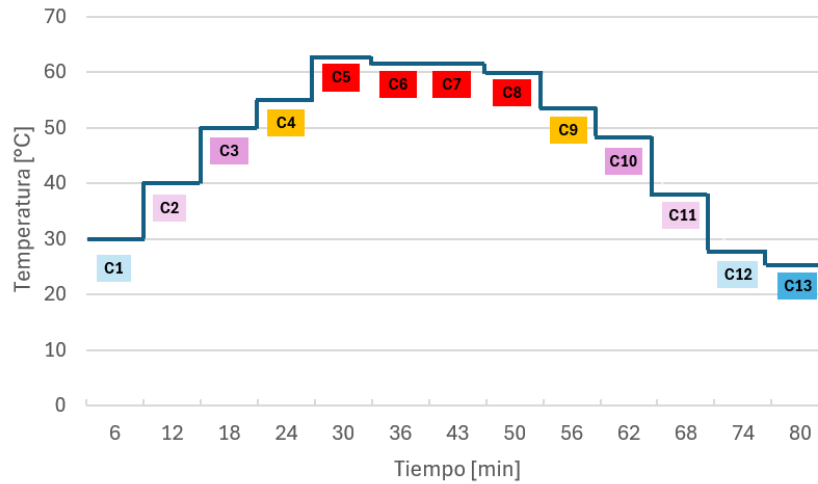


Figura 7 – Diagrama temperatura de cada cámara vs tiempo de un pasteurizador de cerveza

En la zona de calentamiento se busca el aumento paulatino de la temperatura para evitar el estrés térmico y la consecuente explosión de las botellas/latas dentro del pasteurizador. En la zona de pasteurización se busca que la cerveza acumule por lo menos 10 UP (unidades de pasteurización). La unidad de pasteurización se define como la destrucción biológica obtenida manteniendo la cerveza a 60°C durante un minuto (Briggs et al, 2004).

En la Figura 8 se esquematiza un pasteurizador túnel.

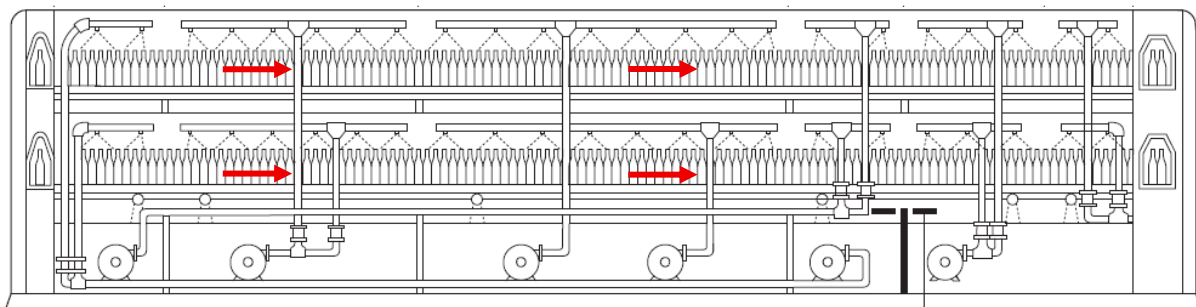


Figura 8 – Pasteurizador túnel (Kunze, 2006)

## CAPÍTULO 2: NECESIDAD DE REFRIGERACIÓN EN EL PROCESO PRODUCTIVO

### 2.1 COCIMIENTO

Como ya se mencionó anteriormente, el mosto debe ingresar al TCC a 9°C. Esto se logra utilizando el enfriador esquematizado en la Figura 5 a la salida del whirlpool, de donde el mosto egresa alrededor de 92°C.

Para calcular el calor que debe ser extraído del mosto se utilizará la capacidad calorífica estimada por Hans Müller en su libro *Compendio de la cervecería (1991)*. El autor presenta en su obra datos experimentales de donde extrae la siguiente aproximación lineal:

$$cp_{mosto} = [4,186 - (0,029 \times Ep)] \times [1 - 0,0002 \times (T - 20)]$$

donde Ep es el extracto primitivo del mosto expresado en grados Plato y T la temperatura expresada en grados Celsius. La capacidad calorífica calculada está expresado en kJ/kg°C.

Para el rango de temperatura abordado, las capacidades caloríficas calculadas para un **mosto a 17,5°P** son los detallados en la Tabla 2.

**Tabla 2** – Capacidades caloríficas del mosto cervecero calculadas para el rango de temperatura de trabajo a 17,5°P (Müller, 1991)

Temperatura	Cp [kJ/kg°C]
10°C	3,671
20°C	3,679
30°C	3,686
40°C	3,693
50°C	3,701
60°C	3,708
70°C	3,715
80°C	3,723
90°C	3,730
100°C	3,737

La variación de la capacidad calorífica entre los 10°C y los 90°C es del 1,6%, por lo que se tomará una capacidad calorífica *promedio* para el cálculo: 3,701 kJ/kg°C. Considerando una densidad ( $\rho$ ) de 1,072 g/cm<sup>3</sup> (ASBC, 2011), el calor que debe ser extraído del mosto para enfriarlo de 92°C a 9°C se calcula:

$$Q_{enfriamiento\ de\ mosto} = \rho \times cp \times (T_{final} - T_{inicial})$$

$$Q_{enfriamiento\ de\ mosto} = 32930 \frac{kJ}{hl\ de\ mosto}$$

La capacidad nominal de la sala de cocimiento es de 230 hl/h, resultando en la necesidad de extraer **7574 MJ/h** en un rango de temperatura de 92°C a 9°C.

## 2.2 FERMENTACIÓN

El mosto cervecero es complejo, diverso, y no está caracterizado completamente, por lo que las reacciones que componen a la fermentación tampoco lo están (Briggs et al, 2004). Es por esto, que el calor liberado en la fermentación no es sencillo y unívoco de calcular, pero sí se puede estimar teniendo en cuenta las principales reacciones que ocurren.

El metabolismo de las levaduras cerveceras está altamente regulado a nivel genotípico y fenotípico. Estas cepas tienen capacidades respiratorias limitadas y se inclinan preponderantemente por la vía catabólica de la glicólisis independientemente de la presencia de oxígeno en el medio. En presencia de glucosa, los genes que codifican las enzimas utilizadas en vías respiratorias no son expresados.

La utilización de los distintos azúcares es un proceso ordenado, en el cual la levadura opta por utilizar primero aquellos más fácilmente asimilables (glucosa y fructosa) y luego avanzar en la utilización de aquellos progresivamente más complejos (maltosa, el azúcar predominante en el mosto cervecero; galactosa; y luego maltotriosa).

Como se mencionó brevemente en la sección 2.1.2, las cepas cerveceras son afectadas por el efecto Crabtree: en el momento inicial de la fermentación con el mosto aireado, en condiciones aeróbicas, la presencia de glucosa es alta e inhibe la vía metabólica respiratoria. La levadura inicia en ese momento su crecimiento y producción de energía por vía fermentativa, consumiendo la glucosa y el oxígeno del medio para producir esteroides y ácidos grasos insaturados fundamentales para sí misma. Cuando la glucosa es consumida a niveles que ya no reprimen la vía respiratoria (menor al 0,02%), las condiciones de anaerobiosis por el oxígeno consumido aseguran que no se desarrolle la vía respiratoria oxidativa, y la levadura puede empezar a consumir maltosa y demás azúcares sucesivamente. En la Figura 9 se ilustran los perfiles de extracto, células en suspensión, concentración de oxígeno y concentración de etanol en el tiempo.

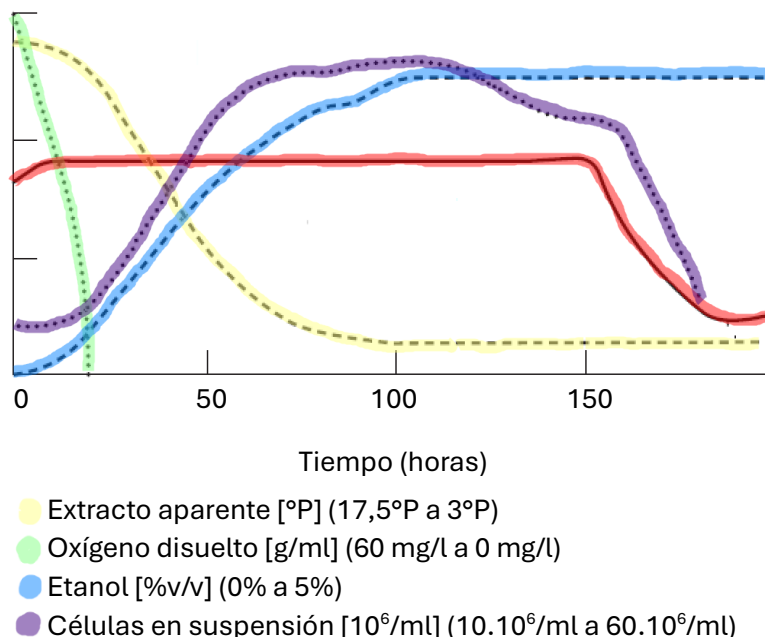


Figura 9 – Gráfico de perfiles de extracto aparente, oxígeno disuelto, etanol y células de levadura en suspensión en el curso de la fermentación de cerveza HG

Se forman muchos metabolitos secundarios que conforman el perfil sensorial de la cerveza, pero los principales productos de la fermentación son el etanol y el dióxido de carbono.

Como se mencionó en la Sección 1.1.1, se considerarán cervezas con un 80% de atenuación límite aparente. El grado de fermentación real es aproximadamente un 80% de la atenuación aparente (Briggs et al, 2004), por lo que el grado de fermentación real de las cervezas estudiadas será del 64%.

Dada una atenuación real o GFR = 64% y un extracto primitivo  $E_p = 17,5 \text{ }^\circ\text{P}$

$$E_r = E_p - GFR \times E_p$$

$$E_r = 17,5 - 64\% \times 17,5 = 6,3 \text{ }^\circ\text{P}$$

El extracto real buscado al final de la fermentación es de 6,3 °P, o 6,3 g extracto/100g de cerveza verde. Para una cerveza a 6,3°P la densidad es de 1,019 g/cm<sup>3</sup> (ASBC, 2011). Para el mosto a 17,5°P sin fermentar la densidad es 1,072 g/cm<sup>3</sup> (ASBC, 2011).

Con estos datos se puede calcular que en un hectolitro de mosto hay 18,8 kg de extracto antes de la fermentación, y en la cerveza verde al final de la fermentación hay 6,5 kg. El consumo de azúcares es, por lo tanto, 12,3 kg/hl.

Como se mencionó anteriormente, el perfil de azúcares del mosto no está caracterizado y es muy variable de acuerdo a los procesos de maceración de cada cervecería. Sin embargo, Briggs et al (2004) afirma que la fermentación de los azúcares del mosto puede representarse de manera general con el metabolismo de la glucosa en etanol, dióxido de carbono y 2 moléculas de ATP, que luego son usadas por la célula de levadura para otras reacciones: la conversión de azúcares fermentescibles en etanol es alrededor del 85% de la teórica y el 15% restante es utilizado para la formación de biomasa y otros metabolitos. Anderson et al (2000) estima el calor de reacción del conjunto de reacciones implicadas en metabolizar el mosto en cerveza en -219 kJ/mol de glucosa fermentada.

Teniendo en cuenta que el peso molecular de la glucosa es de 180 g/mol y el consumo de extracto calculado anteriormente (12,3 kg = 68,35 moles de glucosa), el calor de reacción de la fermentación estudiada sería de **14968 kJ/hl**.

Este calor debe ser disipado para fermentar y madurar a determinadas temperaturas que determinarán el perfil de la cerveza. En el caso estudiado se considerará *fermentación en frío y maduración en caliente*. Este mecanismo tiene la ventaja de minimizar la formación de metabolitos secundarios indeseables en la fermentación principal, y la degradación de estos compuestos de manera más agresiva con una maduración en caliente. La fermentación en frío se realiza aproximadamente a 8-9 °C hasta un grado de fermentación aparente de aproximadamente el 50%, luego se eleva la temperatura a 12-13°C para una fase de maduración cuya duración estará determinada por la degradación de los compuestos indeseados (Kunze, 2006).

A continuación, en la Tabla 3 se muestran los parámetros de una curva de fermentación genérica de cerveza lager con las características mencionadas, en la Figura 10 se grafican en el tiempo. Se considerará una maduración en caliente de 5 días, es decir, 120 horas a 13°C.

**Tabla 3** – Parámetros del proceso de fermentación de una cerveza lager

Tiempo [horas]	Extracto aparente [°P]	Temperatura [°C]	Atenuación aparente	Veloc de ferm [°P/h]
0	17,50	9,00	0%	
6	16,90	9,00	3%	0,10
12	16,70	9,00	5%	0,03
18	16,44	9,00	6%	0,04
24	16,10	9,00	8%	0,06
30	15,68	9,00	10%	0,07
36	15,15	9,00	13%	0,09
42	14,50	9,00	17%	0,11
48	13,73	9,00	22%	0,13
54	12,85	9,00	27%	0,15
60	11,88	9,00	32%	0,16
66	10,85	9,00	38%	0,17
72	9,53	9,00	46%	0,22
78	8,15	10,30	53%	0,23
84	6,94	11,80	60%	0,20
90	5,97	12,90	66%	0,16
96	5,23	13,00	70%	0,12
102	4,69	13,00	73%	0,09
108	4,30	13,00	75%	0,06
114	4,04	13,00	77%	0,04
120	3,86	13,00	78%	0,03
126	3,74	13,00	79%	0,02
132	3,66	13,00	79%	0,01
138	3,60	13,00	79%	0,01
144	3,57	13,00	80%	0,01
150	3,54	13,00	80%	0,00
156	3,53	13,00	80%	0,00
162	3,52	13,00	80%	0,00
168	3,51	13,00	80%	0,00
174	3,51	13,00	80%	0,00
180	3,51	13,00	80%	0,00
186	3,50	13,00	80%	0,00
192	3,50	13,00	80%	0,00
198	3,50	13,00	80%	0,00
204	3,50	13,00	80%	0,00
210	3,50	13,00	80%	0,00
216	3,50	13,00	80%	0,00
222	3,50	9,38	80%	0,00
228	3,50	5,75	80%	0,00
234	3,50	2,13	80%	0,00
240	3,50	-1,50	80%	0,00

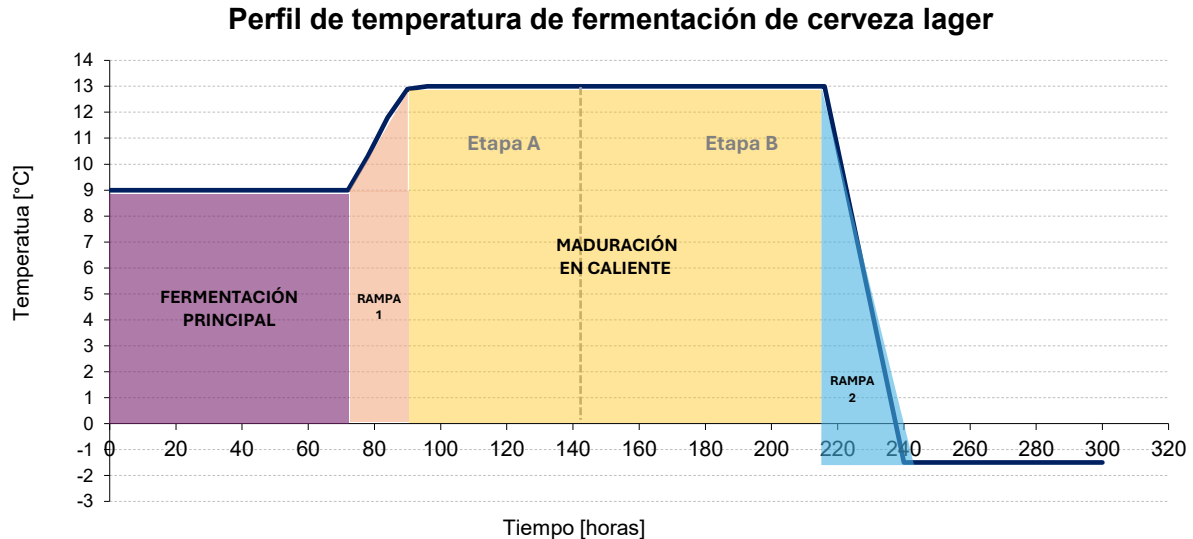


Figura 10 – Gráfico de temperatura de fermentación y maduración a lo largo del tiempo de una cerveza lager con fermentación en frío y maduración en caliente

En la Figura 10 y en la Tabla 3 se observan 4 grandes etapas del proceso fermentativo (sombreadas en colores distintos) que llamaremos, en orden cronológico, fermentación principal, rampa 1, maduración en caliente y rampa 2. En cada una de estas etapas la necesidad de refrigeración es distinta, y se estima empíricamente que el líquido aumenta 1,5°C por intercambio con el ambiente cada 24 horas de residencia en el tanque.

- La etapa de **fermentación principal** sucede a temperatura constante a 9°C. Se extiende hasta las 72 horas desde llenado el tanque y hasta un 46% de atenuación aparente. Aquí la refrigeración tiene como objetivo evacuar el calor de reacción para mantener la temperatura constante.

Dada una atenuación del 46%, se replica el cálculo realizado para la fermentación global: el grado de fermentación se calcula en 37%, por lo que el extracto consumido será de 7.4 kg o 41,2 moles de glucosa por hectolitro. Esto implica un calor de reacción de 9032 kJ/hl

El aumento de temperatura por intercambio con el ambiente se calcula mediante un balance de calor en el cual se tomará una densidad promedio de 1,053 g/cm<sup>3</sup> y una capacidad calorífica de 4,094 kJ/kg°C (ASBC, 2011). Para un aumento de 4,5°C en 72 horas, el calor a extraer para contrarrestar el intercambio con el ambiente es de 1940 kJ/hl.

La extracción de calor necesaria en toda la etapa es de **10972 kJ/hl** con un flujo calórico de **152,4 kJ/hl.h**

- La **rampa 1** tiene como objetivo elevar la temperatura desde 9°C de la fermentación principal a 13°C de la maduración en caliente en aproximadamente 24 horas. Aquí el objetivo de la refrigeración es modular la suba de temperatura que se logrará con el calor de reacción y el intercambio de calor con el ambiente para que esta se produzca a la velocidad estipulada. La atenuación aparente aumenta del 46% al 70% aproximadamente, resultando en un grado de fermentación final del 56% para la etapa, y se calcula el calor de reacción en 4190 kJ/hl, con un flujo horario de calor de 174,6 kJ/hl.h.

El calor necesario para elevar la temperatura se calcula con la siguiente fórmula:

$$Q = \rho \times cp \times (T_{final} - T_{inicial})$$

Tomando una densidad media de 1,03 kg/cm<sup>3</sup> (ASBC, 2011) y una capacidad calorífica media de 3,99 kJ/kg°C (ASBC, 2011) para los rangos de extracto de esta etapa, el calor necesario se calcula en 1643,1 kJ/hl. Teniendo en cuenta el tiempo en el que se especifica efectuar la rampa, el flujo de calor necesario es de 68,5 kJ/hl.h.

El flujo calor neto a extraer es, entonces, la diferencia entre el flujo de calor generado por la reacción exotérmica más el intercambiado con el ambiente, y el necesario para aumentar la temperatura: **131,8 kJ/hl.h**, y el calor neto total a evacuar es de **3163,3 kJ/hl**.

- La etapa de maduración en caliente sucede a 13°C durante 120 horas. La diferencia de atenuación es muy baja, del 70% al 80% y se produce en las primeras 48 horas de la etapa, (a partir de este punto llamada *etapa A de la maduración*), llegando en ese momento a la atenuación aparente final, donde ya no se liberará calor de reacción (a partir de este punto llamada *etapa B de la maduración*). El objetivo de la refrigeración será evacuar el calor de reacción inicial de este último tramo para mantener la temperatura constante.

Como se mencionó, en la etapa A aún se libera calor de reacción en el último tramo de atenuación del extracto. Este calor se calcula en 1746 kJ/h con un flujo calórico de 36,4 kJ/hl.h. Teniendo en cuenta el calor intercambiado con el entorno, el calor a extraer es de **3013,6 kJ/hl** con un flujo calórico **62,8 kJ/hl.h**.

En la etapa B no se producen diferencias de atenuación, es decir, no se metaboliza más glucosa. Aquí, la pequeña cantidad de levadura remanente en suspensión después de la cosecha se encarga de degradar algunos metabolitos secundarios producto de la fermentación principal que son indeseados en la cerveza (principalmente diacetilo y acetaldehído). El calor de estas reacciones es despreciable frente a aquel de la fermentación. Sin embargo, el calor a extraer por intercambio con el ambiente en la subetapa b) es de **1838 kJ/hl** y el flujo calórico **25,5 kJ/hl.h**.

- La rampa 2 tiene como objetivo disminuir la temperatura del tanque de 13°C a -1,5°C en 24 horas para terminar el proceso fermentativo y asegurar que ya no se producirán más reacciones en el tanque. No hay modificaciones de atenuación y el resultado de esta etapa es la cerveza verde que se filtrará posteriormente.

Se utilizará la misma fórmula que en la rampa 1 para calcular el calor a extraer en esta rampa. Siendo la densidad 1,018 g/cm<sup>3</sup> (ASBC,2011) y la capacidad calorífica 3,985 kJ/kg°C (ASBC, 2011), el calor a extraer es de **6490,8 kJ/hl** con un flujo calórico de **270,4 kJ/hl.h**.

En el proceso considerado en este trabajo final, los tanques cilindro-cónicos tienen una capacidad de llenado de 3300 hl. En la Tabla 4 se sintetizan los cálculos realizados para un tanque con ese volumen.

**Tabla 4** – Calor total y flujo calórico a extraer en cada etapa de fermentación de un TCC de 3300 hl

Etapa	Calor por hectolitro	Flujo calórico por hectolitro	Calor total a extraer	Flujo calórico a extraer	Rango de temperatura
Fermentación principal	10972 kJ/hl	152,4 kJ/hl.h	36207 MJ	503 MJ/h	9°C
Rampa 1	3163,3 kJ/hl	131,8 kJ/hl.h	10439 MJ	435 MJ/h	9°C – 13°C
Maduración en caliente – etapa A	3013,6 kJ/hl	62,8 kJ/hl.h	9945 MJ	207 MJ/h	13°C
Maduración en caliente – etapa B	1838 kJ/hl	25,5 kJ/hl.h	6066 MJ	84 MJ/h	13°C – 14,5°C
Rampa 2	6490,8 kJ/hl	270,4 kJ/hl.h	21420 MJ	893 MJ/h	-1,5°C – 13°C
<b>Total</b>	<b>25478 kJ/hl</b>		<b>84077 MJ</b>		-

En la Figura 11 se muestra un diagrama de Gantt genérico del funcionamiento de la bodega de fermentación con varios tanques fermentando simultáneamente, teniendo en cuenta la cadencia de la sala de cocimiento para llenar un tanque fermentador y las distintas etapas del proceso fermentativo mencionadas en esta sección. La cantidad de tanques de la bodega no es un limitante de proceso frente a la capacidad de la sala de cocimiento. Se observa de la Figura que el flujo calórico máximo requerido por la bodega es de **4214 MJ/h** en un rango de -1,5°C a 13°C.

TCC/ Horas	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	Flujo calórico [MJ/h]
0	1		4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1	4800
6	1		4	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	2	2	1	1	1	5418
12	1			4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	4297
18	1	1		4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	4800
24	1	1		4	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	2	2	1	1	5418
30	1	1			4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	4297
36	1	1	1		4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	4800
42	1	1	1		4	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	2	2	1	5418
48	1	1	1			4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	4297
54	1	1	1	1		4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	4800
60	1	1	1	1		4	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	2	2	5418
66	1	1	1	1			4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	4297
72	1	1	1	1	1		4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	4800
78	2	1	1	1	1		4	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	2	5418
84	2	1	1	1	1			4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	4297
90	2	1	1	1	1	1		4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	4800
96	2	2	1	1	1	1		4	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	5418
102	3a	2	1	1	1	1			4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	4297
108	3a	2	1	1	1	1	1		4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	4800
114	3a	2	2	1	1	1	1		4	4	3b	3b	3b	3b	3a	5418
120	3a	3a	2	1	1	1	1			4	3b	3b	3b	3b	3a	4297
126	3a	3a	2	1	1	1	1	1		4	3b	3b	3b	3b	3a	4800
132	3a	3a	2	2	1	1	1	1		4	4	3b	3b	3b	3b	5418
138	3a	3a	3a	2	1	1	1	1			4	3b	3b	3b	3b	4297
144	3a	3a	3a	2	1	1	1	1	1		4	3b	3b	3b	3b	4800
150	3b	3a	3a	2	2	1	1	1	1		4	4	3b	3b	3b	5418
156	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1			4	3b	3b	3b	4297
162	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1	1		4	3b	3b	3b	4800
168	3b	3b	3a	3a	2	2	1	1	1	1		4	4	3b	3b	5418
174	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1			4	3b	3b	4297
180	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1	1		4	3b	3b	4800
186	3b	3b	3b	3a	3a	2	2	1	1	1	1		4	4	3b	5418
192	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1			4	3b	4297
198	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1	1		4	3b	4800
204	3b	3b	3b	3b	3a	3a	2	2	1	1	1	1		4	4	5418
210	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1			4	4297
216	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1	1		4	4800
222	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	2	2	1	1	1	1		4	5418
228	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1			4297
234	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	3a	2	1	1	1	1	1		4800
240	4	4	3b	3b	3b	3b	3a	3a	2	2	1	1	1	1		5418

Figura 11 – Secuenciamiento de etapas de tanques fermentando en paralelo de acuerdo a la capacidad de la sala de cocimiento. El número de cada cuadro indica la etapa en la que se encuentra el tanque en ese momento: (1) etapa de fermentación principal, (2) rampa 1, (3a) etapa de maduración con avance de la atenuación, (3b) etapa de maduración sin cambios en la atenuación y (4) rampa 2 de enfriamiento. En la última columna de la derecha se detalla el flujo calórico total de la bodega con esos tanques fermentando en simultáneo

## 2.3 FILTRACIÓN

Como ya se desarrolló en la Sección 1.2.4, la etapa de filtración tiene como objetivo clarificar la cerveza de cualquier levadura remanente y turbidez generada por proteínas y polifenoles. La aparición de esta turbidez no biológica es favorecida a bajas temperaturas, por lo que resulta clave mantener la temperatura de la cerveza a  $-1,5^{\circ}\text{C}$  en todo el tren de filtro y almacenamiento posterior para asegurar que pueda ser eliminada.

La cerveza verde recibida de la maduración va a una centrífuga, donde se extrae gran parte de la levadura que quedó en suspensión en el TCC después de la cosecha, y demás compuestos sólidos que hayan precipitado en esa etapa fría. Una de las desventajas principales del uso de centrífuga es el aumento en la temperatura de la cerveza, lo que implicará la necesidad de volver a refrigerarla en un paso posterior antes de su ingreso al tren de filtro, como se observa en la Figura 6 (Sección 1.2.4). Según Briggs et al (2004), el aumento de temperatura en la centrífuga puede llegar a los  $3^{\circ}\text{C}$ , que para 1 hl de cerveza verde a  $17,5^{\circ}\text{P}$ , implica una extracción posterior de **1215,6 kJ/hl** para volver a los  $-1,5^{\circ}\text{C}$  especificados. Para este cálculo se tomó una capacidad calorífica de  $3,981 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$  y una densidad de  $1,018 \text{ g/cm}^3$  (ASBC, 2011)

Se considerará que no hay caída de temperatura significativa en los filtros KG, PVPP y Trap.

Luego de estos pasos, la cerveza se diluye con agua desaireada a  $2^{\circ}\text{C}$ . El agua está en un reservorio a aproximadamente  $22^{\circ}\text{C}$  y debe ser enfriada a  $2^{\circ}\text{C}$  para su uso en el filtro. El cálculo del calor sensible que deberá extraerse al agua para llegar a esta temperatura es de **8400 kJ/hl** de agua desaireada utilizado.

Se tomará como extracto original final de la cerveza el centro del rango estipulado por el Código Alimentario Argentino (Sección 1.1.1), es decir,  $11,25^{\circ}\text{P}$ .

La mezcla de la cerveza a  $-1,5^{\circ}\text{C}$  y el agua estándar a  $2^{\circ}\text{C}$  dará como resultado una cerveza a una temperatura intermedia de  $-0,2^{\circ}\text{C}$ .

Luego de la dilución, se debe enfriar nuevamente la cerveza a  $-1,5^{\circ}\text{C}$  para su almacenamiento, por lo que se calcula el calor sensible a extraer de la cerveza en **522 kJ/hl** de cerveza. Se utilizó una capacidad calorífica de  $4,029 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$  y una densidad de  $1,012 \text{ g/cm}^3$  (ASBC, 2011).

Una vez almacenada en la *BBT*, se estima un tiempo de permanencia de 24 horas en el tanque antes de enviarse a la línea de envasado. Se estima, al igual que en fermentación, un aumento de temperatura de  $1,5^{\circ}\text{C}$  cada 24 horas de almacenamiento por lo que se requieren **25,5 kJ/hl** cada hora de almacenamiento. Se cuenta con 6 tanques de almacenamiento de 2500 hl de capacidad, de los cuales se considerará una ocupación de 3 de manera permanente. Esto implica  $191126 \text{ kJ/h}$ .

La capacidad nominal del filtro se tomará en 600 hl de cerveza filtrada/hora. Para llevar este caudal de cerveza de  $17,5^{\circ}\text{P}$  a  $11,5^{\circ}\text{P}$  se requiere  $216,6 \text{ hl/h}$  de agua y  $383,4 \text{ hl/h}$  de cerveza HG.

Entonces, los requerimientos de refrigeración serán los siguientes:

- 466 MJ/h en la centrifuga
- 1819,2 MJ/h en el enfriamiento de agua desaireada
- 313,5 MJ/h en el intercambiador post dilución
- 191,1 MJ/h en el almacenamiento de la cerveza filtrada

El total de enfriamiento requerido en el filtro es de **2790 MJ/h**.

## 2.4 ENVASADO

Si se considera que la botella de vidrio o la lata de aluminio y su contenido de cerveza salen de cada cámara con la temperatura de la misma, el objetivo de la cámara 13 del pasteurizador es el de llevar la temperatura de la botella o lata llena de 28°C a la temperatura más próxima posible a 26°C.

La transferencia de calor se da por tres mecanismos diferentes que suceden en serie:

- Convección forzada en el exterior de la botella/lata
- Conducción a través del vidrio del envase o el aluminio de la lata
- Convección natural en el interior de la botella/lata, en la cerveza.

Si se considera que la transferencia de calor se da principalmente en la dirección radial, la serie de resistencias térmicas serán la de la convección interna de la cerveza ( $h_i$ ), la de la conducción de calor en el vidrio del envase o el aluminio de la lata ( $L/k$ ) y la de la convección externa con el chorro de agua provisto por la cámara ( $h_o$ ), como se muestra en la Figura 12.

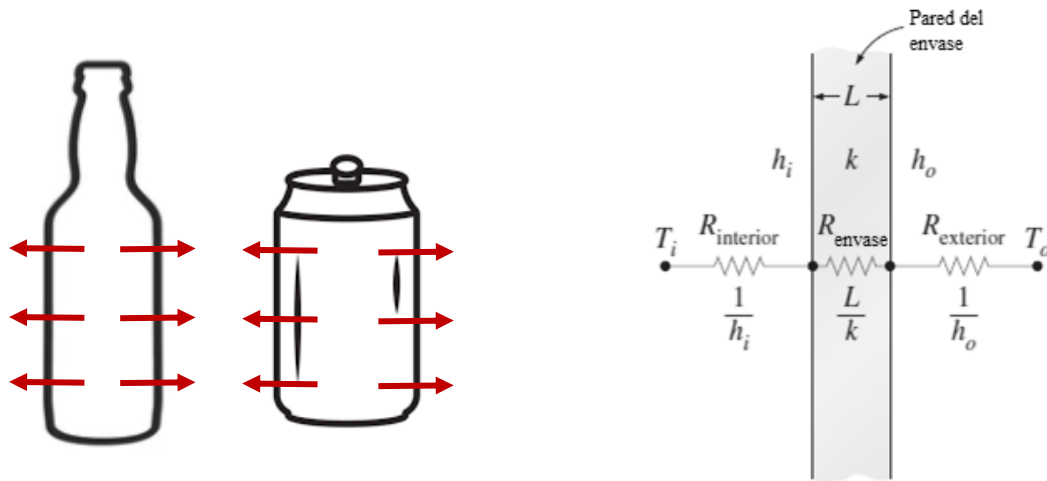


Figura 12 – Red de resistencias térmicas para la transferencia de calor a través de la botella y lata de cerveza

(Lata: <https://www.shutterstock.com/es/image-vector/aluminum-cans-soda-line-art-vector-1963630753>, Octubre 2025)

(Botella: <https://www.vecteezy.com/vector-art/26609074-bottle-icon-vector-bottle-for-water-illustration-sign-bottle-of-alcohol-symbol-or-logo>, Octubre 2025)

(Gráfico de transferencias: Cengel, 2004)

Haciendo un balance de calor en una botella que circula por el pasteurizador, teniendo en cuenta la masa de vidrio ámbar sodocálcico del envase y la de cerveza, el calor a extraer por

botella es de 9,21 kJ para enfriarla a de 28°C a 26°C. Para una velocidad nominal de envasado de 30000 botellas por hora, el calor es de 276,5 MJ/h.

Análogamente, para la línea de latas a una velocidad nominal de 63500 latas por hora, el calor es de 246,7 kJ/h.

Se estima que las pérdidas de capacidad de refrigeración en esta cámara son de alrededor del 20%, por lo que la refrigeración estimada para el cálculo del caudal de agua necesario será de **331,7 MJ/h** para la línea de retornables y **296 MJ/h** para la línea de latas.

Como se mencionó en la Sección 1.2.5, los pasteurizadores de ambas líneas de envasado cuentan con 13 cámaras cuyo objetivo es que la cerveza acumule 10 unidades de pasteurización. Como se observa en la Figura 7 de esa sección, hay cámaras que tienen temperaturas muy similares.

Tomando como ejemplo las cámaras 3 y 10, la primera está 50°C, mientras la segunda está levemente por debajo. Para mejorar el aprovechamiento del calor de los servicios auxiliares, estas dos cámaras están interconectadas. El agua a 50°C es utilizada en las duchas de la cámara 3 para calentar la cerveza que la atraviesa, disminuyendo su temperatura en ello, y luego se reutiliza en la cámara 10 para enfriar, recuperando algo de ese calor y retornando a la cámara 10 nuevamente. A través de este mecanismo están conectadas en pares las cámaras 1 y 12, 2 y 11, 3 y 10, 4 y 9. Solo se utiliza vapor auxiliar en las cámaras de pasteurización (cámaras de la 5 a la 8) y para corregir desvíos de temperatura en el sistema de recirculación entre cámaras, cuya estabilidad depende en gran medida del volumen de botellas o latas dentro del pasteurizador. En la Figura 13 se observa un esquema de la interconexión entre cámaras y tanques buffer.

La cámara 13 es la única que requiere refrigeración auxiliar de un circuito independiente. Se encuentra interconectada con las cámaras 1 y 12, recibe agua de la cámara 1 a 30°C y se enfría con servicios auxiliares a 26°C para su utilización en la 13. Es decir, se debe extraer 1666 kJ/hl de agua utilizada en la cámara 13.

El agua que egresa de la cámara 13 se recircula a la cámara 12, por lo que debe hacerlo a la temperatura de esta última, 28°C.

Entonces, realizando el balance de calor para cada línea de envasado teniendo en cuenta este rango de temperatura, el consumo de agua de enfriamiento de la línea de retornables se calcula en 404,1 hl/h y el de la línea de latas en 360,4 hl/h. El calor total a evacuar del agua de enfriamiento usada en ambos pasteurizadores es de **1274 MJ/h** en un rango de 26°C a 30°C.

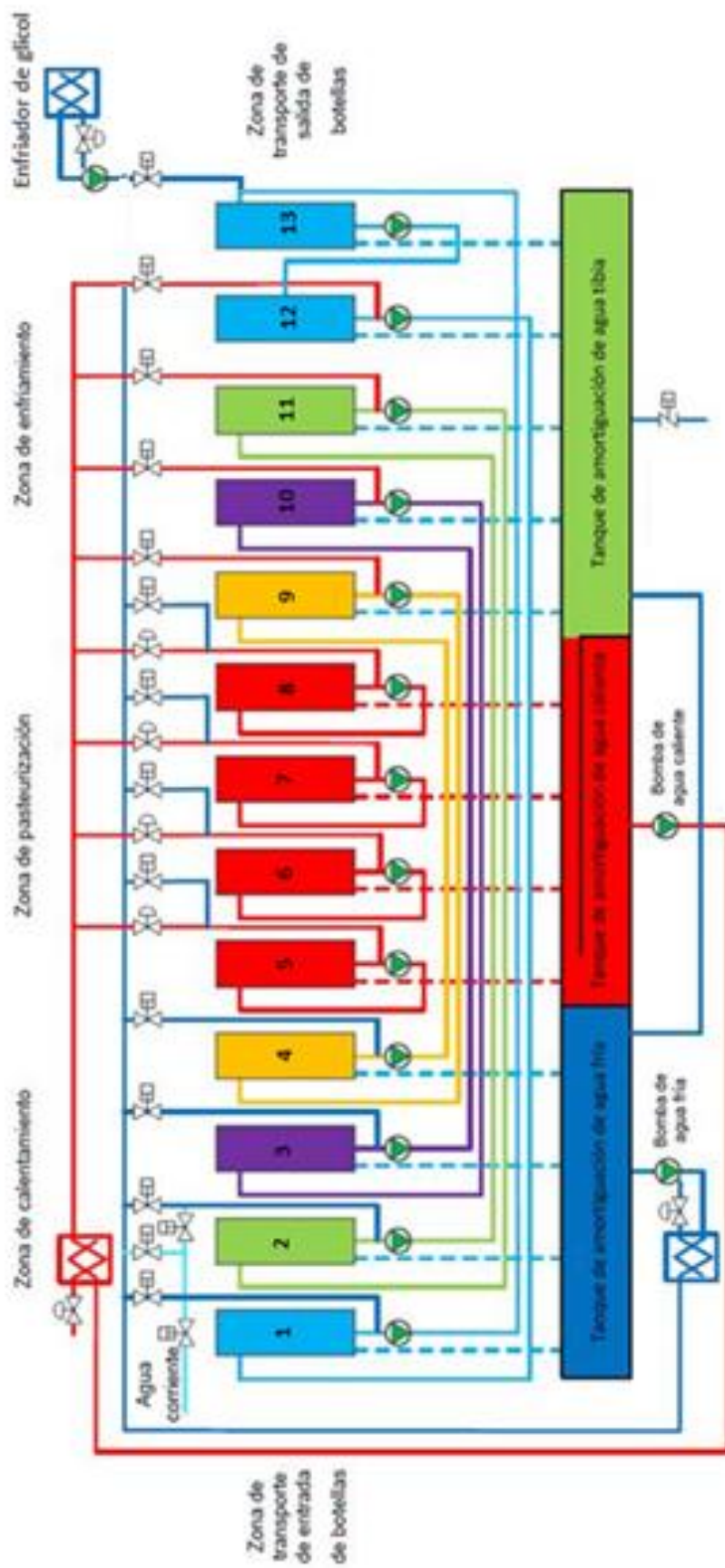


Figura 13 – Esquema de interconexión de agua entre las cámaras de un pasteurizador túnel

## CAPÍTULO 3: TECNOLOGÍA DE ENFRIAMIENTO INSTALADA

En todo el proceso de producción de cerveza explicado en el capítulo anterior se listaron diversos puntos donde es necesario refrigerar la cerveza. Al tratarse de un producto alimenticio, para cuidar su inocuidad, los fluidos refrigerantes que intercambian calor con la cerveza en contacto indirecto son agua potable y propilenglicol de grado alimenticio. En este capítulo se detallará la tecnología con la que se efectúa este enfriamiento.

### 3.1 SISTEMA DE REFRIGERACIÓN PRIMARIO CON AMONÍACO

El fluido refrigerante utilizado es una solución de propilenglicol de grado alimenticio/farmacéutico al 25%. Presenta la ventaja de tener un punto de congelamiento de alrededor de  $-10^{\circ}\text{C}$  para esta concentración, por lo que permite refrigerar en estado líquido a temperaturas menores que el agua pura, intercambiando calor sensible con la cerveza.

La solución de propilenglicol es refrigerada, a su vez, por un ciclo de refrigeración por compresión de vapor cuyo fluido de trabajo es amoníaco. Se elige esta especie química por tres motivos principales:

- Tiene un olor fuerte y característico fácilmente detectable por el ser humano incluso en concentraciones muy bajas, por lo que una fuga de amoníaco sería fácilmente alertable.
- No contribuye al agotamiento de la capa de ozono ni al calentamiento global, a diferencia de otros refrigerantes de uso común anteriormente.
- Tiene un alto rendimiento energético debido a su alto calor latente de vaporización, reduciendo costes operativos y tamaño de instalaciones.

El ciclo de refrigeración se esquematiza de forma genérica en la Figura 14. Consta de un ciclo compuesto por evaporadores, compresores, condensadores y válvulas de expansión. De manera general y sintética: el amoníaco se evapora a presión constante absorbiendo calor del propilenglicol ( $Q_c$  en el esquema), luego se comprime y se condensa liberando calor al ambiente ( $Q_H$  en el esquema) a un nivel de temperatura más alto al estar a mayor presión y, finalmente, el líquido regresa a su presión original tras pasar por la válvula de expansión para recorrer nuevamente el ciclo. El objetivo, cabe recordar, es la **refrigeración del propilenglicol** a través del intercambio de calor con el amoníaco en la etapa de evaporación.

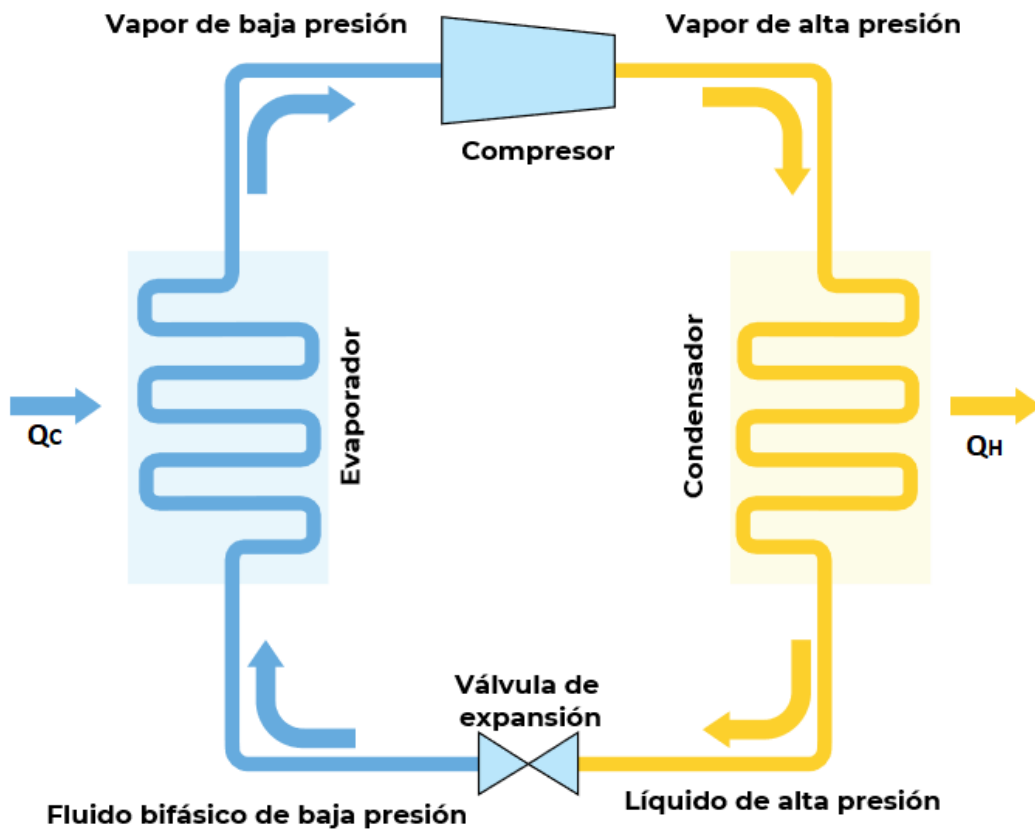


Figura 14 – Ciclo de refrigeración por compresión de vapor  
 (<https://ojs.brazilianjournals.com.br/ojs/index.php/BRJD/article/download/39283/pdf/98460>, Agosto 2025)

### 3.1.1 Evaporadores

La planta de refrigeración cuenta con tres evaporadores conectados en paralelo: dos similares de 1280 kW, y uno de menor tamaño de 750 kW de capacidad máxima.

Los evaporadores son de casco y tubos, de 1 y 4 pasos. Por el casco circula el amoníaco en una mezcla de fases líquido y vapor, y por los tubos el glicol en fase líquida. En la Figura 15 se observa un diagrama de flujo de esta etapa del ciclo de refrigeración y en la Figura 16 se ilustra el tipo de evaporador.

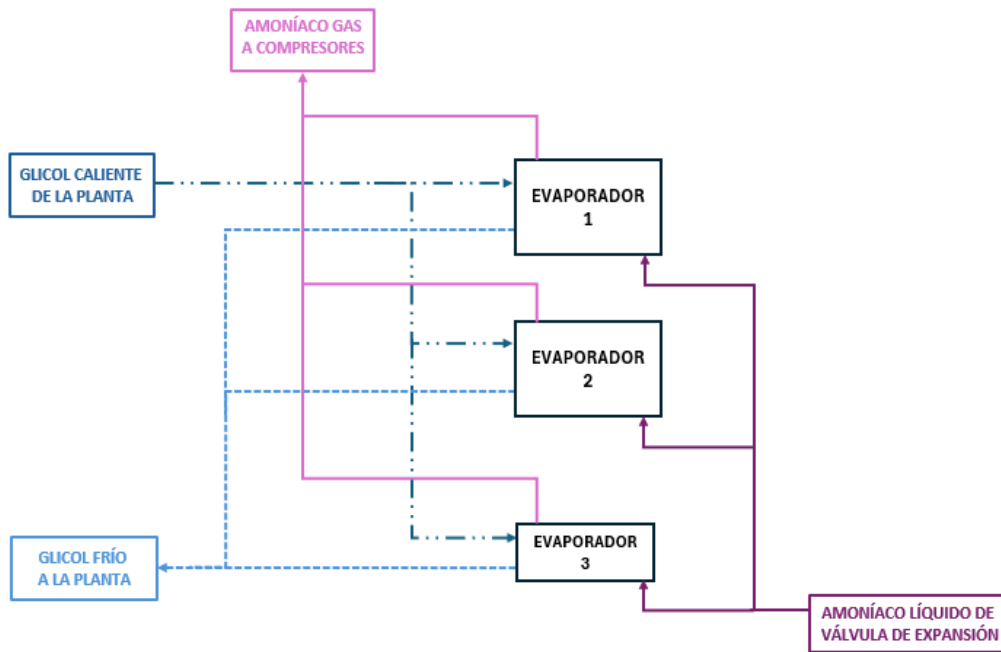


Figura 15 – Diagrama de flujo de la etapa de evaporación del ciclo de refrigeración por amoníaco

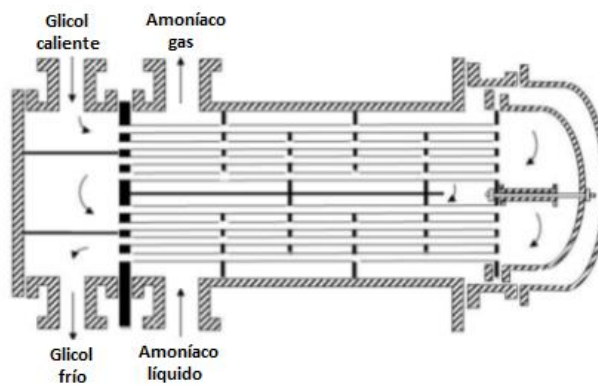


Figura 16 – Ilustración del corte de un evaporador de casco y tubos de 1 y 4 pasos (<https://edurev.in/t/100611/Heat-Exchangers-2>, Octubre 2025)

El evaporador cuenta con 636 tubos de acero al carbono (ASTM A179) de baja aleación, sin costura y estirados en frío. Los tubos tienen un diámetro externo de 2,54 cm, espesor de 0,165 cm y largo de 6 metros. La carcasa tiene un diámetro externo de 101,6 cm, espesor de 0,95 cm y largo de 6,84 metros. Está fabricada con acero al carbono (ASTM A516 Gr. 70).

El amoníaco se evapora a una presión constante de 3,3 bar abs. y, por lo tanto, a  $-6,6^{\circ}\text{C}$  (Linstrom, P. J., & Mallard, W. G, 2023), con un calor latente de vaporización de 23,5 kJ/mol (Overstreet and Giauque, 1937). Esta etapa se grafica cualitativamente en un diagrama presión vs entalpía en la Figura 17, se considera una evaporación isotérmica hasta vapor saturado.

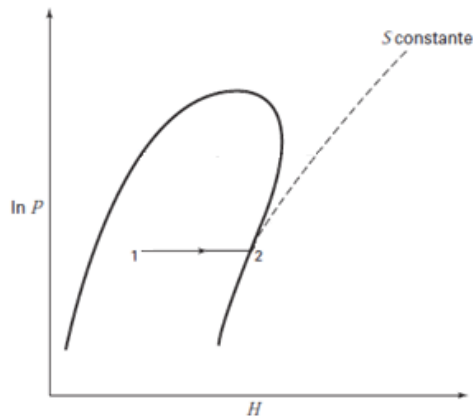


Figura 17 – Etapa de evaporación (1 → 2) en un diagrama presión vs entalpía (Smith y Van Ness, 2005)

Los evaporadores operan a un 75% de eficiencia, por lo que sus capacidades reales de evaporación son de 960 kW y 562,5 kW, sumando un total de **2482,5 kW** entre los tres.

### 3.1.2 Compresores

El amoníaco gaseoso obtenido en los evaporadores continúa el ciclo de refrigeración a la etapa de compresión.

Los equipos de esta etapa son cuatro compresores de tornillo conectados en paralelo, dos de 700 kW y dos de 1230 kW. Cada uno está compuesto por dos rotores helicoidales en ejes paralelos alojados en una carcasa, inundados con aceite lubricante que sella los espacios entre ellos. El llamado *rotor macho* tiene cuatro lóbulos colocados de forma helicoidal a lo largo del rotor, y éstos se unen con las seis concavidades que posee el *rotor hembra*. En ese espacio interlobal queda atrapado el amoníaco gas y, al rotar los rotores, se va reduciendo ese espacio y comprimiendo el gas. La compresión continúa hasta que el espacio interlobal se expone a la salida de la carcasa y se descarga el gas. En la Figura 18 se observa un corte de ambos rotores y en la Figura 19 una perspectiva de ellos.

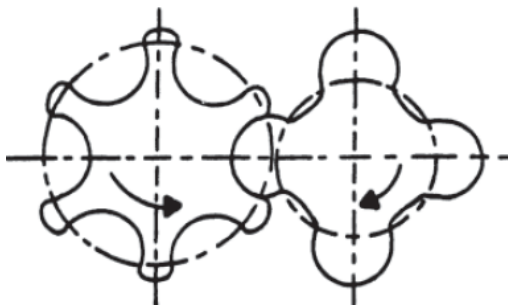


Figura 18 – Vista de un corte de los rotores hembra y macho (Stoecker, 1998)

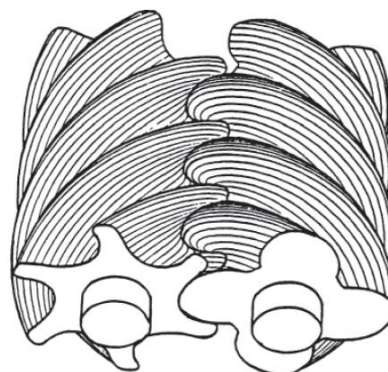


Figura 19 – Par de rotores hembra y macho (Stoecker, 1998)

El amoníaco aumenta su presión de 3,3 a 12,4 bar en esta etapa. Lo hace con un aumento de entropía debido a las irreversibilidades de la compresión y su temperatura aumenta a 70°C. Es decir, se comprime a vapor sobrecalentado. Se grafica este paso del ciclo en la Figura 20.

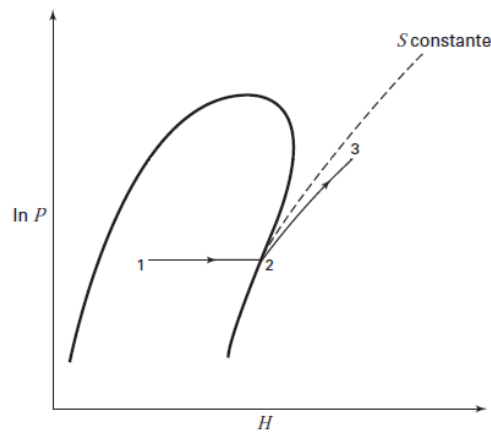


Figura 20 – Etapa de compresión (2 → 3) en un diagrama de presión vs entalpía del ciclo de refrigeración (Smith y Van Ness, 2005)

Este es el equipo del ciclo que suministra al fluido el trabajo necesario para luego poder éste condensarse a temperaturas más altas evacuando el calor extraído del glicol a una temperatura menor.

Los compresores operan a una eficiencia del 75%, por lo que sus capacidades reales de compresión son de 525kW y 923kW, sumando en total **2895 kW** entre los 4.

### 3.1.3 Condensadores

En este ciclo de refrigeración se utilizan dos condensadores evaporativos de 1745 kW y tres de 2050 kW de capacidad nominal. En la Figura 21 se puede observar un esquema del tipo de condensador.

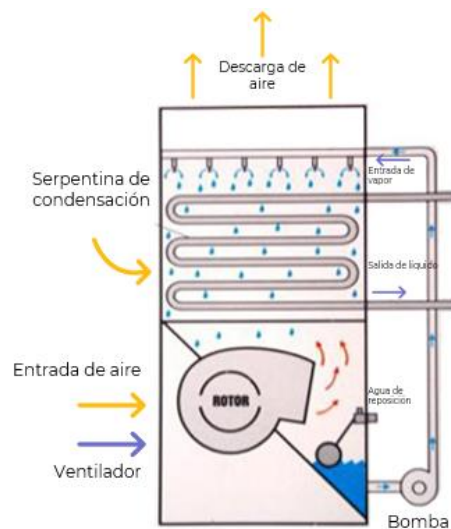


Figura 21 – Ilustración de un condensador evaporativo (<https://ead.uftm.edu.br/>, Octubre 2025)

El amoníaco gas se condensa en el interior de los tubos que posee el condensador, que son rociados con agua a través de la cual circula una corriente de aire impulsada por un ventilador axial. La evaporación de parte de estas gotas de agua son el principal mecanismo de transferencia de calor al ambiente. El agua evaporada abandona el condensador por la parte superior, mientras que el agua líquida remanente fluye al fondo del condensador, donde es bombeada nuevamente a los aspersores superiores. En la línea de descarga de la bomba se instala una purga para evitar la concentración y acumulación de minerales en el condensador, y una entrada de agua de reposición para mantener constante el caudal de agua que circula por el equipo. En la Figura 22 se ilustra este paso del ciclo en un diagrama P-H.

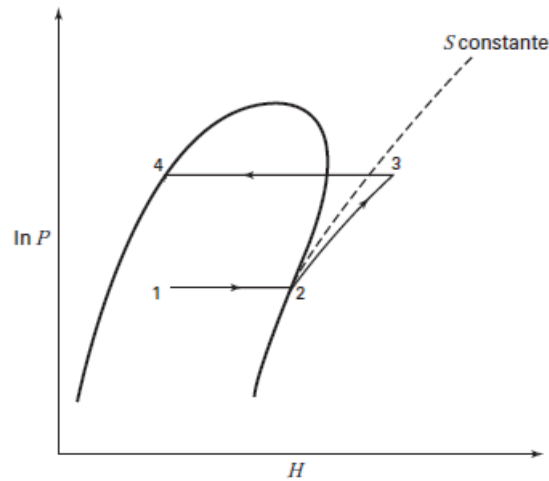


Figura 22 – Etapa de condensación (3 → 4) en un diagrama presión vs entalpía del ciclo de refrigeración (Smith y Van Ness, 2005)

Debido al mecanismo de transferencia de calor de este tipo de condensadores, la temperatura de condensación del fluido de trabajo y la temperatura de bulbo húmedo (Tbh) tienen una influencia dominante en la capacidad del equipo. En la Figura 23 se puede observar un gráfico de la capacidad relativa de un condensador evaporativo de amoníaco en función de las temperaturas mencionadas. La capacidad relativa es respecto a un condensador similar con temperatura de condensación de 35°C y temperatura de bulbo húmedo ambiente de 25°C.

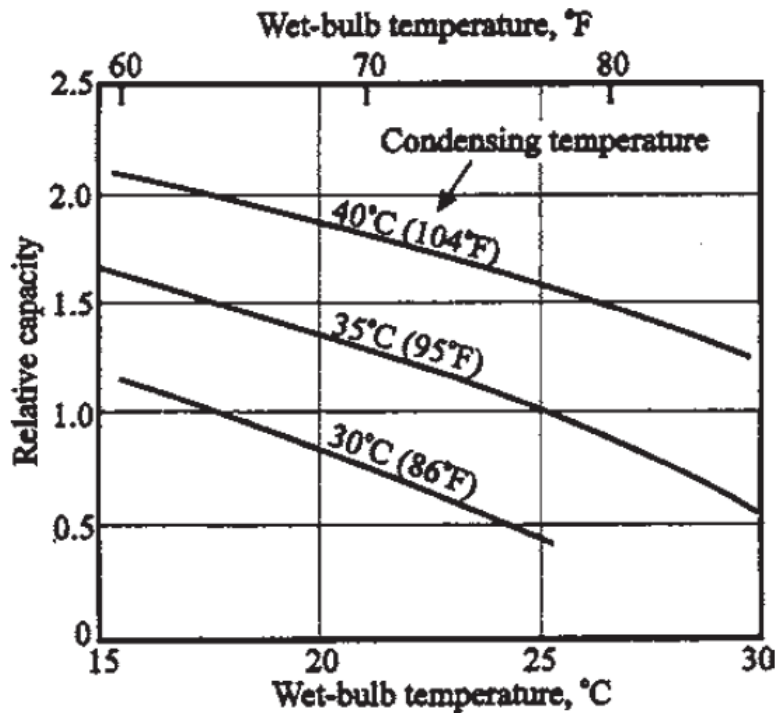


Figura 23 - Capacidad relativa de un condensador evaporativo de amoníaco en función de la temperatura de condensación y la temperatura de bulbo húmedo respecto a un equipo similar a 35°C de temperatura de condensación y 25°C de temperatura de bulbo húmedo (Stoecker, 1998)

Se observa del gráfico que, a una dada temperatura de condensación, mientras menor es la temperatura de bulbo húmedo, mayor es la capacidad. De igual manera, a una dada Tbh, la capacidad aumenta con la temperatura de condensación. Sin embargo, también es observable que el aumento de capacidad no es constante o directamente proporcional a la diferencia entre ambas temperaturas, sino que los niveles de esta diferencia también afectan el salto de capacidad: una diferencia de 10°C entre ambas temperaturas a 40°C de temperatura de condensación y 30°C de Tbh da una capacidad mayor que esa misma diferencia a 35°C de temperatura de condensación y 25°C de Tbh. (Stoecker, 1998)

De este análisis, resulta necesario corregir la capacidad de los condensadores brindada por el fabricante a las condiciones de operación en la Provincia de Tucumán, ya que las capacidades mencionadas al principio de esta sección fueron estimadas para condiciones de operación de 35°C de temperatura de condensación y 26°C de Tbh.

Según ASHRAE (2021), la temperatura de bulbo húmedo recomendada para el cálculo de capacidad de condensadores en Tucumán es de 26°C, que es el promedio de la zona. Y de acuerdo a la presión de descarga del compresor mencionada en la sección anterior, 12,4 bar, la temperatura de condensación sería de 32,3°C. El factor de corrección de capacidad a estas temperaturas respecto de las de selección es de 0,692 (Manual EVAPCO, 2016). Las capacidades corregidas serían, entonces, 1207 kW y 1419 kW, dando un total de 6671 kW de capacidad de condensación en esas condiciones.

Por otro lado, los condensadores presentan incrustaciones en los tubos internos, afectando la capacidad de condensación en un 25%. La capacidad final calculada en las condiciones de operación de los condensadores es en total de **5000 kW**.

### 3.1.4 Válvula de expansión

La válvula de expansión tiene como objetivo disminuir la presión del fluido de manera isoentálpica para volver a las condiciones a las que el mismo ingresa al evaporador, cerrando de esta manera el ciclo.

En la Figura 24 se ilustra esta etapa ( $4 \rightarrow 1$ ) y el ciclo de refrigeración completo en un diagrama P-H.

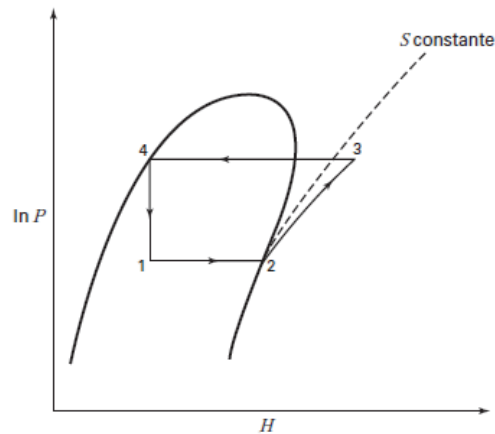


Figura 24 – Etapa de expansión ( $4 \rightarrow 1$ ) en un diagrama presión vs entalpía del ciclo de refrigeración (Smith y Van Ness, 2005)

### 3.1.5 Balance de calor en el ciclo

Se tomará como referencia de entalpía cero el punto 4, es decir, el amoníaco a la salida del condensador a  $32,3^{\circ}\text{C}$  y 12 bar, en estado de líquido saturado.

$$H_4 = 0 \text{ kJ/kg}$$

La entalpía del punto 3 puede calcularse como la del punto 4 (entalpía cero) más el calor latente de vaporización del amoníaco a  $32,3^{\circ}\text{C}$ , más el calor sensible del vapor hasta llegar a las condiciones del amoníaco en ese punto, a presión constante.

El calor latente de vaporización del amoníaco a  $32,3^{\circ}\text{C}$  se puede estimar en  $22,7 \text{ kJ/mol}$  (Zander and Thomas, 1979). El amoníaco tiene un peso molecular de  $17 \text{ g/mol}$ , por lo que el calor de vaporización es de  $1335,2 \text{ kJ/kg}$  de amoníaco. La capacidad calorífica a presión constante a  $32,3^{\circ}\text{C}$  es de  $2,11 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$  para amoníaco líquido (Chase, 1998). Para llegar de  $32,3^{\circ}\text{C}$  a los  $70^{\circ}\text{C}$  con que ingresa al condensador, requiere de  $79,5 \text{ kJ/kg}$ . La entalpía en el punto 3 es, entonces, igual a  $1414,8 \text{ kJ/kg}$ .

$$H_3 = 1414,8 \text{ kJ/kg}$$

La diferencia entre ambas entalpías corresponde al calor que debe evacuar el condensador para llevar al amoníaco del punto 3 al punto 4.

$$Q_{\text{condensador}} = H_4 - H_3$$

$$Q_{\text{condensador}} = -1414,8 \text{ kJ/kg}$$

El punto 2 corresponde a amoníaco vapor saturado a la presión de succión del compresor, que es a su vez la de salida del evaporador: 3,3 bar. De tablas de amoníaco saturado (NBS (NIST), 1923) y referenciándola al punto de entalpía cero de este trabajo final:

$$H_2 = 1102,5 \text{ kJ/kg}$$

La diferencia entre las entalpías del punto 3 y punto 2 corresponde al trabajo que debe realizar el compresor sobre el fluido para llevarlo de 3,3 bar a 12,4 bar.

$$W_{\text{compresor}} = H_3 - H_2$$

$$W_{\text{compresor}} = 312,3 \text{ kJ/kg}$$

La entalpía del punto 1 es igual a la del punto 4 ya que la expansión se considera isoentálpica. Entonces, el calor que debe transferirse del propilenglicol al amoníaco en el evaporador será la diferencia entre  $H_2$  y  $H_1$ .

$$Q_{\text{evaporador}} = H_2 - H_1$$

$$Q_{\text{evaporador}} = 1102,5 \text{ kJ/kg}$$

## 3.2 SISTEMA GENERAL DE REFRIGERACIÓN CON PROPILENGLICOL

En la sección anterior se mencionó que el amoníaco en el evaporador intercambia calor con propilenglicol al 25% para poder evaporarse. Esta solución de propilenglicol es el refrigerante principal que se abastece a la mayoría de los puntos donde se necesita refrigeración en el proceso, mencionados en el capítulo anterior, llamados de acá en adelante *consumidores*.

El circuito de glicol inicia en el evaporador de amoníaco, donde debe ingresar a  $-1^\circ\text{C}$  y egresar entre  $-4^\circ\text{C}$  y  $-5^\circ\text{C}$ , que es la temperatura requerida por la planta cervecera. Para enfriar un hectolitro de solución de propilenglicol al 25% a  $-4^\circ\text{C}$  se requiere de **1582 kJ**, tomando una capacidad calorífica de  $3,85 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$  y densidad de  $1,027 \text{ kg/l}$  (AHSRAE, 2021).

Del evaporador, el refrigerante se envía a un tanque compensador que servirá de pulmón para abastecer a la planta. De este punto se abastece a los consumidores, detallados a continuación:

- Sistema de refrigeración de agua con amoníaco (ver Sección 3.3)
- Camisas de los tanques cilindro-cónicos de fermentación para las primeras tres etapas de la fermentación

- Intercambiadores externos (dos equipos) para enfriamiento final de fermentación (Rampa 2 en Sección 2.1.2)
- Intercambiador de calor para enfriamiento de agua desaireada para utilización en filtración
- Enfriador de cerveza en etapa de filtración a la salida de la centrífuga
- Enfriador de cerveza después de ser filtrada, en su envío al tanque de almacenamiento
- Tanques de almacenamiento de cerveza brillante
- Cámara 13 de pasteurizador de línea de retornables
- Cámara 13 de pasteurizador de línea de latas

El refrigerante retorna de los consumidores a un colector donde a través de cinco bombas centrífugas es nuevamente enviado al evaporador de amoníaco.

Se debe cuidar la temperatura de retorno del glicol al circuito de enfriamiento ya que un aumento en la temperatura de retorno aumentaría en consecuencia la temperatura de salida del evaporador y de envío a consumidores, retornando a su vez a una temperatura más alta aún que la anterior de la planta, empeorando aún más en cada ciclo del glicol.

En el cuidado de la temperatura de retorno está involucrada la evaluación cuidadosa de la necesidad de refrigeración de la planta versus su capacidad de proveerla, ya que si la primera excede a la segunda, el problema mencionado será recurrente.

## 3.3 SISTEMA DE REFRIGERACIÓN DE AGUA CON AMONÍACO

### 3.3.1 Descripción

La planta cervecera cuenta con un segundo ciclo de refrigeración de menor capacidad (llamado de este punto en adelante *Chiller*) para la refrigeración del agua de enfriamiento que se utiliza para el enfriador de mosto de la sala de cocimiento (ver Sección 2.1.1).

El ciclo cuenta con un evaporador de placas para el enfriamiento del agua con el calor latente de vaporización del amoníaco a baja presión (4,3 bar – 6°C). El agua ingresa al evaporador a 22°C y egresa a 8°C. La capacidad real del evaporador es de 650 kW.

El amoníaco gas continúa al compresor del ciclo, que consiste en un compresor de tornillos similar a los descritos en la sección 3.1.2 de este capítulo. El amoníaco gas egresa de este equipo a 13 bar y 80°C. El compresor tiene una capacidad real de 650 kW.

Luego, el amoníaco a alta presión y temperatura continúa a un condensador evaporativo similar a los descritos en la sección 3.1.3 de este capítulo, con una capacidad nominal de 1745 kW. La temperatura de condensación a esta presión es de 34°C y considerando una  $T_{bh}$  de 26°C, la capacidad corregida por temperaturas y eficiencia del condensador es de 1168 kW.

Finalmente, el amoníaco se expande y vuelve a las condiciones iniciales del ciclo para ingresar nuevamente al evaporador.

El agua que sale del evaporador a 8°C luego es refrigerada con glicol del sistema general hasta los 2°C. Para este enfriamiento se requiere evacuar 2498,6 kJ/hl de agua. En la Sección 2.1.1 se calculó que se necesita una refrigeración de 7574 MJ/h en el enfriador de mosto. Esto se traduce en 232 hl/h de agua de enfriamiento a 2°C que saldrá a 80°C del enfriador. El calor a extraer para enfriar el agua de 8°C a 2°C es, entonces, de **579,7 MJ/h**.

### 3.3.2 Balance de calor en el ciclo

De manera análoga a la sección 3.1.5 de este capítulo, se calcularán los calores y trabajos involucrados en el ciclo descrito en esta sección.

Se tomará nuevamente la salida del condensador como punto de entalpía cero. En el caso del sistema de enfriamiento de agua, corresponde a amoníaco líquido saturado a 13 bar y 34°C.

$$H_{4 \text{ chiller}} = 0 \text{ kJ/kg}$$

La entalpía al ingreso del condensador se calcula como la entalpía de vaporización del amoníaco más el calor sensible para llevarlo a 80°C a una presión constante de 13 bar. Se toma un calor latente de 1335,3 kJ/kg (Zander and Thomas, 1979) y una capacidad calorífica de 2,11 kJ/kg°C (Chase, 1998).

$$H_{3 \text{ chiller}} = 1432,3 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{\text{condensador chiller}} = H_4 - H_3$$

$$Q_{\text{condensador chiller}} = -1432,3 \text{ kJ/kg}$$

El punto 2 corresponde a amoníaco vapor saturado a la presión de succión del compresor: 5,3 bar y 6°C. De tablas de amoníaco saturado (NBS (NIST), 1923) y referenciándola al punto de entalpía cero de este trabajo final:

$$H_{2 \text{ chiller}} = 1108,1 \text{ kJ/kg}$$

La diferencia entre las entalpías del punto 3 y punto 2 corresponde al trabajo que debe realizar el compresor sobre el fluido para llevarlo de 5,3 bar a 13 bar.

$$W_{\text{compresor chiller}} = H_3 - H_2$$

$$W_{\text{compresor chiller}} = 342,2 \text{ kJ/kg}$$

La entalpía del punto 1 es igual a la del punto 4 ya que la expansión se considera isoentálpica. Entonces, el calor que debe transferirse del agua al amoníaco en el evaporador será la diferencia entre  $H_2$  y  $H_1$

$$Q_{\text{evaporador chiller}} = H_2 - H_1$$

$$Q_{\text{evaporador chiller}} = 1108,1 \text{ kJ/kg}$$

## CAPÍTULO 4: BALANCE GLOBAL DE CALOR

En este capítulo se hará el balance global de las necesidades de refrigeración horaria de los sectores de la planta cervecera y el total de la planta. Luego se comparará con la capacidad global de refrigeración con el objetivo de detectar déficits y/u oportunidades que permitan un mejor aprovechamiento del sistema de refrigeración.

En la Tabla 5 se sintetizan las necesidades de refrigeración secundarias, es decir, refrigeradas con fluidos que se refrigeran en los ciclos de compresión y no con los ciclos en sí.

Tabla 5 – Síntesis de las necesidades de refrigeración de cada sector de la planta cervecera y necesidad global

Sector	Q [MJ/h]	Rango de temperatura	Refrigerante	Caudal de refrigerante [h/h]
Cocimiento	7574	9°C – 92°C	Agua de enfriamiento	232
Agua de chiller a 8°C	579,7	8°C – 2°C	Propilenglicol 25% (8°C – 2°C)	499,8
Fermentación	5418	-1,5°C – 13°C	Propilenglicol 25%	4671,2
Filtración – planta de agua	1819	2°C – 20°C	Propilenglicol 25%	1568,3
Filtración – cerveza	971	-1,5°C – 1,5°C	Propilenglicol 25%	837,2
Línea de retornables	673	26°C – 30°C	Propilenglicol 25%	580,2
Línea de latas	601	26°C – 30°C	Propilenglicol 25%	518,2
<b>Total propilenglicol</b>	<b>10061,7</b>			<b>8674,8</b>
Total agua	7574			232
Total general	17636			

En la última columna de la tabla se calcula el caudal de propilenglicol al 25% a -4°C necesario para extraer el calor indicado en la segunda columna, asegurando su retorno al ciclo de compresión a -1°C. Se calcula haciendo un balance de calor usando una capacidad calorífica de 3,75 kJ/kg°C y densidad de 1,031 g/cm<sup>3</sup> (ASHRAE, 2021). La única excepción de la tabla es la primera fila, correspondiente a cocimiento, donde el refrigerante es agua.

### 4.1 SISTEMA DE GLICOL Y AMONÍACO

Se observa de la tabla que la necesidad global de refrigeración para el glicol es de 10061,7 MJ/h, que se traduce en la evaporación a vapor saturado de 2,54 kg/s de amoníaco desde el punto 1 al punto 2 del ciclo de refrigeración. El cálculo surge del calor que absorbe el evaporador, calculado en la Sección 3.1.5.

A continuación, utilizando los cálculos de la sección mencionada, se calculará la potencia necesaria de cada equipo del ciclo y se comparará con su capacidad en la Tabla 6 para un flujo másico de amoníaco de 2,54 kg/s.

Tabla 6 – Comparación de la necesidad de potencia de cada etapa del ciclo de refrigeración de glicol con amoníaco versus su capacidad

	Necesidad [kW]	Capacidad [kW]
Evaporadores	2794,9	2482,5
Compresores	791,7	2895
Condensadores	3586,6	5000

De la tabla se puede ver claramente que **la capacidad de los evaporadores está excedida por la necesidad de refrigeración**. Esto causa grandes problemas en el abastecimiento de la refrigeración necesaria al proceso: glicol a mayor temperatura de la necesaria o menor caudal de glicol, causando demoras en el proceso y afectando la calidad sensorial del producto.

Cabe aclarar también que la capacidad de los condensadores fue calculada para condiciones promedio del aire ambiente en la Provincia de Tucumán (26°C de Tbh), cuando en verano la Tbh máxima registrada por ASHRAE (2021) es de 28,2°C. Esto reduce la capacidad un 30%, quedando de esta manera al límite del consumo.

De este análisis se desprende la necesidad de **descomprimir el sistema de refrigeración con glicol o aumentar su capacidad**, ya que en las condiciones actuales no logra abastecer al proceso en momentos máxima producción.

## 4.2 SISTEMA DE AGUA Y AMONÍACO

De la Tabla 5 se observa una necesidad de refrigeración de 7574 MJ/h con agua a 2°C como refrigerante.

Para poder abastecerla, se calculó un consumo de 232 hl/h de agua de enfriamiento. El ciclo debe evaporar 0,283 kg/s de amoníaco desde el punto 1 al punto 2 para enfriar ese caudal de agua de 22°C a 8°C.

En la Tabla 7 se detallan las necesidades de potencia de cada una de las etapas del ciclo (calculadas con los valores obtenidos en la Sección 3.3.2 y 0,283 kg/s de amoníaco) y la capacidad real de cada una.

Tabla 7 - Comparación de la necesidad de potencia de cada etapa del ciclo de refrigeración de agua con amoníaco versus su capacidad

	Necesidad [kW]	Capacidad [kW]	Margen [kW] (%)
Evaporadores	313,4	650	336,6 (52%)
Compresores	91,7	650	558,3 (86%)
Condensadores	405	1168	763 (65%)

De la tabla se observa que los equipos del ciclo tienen capacidad ociosa, y tomando el margen más pequeño, el chiller tiene una capacidad ociosa del 52%. Es clave mencionar que en el caso del consumidor del chiller, la sala de cocimiento, ineficiencias y atrasos no causan picos de consumo, ya que se trata de enfriamientos puntuales que no requieren tiempos de permanencia a cierta temperatura. En síntesis, el consumo de agua de enfriamiento es más predecible y regular.

## 4.3 PROBLEMÁTICA

Frente a todo lo expuesto, se observan diversas problemáticas que afectan el abastecimiento de la refrigeración necesaria al proceso productivo. A continuación se enumeran algunas de ellas:

- La capacidad del sistema de propilenglicol se encuentra superada por la necesidad de refrigeración. Esto produce que el glicol retorne al ciclo de compresión de vapor principal con una temperatura mayor a la especificada. Esto provoca que el glicol que egresa del evaporador se encuentre, a su vez, a una mayor temperatura aún, dado que el flujo de amoníaco es constante e independiente de la temperatura del glicol, y el equipo se encuentra operando cerca del máximo de su capacidad. Esto generaría temperaturas más altas cada vez que el glicol recorre el ciclo.
- Las eficiencias de las líneas de envasado afectan directamente al consumo de solución de glicol, ya que cualquier parada de línea ocasiona que el pasteurizador entre en un estado de "standby", en el cual busca mantener la temperatura de sus cámaras a una temperatura promedio más baja, minimizando el daño sensorial a la cerveza. Esto causa un aumento muy significativo del consumo de glicol, ya que todas las cámaras aumentan el consumo de agua refrigerada para disminuir su temperatura, no solo la cámara 13.
- La utilización del propilenglicol resulta ineficiente en los pasteurizadores. Dada la temperatura a la que se debe enfriar el agua de la cámara 13, es posible utilizar agua como refrigerante y evitar sobrecargar el ciclo principal de refrigeración por amoníaco. Una diferencia de temperatura de 30°C entre el agua y el refrigerante resulta excesiva.
- Los compresores se encuentran operando muy por debajo de su capacidad. Existe una capacidad ociosa no aprovechada en el ciclo principal.
- Los equipos del ciclo del chiller también se encuentran operando por debajo de su capacidad, a excepción del evaporador. Los compresores y los condensadores poseen una capacidad ociosa significativa que no es aprovechada.

## CAPÍTULO 5: PROPUESTAS DE MEJORA

Del capítulo anterior resulta evidente la necesidad de descomprimir el sistema de propilenglicol: posee demasiados consumidores que en operación normal superan la capacidad límite del sistema. A esto se suman los desvíos propios de un proceso productivo (pérdidas de eficiencia, fallas en controles de temperatura, retrasos, etc.) que, como se mencionó, aumentan la necesidad de refrigeración aún más.

A continuación, se evalúan brevemente dos propuestas de mejora para este objetivo.

### 5.1 APROVECHAMIENTO DE LA CAPACIDAD OCIOSA DEL CHILLER

Como se mencionó en la Sección 4.2, el chiller posee un 52% de capacidad ociosa.

Llevando el ciclo a un 80% de su capacidad, se disponibilizan 206,6 kW (o 743,8 MJ/h) de refrigeración para temperaturas por arriba de 4°C (se utiliza un margen de 2°C de gradiente de temperatura, usando el mismo criterio con que se diseñaron los intercambiadores de calor de la planta cervecera).

De la Tabla 5 se puede observar que esta capacidad no es suficiente para abastecer a una etapa o sub-etapa del proceso en su totalidad.

Sin embargo, si se instalara un evaporador más de 250 kW de capacidad y se utilizara también al 80%, se podría ampliar la capacidad del ciclo 200 kW más con los mismos equipos en las demás etapas.

El evaporador podría ser un intercambiador de calor de casco y tubos, como en el ciclo de amoníaco-glicol. Tomando como referencia los valores y materiales de este evaporador, se puede estimar a grandes rasgos el área de un evaporador de un tercio de capacidad. El evaporador modelo tiene 636 tubos de 6 metros de largo con un diámetro medio de 23,8 mm. Su área es de 2852 m<sup>2</sup>. Tomaremos para la evaluación preliminar de esta propuesta un área de 950 m<sup>2</sup>.

El aumento total en la refrigeración provista por el chiller, 406,6 kW (1463 MJ/h), es capaz de abastecer a ambos pasteurizadores en operación normal, permitiendo generar más holgura en el sistema general de glicol: si se excluyen los pasteurizadores del sistema de propilenglicol, la necesidad de refrigeración en el evaporador del ciclo principal de compresión por amoníaco disminuye a 2440 kW, un valor menor a la capacidad máxima del equipo.

Esta opción de mejora implica una inversión que amplía la capacidad de refrigeración de la planta a un costo relativamente bajo, ya que existe capacidad ociosa aprovechable en los demás equipos de este ciclo de compresión de vapor. Si bien no implica un ahorro en servicios auxiliares ni energía eléctrica, sí lo hace en inversión en el caso de que hubiese que instalar los demás equipos de un ciclo completo para poder abastecer suficiente glicol a -4°C a la planta cervecera.

## 5.2 INSTALACIÓN DE UNA BOMBA DE CALOR EN LOS PASTEURIZADORES

En la Sección 2.1.4 se describió únicamente la refrigeración del pasteurizador con servicio auxiliar de glicol, pero no se analizó los tanques buffer.

A continuación, se inserta nuevamente la Figura 13 (ahora Figura 25) para comodidad de la siguiente explicación:

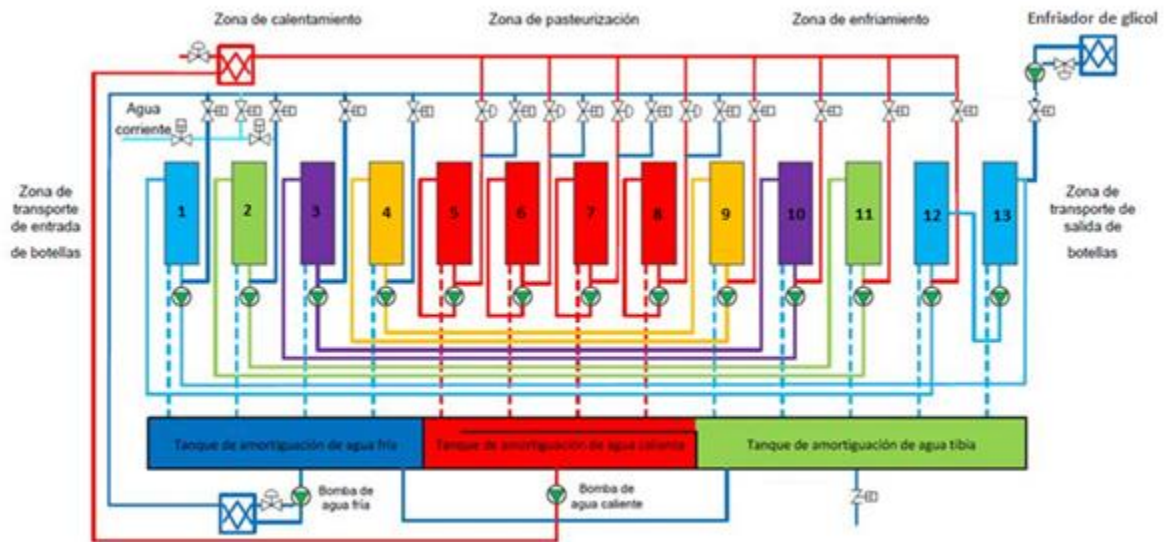


Figura 25 – Esquema de interconexión de agua entre las cámaras de un pasteurizador túnel (Repetición de Figura 13)

El control de temperatura en las cámaras del pasteurizador, que ya se explicó anteriormente están interconectadas, se realiza a través de la modulación de flujos de agua fría y caliente proveniente de tanques llamados “buffers”. Existe un buffer de agua caliente, a 85°C, un buffer de agua a temperatura intermedia, y un buffer de agua fría a 32°C. De acuerdo a la temperatura del flujo, parte del agua que sale de las cámaras se distribuye entre estos buffers.

El agua del buffer de agua caliente se calienta con vapor saturado a 7,9 bar y 170°C, mientras que el agua que va al buffer frío se refrigera solo antes de su ingreso a la cámara 13 con propilenglicol del sistema general.

Una de las propuestas de mejora consiste en la instalación de una bomba de calor que lo extraiga del agua del buffer frío antes del ingreso a la cámara 13 y lo utilice en calentamiento del buffer de agua caliente.

La bomba de calor debería extraer calor del buffer frío a 32°C y entregarlo al buffer caliente a 85°C. El fluido de trabajo podría ser amoníaco, que debería llegar a una presión de 48,6 bar para poder condensarse a 87°C (diferencia de temperatura de 2°C con el buffer caliente).

En esta propuesta se requiere la inversión de un ciclo completo, es decir: un compresor y dos intercambiadores de calor. También se genera un aumento en el consumo de energía eléctrica por la puesta en marcha de un nuevo compresor y las altas presiones a las que trabaja.

Sin embargo, se genera también un ahorro en vapor.

El pasteurizador de la línea de retornables consume 673 MJ/h de refrigeración en la cámara 13 y el pasteurizador de latas consume 601 MJ/h. El calor extraído de ambos equipos (1274 MJ/h) retornaría al buffer caliente, reemplazando el calor provisto por el vapor auxiliar de la planta.

Para extraer calor del buffer de agua fría a 32°C y enfriarla a 26°C para la cámara 13, el máximo de temperatura del amoníaco debe ser de 24°C en el evaporador. Para amoníaco vapor saturado, esta temperatura corresponde a una presión de 9,6 bar. La entalpía a la salida del evaporador es, entonces, de 1465,15 kJ/kg (NBS (NIST), 1923). Utilizando la misma nomenclatura que en los ciclos anteriores,  $H_2 = 1465$  kJ/kg.

Se supondrá que el vapor saturado que egresa del evaporador es comprimido a vapor sobrecalentado a la presión del condensador. Para condensar el amoníaco a 87°C es necesaria una presión de 48,6 bar. El amoníaco egresa del compresor a esta presión en condición de vapor sobrecalentado. Considerando una eficiencia del 75% para el compresor, la temperatura de salida para este salto de presión se estima en aproximadamente 144°C (REFPROP, 2018). La entalpía correspondiente a este punto se estima en  $H_3 = 1840$  kJ/kg (REFPROP, 2018).

Entonces, el trabajo del compresor se estima en la diferencia de ambas entalpías.

$$W_{\text{compresor}} = 375 \text{ kJ/kg}$$

La entalpía correspondiente al punto de ingreso al evaporador es igual a la de salida del condensador, como se analizó en secciones anteriores. Entonces, la entalpía de ingreso al evaporador será igual a la de amoníaco líquido saturado a 48,6 bar:  $H_4 = H_1 = 384$  kJ/kg (REFPROP, 2018). El calor extraído por el evaporador será la diferencia entre esta entalpía ( $H_1$ ) y la de ingreso al compresor ( $H_2$ ):

$$Q_{\text{evaporador}} = 1081 \text{ kJ/kg}$$

El calor que se entregará al buffer caliente corresponde al calor transferido en el condensador, que se calcula como la diferencia entre  $H_4$  y  $H_3$ .

$$Q_{\text{condensador}} = -1456 \text{ kJ/kg}$$

Para una extracción de 1274 MJ/h en los pasteurizadores, es necesaria la circulación de 1179 kg/h de amoníaco en el ciclo de compresión.

Esto implica un trabajo de compresión de 442 MJ/h (123 kW). Para una eficiencia del compresor del 75%, el consumo de energía eléctrica sería de 590 MJ/h (164 kW).

Con este caudal de amoníaco circulando, el condensador entregará 1717 MJ/h al buffer caliente.

El caudal equivalente de vapor que entrega este calor al buffer caliente es de 838 kg/h. Es decir, **se genera un ahorro de 838 kg/h de vapor auxiliar.**

# CAPÍTULO 6: ELECCIÓN Y DESARROLLO DE LA PROPUESTA DE MEJORA

## 6.1 EVALUACIÓN ECONÓMICA

Los proyectos propuestos en el capítulo anterior fueron:

- A- Aprovechamiento de la capacidad ociosa y aumento de capacidad del chiller con la adición de un evaporador al ciclo
- B- Instalación de una bomba de calor para los pasteurizadores de envasado

En este capítulo se evaluarán económicamente ambas propuestas a partir del Costo Anual Equivalente (CAE). Esta técnica genera equivalencias entre proyectos desde el punto de vista de rentabilidad. En este caso se trata de proyectos independientes uno del otro.

Se define el CAE como:

$$CAE = \frac{VAN}{S}$$

$$\text{Con } S = \frac{(1+i)^n - 1}{(1+i)^n \cdot i}$$

i: tasa de interés o rendimiento

n: la duración del proyecto.

El VAN (valor actual neto) se calcula como

$$VAN = \sum_{j=0}^n \frac{NCF}{(1+i)^j}$$

j: período actual.

$$NCF = (-I - CCN + R + X) + (V - C - D) - t(V - C - D) + D$$

I: Inmovilizado

CCN: Capital circulante neto

R: Valor residual

X: Posibles egresos/ingresos no contemplados

V: Ventas anuales

C: Costos anuales

D: Depreciación anual

t: tasa de impuestos sobre beneficios brutos

Se tomarán solo los términos relevantes a la evaluación de ambos proyectos, dejando afuera términos comunes a ambos proyectos, previos a los mismos o despreciables: el Capital Circulante Neto, el Residual, los Posibles egresos o ingresos no contemplados y los ingresos por Venta, ya que se supone que las propuestas evaluadas no modificarán el volumen de producción ni la demanda ni el precio de venta del producto.

$$NCF = (-I) + (-C - D)(1 - t) + D$$

Para la estimación del inmovilizado se utilizará el método de Lang:

$$I = k \sum \text{Costo de equipos}$$

Donde k es el factor de Lang. Se tomará un factor de Lang de 4,7 (Peters et al, 2003) por tratarse de una instalación de gas y líquido.

Si bien el índice Marshall & Swift de costos de equipos es comúnmente utilizado para la actualización de costos de compra de equipos, su carácter propietario impide el acceso público a valores recientes. Por tal motivo, en este trabajo la actualización de costos se realizó utilizando el Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI), el cual incluye un subíndice de equipos y es ampliamente empleado en estudios académicos y profesionales de estimación de costos de equipos de proceso y costos instalados de plantas.

Para el cálculo de los costos anuales se evaluará el costo de operación de cada una de las alternativas en lo relativo a energía eléctrica y servicios auxiliares, más el costo del mantenimiento anual de los equipos.

En la Tabla 8 se detallan cada uno de los ítems del CAE para la propuesta A, y en la Tabla 9 para la propuesta B:

Tabla 8 – Cálculo del CAE para la propuesta de instalación de un evaporador más en el chiller. Observaciones y aclaraciones en la columna de la derecha

Propuesta A		
I	1436594 USD	Se estimó el área de intercambio de calor del evaporador en comparación con el evaporador ya existente en el ciclo de amoníaco-glicol, escalando por capacidad. El costo FOB del evaporador se tomó de Matche.com (Nov 2025) para valores 2014 y se corrigió por índice CEPCI (702,6 para 2014 y 1004 para 2024)
C	73999 USD/año	Se evaluó el aumento en consumo de energía eléctrica en el compresor del chiller menos la disminución en el consumo de energía eléctrica en el ciclo de amoníaco-glicol si deja de abastecer los pasteurizadores (Anexo I). Se tomó un costo de energía eléctrica de 0,098 USD/kwh. Para costos de mantenimiento anual se tomó un 5% de la inversión.
D	71830 USD/año	La depreciación se considerará lineal y para una vida útil recomendada de 20 años para equipamiento de ciclos de refrigeración (ASHRAE, 2021).
t	0,35	La tasa de impuestos de beneficios brutos en Argentina está en el 35% para las ganancias estimadas de este proceso productivo (ARCA, 2025).
VAN	-\$ 1548395,6	
S	4,87	
CAE	-\$ 317973	

Tabla 9 – Cálculo del CAE para la propuesta de instalación de una bomba de calor en los pasteurizadores. Observaciones y aclaraciones en la columna de la derecha

Propuesta B		
I	4933047 USD	Se estimó el área de intercambio de calor del evaporador y el condensador en comparación con el ICQ ya existente en el ciclo de amoníaco-glicol, escalando por capacidad. El costo FOB de los equipos se tomó de Matche.com (Nov 2025) para valores 2014 y se corrigió por índice CEPCI (702,6 para 2014 y 1004 para 2024)
C	247668 USD	Se evaluó el aumento en consumo de energía eléctrica por la instalación del compresor de la bomba de calor menos la disminución en el consumo de energía eléctrica en el ciclo de amoníaco-glicol si deja de abastecer los pasteurizadores (Anexo I) y menos el costo del vapor auxiliar ahorrado. Se tomó un costo de energía eléctrica de 0,098 USD/kwh y de vapor de 3,34 USD/ton.

		Para costos de mantenimiento anual se tomó un 5% de la inversión.
D	246652 USD	La depreciación se considerará lineal y para una vida útil recomendada de 20 años para equipamiento de ciclos de refrigeración (ASHRAE, 2021).
t	0,35	La tasa de impuestos de beneficios brutos en Argentina está en el 35% para las ganancias estimadas de este proceso productivo (ARCA, 2025).
VAN	-\$ 5296590	
S	4,87	
CAE	-\$ 1087689,3	

Del cálculo del CAE de ambas propuestas, se concluye que la de mayor CAE es la propuesta A, es decir, es la más rentable de las dos alternativas. Se selecciona esta propuesta y se procede al diseño riguroso del evaporador a instalar.

## 6.2 DISEÑO DEL EVAPORADOR

Teniendo en cuenta que la transferencia de calor se da por convección interna dentro de los tubos donde se evapora el amoníaco, conducción a través del tubo y convección externa en el espacio del casco entre los tubos, el coeficiente se calculará con:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{int}} + \frac{1}{k} + \frac{1}{h_{ext}}$$

El flujo de amoníaco para un evaporador de 250 kW operando al 80% de su capacidad es de 0,18 kg/s, que equivale a un flujo de agua de enfriamiento de 3,42 kg/s y una transferencia de calor de 200 kW.

El diámetro interno de los tubos del evaporador modelo es de 23,8 mm y la viscosidad del agua es de  $1,473 \cdot 10^{-3}$  Pa.s. El Número de Reynolds para tubos circulares se calcula, entonces:

$$NRe = \frac{4\dot{m}}{\mu\pi D}$$

$$NRe = 12416$$

El Número de Reynolds está por encima de 10000, por lo que se considerará flujo turbulento. Se usará la ecuación de Colburn para estimar el número de Nusselt y obtener h:

$$Nu = 0,023NRe^{0,8}Pr^{1/3}$$

$$Pr = \frac{cp \cdot \mu}{k}$$

Tomando una capacidad calorífica de 4,181 kJ/kgK y k de 0,58 W/mK:

$$Pr = 0,0106$$

$$Nu = 9,52$$

$$Nu = \frac{hD}{k}$$

$$h_{interno} = 23,2 \frac{W}{m^2K}$$

El material de los tubos del evaporador tomado como modelo es acero al carbono (ASTM 179), con un k de 50,4 W/mK (ASTM International, 2020).

La carcasa del evaporador es de acero al carbono ASTM 5S16, tiene un diámetro externo de 101,6 cm con un espesor de 0,95 cm y un diámetro interno de 99,7 cm. La distancia horizontal entre los ejes de los tubos es de 3,44 mm (SL), distancia vertical (ST) de 3,2 cm y distancia diagonal (SD) 3,8 cm.

La velocidad máxima en la carcasa de un banco de tubos alineados se calcula, según Cengel (2004), como:

$$V_{max} = \frac{S_T}{S_T - D} V$$

El amoníaco ingresa a la carcasa a través de una cañería de 2 pulgadas, por lo que su velocidad de aproximación V es de aproximadamente 0,14 m/s, con una V<sub>máx</sub> de 0,16 m/s. El Número de Reynolds para un fluido que atraviesa un banco de tubos es:

$$NRe = \frac{\rho \cdot D \cdot V_{max}}{\mu}$$

Se considerará que el amoníaco que se desplaza a través de los tubos es el amoníaco que se evapora y asciende al colector de vapor.

$$NRe = 9811$$

Para este NRe, según Zukauskas (1987), el número de Nusselt se calcula con la siguiente correlación:

$$Nu = 0,27 NRe^{0,63} Pr^{0,36}$$

Con una capacidad calorífica de 27,84 kJ/kg°C (REFPROP, 2018), conductividad térmica de 0,425 W/m²K (REFPROP, 2018) y una viscosidad de 0,000212 Pa.S (correlación de McAdams, 1954)

$$Pr = 0,014$$

$$Nu = 19$$

$$h = 32 W/m^2K$$

Entonces, el coeficiente global será

$$U = 11 W/m^3K$$

Planteando la ecuación de transferencia de calor, se puede calcular el área que necesitaría el evaporador:

$$Q = U A \Delta T_{ml}$$

La diferencia de temperatura media logarítmica se calcula en  $6,7^{\circ}\text{C}$ , siendo el área calculada para el evaporador para una transferencia de 200 kW:

$$A = 2805 \text{ m}^2$$

El área es muy similar al evaporador del ciclo de compresión de vapor, por lo que podría ser el mismo.

## CAPÍTULO 7: CONCLUSIONES

En este trabajo final se evaluó en primera instancia la necesidad de refrigeración de todo el proceso productivo de cerveza.

Luego se calculó la capacidad máxima de refrigeración de la tecnología instalada: dos ciclos de compresión de vapor que refrigeran una solución de propilenglicol y agua de enfriamiento, que son los refrigerantes que se abastecen al proceso productivo. Este cálculo mostró que **el sistema de propilenglicol se encuentra sobrepasado en su capacidad**, condición que genera grandes problemas de abastecimiento de refrigeración al proceso.

Esto llevó a la evaluación de propuestas de mejora que puedan ampliar la capacidad de refrigeración de la planta y redistribuir los consumidores para poder abastecer a todos ellos con mayor holgura.

La primera propuesta analiza la capacidad del ciclo de compresión de vapor para enfriar agua a 2°C. Se concluye que esta instalación posee capacidad ociosa que puede ser aprovechada para reemplazar el propilenglicol consumido en los pasteurizadores de las líneas de envasado. Sin embargo, esta capacidad por sí misma no es suficiente, y se puede ampliar añadiéndole únicamente un evaporador más a este ciclo. Esta propuesta implica la inversión en este único equipo, aumenta el consumo de energía eléctrica en un 2,3% y no genera ahorro en servicios auxiliares.

La segunda propuesta consiste en la instalación de una bomba de calor para refrigerar el agua fría utilizada en el pasteurizador, transfiriendo ese calor al tanque de agua caliente que se utiliza en las cámaras calientes del equipo. Esta propuesta implica la instalación de un evaporador, un condensador y un compresor de alta presión (48,6 bar). También genera un aumento de consumo del 22% en energía eléctrica, pero disminuye el consumo del vapor auxiliar con que se calefacciona el pasteurizador en 0,9 ton/h.

Se analiza ambas propuestas a través del método del Costo Anual Equivalente, obteniendo un CAE de -\$ 317973 para la propuesta A y -\$ 1087689 para la propuesta B. De esto se concluye en la **selección de la propuesta A** por su mayor rentabilidad y simpleza.

Si bien ambos valores son negativos, es decir, implican gastos y no ahorro, operativamente **es fundamental lograr una capacidad de refrigeración que pueda cubrir las necesidades a máxima producción**

Finalmente se procede al diseño riguroso del evaporador a adicionar al sistema de refrigeración de agua por compresión de amoníaco. Se calcula que el área necesaria para lograr la capacidad necesaria en la instalación es de 2805 m<sup>2</sup>. El costo de este evaporador es mayor que el evaluado inicialmente para el CAE (213900 USD vs 446600 USD) (www.matche.com, Noviembre 2025). Si se recalcula el CAE para esta área, el resultado es de -\$662359, lo que confirma que resulta una propuesta más rentable que la B.

Respecto a las ineficiencias mencionadas en la Sección 4.3, se puede cuantificar la mejora en el uso ineficiente de la capacidad de los equipos en el COP del chiller previo a la propuesta de mejora y posterior a ella.

El COP se calcula como: 
$$COP = \frac{Q_{evaporador}}{W_{compresor}}$$

El COP de la instalación inicial del chiller es de 1, mientras que el de la propuesta A es de 1,4. Esto cuantifica una mejora en la performance del ciclo de refrigeración tras el diseño y la inclusión de un nuevo intercambiador de calor al sistema.

## REFERENCIAS

- Ministerio de Salud de la Nación. Código Alimentario Argentino (Ley 18.284 y Decreto Reglamentario 2126/71). <https://www.argentina.gob.ar/anmat/codigoalimentario> (Agosto 2025)
- <https://www.cervejaetremoco.pt/ninkasi-a-deusa-da-cerveja/> (Agosto 2025)
- <https://blogostelle.com/2013/01/07/les-cultivateurs-neolithiques-sacralisent-la-vegetation/> (Agosto 2025)
- <https://www.lanacion.com.ar/sociedad/dia-de-la-cerveza-por-que-se-celebra-hoy-y-como-se-hace-esta-bebida-nid31052025/> (Agosto 2025)
- <https://www.invia1912.com/soporte/procesos-elaboracion/cerveza/> (Agosto, 2025)
- <https://www.invia1912.com/soporte/procesos-elaboracion/cerveza> (Agosto 2025)
- Kunze, W. (2006), Tecnología para cerveceros y malteros. Primera edición en español, VLB Berlin.
- Briggs D., Boulton C., Brooks P. y Stevens R. (2004), Brewing science and practice. Primera edición, Woodhead Publishing Limited and CRC Press.
- Müller, H. (1991), Compendio de la cervecería. Primera edición, VLB Berlin.
- American Society of Brewing Chemists (ASBC) (2011), Methods of Analysis. <https://www.asbcnet.org/Methods/WortMethods/pages/default.aspx> (Agosto, 2025)
- <https://edurev.in/t/100611/Heat-Exchangers-2> (Octubre 2025)
- Linstrom, P. J., & Mallard, W. G. (Eds.). (2023). NIST Chemistry WebBook (NIST Standard Reference Database No. 69). National Institute of Standards and Technology. <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C7664417&Units=SI> (Septiembre 2025)
- Overstreet and Giauque, (1937). NIST Chemistry WebBook (NIST Standard Reference Database No. 69). National Institute of Standards and Technology. <https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C7664417&Units=SI> (Septiembre 2025)
- Smith J. M., Van Ness H.C., Abbot M. M. (2007). Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química. Séptima Edición, McGraw Hill.
- Stoecker, W.F. (1998). Industrial Refrigeration Handbook. McGraw Hill.
- American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers. (1993) ASHRAE Handbook—Refrigeration
- <https://www.shutterstock.com/es/image-vector/aluminum-cans-soda-line-art-vector-1963630753> (Octubre 2025)
- <https://www.vecteezy.com/vector-art/26609074-bottle-icon-vector-bottle-for-water-illustration-sign-bottle-of-alcohol-symbol-or-logo> (Octubre 2025)
- <https://ojs.brazilianjournals.com.br/ojs/index.php/BRJD/article/download/39283/pdf/98460> (Agosto 2025)
- <https://edurev.in/t/100611/Heat-Exchangers-2> (Octubre 2025)
- <https://ead.uftm.edu.br/> (Octubre 2025)
- EVAPCO. (2016), Manual de condensador evaporativo
- National Bureau of Standards. (1923), Circular of Bureau Standards: Tables of thermodynamic properties of ammonia.
- Zander and Thomas (1979). NIST Chemistry WebBook (NIST Standard Reference Database No. 69). National Institute of Standards and Technology.
- Chase (1998) NIST Chemistry WebBook (NIST Standard Reference Database No. 69). National Institute of Standards and Technology.

- National Institute of Standards and Technology. (2023). REFPROP. <https://www.nist.gov/srd/refprop> (Noviembre 2025)
- Peters, M. S., Timmerhaus K.D., West R.E. (2003). Plant Design and Economics for Chemical Engineers. Quinta Edición. McGraw Hill.
- Cengel Y.A., Afshin J. G. (2004). Transferencia de calor y masa. Cuarta edición. McGraw Hill.
- [www.matche.com](http://www.matche.com) (Noviembre 2025)

## ANEXO I: Cálculo del aumento de consumo de energía eléctrica por la propuesta A

En el caso de la propuesta A, la refrigeración de los pasteurizadores pasa de ser con la solución propilenglicol al 25% a ser con agua de enfriamiento a 2°C. Esto implica una disminución del caudal de glicol en el circuito amoníaco-glicol y un aumento en el circuito del chiller.

El calor a extraer en los pasteurizadores es de 1274 MJ/h. Como las diferencias de temperatura entre el glicol "caliente" (-1°C) y "frío" (-4°C) son iguales tanto en el intercambiador de calor del pasteurizador como en la entrada y salida del evaporador, este calor también corresponde al que debe extraer el amoníaco en el evaporador.

Teniendo en cuenta que  $Q_{\text{evaporador}} = 1102,5 \text{ kJ/kg}$ , el caudal de amoníaco necesario será de 1156 kg/h.

Con  $W_{\text{compresor}} = 312,3 \text{ kJ/kg}$ , el trabajo del compresor para este caudal de amoníaco será de 360,9 MJ/h.

A una eficiencia del 75%, el consumo de energía eléctrica se traduce en **481,2 MJ/h** para el refrigerar el caudal de glicol necesario para los pasteurizadores.

En el caso del agua a 2°C, el caudal necesario de agua para lograr el enfriamiento necesario en el pasteurizador es de 15236 kg/h. Se recuerda que en este caso la refrigeración del agua de enfriamiento es mixta: de 22°C a 8°C se refrigera en el evaporador de amoníaco, y de 8°C a 2°C con el circuito general de glicol.

En el rango de temperatura correspondiente al chiller, el calor a extraer del agua es de 892 MJ/h. Recordando que  $Q_{\text{evaporador chiller}} = 1108,1 \text{ kJ/kg}$ , el caudal de amoníaco necesario es de 805 kg/h.

Con  $W_{\text{compresor chiller}} = 324,2 \text{ kJ/kg}$ , el trabajo del compresor será de 261 MJ/h.

A una eficiencia del 75%, el consumo de energía eléctrica en el compresor del chiller es de 348 MJ/h.

En el rango de temperatura de 8°C a 2°C, el calor a extraer es de 382 MJ/h. En el circuito de amoníaco-glicol, esto corresponde a 33973 kg/h de glicol y 347 kg/h de amoníaco. La compresión resulta en 108 MJ/h, con un consumo de energía eléctrica de 144 MJ/h.

El total de la energía eléctrica consumida en la propuesta A es de 492 MJ/h, mientras que en el uso exclusivo de glicol se consumen 481 MJ/h. Es decir, el aumento de consumo es de 11 MJ/h (3,1 kW).