

Universidad de **Cádiz**

Proyectos de fin de carrera de **Ingeniería Química**

Facultad: CIENCIAS

Titulación: INGENIERÍA QUÍMICA

Título: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN
DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAZA
DE REMOLACHA

Autor: Daniel ROMÁN GONZÁLEZ

Fecha: Febrero 2015







FACULTAD DE CIENCIAS

TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO



RESUMEN DEL PROYECTO FIN DE CARRERA

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR
DE MELAZA DE REMOLACHA**

**AUTOR:
DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ**

MARZO, 2015

Objeto del proyecto

El objetivo del presente proyecto es el diseño de una planta de producción de goma xantana a partir de melaza de remolacha, así como la descripción y dimensionamiento de las principales unidades de proceso de la planta industrial.

Justificación

La elección del presente Proyecto Fin de Carrera se sustenta en la posibilidad de obtener un producto que muestra propiedades muy interesantes en cuanto a su reología y textura. El motivo principal para su desarrollo, es dar respuesta a la gran demanda de este hidrocoloide en el mercado, el consumo anual a nivel mundial es de 96000 toneladas. La materialización de este proyecto supondría la existencia del primer negocio en España enfocado exclusivamente a la producción de esta goma.

Viabilidad

_ Viabilidad técnica

La única forma de obtener este producto es mediante fermentaciones con la bacteria *Xanthomonas campestris*. La dificultad técnica que tiene esta fermentación frente a otras fermentaciones industriales, es que a medida que se va generando el producto, el caldo de cultivo se vuelve más viscoso, lo que conlleva una dificultad de la homogeneización del medio.

_ Viabilidad legal

La viabilidad legal de este producto como aditivo alimentario se encuentra respaldada por el reglamento UE N° 231/2012 de la Comisión de 9 de marzo de 2012.

_ Viabilidad económica

La tasa interna de retorno del proyecto es de un 17,2% por lo que es un negocio atractivo para invertir. Además la planta transforma un producto de poco valor como la melaza en uno con gran valor.

Usos

Como aditivo se le ha asignado el código E-415 . Entre las principales funciones de este aditivo se encuentran ser un compuesto emulgente, estabilizante y espesante. La industria alimenticia usa este aditivo en zumos, batidos, helados, sopas, salsas, mayonesas, etc.

Otros sectores que emplean la goma xantana son el farmacéutico, el cosmético, el textil y la pintura.

Descripción del proceso

La planta está diseñada para que la producción de goma xantana se haga en dos líneas paralelas. El diagrama de flujo de la planta se muestra en la página siguiente.

En cada línea hay tres biorreactores de producción de 100 m^3 . Estos reactores trabajan en discontinuo con un desfase en la fermentación de 14 horas. La fermentación tiene una duración de 34 horas

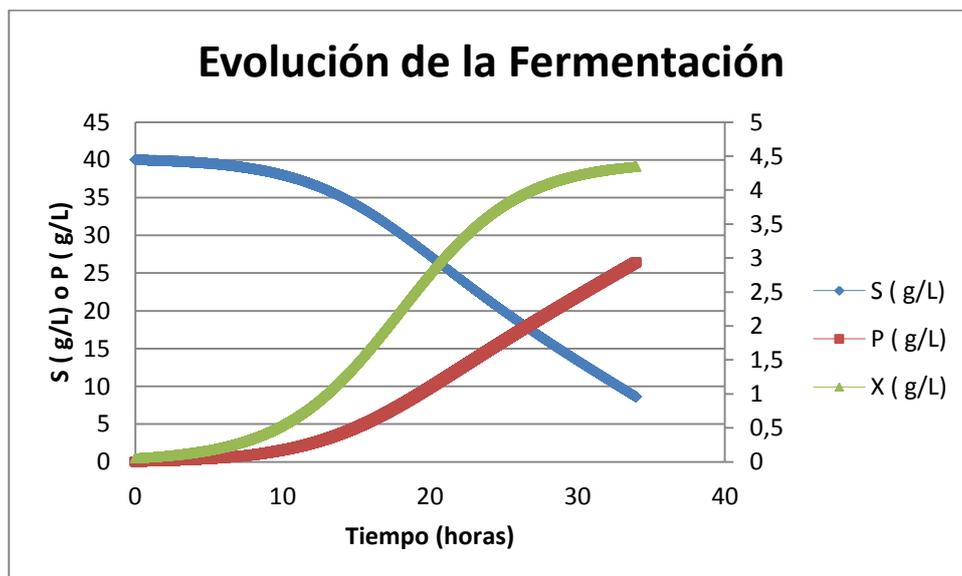
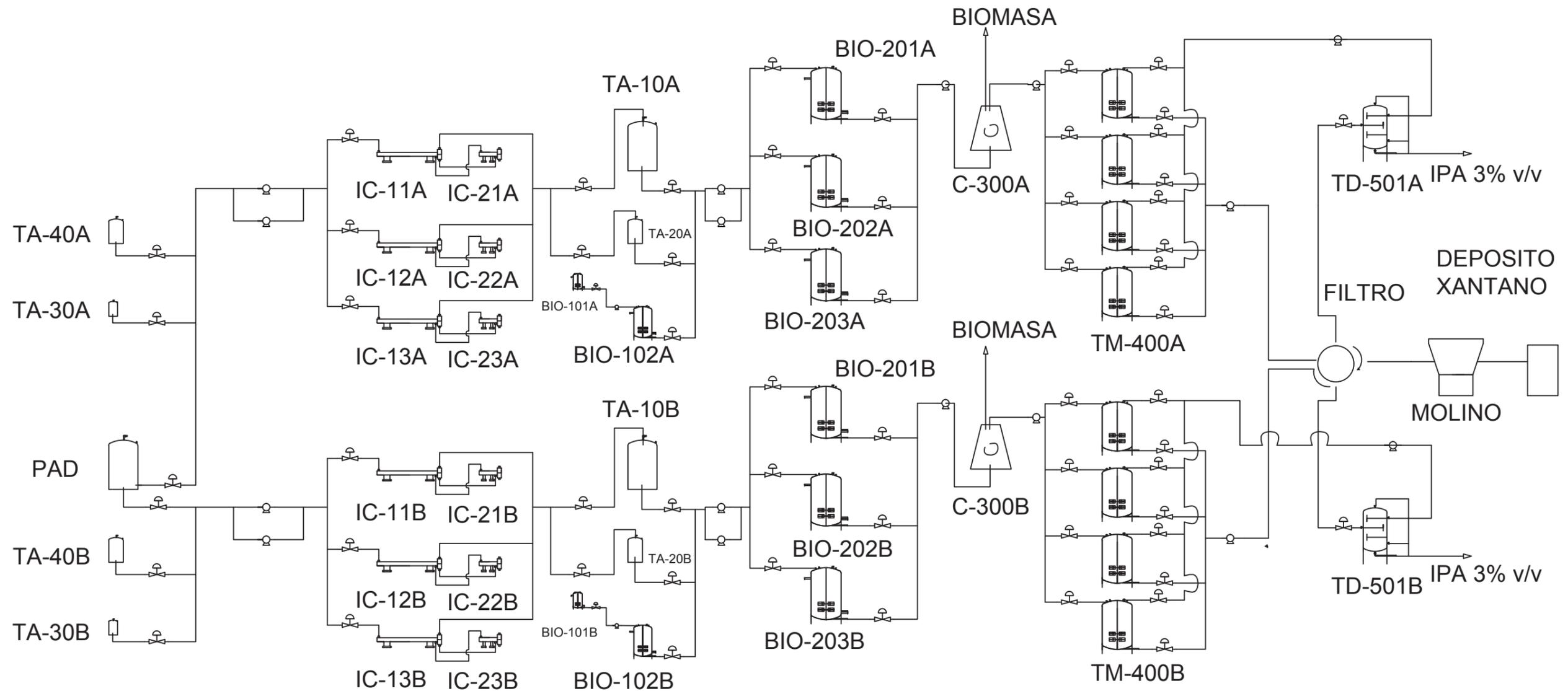


Figura 1: Evolución de la fermentación.



BIO: BIORREACTOR
 C: CENTRIFUGADORAS
 TA: TANQUE DE ALMACENAMIENTO
 IC: INTERCAMBIADOR DE CALOR
 TM: TANQUES DE MEZCLA
 TD: TORRE DE DESTILACIÓN
 PAD: PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA

PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA
ALUMNO: DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ	FIRMA: FORMATO ESCALA A3 -
TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO	N° DEL PLANO: -

Cada lote de producción comienza con la adición a los biorreactores de 8400 kg de melaza, 90 m³ de agua con ciertas sales y 10 m³ de inóculo con una concentración de *Xanthomonas campestris* de 0,5 $\frac{g}{L}$. La fermentación finaliza con 4,343 $\frac{g}{L}$ de biomasa; 8,574 $\frac{g}{L}$ de sacarosa y 26,420 $\frac{g}{L}$ de goma xantana. El ciclo de tareas del tanque de fermentación dura aproximadamente 42 horas.

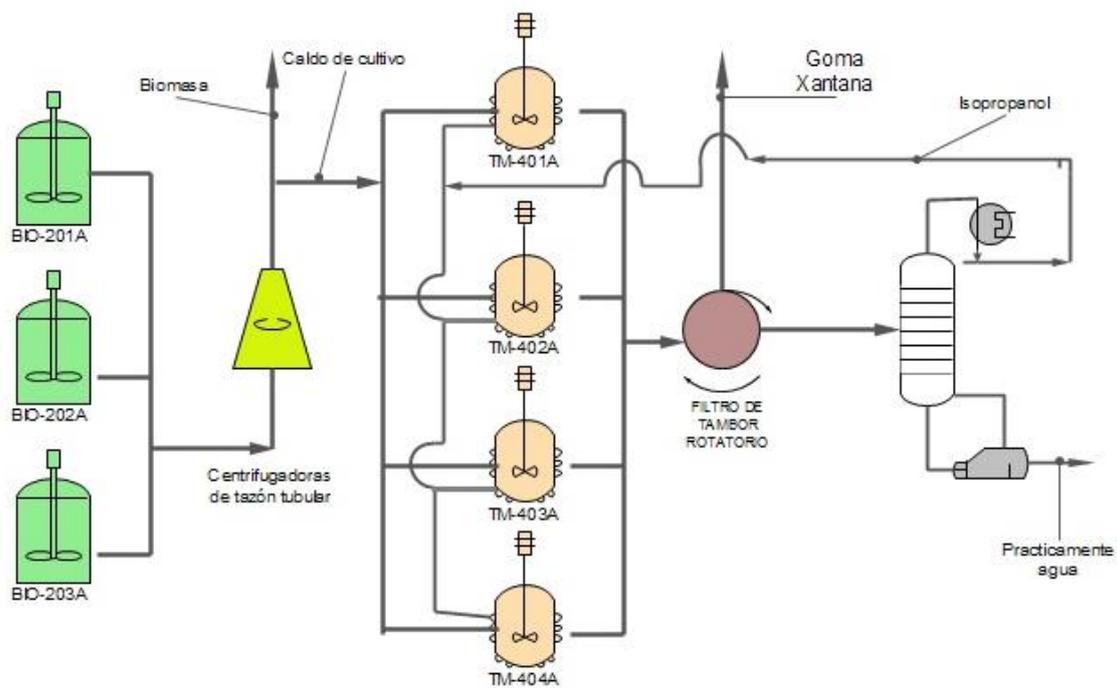


Figura 2: Conexión entre los equipos.

El caldo de cultivo contenido en el biorreactor se repartirá en cuatro tanques de mezcla. La función que tendrán los tanques de mezcla es la precipitación de la goma xantana con alcohol isopropílico. En el transporte del medio de cultivo del biorreactor a los tanques mezcla se hará que el fluido circule por centrifugadoras de cesta tubular para retirar la biomasa contenida. En el proceso se va a recuperar el isopropanol empleado en la extracción de la goma xantana para hacerlo eficaz económicamente y medioambientalmente. Para ello se ha dimensionado y diseñado

una unidad de rectificación con el objetivo de recuperar el alcohol al 86% v/v.

El flujo de líquido que sale de los tanques de mezcla, en el vaciado, pasará por un filtro de tambor rotatorio, donde se separará el polvo de xantano de la mezcla formada.

El polvo de xantano que sale del filtro de tambor rotatorio se dirigirá a un molino Raymond, que permitirá tener un tamaño de partícula homogéneo. Finalmente en el proceso, la goma xantana se almacenará en un depósito con deshumidificador.

La planta se ubicará en una nave del polígono industrial El Portal, en Jerez de la Frontera. Uno de los motivos por el que se ha pensado en esta ubicación es que ese polígono, posee un complejo industrial para la producción del azúcar (AB Azucarera) que proporcionará de melaza a la planta. La planta tiene 321 de días hábiles al año, por lo que el número de ciclos de fermentación anual por reactor de producción de la goma, es de 183. El consumo eléctrico anual es de 13,6 MWh.

Unidades de la planta

a) Unidades diseñadas

- _ Intercambiadores de calor para la esterilización de la materia prima
- _ Biorreactores
- _ Tanques de Mezcla
- _ Torres de destilación
- _ Calderines
- _ Condensadores
- _ Tanques de almacenamiento
- _ Sistema de tuberías

b) Unidades comerciales seleccionadas

- _ Bombas
- _ Centrifugadoras de cesta tubular
- _ Filtro de tambor rotatorio al vacío

- _ Molino Raymond
- _ Calderas

c) Resto de unidades

- _ Planta de agua desmineralizada
- _ Depósito de xantano

Cifras

Los compuestos anuales consumidos y generados por la planta se muestran en la Tabla 2.

Cantidad de compuestos anual en la planta	
Melaza (t)	9244,77
Biomasa (t)	454,32
Xantano (t)	2762,3
IPA al 86% v/v (m^3) a añadir	3759,7
KCl (t)	34,20
Gas natural (t)	7916
Vapor (t)	149992
Producto de colas (m^3)	120798
Humos (m^3)	10,9 millones
Agua (m^3)	109800

Tabla 1: Cantidad de compuestos anual en la planta

Los residuos ocasionados para la producción del xantano en la planta son de tres tipos: biomasa de *Xanthomonas campestris*, el producto de colas de las torres de destilación y los humos generados en la combustión del gas natural.

Resumen económico del proyecto

PARÁMETRO	VALOR
VIDA ÚTIL PLANTA	15 años
COSTE DE LA PLANTA	30602011 €
% VALOR RESIDUAL PLANTA	5%
VENTAS NETAS	79001780 €
COSTES TOTALES	70495865 €
TASA FRACCIONAL DE IMPUESTOS	30%
TASA DE ACTUALIZACIÓN	5%
PRESTAMO	40%
TASA AÑOS	30%
PERIODO DE AMORTIZACIÓN	5
COEFICIENTE	9 años
	11%

Tabla 2: Resumen económico del proyecto.

De estos datos se obtiene el valor de distintas variables económicas.

PARÁMETRO	VALOR
VAN	31,6 millones de euros
TASA INTERNA DE RENTABILIDAD	17,2%
TANTO MEDIO DE RENTABILIDAD	20%
RELACIÓN BENEFICIO-COSTE	1,033

Tabla 3: Variables económicas importantes.

DOCUMENTOS DEL PROYECTO

DOCUMENTO 1. MEMORIA

DOCUMENTO 2. PLANOS

DOCUMENTO 3. PLIEGO DE CONDICIONES

DOCUMENTO 4. PRESUPUESTO

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA
A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA**



**DOCUMENTO 1:
MEMORIA DESCRIPTIVA**

AUTOR:

DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ

INDICE

Capítulo 1. Introducción.....	6
1.1. Los aditivos alimentarios.....	6
1.2. La goma en la industria de los alimentos	8
1.3. La Goma Xantana	10
Capítulo 2. Objeto del proyecto.....	15
Capítulo 3. Justificación	16
Capítulo 4. Normativa y legislación	18
Capítulo 5. Historia y química del Xantano	21
5.1. Propiedades de las disoluciones de Goma Xantana....	26
Capítulo 6. Reología de la Goma Xantana	29
Capítulo 7. <i>Xanthomonas Campestris</i>	33
Capítulo 8. Proceso Comercial de producción de Xantano...	36
Capítulo 9. Diseño del medio de cultivo	39
9.1. Descripción de las materias primas	46
Capítulo 10. Esquema del proceso en la planta	49
10.1. Equipos de la Cadena A y de la Cadena B.....	49
10.2. Otros equipos de la planta.....	54
10.3. Relaciones entre los equipos de la planta	56
Capítulo 11. Intercambiadores de calor	76
11.1. Introducción	76
11.2. Intercambiador IC-1A	77

11.2.1. Tipos de intercambiadores de calor.....	78
11.2.2. Criterios de diseño	80
11.2.3. Aspectos de diseño	83
11.3. Intercambiador IC-2A	90
11.4. Justificación del método de esterilización	92
11.5. Calderín de la torre de destilación	95
11.6. Condensador de la torre de destilación.....	98
Capítulo 12. Calderas de vapor	101
Capítulo 13. Biorreactores	110
Capítulo 14. Centrífugas de cesta tubular	125
Capítulo 15. Diseño de los tanques de mezcla.....	130
Capítulo 16. Torres de destilación	138
Capítulo 17. Filtro de tambor rotatorio.....	154
Capítulo 18. Molino de anillo y rodillo tipo Raymond	158
Capítulo 19. Desmineralizador de agua industrial	161
Capítulo 20. Sistema de inoculación.....	165
Capítulo 21. Tuberías, bombas y válvulas	168
Capítulo 22. Residuos de la planta.....	174
Capítulo 23. Ubicación y capacidad de la planta	175
ANEXOS CÁLCULOS	178
ANEXOS GRÁFICAS.....	343
REFERENCIAS.....	375

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

Desde hace varias décadas, se ha ido observando en el mercado, la aparición de una gran cantidad de nuevos productos alimenticios. Esto se ha debido al avance de la tecnología alimentaria.

En la actualidad, los consumidores tienen a su alcance una gran variedad de alimentos para escoger y este hecho los ha vuelto más selectivos y exigentes. Esto ha obligado a la industria alimentaria a preocuparse por los gustos de los consumidores, para lograr productos de gran calidad y atractivos para ellos. En el procesado de alimentos se busca obtener alimentos con texturas y sabores agradables, y lograr que sus características organolépticas y nutritivas perduren el máximo tiempo posible desde el momento de su elaboración.

Una forma con la que este sector ha podido mejorar sus productos ha sido con el empleo de aditivos alimentarios.

1.1 Los aditivos alimentarios

Los aditivos alimentarios tienen un papel fundamental a la hora de mantener las cualidades y características de los alimentos que exigen los consumidores, y hacen que los alimentos continúen siendo seguros, nutritivos y apetecibles. La utilización de aditivos está estrictamente regulada, y los criterios que se tienen en cuenta para su uso es que tengan una utilidad demostrada y sean seguros. La existencia de un mercado económico común europeo hizo necesaria la creación de una serie de normas armonizadas, que autorizaran y establecieran las condiciones del uso de aditivos. En 1989, la Unión Europea adoptó una Directiva Marco (89/107/CEE), que establecía los criterios para la evaluación de aditivos.

Esta Directiva Marco (89/107/CEE) define como aditivo alimentario a "cualquier sustancia, que, normalmente, no se consume como alimento en sí, ni se use como ingrediente característico en la alimentación, independientemente de que tenga o no valor nutritivo, y cuya adición intencionada a los productos alimenticios, con un propósito tecnológico en la fase de su fabricación, transformación, preparación, tratamiento, envase, transporte o almacenamiento tenga, o pueda esperarse razonablemente que tenga, directa o indirectamente, como resultado que el propio aditivo o sus subproductos se conviertan en un componente de dichos productos alimenticios."

Los números E que aparecen en los envases de los productos alimenticios, indican que los aditivos que se les ha añadido al producto han sido aprobados por la Unión Europea. Para que pueda adjudicarse un número E, el Comité Científico para la Alimentación Humana de la UE tiene que evaluar si el aditivo es seguro. En el año 2003 este Comité fue transferido a la agencia de Autoridad Europea para la Seguridad de los Alimentos (European Food Safety Authority-EFSA). Esta autoridad se encarga en la actualidad, de elaborar informes sobre la inocuidad de los aditivos, a solicitud de la Comisión Europea, así como de revisar determinados aditivos alimentarios en luz a nueva información científica. El sistema de números E se utiliza como una manera práctica de etiquetar los aditivos permitidos en todos los idiomas de la Unión Europea, además de dar garantías al consumidor de que el aditivo ha pasado por controles de seguridad. En el envase de los productos alimenticios que usen aditivos, se debe especificar tanto la función del aditivo como la sustancia específica utilizada, ya sea haciendo referencia exclusivamente a su número E, o incorporando además su nombre.

Existe una gran variedad de tipos de aditivos alimentarios, entre los más destacados, según la función que desempeñan, están: los aromatizantes, los colorantes, los edulcorantes, los

acidulantes, los antioxidantes, los conservantes, los emulsificantes y los espesantes. En el Anexo I del Reglamento (CE) N° 1333/2008 del Parlamento Europeo y del Consejo sobre aditivos alimentarios, se puede ver una clasificación de los aditivos alimentarios según la función que desempeñan, en total suman veintiséis grupos. Un aditivo alimentario concreto puede desempeñar más de una función tecnológica, y por tanto puede encontrarse en varios de estos grupos.

La goma xantana, que es el producto que se pretende producir para su comercialización en la planta a diseñar en este proyecto, es un aditivo alimentario, al que se le designa con el código E-415. Entre las principales funciones de este aditivo se encuentra ser un compuesto emulgente, estabilizante y espesante.

- Emulgente (emulsificante o emulsionante): sustancia que hace posible la formación o mantenimiento de una mezcla homogénea de dos o más fases no miscibles, como el aceite y el agua, en un producto alimenticio.
- Estabilizante: sustancia que posibilita el mantenimiento del estado físico-químico de un producto alimenticio; incluyendo las sustancias que permiten el mantenimiento de una dispersión homogénea de dos o más sustancias no miscibles en un producto alimenticio, las que estabilizan, retienen o intensifican el color de un producto alimenticio y las que incrementan la capacidad de enlace de los alimentos, en especial el entrecruzamiento de las proteínas, que permite unir trozos de alimento para formar un alimento reconstituido.
- Espesante: sustancia que aumenta la viscosidad de un alimento.

1.2 Las gomas en la industria de los alimentos

El término goma puede emplearse para hacer referencia a moléculas de alto peso molecular con características hidrofílicas o hidrofóbicas que, usualmente, tienen propiedades coloidales, con capacidad de producir geles al combinarse con el solvente

apropiado. Con esta definición el término engloba a una gran variedad de sustancias con características gomosas.

Sin embargo el término goma se utiliza de forma genérica para hacer referencia a polisacáridos o sus derivados, obtenidos de plantas o por procesamiento microbiológico, que al dispersarse en agua fría o caliente, producen soluciones o mezclas viscosas. El uso de la palabra goma para el xantano, hace referencia a este último concepto.

Coloides hidrofílicos (hidrocoloides) o mucílagos son algunas de las denominaciones dadas a estas sustancias que tienen la capacidad de formar con agua, geles o soluciones viscosas, esto es, tienen la función de agente espesante o gelificantes, estabilizantes de emulsiones.

Un gelificante como su propia palabra indica, es aquella sustancia que da textura a un producto alimenticio mediante la formación de un gel, es decir que forma una mezcla semisólida a temperatura ambiente. Un gelificante se puede comparar con un espesante, en el sentido en que ambos aportan consistencia al producto. Los gelificantes suelen estar constituidos por proteínas o glúcidos. Existen gomas que son gelificantes, pero en el caso de la goma xantana se trata solamente de un espesante, ya que no forma geles.

Las gomas alimenticias son obtenidas a partir de una variedad de fuentes: exudados y semillas de plantas terrestres, algas, productos de la biosíntesis de microorganismos, y la modificación química de polisacáridos naturales.

Las principales gomas para cada tipo de fuente son:

- Exudados de plantas terrestres: goma arábica, goma ghatti, goma karaya y goma tragacanto.
- Semillas de plantas terrestres: se conocen como galactomanas, las más conocidas son la goma locuste y la goma guar.
- Plantas marinas: los alginatos, la goma agar y la goma carragenana, todas son extractos de algas rojas y marrones.

- Proceso microbiológico: las más importantes están producidas por algunas especies de *Xanthomonas* y *Pseudomonas*. Los tres tipos de gomas más conocidos son goma xantana, dextran y gellan.
- Modificación química de productos vegetales: gomas celulósicas y pectinas.

1.3 Las goma xantana

En el mercado mundial de hidrocoloides, la goma xanta acapara un 6% del valor del mercado. La cantidad de xantano que se comercializó en el año 2008 fue de 96000 toneladas (Filomena Freitas et al., 2011). Estas cifras indican la importancia que tiene en la actualidad este producto en el mercado.

La goma xantana se forma alrededor de la pared celular de la bacteria *Xanthomonas campestris* formando lo que se conoce como cápsula bacteriana. Las cápsulas bacterianas son capas de polisacáridos que se unen fuertemente a la pared celular y que forman ciertos microorganismos. Debido a esto, la formación de xantano está asociada por tanto al crecimiento del microorganismo. Es decir el producto deseado se va formando a medida que el microorganismo está creciendo y la fase en la que observa un mayor incremento de concentración se corresponde con la fase estacionaria de crecimiento del microorganismo.

La cápsula le sirve a las bacterias de cubierta protectora, resistiendo la fagocitosis. También se utiliza como depósito de alimentos y como lugar de eliminación de sustancias de desecho. Las cápsulas contienen gran cantidad de agua, que protegen a las células de la desecación. Además mejora su adherencia a

superficies lisas (Granados R., 1997) A los polisacáridos que se forman alrededor de bacterias para formar cápsulas se les denominan exopolisacáridos.

Una de las ventajas de producir hidrocoloides microbianos, como la goma xantana, frente a otro tipo de hidrocoloides, es que su producción y disponibilidad, no depende de factores externos como el clima. También resulta más fácil asegurar propiedades estabilizantes y de textura del producto, al obtener el producto mediante fermentación controlada en biorreactores.

Como aditivo alimentario, el E-415 es empleado para alimentos muy distintos. De forma comercial se presenta como un polvo blanquecino.

En la industria de la panadería y de la bollería se utiliza para añadir a productos que no pueden contener gluten, porque van destinados para celíacos. Así, se logra por ejemplo, obtener panes y pastas con texturas más agradables, asemejando su aspecto a los alimentos que llevan gluten. Los panes con xantano, adquieren mayor esponjosidad, retienen mejor la humedad, se vuelven más elásticos y no se desmigán. También se utiliza el aditivo para la preparación de crema pastelera.

Se puede emplear la goma junto con agua como sustituto de la grasa y del aceite de un alimento. Así, se consiguen alimentos más saludables, bajos en calorías y con una excelente calidad. Un ejemplo bien conocido es la diferencia de textura que hay entre la leche entera y la desnatada. La primera tiene un comportamiento más viscoso que la segunda, teniendo la segunda un comportamiento de flujo más similar al agua. La leche desnatada es una leche entera, que ha perdido su viscosidad inicial al haberle retirado su contenido en grasa. Pues bien, si se mezcla

agua con xantana con leche desnatada, se obtiene un producto con una textura similar a la de la leche entera y más apetecible y atractivo para el consumidor, al evitar éste el consumo de una gran cantidad de calorías. Esto explica el uso de la goma, para preparar bebidas como batidos y zumos. La razón de su uso en este tipo de bebidas está en que ayuda a dar la textura deseada, aportando viscosidad, y por su propiedad emulsionante, consigue mantener el resto de ingredientes de la bebida juntos (hierba, frutas...). Así, por ejemplo se puede emplear en un batido de chocolate para ayudar a mantener en suspensión las partículas de cacao. También se usa para la preparación de yogures, flanes y natillas industriales. En los últimos años el aumento del conocimiento sobre las espectaculares propiedades de esta goma ha conducido a su uso en la preparación doméstica de zumos o batidos artesanales, a los que se añade xantana, por la sensación de saciedad que proporciona su consumo, gracias a su comportamiento reológico.

Igualmente, se utiliza la xantana para preparar helados y sorbetes más cremosos, ya que tiene la propiedad de retardar la formación de cristales en la congelación. Caldos, sopas, salsas y otros aderezos suelen tener xantano entre sus componentes. El aliño italiano incluye goma xantana como espesante y la mayonesa "ligera" contiene goma guar y goma xantana como sustituto de grasa para mejorar su viscosidad. Las salsas espesadas con xantana se pueden congelar sin problemas dado que no perderán sus propiedades una vez se descongelen.

La goma xantana también es usada por la industria cárnica. Es un agente aglutinante de la carne procesada. Agregada a la salmuera como estabilizante, ayuda a retener la humedad y evitar la sedimentación durante el procesamiento. En el Reglamento (UE) N°601/2014 de la Comisión del 4 de junio de 2014 se indica que el E-415 es un humectante o estabilizador para reducir la pérdida de agua en el embalaje y para prevenir la pérdida de jugos de la carne durante su transformación posterior. El compuesto inyectado directamente en la carne fresca de res, cerdo y aves sirve

como ablandador del alimento. Para los vegetarianos, que usan como sustitutos de la carne para su nutrición productos de soja, la goma xantana junto a la goma guar aportan texturas más suaves.

Algunas de las ventajas del uso de este aditivo por la industria alimentaria son no alterar ni el sabor ni el color del líquido en el que se aplica, no verse afectado su uso cuando se añade a líquidos con concentraciones elevadas de sales y muy importante, su efecto en un líquido no se ve significativamente afectado por la temperatura y el pH.

Desde el punto de vista de la seguridad alimentaria, es un aditivo que ha sido poco cuestionado y no se le asocia ningún tipo de riesgo para la salud.

Dejando de lado la importancia del xantano para la industria alimentaria, la goma tiene una gran utilidad para otros sectores, como el farmacéutico, el cosmético, la industria de la pintura, el tinte y la industria petroquímica.

La goma xantana se puede encontrar en las bases de maquillaje, las lociones, el bálsamo labial, el champú, los geles y las pastas dentífricas. Se usa también en pinturas, revestimientos de pinturas, en productos que limpian y pulen metales oxidados, en esmaltes cerámicos y en la impresión textil (en este último caso se emplea para prevenir la migración del tinte).

Igualmente se utiliza en la industria de la perforación petrolera. La goma es un tipo de aditivo excelente del lodo de perforación. Este lodo se coloca en las paredes durante la excavación y sirve para evitar los derrumbes del terreno. Con bajas concentraciones de la goma en el lodo se obtiene un fluido de perforación que es capaz de mantener en suspensión materia sólida. La goma xantana es un aditivo que proporciona grandes viscosidades a un líquido al que se le somete a una baja fuerza de cizalla. La solución de xantana es un buen agente de

desplazamiento de la explotación petrolera por ser un excelente espesante, tener buena reología y estabilidad química. Esto le permite remover los sólidos del fondo de un pozo y transportarlos hasta la superficie. En bombas y otros equipos de los pozos petroleros, la solución tiene un comportamiento lubricante, por lo que es un fluido que reduce la fricción cuando atraviesa un orificio.

CAPÍTULO 2. OBJETO DEL PROYECTO

El objeto del presente Proyecto es el diseño de una planta de producción de Goma Xantana a partir de melaza de remolacha, así como la descripción y dimensionamiento de las principales unidades de proceso de la planta industrial.

La Goma Xantana es un producto espesante y estabilizador, utilizado en la industria alimentaria, cosmética y farmacéutica, entre otras. El proceso de producción incluye varias etapas: preparación del inóculo, etapa de producción de xantano en el biorreactor, desactivación celular, retirada de las células y, por último, la purificación.

El microorganismo encargado de la fabricación del xantano es la bacteria *Xanthomonas campestris*. El medio de cultivo es un medio complejo que se obtendrá a partir de melaza de remolacha. La goma, una vez purificada se acondicionará para su posterior comercialización. Esto requiere deshidratarla, secarla, molerla y finalmente ensacarla.

Para el diseño de la planta se ha fijado como objetivo que la capacidad de producción sea como mínimo de 1500 toneladas de Goma Xantana al año.

CAPÍTULO 3. JUSTIFICACIÓN

En la actualidad el mundo de la industria alimentaria es muy competitivo. Las empresas alimentarias para hacerse con una cuota importante de mercado deben ofrecer productos apetecibles y de calidad. En este contexto, surge en la sociedad la necesidad de aditivos alimentarios como la goma xantana.

La elección del presente Proyecto Fin de Carrera se sustenta en la posibilidad de obtener un producto que muestra propiedades muy interesantes en cuanto a su reología y textura, además de ser un estabilizante, algo muy apreciado en la industria de los alimentos. Así mismo, en la mayoría de los países la legislación alimentaria permite el uso de goma xantana como aditivo alimenticio (Real Decreto 1917 del 19 de noviembre de 1997, publicado en el BOE el 20 de enero de 1998), lo que permite no sólo su comercio a nivel nacional, sino un comercio internacional.

Además se trata de un producto que tiene salida en otros sectores, como el cosmético, el farmacéutico, la industria de la pintura o la industria petrolera. Lo que quiere decir que tiene un mercado diversificado que incluye empresas muy distintas, lo que puede ayudar a mantener un buen nivel de venta de este producto.

En España existen varias empresas distribuidas por la geografía española que fabrican el aditivo E-415. Se trata de empresas que se encuentran sobretodo en Cataluña y Madrid y cuyo negocio no está enfocado exclusivamente a la producción de goma xantana. La página web de AFCA (Asociación de Fabricantes y Comercializadores de Aditivos y Complementos Alimentarios) ofrece un listado con los fabricantes y comercializadores del aditivo

E-415. En la Comunidad Autónoma Andaluza no hay ninguna empresa que produzca goma xantana. Por ello se ha considerado que existe una oportunidad de mercado y que un buen lugar para la construcción de la planta sería el municipio de Jerez de la Frontera.

Este municipio dispone de un complejo industrial para la producción de azúcar (AB Azucarera), ubicado en el polígono industrial El Portal. Es importante señalar que en este Proyecto se utilizará como ingrediente fundamental en la preparación del medio de cultivo, para la bacteria *Xanthamonas campestris* la melaza de remolacha. La melaza de remolacha es un subproducto que se obtiene en la industria azucarera durante la producción de la azúcar. Con lo cual la ubicación seleccionada para la planta es especialmente adecuada por la cercanía a la fuente de materia prima.

CAPÍTULO 4. NORMATIVA Y LEGISLACIÓN

La goma xantana para que pueda ser comercializada como aditivo en los estados miembros de la Unión Europea debe cumplir con las especificaciones indicadas en el reglamento UE N° 231/2012 de la Comisión de 9 de marzo de 2012. A continuación se muestran los apartados referidos a la goma xantana de este reglamento.

E 415 GOMA XANTANA

Sinónimos

Definición

La goma xantana es un polisacárido de alto peso molecular obtenido por fermentación en cultivo puro de un hidrato de carbono con cepas de *Xanthomonas campestris*, purificado por extracción con etanol o propan-2-ol, desecado y triturado. Contiene D-glucosa y D-manosa como principales unidades de hexosa, así como ácido D-glucurónico y ácido pirúvico, y se prepara en forma de sales de sodio, potasio o calcio. Sus soluciones son neutras.

EINECS

234-394-2

Denominación química

Fórmula química

Peso molecular

Aproximadamente 1 000 000

Análisis

La sustancia anhidra no desprenderá menos del 4,2 % ni más del 5 % de CO₂, lo que corresponde a no menos del 91 % y no más del 108 % de goma xantana

Descripción

Polvo de color crema

Identificación

Solubilidad

Soluble en agua, insoluble en etanol

Pureza	
Pérdida por desecación	No más del 15 % (a 105 °C, 2,5 h)
Cenizas totales	No más del 16 % en sustancia anhidra, determinado a 650 °C tras desecar a 105 °C durante 4 horas
Ácido pirúvico	No menos del 1,5 %
Nitrógeno	No más del 1,5 %
Etanol y propan-2-ol	No más de 500 mg/kg, por separado o en conjunto
Plomo	No más de 2 mg/kg

Criterios microbiológicos	
Recuento total de bacterias	No más de 5 000 colonias por gramo
Levaduras y mohos	No más de 300 colonias por gramo
<i>Escherichia coli</i>	Ausencia en 5 g
<i>Salmonella spp.</i>	Ausencia en 10 g
<i>Xanthomonas campestris</i>	Ausencia de células viables en un gramo

La nave de la empresa dispondrá de un laboratorio de calidad para comprobar que la goma xantana producida, una vez que haya sido purificada y tratada, cumplirá con los requerimientos de esta normativa. En caso de no cumplir las especificaciones de esta normativa no podrá comercializarse la goma xantana como aditivo alimentario E-415, por lo que la porción de masa que no cumpla con los requerimientos se destinará a su venta a otros sectores como la industria textil, la pintura o la explotación petrolífera.

El uso de goma xantana como aditivo alimentario está respaldado por el Reglamento (CE) N°1333/2008 del Parlamento Europeo y del Consejo de 16 de diciembre de 2008. Este Reglamento armoniza el uso en la comunidad europea de aditivos alimentarios en los alimentos.

En este último año se ha ampliado las funciones del E-415 para la industria alimenticia. En el Reglamento (UE) N°601/2014 de la Comisión del 4 de junio de 2014 se indica que el E-415 es un humectante o estabilizador para reducir la pérdida de agua en el embalaje y para prevenir la pérdida de jugos de la carne durante su transformación posterior. El compuesto inyectado directamente en la carne fresca de res, cerdo y aves sirve como ablandador del alimento.

Respecto de la norma utilizada en el presente Proyecto debe mencionarse que a la hora de diseñar equipos que pueden considerarse recipientes a presión, se ha seguido el código ASME 2010 Sección VIII.

Finalmente, considerando la ubicación de la instalación, todos los posibles contaminantes que genere la actividad de esta planta deberán regirse por el Decreto 73/2012 (Reglamento de Residuos de Andalucía).

CAPÍTULO 5. HISTORIA Y QUÍMICA DEL XANTANO

La goma xantana es un polisacárido natural y un biopolímero industrial importante. Fue descubierto en la década de 1950 por Northern Regional Research Laboratories (NRRL) del Departamento de Agricultura de los Estados Unidos. El polisacárido B-1459, o goma xantana, producida por la bacteria *Xanthomonas campestris* NRRL B-1459 fue extensamente estudiada, debido a su propiedad de poder agregarse a otras resinas naturales y sintéticas solubles con el agua. Se llevaron a cabo extensas investigaciones en varios laboratorios industriales durante la década de 1960, culminando en una producción semicomercial de Kelzan[®] por Kelco[®]. La producción comercial importante comienza a partir del año 1964. A día de hoy, los principales productores de xantano son Merck y Pfizer en los EE.UU., Rhône Poulenc y Sanofi-Elf en Francia, y Jungbunzlauer en Austria. (F. García-Ochoa et al., 2000)

El xantano es un heteropolisacárido con una estructura primaria constituida por unidades repetidas de pentasacáridos, formadas por dos unidades de glucosa, dos unidades de manosa y una unidad de ácido glucurónico, con una relación molar 2,8:2,0:2,0. Su cadena principal consta de unidades β -D-glucosa unidas en la posición 1 y 4.

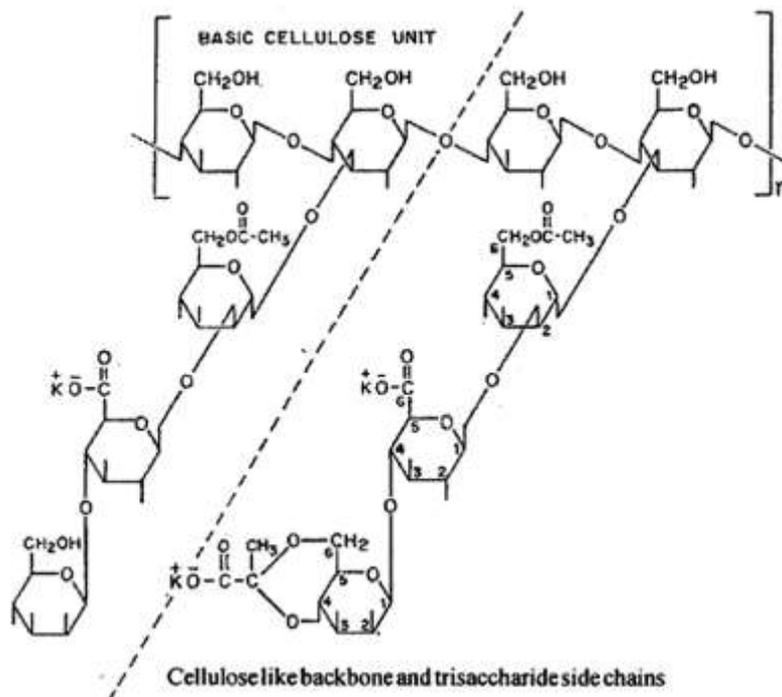


Figura 1: Estructura de la goma xantana. **Fuente:** Aarthy Palaniraj, Vijayakumar Jayaraman, 2011.

La estructura química de la cadena principal es idéntica a la de la celulosa. Las cadenas laterales de trisacárido contienen una unidad de D-ácido glucurónico entre dos unidades de D-manosa, con enlaces en la posición O-3 con cada unidad sobrante de glucosa. Aproximadamente la mitad de las D-manosas situadas en el extremo contienen ácido pirúvico residual unido a través de un grupo cetona en la posición 4 y 6, con una distribución desconocida. La unidad D-manosa unida a la cadena principal contiene un grupo acetil en la posición O-6. La presencia de ácidos acéticos y pirúvicos producen un tipo de polisacárido aniónico. En la Tabla 1 se muestra la composición promedio de varios polisacáridos producidos por algunas bacterias del género *Xanthomonas*. (F. García-Ochoa et al., 2000)

Bacteria	D-glucosa	D-manosa	D-ácido glucorínico	Piruvato	Acetato
<i>X. campestris</i>	30,1	27,3	14,9	7,1	6,5
<i>X. fragaria 1822</i>	24,6	26,1	14,0	4,9	5,5
<i>X.gummisudans2182</i>	34,8	30,7	16,5	4,7	10,0
<i>X. juglandis 411</i>	33,2	30,2	16,8	6,9	6,4
<i>X. phaseoli 1128</i>	30,9	28,6	15,3	1,8	6,4
<i>X. vasculorum 702</i>	34,9	30,2	17,9	6,6	6,3

Tabla 1: Porcentaje promedio de la composición de los polisacáridos producidos por la bacteria *Xanthomonas* . **Fuente:** F. García-Ochoa et al., 2000.

Las cadenas laterales representan una gran proporción de la molécula (en torno al 60%) y confiere a la goma algunas propiedades únicas. Así, debido a sus cadenas laterales, el polímero se hidrata completamente incluso en agua fría. Las ramas de trisacáridos aparecen estrechamente alineadas con la estructura del polímero. La cadena rígida resultante puede existir como una sola hélice, doble o triple, que interactúa con otras moléculas poliméricas para formar un complejo. El rango de variación del peso molecular varía de $2 * 10^6$ a $20 * 10^6$ Da. Esta distribución del peso molecular depende de la asociación entre cadenas, formando agregados de varias cadenas individuales. La variación de las condiciones de fermentación usadas en la producción son factores que pueden influir en el peso molecular del xantano. (F. García-Ochoa et al., 2000)

Las soluciones de xantano obtenidas por disolución a temperaturas moderadas tienden a ser altamente viscosas. La temperatura de disolución afecta enormemente a la viscosidad porque ésta controla la conformación molecular y la aparición de estructuras ordenadas.

La molécula de xantano parece tener dos conformaciones, una de hélice y otra de espiral aleatoria, dependiendo de la temperatura de dilución. Una propiedad importante de la goma xantana es su interacción con galactomananos de plantas como la goma de algarroba y la goma guar. La adición de estos galactomananos a una solución de xantano a temperatura ambiente causa una sinergia que incrementa la viscosidad. (F. García-Ochoa et al., 2000)

Las propiedades toxicológicas y de seguridad de la goma xantana para aplicaciones farmacéuticas y de alimentación han sido extensamente investigadas. El xantano no es tóxico y no inhibe el crecimiento. No causa irritación a la piel o a los ojos. Gracias a estas propiedades, la FDA (Food and Drug Administration) de los EE.UU. ha aprobado su uso como aditivo sin una cantidad específica limitante. En 1980, el compuesto xantano aparece en una lista de la Comunidad Económica Europea como estabilizador y emulsificador para la comida, con el código E-415.

La goma xantana ha sido empleada en una amplia variedad de aplicaciones alimentarias por un número importante de razones, incluidas ser un agente emulsivo, estable térmicamente, compatible con ingredientes de comida, y sus propiedades reológicas de pseudoplástico. La Tabla 2 muestra un listado con algunos usos actuales de la goma xantana para la alimentación y otras aplicaciones. Debido a sus propiedades como espesador de soluciones acuosas, como agente dispersante, y estabilizador de emulsiones y suspensiones, la goma xantana se emplea en formulaciones farmacéuticas, cosméticas y productos agrícolas.

Aplicación	Concentración(% en peso)	Función
Aderezos para ensaladas	0,1-0,5	Estabilizador de emulsión; agente de suspensión, agente dispersante
Mezclas secas	0,05-0,2	Facilita la dispersión en agua caliente o fría
Jarabes, aderezos, condimentos, salsas	0,05-0,2	Espesante, estabilidad térmica y viscosidad uniforme
Bebidas(fruta y leche desnatada)	0,05-0,2	Estabilizar
Productos lácteos	0,05-0,2	Estabilizar y controlar la viscosidad de la mezcla
Productos horneados	0,1-0,4	Estabilizador; facilitar el bombeo
Alimentos congelados	0,05-0,2	Mejorar la estabilidad para congelar y descongelar
Farmacéutica (cremas y suspensiones)	0,1-1	Estabilizador de la emulsión, uniformidad en la formulación del producto
Cosméticos(champús, lociones)	0,2-1	Espesar y estabilizar
Agricultura (aditivo para comida de animales y formulación de pesticidas)	0,03-0,4	Estabilizar suspensiones, mejorar la capacidad de pulverización, aumento de la adherencia y permanencia
Impresión textil y teñido	0,2-0,5	Controlar las propiedades reológicas, prevenir la migración del tinte
Esmaltes cerámicos	0,3-0,5	Evita la aglomeración durante la molienda
Explosivos	0,3-1,0	Formulaciones espesas, mejora la estabilidad térmica (en combinación con la goma de guar)
Producción de petróleo	0,1-0,4	Lubrica o reduce la fricción en el interior del orificio
Recuperación mejorada del petróleo	0,05-0,2	Reduce la movilidad del agua mediante el aumento de la viscosidad y la disminución de la permeabilidad

Tabla 2: Principales aplicaciones industriales de la goma xantana.

Fuente: F. García-Ochoa et al., 2000.

Se utiliza en las pastas textiles de impresión, los esmaltes cerámicos, las fórmulas de explosivos, y en productos que limpian y pulen metales oxidados. La alta viscosidad que se consigue en las soluciones y la solubilidad en agua del polímero han creado aplicaciones importantes para el xantano en la industria del petróleo, donde se utiliza comúnmente en los fluidos que atraviesan orificios y en procesos mejorados de recuperación del petróleo.

5.1 Propiedades de las disoluciones de Goma Xantana

Para tratarse de un hidrocoloide la goma xantana muestra una resistencia poco común a la degradación por alta temperatura, a medios ácidos y básicos, a la actividad enzimática y a los ciclos de congelación-descongelación. La estructura secundaria de las moléculas de xantana, en la que las cadenas laterales envuelven a la principal explica sus propiedades.

Temperatura

La viscosidad de las disoluciones de goma xantana sólo se ve afectada ligeramente por el incremento de temperatura desde 10 a 90°C en presencia de sal. Esto se debe a que cuando se añade sal a una disolución a 25°C, la transición a una conformación desordenada (desnaturalizada) se produce a temperaturas mucho más altas (80-100°C), debido a efectos de carga que estabilizan una conformación helicoidal ordenada. A bajas concentraciones salinas, se produce una transición conformacional a temperatura comprendida entre 50 y 60°C. De ahí que la viscosidad de las disoluciones de goma xantana, sea prácticamente insensible a modificaciones en la temperatura. Esta propiedad no es muy común en la mayoría de los hidrocoloides y es fundamental en los productos alimentarios que se someten, con asiduidad, a tratamientos de esterilización a temperaturas elevadas. La

transición conformacional que experimenta la goma xantana en disolución, al aumentar la temperatura, de un estado rígido ordenado a otro más desordenado y flexible, depende de varios factores como la concentración de la goma, la fuerza iónica y también varía con el contenido en ácido pirúvico y ácido acético de las macromoléculas de goma xantana.

Ácidos y bases

Las disoluciones de goma xantana son estables en un amplio intervalo de pH. Sólo condiciones extremas de pH (por debajo de 2,5 y por encima de 11) afectan a las propiedades de la disolución. Esta estabilidad aumenta con la concentración de goma. La goma xantana se puede utilizar en formulaciones que contengan ácido acético, cítrico o fosfórico.

Enzimas

La goma xantana es muy resistente a la degradación por enzimas. Se puede emplear en presencia de enzimas comunes, como la amilasa, que, o bien están presentes en las materias primas o se añaden específicamente durante el proceso.

Compatibilidad

Las disoluciones de goma xantana suelen compaginar muy bien con la inmensa mayoría de los ingredientes alimentarios, ya sean ácidos, espesantes (almidón, derivados de la celulosa) o proteínas y son estables a altas concentraciones de sal y azúcar. La disolución tiende a mantener el resto de los ingredientes juntos, y si es una bebida con pequeñas partículas sólidas las mantiene en suspensión, con lo cual se suelen lograr alimentos con un aspecto

más homogéneo, y como emulsionante tiende a mezclar fases no miscibles. Sólo en contadas ocasiones, el xantano precipita cuando interactúa con alguna proteína y en todo caso se tiene que dar al mismo tiempo una condición extrema (temperatura o acidez).

Solubilidad

La goma xantana comercial es un polvo amarillento completamente soluble en agua fría y caliente, produciendo disoluciones con una viscosidad relativamente alta incluso a bajas concentraciones de goma xantana.

Ciclos de congelación-descongelación

Las disoluciones de goma xantana permiten mantener la viscosidad de los alimentos después de ciclos de congelación-descongelación. En la actualidad el uso del microondas es habitual en el hogar para descongelar alimentos y, la goma xantana es un compuesto que se mantiene estable con el uso del microondas.

CAPÍTULO 6. REOLOGÍA DE LA GOMA XANTANA

La reología es la rama de la física que se ocupa de la deformación y del flujo de la materia. Esta ciencia estudia las propiedades del flujo de la materia y la relación que existe entre el esfuerzo aplicado a un material capaz de fluir y la deformación que experimenta. Como todos los materiales tienen propiedades reológicas, su estudio tiene relevancia en campos como el procesado de plásticos, la industria de pinturas, la cosmética, la industria alimentaria, etc.

Existen diferentes grupos en los que se pueden clasificar los fluidos según su comportamiento reológico. Las disoluciones de goma xantana pertenecen al grupo de los fluidos no newtonianos. La diferencia entre un fluido newtoniano y uno que no lo es, está en que en los primeros la relación entre el esfuerzo cortante y la velocidad de cizalla es constante (viscosidad constante), mientras que en los fluidos no newtonianos la relación entre el esfuerzo cortante y la velocidad de cizalla no lo es (la viscosidad depende de la fuerza de cizalla ejercida sobre el fluido y, a esta viscosidad se le denomina viscosidad aparente). Para un fluido no newtoniano no tiene sentido especificar la viscosidad aparente sin citar el esfuerzo cortante o la velocidad de cizalla a la que se ha medido (Pauline M. Doran, 1998).

Existe una clasificación de los fluidos no newtonianos dependiendo de la relación existente entre el esfuerzo cortante aplicado al fluido y la velocidad de cizalla desarrollada. Las disoluciones de goma xantana pertenecen al grupo de los pseudoplásticos: para estos fluidos, la viscosidad aparente disminuye conforme aumenta la velocidad de cizalla (estos fluidos se dice que presentan un enrarecimiento de cizalladura).

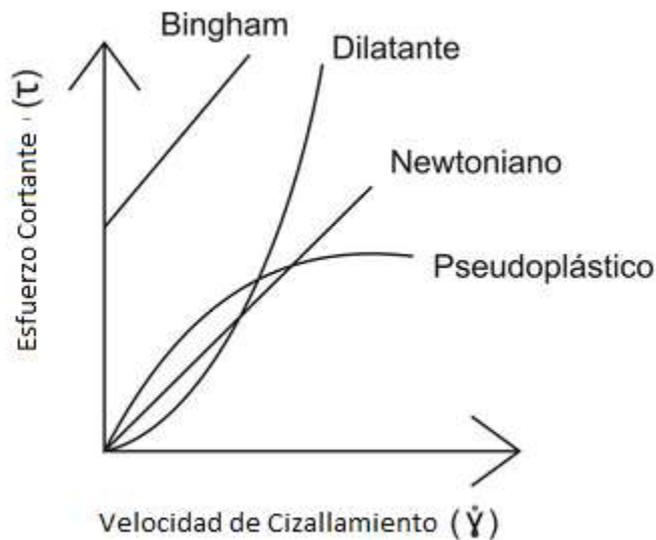


Figura 2: Clasificación de los fluidos en función de su comportamiento reológico.

En la Figura 2 se muestran distintos tipos de fluidos según la relación que existe entre el esfuerzo cortante y la velocidad de cizallamiento.

- **Esfuerzo cortante:** es el esfuerzo interno o resultante de las tensiones paralelas a la sección transversal de un prisma mecánico.
De forma matemática se expresa como el cociente entre la fuerza de cizalla y el área de la sección transversal.
- **Velocidad de cizallamiento:** término utilizado para hacer referencia a cómo varía la velocidad de las capas adyacentes a la capa donde se realiza el esfuerzo cortante. Estas capas circulan en sentido paralelo a la fuerza de cizalla responsable del movimiento de la primera lámina.
De forma matemática se expresa como el gradiente en sentido negativo de la velocidad con respecto a la distancia entre láminas.

El valor de la pendiente de la curva del fluido newtoniano de la Figura 2 representa la viscosidad de un fluido. Para fluidos

newtonianos este valor es independiente del esfuerzo cortante ejercido.

En la curva para el fluido pseudoplástico, la pendiente varía según el esfuerzo cortante ejercido. Al valor de la pendiente de un punto de la curva de un fluido pseudoplástico, se le conoce como viscosidad aparente, y no es una propiedad física del fluido en el mismo sentido que la viscosidad newtoniana.

Para describir el comportamiento reológico de los fluidos existen distintos modelos. Las disoluciones de goma xantana obedecen a la ley de Ostwald-de Waele o ley exponencial:

$$\tau = K * \dot{\gamma}^n$$

Dónde:

τ : esfuerzo cortante

K: índice de consistencia

$\dot{\gamma}$: velocidad de cizalla

n: índice de comportamiento de flujo (adimensional), para los pseudoplásticos $n < 1$

La utilidad de la goma xantana en una gran cantidad de campos radica en su comportamiento reológico. El xantano como agente espesante, es capaz al agregarse en una mezcla y aumentar la viscosidad de ésta sin modificar sustancialmente otras propiedades, como pueden ser el sabor o el olor. Consigue proveer de cuerpo, aumentar la estabilidad y facilitar la formación de suspensiones.

Un aspecto destacado de la goma es que consigue altas viscosidades a bajas concentraciones del polímero. Además es un compuesto soluble en aguas frías y calientes. El comportamiento de la viscosidad de una disolución de goma xantana según el esfuerzo cortante al que se le someta se puede apreciar en la Figura 2. En ella se observa que la viscosidad máxima se alcanza con un esfuerzo cortante cercano a cero. A medida que se va aumentando el esfuerzo cortante la viscosidad va disminuyendo. Recordar que la viscosidad de la curva en un punto, es el valor de la pendiente, de la recta que se obtiene al unir el origen de coordenadas con el punto de la curva. Hay que tener en cuenta que aunque se esté utilizando continuamente en estos párrafos simplemente el término “viscosidad”, para los fluidos pseudoplásticos, este término se refiere siempre a la viscosidad aparente.

En disoluciones diluidas de goma xantana, la recuperación de la viscosidad en el fluido es prácticamente instantánea tras el cese de la cizalla. A concentraciones moderadas y en reposo, la disolución de goma xantana tiene un comportamiento similar a un gel débil, pero muestra una baja resistencia al mezclado o al bombeo.

CAPÍTULO 7. XANTHOMONAS CAMPESTRIS

La bacteria que se encarga de la producción del polisacárido Goma Xantana en la planta, es *Xanthomonas Campestris*. *Xanthomonas* es un género de la familia Pseudomonaceae. Todos los organismos de este género son patógenos para las plantas. Los patovares de *Xanthomonas* afectan a una gran cantidad de plantas, que incluyen algunas de interés en la agricultura, como por ejemplo la col, la alfalfa o las habichuelas. La sintomatología que presenta una planta infectada es moteado en hojas, con pequeñas lesiones húmedas que evolucionan a lesiones redondas de color castaño, con centros translúcidos y halos amarillos que llegan a secarse. Manchas redondas pequeñas en frutos.

Las células de *Xanthomonas* presentan forma de varillas (bacilos) y sus dimensiones son 0,4-0,7 μm de ancho y 0,7-1,8 μm de largo. Las células son móviles, Gram negativas y tienen un flagelo polar. El microorganismo es un quimioorganoheterótrofo. Es decir es un quimioorganótrofo por utilizar compuestos orgánicos como fuente de electrones y a su vez es un heterótrofo, como suele ser habitual para los quimioorganótrofos, esto quiere decir que utiliza estos mismos compuestos orgánicos como fuente de carbono. Son además aerobios estrictos, por lo que requieren oxígeno como aceptor de electrones final. La bacteria no puede desnitrificar, y es catalasa-positiva y oxidasa-negativa. Las colonias son normalmente amarillas, finas y viscosas. Las especies de *Xanthomonas* son capaces de oxidar la glucosa y la ruta predominante para catabolizar la glucosa es la Entner-Doudoroff (la ruta de la pentosa fosfato también sucede pero solo usa del 8 al 16% de la glucosa consumida). Hay dos ciclos presentes, el ciclo del ácido cítrico (ácido tricarbóxico) conocido también como ciclo de Krebs y el ciclo del glioxilato.

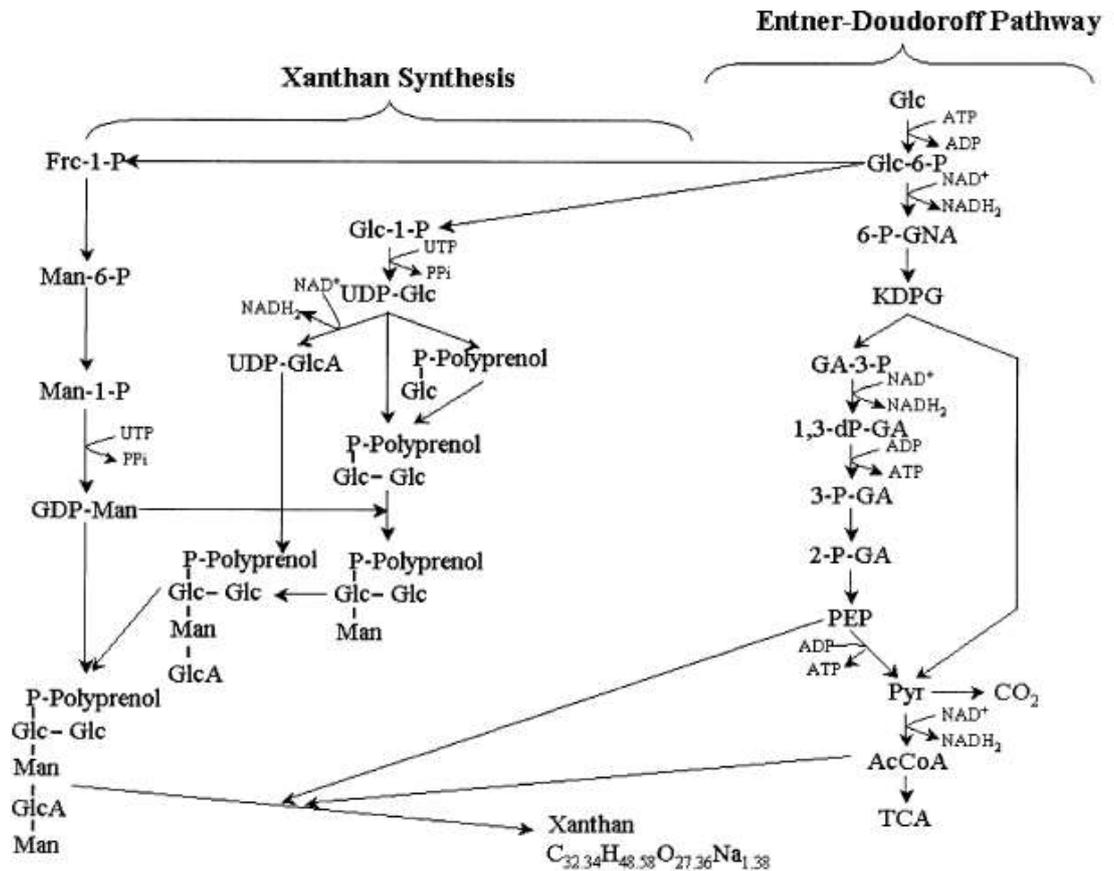


Figura 3: Red metabólica de la síntesis del Xantano y el metabolismo de la glucosa en *X. Campestris* NRRL-1459. Glc, glucosa; Fru, fructosa; Man, manosa; Glc A, ácido glucurónico. **Fuente:** Chia-Hua Hsu, Y. Martin Lo, 2003.

La estructura de la cubierta celular es similar a la de otras células Gram negativas. Todas las especies de *Xanthomonas* producen pigmentos amarillos (xanthomonadina), pero éstas pueden no aparecer especialmente cuando se produce la degradación de la célula bacteriana. La tinción con tinta china muestra que muchas cepas de las especies *Xanthomonas* tienen cápsulas con polisacáridos, pero que éstos no están muy unidos a la célula.

El polisacárido celular es la goma xantana. *X. Campestris* es el microorganismo comúnmente más empleado para la producción

industrial del xantano. El microorganismo puede crecer en medios de laboratorio estándar y varios tipos de cepas se han desarrollado en cultivos continuos. Existen diferentes tipos de cepas. La cepa L (large), es un tipo de cepa que produce colonias amarillas brillantes y viscosas, de 4 a 5 mm de diámetro. Es la que proporciona mejores rendimientos y el contenido en piruvato es más alto. La cepa Sm (small) produce colonias amarillas oscuras y viscosas de 2 mm de diámetro. El rendimiento del xantano y el contenido en piruvato son más bajos que en las cepas L. La cepa Vs (very small) tiene colonias no viscosas de color amarillo pálido y de 1 mm de diámetro como máximo. Esta cepa no produce xantano.

Las cepas Sm y Vs se forman como resultado de la degradación de la cepa L, normalmente esto es debido a que el caldo de cultivo ha envejecido. La degeneración puede ser acelerada por malas técnicas de conservación. La goma xantana comercial debe ser producida usando siempre la cepa L y, por tanto, es necesario emplear buenas técnicas de conservación para la cepa. Se han trazado diferentes técnicas para la conservación de los microorganismos a corto y a largo plazo. Unas técnicas de conservación sin reproducción del microorganismo a largo plazo son la liofilización y la congelación en soluciones de glicerol al 10% (v/v). Los métodos de conservación a corto plazo permiten el crecimiento microbiológico. Las células crecen en “slants” (recipientes de pequeño tamaño) y platos con medios sólidos complejos (por ejemplo YM agar) durante 18 a 20 horas. Los “slants” y los platos se mantienen a 4°C. Para prevenir la degradación de las cepas, los cultivos serán transferidos a un medio renovado cada 14 días. La viabilidad del medio de cultivo se comprueba con “slants” con YM agar incubados a 25°C durante tres días, si el medio es adecuado se producirán colonias redondas con un color amarillo brillante de 4 a 5 mm de diámetro (F. García-Ochoa, V.E.Santos, J.A. Casas, E.Gómez, 2000).

CAPÍTULO 8. PROCESO COMERCIAL DE PRODUCCIÓN DE XANTANO

Los pasos claves para la producción comercial de goma xantana son los siguientes: conservación de la cepa de cultivo *X. campestris*, preparación del inóculo, etapa de producción de xantano en el biorreactor, etapa de desactivación y retirada de las células microbianas y la purificación. (Aarthi Palaniraj, Vijayakumar Jayaraman, 2011)

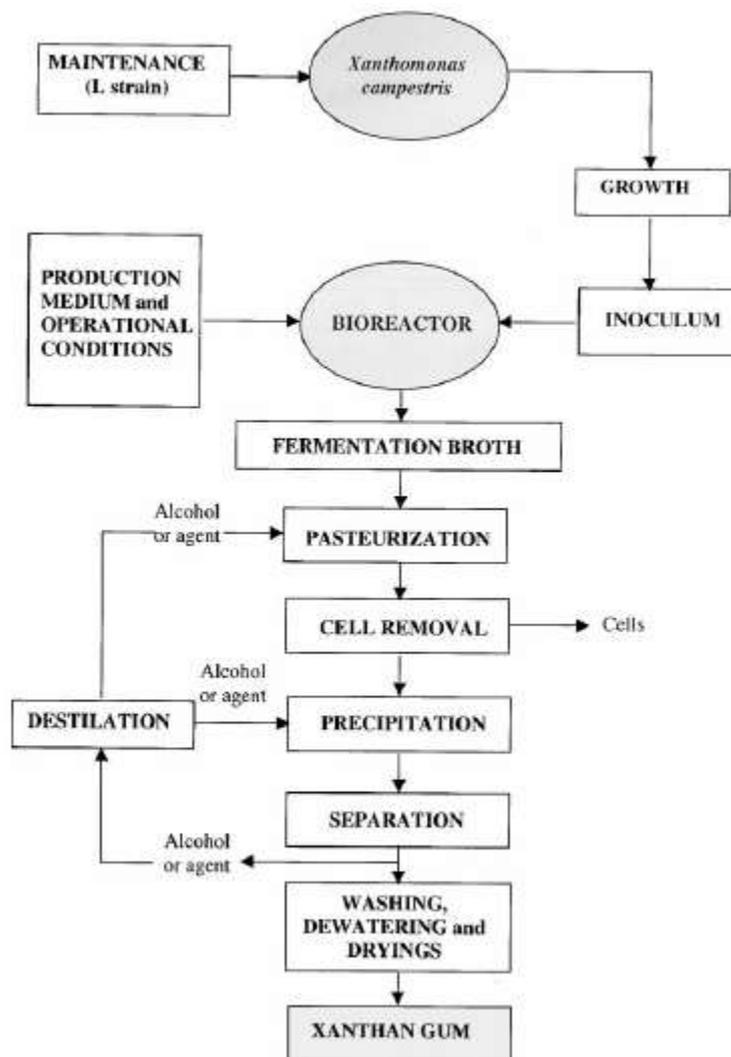


Diagrama 1: Línea de proceso de la producción comercial de goma xantana. **Fuente:** F. García-Ochoa et al., 2000.

A continuación se realiza una descripción general de las diferentes etapas, de acuerdo con lo indicado por “ F. García-Ochoa et al. (2000)”.

La primera etapa consiste en conservar la cepa microbiológica seleccionada, para su posible uso a largo plazo, por métodos probados de conservación, para mantener las propiedades deseadas de la cepa. Para largos periodos en los que se desea conservar el microorganismo se recurre a la liofilización o congelación y para periodos más cortos medios sólidos o platos.

Una pequeña cantidad de esta cepa conservada se utiliza para hacer que crezca en superficies sólidas o en un medio líquido, para obtener el inóculo del biorreactor. Se empleará tanques de fermentación que lograrán obtener al inóculo listo para adicionar al fermentador donde se producirá la goma xantana. El objetivo de esta etapa es alcanzar una determinada concentración y la cantidad de microorganismo requerida por el biorreactor, partiendo de unas cantidades y concentraciones pequeñas de microorganismo, obtenidas de la primera etapa (la etapa de conservación de la cepa original). Para llegar a alcanzar este objetivo se utilizará un medio de crecimiento del microorganismo determinado, unas condiciones de operación controladas y se realizarán test para detectar cualquier posible contaminación por microorganismos. Al comienzo de esta etapa se emplearan shake flasks, para luego ir adicionando los microorganismos formados a recipientes con un volumen mayor(tanques de fermentación). En el último tanque de fermentación, que es el de mayor volumen, se conseguirá obtener el inóculo listo para el biorreactor.

El crecimiento del microorganismo *Xanthomonas campestris* y la producción de xantano en el biorreactor están influenciados por factores tales como el tipo de biorreactor utilizado, el modo de operación (discontinuo o continuo), la composición del medio, y las condiciones del cultivo (temperatura, pH, concentración

de oxígeno disuelto). Se elegirán los parámetros de operación y el biorreactor que hagan óptimo el proceso, teniendo también en cuenta el resto de unidades que están relacionadas con el reactor en el proceso.

Al acabar la fermentación, el caldo de cultivo contiene xantano, células bacterianas, y muchos otros compuestos químicos. Cuando se requiere xantano a escala industrial, el downstream suele comenzar con una pasteurización del caldo de cultivo para esterilizar (se produce lisis celular) y desactivar las enzimas. Posteriormente se retiran las células por centrifugación o por filtración.

A continuación se purifica el caldo mediante precipitación, usando disolventes orgánicos que hacen que precipite la goma xantana (isopropanol, etanol, acetona), añadiendo ciertas sales y ajustando el pH.

Después de la precipitación, el producto se deshidrata y se seca mecánicamente. El producto secado se muele y se empaqueta dentro de contenedores que tengan una baja permeabilidad al agua.

CAPÍTULO 9. DISEÑO DEL MEDIO DE CULTIVO

Para que la bacteria *Xanthomonas campestris* produzca goma xantana necesita que el medio de cultivo disponga de diversos nutrientes: los macronutrientes clásicos de cualquier proceso biológico (carbono, nitrógeno y fósforo) y micronutrientes (como por ejemplo potasio, hierro y sales de calcio). La glucosa y la sacarosa son los nutrientes más frecuentemente utilizados como fuente de carbono, ya que con ellos se consiguen los mayores rendimientos en la producción de xantano, como puede observarse en la Tabla 3.

Fuente de carbono	Rendimiento xantano (g L ⁻¹)
Glucosa	14,744
Sacarosa	13,234
Maltosa	12,321
Fructosa	5,232
Xilosa	5,531
Arabinosa	10,958
Galactosa	7,129
Lactosa	1,008
Inositol	1,502
Sorbitol	1,401
Almidón soluble	12,10
Almidón de patata	9,754

Tabla 3: Efecto de la fuente de carbono en la producción de la goma xantana. **Fuente:** Aarthy Palaniraj, Vijayakumar Jayaraman, 2011.

La concentración de la fuente de carbono ha de estar entre el 2 y el 4 %, ya que concentraciones mayores a estas inhiben el crecimiento.

El nitrógeno, como nutriente esencial, puede ser proporcionado con componentes orgánicos o con moléculas inorgánicas. La fuente de nitrógeno más apropiada que se puede utilizar es el glutamato con una concentración 15 mM, ya que concentraciones superiores a esta inhiben el crecimiento.

También ha de considerarse que la adición al medio de pequeñas cantidades de ácidos orgánicos (succínico y cítrico) mejoran la producción (F. García-Ochoa et al., 2000).

Un medio definido adecuado, descrito en la bibliografía, para la producción de goma xantana es el siguiente:

Componentes	Concentración
Sacarosa	40 $\frac{g}{L}$
Ácido cítrico	2,1 $\frac{g}{L}$
NH ₄ NO ₃	1,444 $\frac{g}{L}$
KH ₂ PO ₄	2,866 $\frac{g}{L}$
MgCl ₂	0,507 $\frac{g}{L}$
Na ₂ SO ₄	0,089 $\frac{g}{L}$
H ₃ BO ₃	0,006 $\frac{g}{L}$
ZnO	0,006 $\frac{g}{L}$
FeCl ₃ ·6H ₂ O	0,020 $\frac{g}{L}$
CaCO ₃	0,020 $\frac{g}{L}$
HCl	0,13 $\frac{ml}{L}$

Tabla 4: Composición de un medio definido óptimo para la producción de la goma xantana. **Fuente:** F. García-Ochoa et al., 2000.

Como medios complejos se han utilizado exitosamente melazas de caña de azúcar y sueros de leche y de queso (Aarthy

Palaniraj, Vijayakumar Jayaraman, 2011). La utilización de estos medios se recomienda para la producción a escala industrial de goma xantana por ser nutrientes más económicos que los medios definidos (Marceli Fernandes Silva et al., 2009).

En este proyecto se utilizará como medio de cultivo la melaza de remolacha en lugar de la melaza de caña de azúcar, ya que en España las industrias azucareras suelen utilizar la remolacha como materia prima. La razón por la que las industrias azucareras en nuestro país recurren a la remolacha, está en que esta planta crece en climas templados como el de España, mientras que la caña de azúcar es un cultivo de zonas tropicales.

Como valores típicos de composición de la melaza de remolacha se utilizarán los indicados por la empresa Compañía de Melazas, S.A. (www.ciademelazas.com) que se indican a continuación:

	Caña	Remolacha
Humedad	25%	25%
Sustancia seca	75%	75%
Total materia orgánica	60-66%	63-65%
Azucres totales	46-56%	46-52%
Materia orgánica no azucarada	9-12%	12-17%
Cenizas brutas	8-12%	8-11%

Tabla 5: Valores medios del análisis de la melaza de remolacha.
Fuente: www.ciademelazas.com

Los valores anteriormente expresados corresponden a valores medios, ya que se puede presentar una cierta variabilidad en la composición en función del clima, terreno, variedad de la planta, estado de madurez de ésta y eficiencia del proceso de extracción del azúcar.

Los azúcares de la melaza de remolacha son casi en su totalidad sacarosa, con una pequeña cantidad de azúcares reductores y del trisacárido rafinosa, como puede apreciarse en la Tabla 6.

	Caña	Remolacha
Sacarosa	30-40%	46-52%
Azúcares reductores	10-20%	0,2-1,2%
Rafinosa	-	0,5-2,0%
Galactinol	-	0,1-0,3%
Kestose	-	0,1-0,4%
Azúcares fermentables	no 3-5%	<1,0%

Tabla 6: Contenido en azúcares de la melaza de caña y remolacha.

Fuente: www.ciademelazas.com

La fracción de materia orgánica no azucarada está constituida principalmente por compuestos nitrogenados. El mayor componente nitrogenado de la melaza de remolacha es la betaína, seguida del ácido glutámico y de sus precursores, los cuales pueden sumar aproximadamente tres cuartas partes del total de compuestos nitrogenados.

	Caña	Remolacha
Betaína	-	3-4%
Ácido glutámico y precursores	-	2-3%
Compuestos nitrogenados	4%	8-12%

Tabla 7: Compuestos orgánicos nitrogenados. **Fuente:**

www.ciademelazas.com

Dentro de la materia orgánica no azucarada se incluyen los compuestos orgánicos no nitrogenados, dentro de los cuales se engloban entre otros los ácidos grasos volátiles, polisacáridos, etc.

	Caña	Remolacha
Ácidos grasos volátiles (acético, propiónico, butírico, valérico, láctico)	0,5-1%	1%
Otros ácidos(málico, cítrico, succínico, etc.)	0,8-1,1%	0,75%
Rafinosa	-	0,5-2,0%
Azúcares fermentables	no 3-5%	<1,0%

Tabla 8: Compuestos orgánicos no nitrogenados. **Fuente:** www.ciademelazas.com

Hay también pequeñas cantidades de vitaminas presentes en las melazas.

	Caña	Remolacha
Biotina	1,2-3,2	0,02
Ácido fólico	0,04	0,2
Inositol	4000-6000	700-1800
Pantotenato cálcico	50-65	24-70
Piridoxina	2,6-5	2-5
Riboflavina	2-3	0,4
Tiamina	1,5-2	5
Ácido nicotínico	300-800	40-60
Colina	60-80	300-900

Tabla 9: Valores medios de vitaminas (mg/kg). **Fuente:** www.ciademelazas.com

Las cenizas o contenido en materia mineral de las melazas de caña y de remolacha aparecen indicadas en las Tablas 10 y 11.

	Caña	Remolacha
Sodio	0,1	0,9
Potasio	3,5	3,6
Calcio	0,7	0,4
Cloro	1,3	0,4
Fósforo	0,1	0,04
Sulfuros	0,5	0,35
Magnesio	0,35	0,05

Tabla 10: Macroelementos de melazas (%). **Fuente:** www.ciademelazas.com

	Caña	Remolacha
Cobalto	0,5	0,2
Hierro	200	30
Cobre	9	2
Manganeso	20	3
Zinc	10	4
Selenio	0,02	0,01

Tabla 11: Microelementos de melazas (mg/kg). **Fuente:** www.ciademelazas.com

Considerando las concentraciones previamente indicadas como inhibidoras de los componentes del medio, es obvio que la utilización de la melaza como medio de cultivo requiere su dilución con agua.

Para lograr el contenido apropiado de carbono y nitrógeno, cada 84 g de melaza de remolacha se diluyen con 1 L de agua (Sección I de ANEXOS DE CÁLCULOS). A esta melaza diluida se le adicionarán distintos reactivos para obtener un medio de cultivo

óptimo para la producción de la goma xantana (Sección III del ANEXOS DE CÁLCULOS).

Constituyentes del medio de cultivo

Melaza de remolacha	84 kg
Agua destilada	1000 kg
KH ₂ PO ₄	2818 g
MgCl ₂	362 g
ZnO	5,57 g
FeCl ₃ ·6H ₂ O	8,54 g
H ₃ BO ₃	6,20 g
Peso total	1087200,77 g

Tabla 12: Constituyentes del medio de cultivo

La densidad del medio de cultivo es de $1,0648 \frac{\text{g}}{\text{ml}}$ (Sección III de ANEXOS DE CÁLCULOS). En la Tabla 13 se puede examinar la composición de forma detallada del medio de cultivo que se utilizará en el presente proyecto.

Composición detallada del medio de cultivo

Elementos y compuestos	% en peso
Sacarosa	3,786
Ácido glutámico	0,193
Compuestos nitrogenados	0,773
P	0,0621
K	0,3526
Mg	0,0123
Cl	0,0560
Na	0,06953
S	0,0270
Zn	0,000443
B	0,000100
Fe	0,000394
Ca	0,0309

Tabla 13: Constitución detallada del medio de cultivo

9.1 Descripción de las materias primas

Las melazas

Las melazas o mieles finales, son los residuos generados en la cristalización final del azúcar y de los cuales no se puede obtener más azúcar por métodos físicos. Es un líquido denso y viscoso. La composición de esta mezcla ha sido detallada en las diferentes tablas de este apartado. Los compuestos fundamentales que contiene la melaza y por lo que se utiliza como materia prima del caldo de cultivo, son la sacarosa y el ácido glutámico. El contenido en sacarosa de la melaza, es de un 49% en peso, esto hace que en ella no puedan crecer bacterias.

Los usos habituales de la melaza en el mercado han sido la alimentación de animales y como materia prima para la producción de alcohol, levadura, ácido cítrico, etc.

La elección de la melaza como materia prima se justifica por ser más asequible económicamente que otros reactivos y por su disponibilidad. Así, la melaza a utilizar en este caso provendrá de la empresa AB Azucarera ubicada en Jerez de la Frontera. Un ahorro de la materia prima se traduce en que el coste de producción de xantano por unidad de masa es menor sin que ello suponga una disminución de la calidad del producto para los consumidores.

La sacarosa

Es un disacárido formado por alfa-glucopiranososa y beta-fructofuranosa. Su fórmula es $C_{12}H_{22}O_{12}$ y su peso molecular es de $342,30 \frac{g}{mol}$. En estado puro se presenta como cristales blancos que funden a $185^{\circ}C$. En la naturaleza se encuentra en un 20% del peso en la caña de azúcar (*Saccharum officinarum*) y en un 15% del peso en la remolacha azucarera (*Beta vulgaris saccharifera*).

El ácido glutámico

Es uno de los 20 aminoácidos que forman parte de las proteínas. Es un aminoácido clave en el desarrollo de muchos seres vivos.

Agua destilada

El agua desmineralizada se logra, tras realizar una serie de procesos al agua de red. El agua desmineralizada tiene las siguientes características: la concentración de sólidos en suspensión es inferior a $10^{-5} \frac{Kg}{L}$ (es decir 10 ppm), la concentración en cloruros inferior a 1 ppm, la concentración en sílice inferior a 4 ppm, el pH será de 7 y la conductividad de $10 \frac{mS}{cm}$. La red de abastecimiento de agua de Jerez garantiza una concentración de sólidos disueltos inferior a 400 ppm e inferior a 30 ppm en cloruros.

Fosfato Monopotásico (KH_2PO_4)

Es una sal soluble que se usa como fertilizante, aditivo alimentario y fungicida de estructura cristalina tetragonal y cuya densidad de cristal es de $2,338 \frac{g}{cm^3}$. Este compuesto provee de fósforo y potasio al caldo de cultivo. Su solubilidad a 20°C es de $225 \frac{g}{L}$.

El cloruro de magnesio ($MgCl_2$)

Es un compuesto mineral iónico. Su origen puede ser de las salmueras o del agua de mar. Este reactivo tiene una extensa variedad de usos, en la fabricación de productos textiles, agentes ignífugos, en la refrigeración y también se usa como ingrediente culinario. Su solubilidad a 20°C es de $542 \frac{g}{L}$.

El óxido de cinc ($MgCl_2$)

Es un compuesto químico de color blanco, forma cristalina hexagonal, que se encuentra de forma natural en la cincita. Se usa

en la industria del caucho, pinturas, cerámica y pigmentos fluorescentes. Se caracteriza por ser un compuesto poco soluble en agua, pero muy soluble en ácidos. Su solubilidad en agua es suficiente para la preparación del caldo de cultivo, siendo de $160 \frac{g}{L}$ a $28^{\circ}C$.

El cloruro férrico ($FeCl_3 \cdot 6H_2O$)

Es una sal con cristales de color pardo y muy deliquescente; es decir, que es un compuesto con una fuerte afinidad química por la humedad. Es muy soluble en agua, alcohol y éter y se utiliza como catalizador en la síntesis orgánica. Su peso molecular es de $162,2 \frac{g}{mol}$.

Ácido bórico (H_3BO_3)

Compuesto que existe como polvo cristalino o escamoso, brillante, translucido, con laminillas hexagonales de tacto graso. A temperatura ambiente se disuelven 5 g de ácido bórico por cada 100 ml de agua. En 100 ml de alcohol se disuelven 9,4 g.

El ácido bórico se utiliza como conservante ya que actúa bloqueando a las enzimas del metabolismo del fosfato en los microorganismos. Presenta la ventaja de su baja constante dieléctrica, muy inferior a otras sustancias que se dedican a la conservación de una mezcla. Esto hace que el ácido bórico sea activo en la zona neutra de pH, donde fallan otros ácidos. Debido a esto el ácido bórico es superior a otras sustancias como conservador de alimentos neutros. El ácido bórico actúa sobre todo con levaduras y mohos.

Antiespumante

Aditivo que inhibe la formación de espuma durante la agitación del caldo de cultivo, debido a que provoca un aumento de la tensión superficial. Son típicos algunos ácidos grasos y sus esterios, las siliconas, fosfatos orgánicos y algunos alcoholes.

CAPÍTULO 10. ESQUEMA DEL PROCESO EN LA PLANTA

10.1 Equipos de la Cadena A y de la Cadena B

La planta está pensada para que la producción de goma xantana se haga en dos cadenas paralelas. Las dos cadenas constan del mismo número y tipo de equipos, y el trabajo de los operarios en las mismas es idéntico. Cada cadena es independiente respecto de la otra, dotando de flexibilidad a la planta de producción de xantano. Así, esta independencia de ambas cadenas permite continuar trabajando en la planta, aún en el caso de que alguna de ellas, esté teniendo algún tipo de problemas y sea necesario pararla para proceder a su reparación.

Para distinguir las cadenas en planta, a una se le denominará como “Cadena A” y a la otra como “Cadena B”. Al nombre de los equipos en planta se le asignará la letra “A” o “B” para identificar a qué equipo concreto de la planta (y a qué cadena de producción) se está haciendo referencia.

Los equipos básicos que constituyen la “Cadena A” son los siguientes:

— **“Intercambiadores IC-11A, IC-12A e IC-13A”**: son tres intercambiadores idénticos de carcasa y tubos que conforme a TEMA (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association) se identifican con tres letras y dos números AEU-8in-20ft. Se trata de intercambiadores con cabezal estacionario con canal y cubierta desmontable, de un solo paso de fluido por el lado de la carcasa y con el haz de tubos doblado formando una U. Esto quiere decir que son intercambiadores de paso 1-2. El haz de tubos lo forman 16 tubos de 20 ft (6,10 m) de longitud, si los tubos estuvieran rectos, y el diámetro interior de la carcasa es de 8 in (203,2 mm). Los tubos tienen $\frac{3}{4}$ in de diámetro nominal (26,77 mm de diámetro exterior) y

los intercambiadores tienen un área de transferencia de calor de $8,21m^2$. Los tubos de estos equipos están contruidos con acero ASTM 106.

— **“Intercambiadores IC-21A, IC-22A e IC-23A”**: son tres intercambiadores de carcasa y tubos que conforme a TEMA (Standars of Tubular Exchanger Manufacturers Association) se identifican como AEU-8in-6ft. Se trata de intercambiadores con cabezal estacionario con canal y cubierta desmontable, de un solo paso de fluido por el lado de la carcasa y con el haz de tubos doblado formando una U. Esto quiere decir que son intercambiadores de paso 1-2. El haz de tubos lo forman 16 tubos de 6 ft (1,83 m) de longitud, si los tubos estuvieran rectos, y el diámetro interior de la carcasa es de 8 in (203,2 mm). Los tubos tienen $\frac{3}{4}$ in de diámetro nominal (26,77 mm de diámetro exterior) y los intercambiadores tienen un área de transferencia de calor de $2,4 m^2$. Los tubos de estos equipos están contruidos con acero ASTM 106.

El “Intercambiador IC-11A” y el “Intercambiador IC-21A” trabajan conjuntamente en la Cadena A para tratar térmicamente la materia prima que va a constituir el medio de cultivo, con el objetivo de que el medio de cultivo quede esterilizado y listo para poder ser utilizado por el biorreactor. De la misma forma trabajaran emparejados el IC-12A con IC-22A, y el IC-13A con IC-23A.

— **“Biorreactor 101A”**: Es uno de los biorreactores semilla encargados de la preparación del inóculo, con un volumen de $1m^3$. Este equipo hace de nexo entre los biorreactores semilla del laboratorio y el biorreactor semilla de $10m^3$ de la Cadena A. Es un reactor que dispone de dos turbinas de Rushton. La configuración geométrica de este biorreactor se detalla en la siguiente tabla:

Biorreactor 101A		
Medida de	Símbolo	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	0,974 m
Altura de llenado	H(m)	1,343 m
Volumen del fermentador	V(m ³)	1 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	0,324 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	0,516 m
Diámetro de turbinas Rushton	W1(m)	0,516 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,097 m
Altura del fermentador	L(m)	1,679 m

Tabla 14: Dimensiones Biorreactor 101A.

— **“Biorreactor 102A”:** Es uno de los biorreactores semilla encargados de la preparación del inóculo, con un volumen de 10m³. Este equipo es el que proporciona el inóculo a los biorreactores encargados de la producción de goma xantana. Es un reactor que dispone de dos turbinas Rushton. La configuración geométrica de este biorreactor es la que se detalla en la siguiente tabla:

Biorreactor 102A		
Medida de	Símbolo	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	2,097m
Altura de llenado	H(m)	2,894 m
Volumen del fermentador	V(m ³)	10 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	0,699 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	1,112 m
Diámetro de turbinas Rushton	W1(m)	1,112 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,210 m
Altura del fermentador	L(m)	3,618 m

Tabla 15: Dimensiones Biorreactor 102A.

— **“Biorreactores 201A, 202A y 203A”:** Son los tres biorreactores idénticos de la Cadena A, encargados de la

producción de goma xantana. El volumen de cada uno de ellos es de $100m^3$. Estos reactores disponen de dos turbinas Rushton en su interior para la agitación y cuentan con un compresor para proporcionar de aire al medio de cultivo. Además de esto, tienen un serpentín helicoidal en su interior que les permite controlar la temperatura durante la fermentación y al finalizar ésta, permite que el caldo de cultivo alcance la temperatura de pasteurización. La altura de los fermentadores es de 7,862m La configuración geométrica de estos biorreactores es la que se detalla en la siguiente tabla:

Biorreactores 201A, 202A y 203A		
Medida de	Símbolo	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	4,519 m
Altura de llenado	H(m)	6,236 m
Volumen del fermentador	V(m^3)	100 m^3
Altura de la turbina inferior	H1(m)	1,506 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	2,395 m
Diámetro de turbinas Rushton	W1(m)	2,395 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,452 m

Tabla 16: Dimensiones Biorreactores serie 200A.

— **“Centrifugadora de tazón tubular C-301A, C-302A, C-303A, C-304A, C-305A, C-306A, C-307A y C-308A”:** Estas centrifugadoras permiten retirar la biomasa que se ha producido en el caldo de cultivo durante la fermentación. Tras pasar por estas unidades, el caldo de cultivo se bombea hacia los Tanques mezcla. Existen un total de 8 centrifugadoras de tazón tubular en la Cadena A y en conjunto permiten tratar el caldo con una capacidad de $25\frac{m^3}{h}$.

— **“Tanques mezcla 401A, TM-402A, TM-403A y TM-404A”**: Se trata de los tanques donde se mezcla el caldo de cultivo con isopropanol, y en los que se produce la precipitación de la goma xantana. El volumen de estos recipientes es de $83m^3$ y disponen de dos turbinas Rushton. Su configuración geométrica es la siguiente:

Configuración de los Tanques de mezcla 401A, 402A, 403A y 404A		
Medida de	Símbolo	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	4,519 m
Altura de llenado	H(m)	5,46 m
Volumen del fermentador	V(m^3)	82,699 m^3
Altura de la turbina inferior	H1(m)	1,506 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	2,395 m
Diámetro de turbinas Rushton	W1(m)	2,395 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,452 m

Tabla 17: Configuración de los Tanques de Mezcla.

— **“Torre de destilación 501A”**: En esta torre se pretende realizar una separación de la mezcla isopropanol-agua. El objetivo más importante de esta unidad es recuperar isopropanol con una pureza del 86% v/v, para que este compuesto pueda ser reutilizado en los tanques de mezcla, para la precipitación de la goma xantana. La altura de la torre es de 2,196m. El número de platos teóricos es cuatro, pero uno de estos platos teóricos es el calderín, por lo que el número de platos de la torre es realmente 3. El equipo cuenta con un reboiler y un condensador.

— **“Tanque de almacenamiento 10A”**: Es un tanque en el que se almacenará el agua, una vez que esté esterilizada, tras haber pasado por el “Intercambiador 1A” y el “Intercambiador 2A”. El volumen de almacenamiento es de $100m^3$.

– **“Tanque de almacenamiento 20A”**: Es un tanque en el que se almacenará la melaza, una vez esté esterilizada, tras pasar por el “Intercambiador 1A” y el “Intercambiador 2A”. El volumen de almacenamiento es de $10m^3$.

– **“Tanque de agitación 30A”**: Es un tanque de $1m^3$ en el que se mezclará el agua destilada con el resto de reactivos del caldo de cultivo. Una vez que la disolución esté homogeneizada se hará pasar por el “Intercambiador 1A” y el “Intercambiador 2A” y se impulsará al “Tanque de almacenamiento 10A”.

– **“Tanque de almacenamiento 40A”**: Es un tanque en el que se almacenará la melaza procedente de la azucarera antes de ser esterilizada. El volumen de almacenamiento es de $10m^3$.

Estos son todos los equipos que componen la Cadena A. La Cadena B cuenta exactamente con el mismo tipo y número de equipos que la Cadena A, por lo que no se van a nombrar en este apartado. Los códigos de identificación de los equipos de la Cadena B son los mismos que los de la Cadena A pero con la letra B.

10.2 Otros equipos de la planta

En la planta existen equipos que no pertenecen ni a la Cadena A ni a la Cadena B, ya que son de uso común para ambas. Entre estos equipos se tienen las calderas, la planta de agua desmineralizada, un filtro de tambor a vacío, un molino Raymond, un depósito de la goma xantana con un deshumidificador y el equipo de ensacado.

Las calderas son los equipos que proporcionan a la planta vapor saturado. El vapor saturado es un fluido caloportador, que es utilizado en distintas unidades de la planta. El intercambiador 2A, el intercambiador 2B, los biorreactores series 200A y los biorreactores

series 200B, los reboiler de la torre de destilación 501A y de la torre de destilación 501B se alimentan con vapor saturado para realizar sus funciones.

La planta de agua desmineralizada transforma el agua de red en agua desmineralizada. Esta última se usará como agua del caldo de cultivo y también servirá como agua de aporte a las calderas.

El filtro de tambor rotatorio es el equipo que recibe la mezcla caldo de cultivo-isopropanol con las sales de goma xantana de los tanques mezcla de la serie 400 A y B . Su función es la separar las partículas sólidas de goma xantana que se encuentran contenidas en la mezcla.

El molino Raymond se encarga de que la goma xantana tenga el tamaño de partícula deseada por los clientes y por la normativa técnica.

El depósito de goma xantana con deshumidificador es el recipiente donde se guarda la goma xantana después de pasar por el molino de Raymond. El xantano se irá sacando de este depósito para llevarlo a una unidad donde se meterá la goma en bolsas cerradas herméticamente. Esta es la última actividad que se realiza con el xantano en la planta.

10.3 Relación entre los equipos de la planta

Equipos encargados del acondicionamiento de la materia prima

La siguiente tabla muestra los equipos involucrados en el acondicionamiento de la materia prima:

Equipo	Código del Equipo	Función
Planta de Agua Desmineralizada	PAD	Proporcionar agua desmineralizada
Tanque de Almacenamiento 40A	TA-40A	Almacenamiento de la melaza sin esterilizar ($10m^3$)
Tanque Agitación 30A	TA-30A	Mezcla de reactivos ($1m^3$)
Intercambiador 11A	IC-11A	Precalentamiento de la materia prima
Intercambiador 21A	IC-21A	Materia prima a $140^{\circ}C$
Intercambiador 12A	IC-12A	Precalentamiento de la materia prima
Intercambiador 22A	IC-22A	Materia prima a $140^{\circ}C$
Intercambiador 13A	IC-13A	Precalentamiento de la materia prima
Intercambiador 23A	IC-23A	Materia prima a $140^{\circ}C$
Tanque de Almacenamiento 10A	TA-10A	Almacenamiento de agua desmineralizada esterilizada
Tanque de Almacenamiento 20A	TA-20A	Almacenamiento de melaza esterilizada
Calderas		Proporcionar vapor saturado al IC-2A

Tabla 18: Equipos involucrados en el acondicionamiento de la materia prima.

En el siguiente esquema se observa visualmente la relación que existe entre los diferentes equipos (en este esquema no se incluyen las calderas).

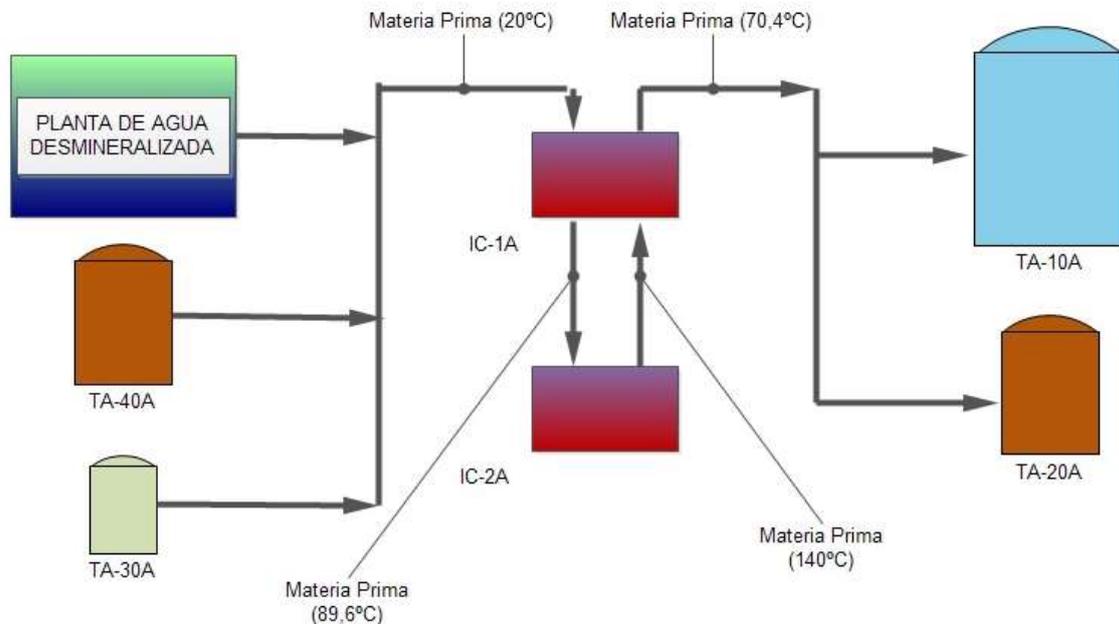


Figura 4: Equipos involucrados en el acondicionamiento de la materia prima.

El acondicionamiento de la materia prima es el conjunto de procesos que permite que todos los compuestos, estén listos para poder ser utilizados como componentes del caldo de cultivo. El requisito más importante que deben tener los compuestos para ser utilizados como caldo de cultivo es que estén esterilizados.

El esquema muestra un sistema que realiza la esterilización de la materia prima de forma continua. La esterilización continua es la que suele ser utilizada en las plantas industriales.

En este caso se realiza la esterilización por vía térmica, de forma que la materia prima fluye por una serie de intercambiadores, donde se alcanzan altas temperaturas para luego bajarse la temperatura rápidamente. La materia prima para ser esterilizada debe de alcanzar una temperatura de 140°C y mantenerse en estas condiciones durante medio minuto. A estas temperaturas se

consigue matar a las bacterias y las esporas. Después de esto se realiza rápidamente un enfriamiento moderado de la materia prima, con el objeto de no alterar significativamente su estructura física o química. Esto es importante, ya que si se modificaran las propiedades de la materia prima, podría no ser utilizable como alimentación las bacterias *Xanthomonas campestris* en los biorreactores de producción de goma xantana.

En el esquema anterior, los equipos de la izquierda son las unidades que contienen los compuestos de la materia prima sin esterilizar, y los equipos de la derecha contienen los compuestos del caldo de cultivo esterilizados. La esterilización de la materia prima se hace por etapas. En una primera etapa se esteriliza el agua desmineralizada, el agua que vaya circulando por los biorreactores se acumula en el depósito TA-10A hasta que contenga un volumen cercano a los 89 m^3 . En una segunda etapa los intercambiadores esterilizan la melaza. La melaza sin esterilizar sale de la unidad TA-40A, y tras pasar por los intercambiadores se depositan en el tanque TA-20A. La tercera y última etapa de la esterilización, consiste en la esterilización del resto de reactivos que forman el caldo de cultivo en el biorreactor, y que no están incluidos en la melaza. Los reactivos se han añadido en el tanque de agitación TA-30A y se han disuelto con 1 m^3 de agua, y se mandan al tanque TA-10A, no sin antes pasar por los intercambiadores para la esterilización. Una vez realizadas las tres etapas de esterilización, se tiene la materia prima esterilizada correspondiente al volumen que contiene el biorreactor 201A (biorreactor encargado de la producción de goma xantana de 100 m^3). Poco antes de comenzar la fermentación se mandará el contenido de la unidad TA-10A y TA-20A a uno de los biorreactores de la serie 200 (por ejemplo el biorreactor 201A). Tras verter toda la materia prima al biorreactor, se comenzará a agitar el contenido del tanque con la ayuda de sus dos turbinas Rushton. Cuando se haya homogenizado todo el contenido, se habrá obtenido el medio cultivo diseñado, listo para recibir el inóculo y comenzar con la producción de goma xantana.

El término IC-1A en la Figura 4 hace referencia a cualquiera de los tres intercambiadores de precalentamiento de la Cadena A (IC-11A, IC-12A o IC-13A) y el término IC-2A a cualquiera de los tres intercambiadores que permite que la materia prima llegue a la temperatura de esterilización (IC-21A, IC-22A o IC-23A). No se han representado las tres parejas de intercambiadores en la Figura 4 por sencillez visual que y que se entienda mejor el modo de funcionar de los equipos involucrados en el acondicionamiento de la materia prima. Cada pareja de intercambiadores trabaja a la vez, recibiendo la materia prima de un mismo tanque y mandándolo una vez esterilizada o bien a TA-10A o a TA-20A. El uso de tres parejas de intercambiadores se explica por la disminución del tiempo en el tratamiento de la materia prima.

La función de un intercambiador IC-1A es doble. Su función principal es la de realizar un precalentamiento de la materia prima. La materia prima pasa de la temperatura ambiente (se ha supuesto una temperatura ambiente de 20°C) a los 89,6°C. Por otro lado consigue enfriar la materia prima que sale del IC-2A, de los 140°C hasta los 70,4°C. El uso de un precalentador de la materia utilizando como fluido caloportador, la materia prima que sale del equipo IC-2A y que debe enfriarse, es una estrategia de integración energética que permite un mejor aprovechamiento de la energía calorífica en la planta. En el intercambiador IC-1A el fluido caliente circula por el haz de tubos, y el fluido frío, que es la materia prima sin esterilizar que está a temperatura ambiente, circula por el lado de la carcasa. Con ello se persigue que haya menos pérdidas energéticas en el intercambiador.

En la unidad IC-2A se hace que la materia prima pase de una temperatura de 89,6°C hasta la temperatura de esterilización (140°C). Para ello se utiliza como fluido caloportador en el intercambiador vapor saturado a 158,9°C (a una presión de 6bar).

El tiempo que tarda el sistema de acondicionamiento de la materia prima de cada cadena de la planta en tratar a los compuestos del caldo de cultivo es el siguiente:

	Caudal de operación de: $(\frac{kg}{h})$	Cantidad a tratar por biorreactor	Tiempo (horas)	Caudal de vapor $(\frac{kg}{h})$
Melaza	2700	8400Kg	3,11	139,59
El agua desmineralizada	12000	100m ³	8,33	1213,47

Tabla 19: Caudal de materia prima tratada en los intercambiadores encargados de la esterilización.

Según el compuesto del que se trate, el caudal de operación es diferente. En el caso del agua desmineralizada, el caudal que debe circular por cada pareja de intercambiadores es de $4000 \frac{kg}{h}$ y para el caso de la melaza es $900 \frac{kg}{h}$. En la columna última se muestra la suma de los caudales de vapor necesarios que circulan por las unidades IC-2A para que se produzca la transferencia de calor deseada.

Equipos para la siembra, la fermentación y la pasteurización

Los equipos involucrados son los siguientes:

Equipo	Código del Equipo	Función
Tanque de Almacenamiento 10A	TA-10A	Almacenamiento de agua desmineralizada esterilizada
Tanque de Almacenamiento 20A	TA-20A	Almacenamiento de melaza esterilizada

Calderas		Proporcionar vapor saturado para la pasteurización
Biorreactor 101A	BIO-101A	Siembra de $1m^3$
Biorreactor 102A	BIO-102A	Siembra de $10m^3$
Biorreactor 201A	BIO-201A	Producción de xantano

Tabla 20: Equipos involucrados en la siembra, la fermentación y la pasteurización.

El siguiente esquema muestra la relación de estos equipos:

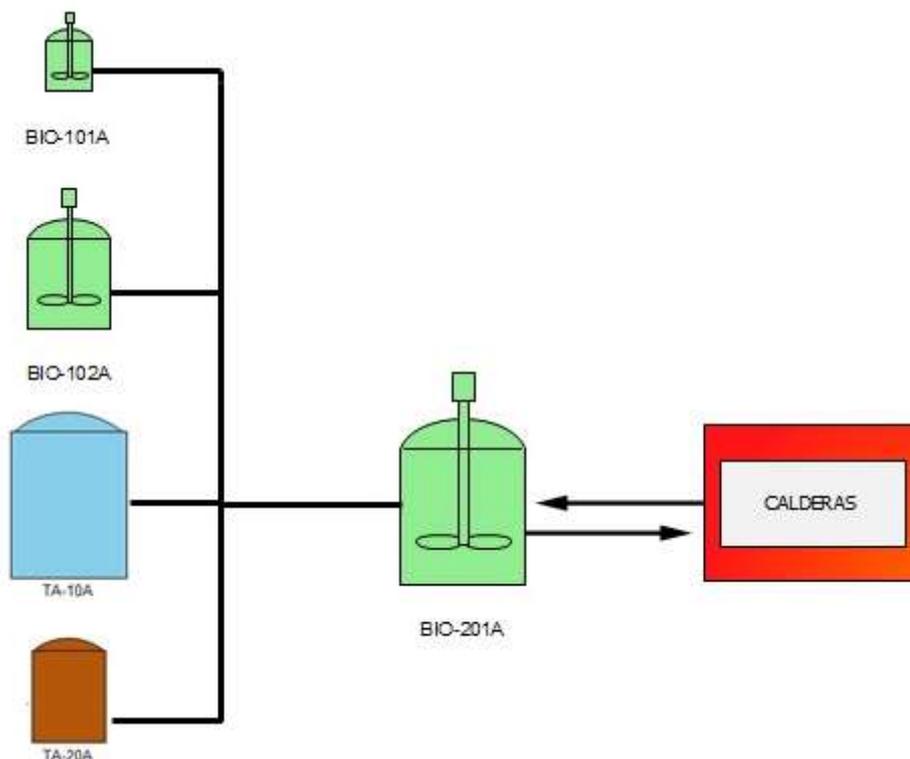


Figura 5: Equipos involucrados en la siembra, la fermentación y la pasteurización.

Como paso previo a la fermentación en los biorreactores de la serie 200, se comienza con la adición de los compuestos del caldo de cultivo. La materia prima se encuentra dentro de los tanques TA-10A y TA-20A. El tanque TA-10A contiene agua con todos los compuestos que forman el caldo de cultivo, exceptuando los que están incluidos en la melaza. De este tanque (TA-10A) se llevan $90m^3$ al biorreactor. Del tanque TA-20A se vierten 8400 kg de

melaza al biorreactor. Con todo esto, ya se tiene en el biorreactor un medio, con todos los componentes necesarios para el desarrollo del microorganismo. Una descripción más detallada de la composición del caldo de cultivo se encuentra detallada en el **“Capítulo 9. Diseño del caldo de cultivo.”** El biorreactor BIO-201A se agita con dos turbinas Rushton hasta que el medio este homogeneizado.

La unidad BIO-201A cuenta con distintos sensores: de temperatura, de oxígeno disuelto y de pH. Antes de comenzar la fermentación y añadir el inóculo al biorreactor, se tomarán las acciones y medidas necesarias en el biorreactor para que el caldo de cultivo esté en las mismas condiciones de operación que durante la fermentación.

Las condiciones del caldo de cultivo durante la fermentación son las siguientes:

- Temperatura de operación: 29°C
- El pH debe ser $7 \pm 0,1$
- La tensión de oxígeno disuelto se sitúa por encima del 10% de la solubilidad del oxígeno.
- Velocidad de introducción de aire: 0,5 vvm (vvm: volumen de aire por volumen de caldo de cultivo al minuto)
- La velocidad de agitación de las turbinas Rushton de 47rpm.

La temperatura de operación se alcanza con el vapor que circula por el serpentín helicoidal que posee el reactor. El control de la temperatura se realiza mediante termopares (sondas Pt-100) y los correspondientes controladores.

La medida de pH se realiza con electrodos de pH adecuadamente calibrados. Cuando la sonda detecta un pH distinto al de operación (set point), actuará el controlador y se adicionará al caldo de

cultivo, según el caso, o bien una disolución ácida de HCl 1M, o bien una disolución básica de NaOH 1M.

La medida del oxígeno disuelto en el caldo de cultivo se realiza con sondas de oxígeno. Al comienzo de la fermentación el caldo de cultivo debe estar en las mejores condiciones, por lo que interesa suministrar el inóculo cuando el caldo esté saturado de O_2 . Si la sonda detecta durante la fermentación una concentración de oxígeno (presión parcial) inferior al 10% del valor correspondiente a la solubilidad a esa temperatura, un controlador hará que la velocidad de agitación de las turbinas Rushton aumente por encima de las 47rpm y también se aumentará la velocidad de introducción de aire en el biorreactor.

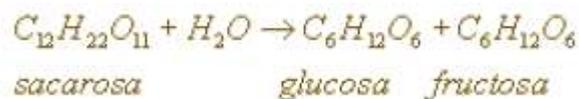
Una vez el biorreactor se encuentre operando con todos los parámetros de funcionamiento anteriormente indicados, se puede comenzar con la inoculación. El inóculo suministrado al biorreactor BIO-201A proviene de la unidad BIO-102A. El volumen del inóculo añadido es de $10 m^3$ y la concentración es de $0,5 \frac{g}{L}$ de biomasa. El volumen añadido como inóculo representa el 10% del volumen del caldo de cultivo en el fermentador (unidad BIO-201A). Por tanto la fermentación comienza con los $90 m^3$ del tanque TA-10A, los 8400 kg de melaza del equipo TA-20A y los $10 m^3$ del biorreactor semilla BIO-102A, todo esto suma un volumen de fermentación de $100m^3$.

La fermentación durará alrededor de 34 horas. Al final del proceso, la concentración de los componentes del caldo de cultivo será aproximadamente la siguiente: $4,343 \frac{g}{L}$ de biomasa; $8,574 \frac{g}{L}$ de sacarosa y $26,420 \frac{g}{L}$ de goma xantana. La fermentación finaliza sobre la hora 34 de operación ya que, en ese momento, la mezcla que proporcionan las turbinas Rushton al caldo de cultivo deja de ser adecuada debido a la elevada viscosidad del medio. Además la concentración alcanzada de goma xantana es satisfactoria y aumentar el tiempo de fermentación supondría un gran gasto de recursos energéticos para aumentar en muy poca cantidad la concentración de xantano.

Con el comienzo de la fermentación se inicia una adquisición y registro de datos, que permitirá conocer el estado y la evolución de las principales variables del caldo de cultivo durante la fermentación. Las variables a registrar son las siguientes: temperatura de operación, oxígeno disuelto, velocidad de agitación, volumen de ácido añadido y volumen de base añadida.

También se determinará la concentración de azúcares reductores, la concentración de goma y la concentración de biomasa del caldo de cultivo en el laboratorio de la planta para hacer un seguimiento de la fermentación. Este seguimiento consiste en tomar cuatro muestras diarias por cada fermentador para su posterior análisis en el laboratorio.

La sacarosa que es el nutriente esencial como fuente de carbono, no es un azúcar reductor, ya que se trata de un disacárido, pero al contacto con el agua forma dos productos que sí lo son. La glucosa y la fructosa, son dos monosacáridos, que como todos los monosacáridos, pertenecen al grupo de los azúcares reductores.



Por tanto con la medida de los azúcares reductores en el laboratorio se puede hacer la equivalencia en sacarosa que hay en el caldo de cultivo.

La medida de la biomasa también se hace en el laboratorio con la ayuda de técnicas de tinción y mediante recuento. Con todo ello obtenemos el resultado de la concentración de células viables que hay en el biorreactor . Además, con los análisis de laboratorio se puede detectar si hay algún tipo de contaminante en el medio de cultivo.

Cuando se detecta en el laboratorio que la concentración de la goma xantana es superior a $26,420 \frac{g}{L}$, se procede a parar la fermentación. Para este fin, es necesario esterilizar el medio aumentando la temperatura del biorreactor, para que los microorganismos no puedan seguir multiplicándose. Por el serpentín helicoidal del biorreactor se hará circular vapor saturado a 6 bar y a $158,9^{\circ}\text{C}$ de temperatura. El caudal de vapor que se hace circular por el serpentín es de $9198,7 \frac{kg}{h}$. El tiempo aproximado en llegar a la temperatura de pasteurización (80°C) es de 61 minutos. Esta temperatura se mantiene durante un cuarto de hora. Con esto se finaliza la etapa de pasteurización.

En la Figura 5 se observa que hay dos líneas que mantienen en contacto la unidad BIO-201A y calderas. La línea de entrada al biorreactor simboliza la entrada de vapor saturado para realizar la pasteurización y la línea de salida, corresponde al líquido saturado a una presión de 6 bar, que puede volver a ser reutilizado por las calderas. El calor que ha transferido el vapor al caldo de cultivo es el calor latente de vaporización.

En el esquema también se muestran dos biorreactores “semilla”. La unidad BIO-102A es la que proporciona como se ha dicho anteriormente el inóculo al tanque de fermentación (biorreactor que tiene como objetivo la producción de la goma xantana). El otro equipo semilla BIO-101A, es el equipo que prepara el inóculo para que este listo para la unidad BIO-102A. Este equipo BIO-101A a su vez, ha recibido el inóculo de otro biorreactor más pequeño que no se encuentra en la planta de trabajo, sino en el laboratorio. El inóculo proveniente del laboratorio es de 100L y contiene una concentración de $0,5 \frac{g}{L}$ de biomasa. Cuando se añade este inóculo al equipo BIO-101A, se da comienzo al desarrollo y crecimiento del microorganismo. Tras pasar aproximadamente nueve horas y cuarenta minutos, se tiene una concentración de $0,5 \frac{g}{L}$ de biomasa para un volumen de $1m^3$. En estos equipos “semilla” también se produce goma xantana, pero el

factor importante en estos biorreactores es la cantidad de biomasa contenida en ellos mismos. Tras conseguir que la concentración de biomasa sea como mínimo de $0,5 \frac{g}{L}$ en BIO-101A, se puede inocular el contenido del tanque al BIO-102A. El tiempo aproximado para tener listo el inóculo para el tanque de fermentación resulta ser también de nueve horas y cuarenta minutos como en el anterior equipo “semilla”.

En el caso de que se produzca algún fallo en el proceso de la preparación del inóculo para el biorreactor, se puede tomar la decisión de tomarlo de alguno de los biorreactores de producción que esté en funcionamiento o reutilizar una parte de la biomasa de la fermentación anterior del propio biorreactor.

Equipos involucrados en la retirada de la biomasa, la precipitación de la goma xantana y la filtración

Los equipos que participan en la realización de estas tareas son los siguientes:

Equipo	Código del Equipo	Función
Biorreactor 201A	BIO-201A	Contiene goma xantana
Biorreactor 202A	BIO-202A	Contiene goma xantana
Biorreactor 203A	BIO-203A	Contiene goma xantana
Centrifugadoras de tazón tubular	C-301A C-302A C-303A C-304A C-305A C-306A C-307A C-308A	Retirada de la biomasa del caldo de cultivo
Tanque Mezcla 401A	TM-401A	Lugar de precipitación del xantano y

Tanque Mezcla 402A	TM-402A	almacenamiento IPA Lugar de precipitación del xantano y almacenamiento IPA
Tanque Mezcla 403A	TM-403A	Lugar de precipitación del xantano y almacenamiento IPA
Tanque Mezcla 404A	TM-404A	Lugar de precipitación del xantano y almacenamiento IPA
Filtro de tambor rotatorio		Obtención del polvo de goma xantana
Torre de destilación 501A	TD-501A	Recuperación de IPA para la serie TM-400
Calderas		Proporcionar energía calorífica a TD-501A

Tabla 21: Equipos involucrados en la retirada de la biomasa, la precipitación de la goma xantana y la filtración.

El siguiente esquema muestra la relación de estos equipos:

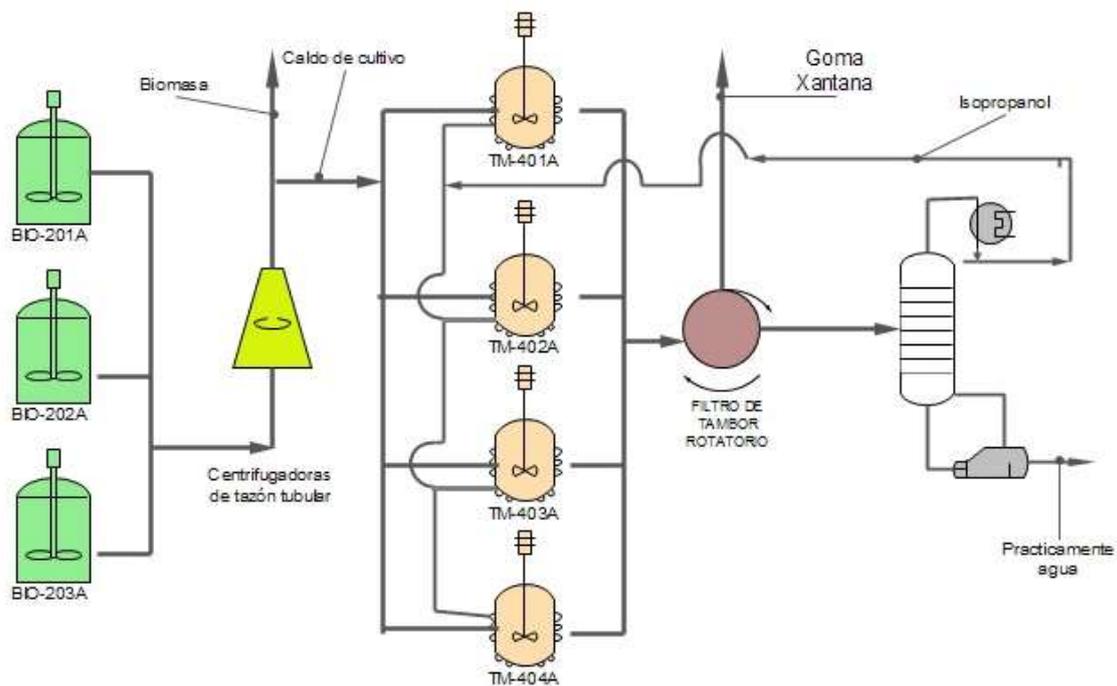


Figura 6: Equipos involucrados en la retirada de la biomasa, la precipitación de la goma xantana y la filtración.

El proceso de fabricación que se ha escogido para la producción de goma xantana en los biorreactores es por lotes o batch. A pesar de esto, se han escogidos los equipos, la forma de operar de éstos y se ha realizado un estudio de minimización del tiempo de tareas, para que la producción de goma xantana por parte de la planta sea lo más constante posible. Es decir, se ha intentado que el tiempo de los equipos sin operar sea el menor posible.

En la Cadena A hay tres biorreactores de producción de goma xantana, en los cuales el tiempo de inicio de la fermentación no coincide. Entre el inicio de la fermentación del equipo BIO-201A y el inicio de la fermentación del equipo BIO-202A hay un intervalo de tiempo de 14 horas. Este mismo intervalo de tiempo es el que hay entre el inicio de la fermentación del equipo BIO-202A y el inicio del equipo BIO-203A.

Por tanto el estado de la fermentación para un instante de tiempo determinado es distinto en los tres reactores (la concentración de los componentes del caldo de cultivo será diferente).

La distribución de tareas de una unidad de la serie BIO-200A es la siguiente: 34 horas de fermentación, 2 horas de pasteurización (número entero mayor más próximo a 1,26 horas), 4 horas de vaciado del contenido del biorreactor y 2 horas para la recarga del caldo de cultivo y el inóculo, y comienzo de una nueva fermentación. En la pasteurización se han asignado 2 horas, cuando se necesitan realmente una hora y cuarto. Los cuarenta y cinco minutos restantes pueden ser asignados a cualquiera de las tareas del biorreactor, pudiendo ser empleados si ocurre algún retraso en el desarrollo de alguna de las tareas, aunque en el diagrama se han incluido en la pasteurización. Todo ello lleva a que el programa de tareas del biorreactor dura aproximadamente 42 horas (un día y tres cuartos).

A continuación, se va explicar el esquema de funcionamiento, teniendo como referencia al equipo BIO-201A. Se parte de un tiempo cero que viene marcado por el inicio de la fermentación en este biorreactor. Cuando se llega a la hora 36 (acabada la pasteurización), se empieza a bombear el contenido del biorreactor, para que salga el cultivo fuera de la unidad y pase éste por unas centrifugadoras tubulares. La cadena A consta de 8 centrifugadoras de cesta tubular que, en conjunto, tienen una capacidad de tratamiento del caldo de cultivo de $25 \frac{m^3}{h}$. Esta unidad empieza a trabajar en la hora 36, momento en el que en el biorreactor ha finalizado la pasteurización y recibe caldo de cultivo de éste. Como el caldo de cultivo tiene un volumen de $100m^3$, el tiempo que tardan las centrifugadoras de cesta tubular en tratar todo el contenido de un biorreactor es de 4 horas. Conforme el caldo de cultivo es tratado por las centrifugadoras de cesta tubular, el fluido que sale de ellas sin partículas sólidas (sin biomasa) se manda a los tanques de mezcla (equipos serie TM-400A). Cada

cadena de la planta consta de cuatro tanques de mezcla donde se produce la precipitación de la goma xantana. Este número se ha escogido porque es el adecuado para tratar el volumen de un biorreactor de producción de goma xantana (recordar que este volumen es de $100m^3$).

Para la obtención de la goma, se adicionan $25m^3$ de caldo de cultivo a cada uno de los tanques mezcla TM-400A. El tiempo de adición del caldo de cultivo a cada tanque mezcla es de una hora. El llenado del equipo TM-401A se produce de la hora 36 a la hora 37. Hay que decir que el tanque TM-401A, antes de añadirle nada de caldo de cultivo, contiene $57,699 m^3$ de IPA al 86% en volumen y 8,177 kg de KCl. Esta composición del tanque de mezcla es la adecuada para hacer precipitar $25 m^3$ de caldo de cultivo.

Durante el tiempo de adición del cultivo al tanque TM-401A, éste está siendo agitado por dos turbinas Rushton. A la hora 37 habrá precipitado en el tanque todo el contenido en xantano de los $25 m^3$ del medio. En ese momento, hay que realizar una separación del polvo de xantano de la mezcla formada. Para ello se vacía el contenido de la unidad TM-401A y se manda el fluido a un filtro de tambor rotatorio. La velocidad con la que se manda el líquido con las partículas en suspensión al filtro rotatorio será de $25 \frac{m^3}{h}$. Esta velocidad de circulación se ha escogido para que coincida con el caudal de alimentación que tiene la torre de destilación. En el esquema se observa que en el filtro de tambor rotario hay dos líneas de salida. La goma xantana se manda a un depósito que posee un deshumidificador. La otra línea contiene una mezcla líquida, constituida esencialmente por isopropanol y agua. Esta línea está conectada a una torre de destilación, donde se va a volver a recuperar IPA al 86% en volumen, que es la concentración con la que se realiza la precipitación de la goma en los tanques de agitación. La velocidad con la que entra es de $25 \frac{m^3}{h}$, que es el

mismo caudal con el que entra la corriente líquida al filtro de tambor rotatorio, esto es equivalente a un caudal másico de $21800 \frac{kg}{h}$.

La composición de las corrientes de la torre de destilación es la siguiente:

Alimentación $21800 \frac{kg}{h}$	IPA: $11790 \frac{kg}{h}$ H_2O : $10000 \frac{kg}{h}$ KCl: $10 \frac{kg}{h}$	Destilado $14000 \frac{kg}{h}$	IPA: $11592 \frac{kg}{h}$ H_2O : $2408 \frac{kg}{h}$
		Producto de Colas $7800 \frac{kg}{h}$	IPA: $198 \frac{kg}{h}$ H_2O : $7592 \frac{kg}{h}$ KCl: $10 \frac{kg}{h}$

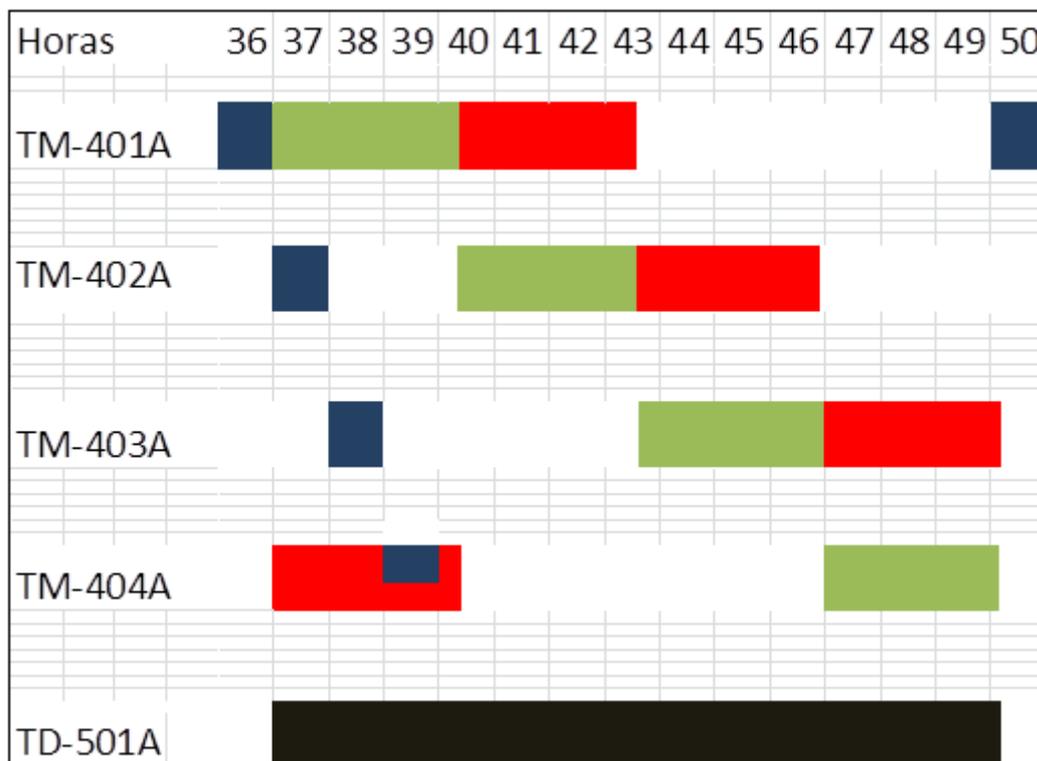
Alimentación $25 \frac{m^3}{h}$	60% en volumen de IPA	Destilado $17,16 \frac{m^3}{h}$	86% en volumen IPA
		Producto de Colas $7,84 \frac{m^3}{h}$	3,2% en volumen IPA

Tabla 22: Composición de las corrientes de la torre de destilación.

El vaciado del tanque TM-401A lleva 3,31 horas. El caudal de destilado en ese periodo se manda al tanque TM-404A. Ese tanque TM-404A se encuentra hasta ese momento vacío. Cuando pasan 3,31 horas, el tanque TM-404A contiene $56,8m^3$ de IPA al 86% en volumen. También contiene $25m^3$ de cultivo, que se adicionó de la hora 39 a la 40. Cuando se acaba de añadir todo el destilado obtenido como consecuencia de llevar el contenido del

TM-401A a la torre de destilación TD-501A, se aportan $0,899m^3$ de IPA al 86% en volumen, que es la cantidad que le falta al tanque para llegar a los $57,699m^3$ (volumen necesario para precipitar $25m^3$ de caldo) y 8,177 kg de KCl.

El siguiente gráfico muestra cómo se aborda en la cadena A la precipitación del contenido en xantano de un biorreactor de $100m^3$ usando los cuatro tanques de mezcla. Las horas tienen como referencia el comienzo de la fermentación en el biorreactor.



Adición de 25 metros cúbicos de cultivo



Vaciado del tanque



Adición de IPA al 86% en volumen



Destilación del todo el contenido de un biorreactor mezclado con el IPA

Figura 7: Distribución de tareas de los tanques de mezcla serie TM-400A.

El vaciado del contenido del biorreactor se hace desde la hora 36 hasta la hora 40, como se ha dicho ya anteriormente. El gráfico muestra como el tanque TM-404A durante la hora 39 recibe cultivo del biorreactor, y destilado, cuya fuente de alimentación proviene del tanque TM-401A. También se incluye la adición de 25 m^3 de cultivo del biorreactor siguiente al de referencia, al tanque mezcla TM-401A (si se toma como referencia el BIO-201A, el siguiente es BIO-202A) La adición comienza una hora antes de que acabe el uso de la torre de destilación en la recuperación del isopropanol proveniente de la mezcla del contenido del biorreactor con el alcohol y la sal cloruro potásico. En el esquema se da por hecho que los tanques TM-401A, TM-402A TM-403A contienen todo el contenido en alcohol y sales para precipitar 25 m^3 de medio de, biorreactor, para la hora 36 (momento en el que ha acabado la pasturización).

El gráfico de la Figura 7 muestra aproximadamente como se organizan las tareas en el tiempo, ya que la duración de las tareas no es un número entero. Las dos siguientes tablas de esta sección concretan como se desarrollan las tareas.

Vaciado del tanque y por tanto alimentación para la torre	
TANQUE	PERIODO (horas)
TM-401A	37,00-40,31
TM-402A	40,31-43,62
TM-403A	43,62-46,93
TM-404A	46,93-50,24

Tabla 23: Distribución de tareas del vaciado de los tanques de mezcla serie TM-400A.

El tratamiento de la torre de la mezcla de isopropanol con 100 m^3 de cultivo y las sales es de 13,24 horas. A partir de la hora 50,24 , la torre comienza a recibir alimentación que tiene como origen el biorreactor siguiente al de referencia. Si se toma como referencia el equipo BIO-201A, el siguiente es el BIO-202A, siendo el periodo de recuperación de IPA para este tanque de 50,24 a 63,48 horas. A su vez, por lo anteriormente dicho el periodo para el BIO-203A es de 63,48 a 76,72 horas. La torre de destilación opera siguiendo toda esta secuencia, operando de forma continua en la planta, gracias al desfase que hay entre el comienzo de la fermentación de los tres biorreactores de la serie BIO-200A.

Llenado de IPA proveniente del destilado	
TANQUE	PERIODO (horas)
TM-401A	40,31-43,62
TM-402A	43,62-46,93
TM-403A	46,93-50,24
TM-404A	37,00-40,31

Tabla 24: Distribución de tareas, llenado de IPA de los tanques de mezcla serie TM-400A.

La cantidad de IPA al 86% en volumen que se aporta por cada ciclo de fermentación es de $3,556\text{ m}^3$ y la de sales de cloruro potásico es de 32,708 kg.

Línea de flujo de la goma xantana en el proceso

En resumen, los pasos principales para la formación de la goma xantana comercial en la planta son los siguientes:

- Fabricación de la goma en los biorreactores serie BIO-200A y BIO-200B. Cada serie consta de tres reactores.
- Retirada de la biomasa del medio usando centrifugadoras de cesta tubular.
- Precipitación del biopolímero en los equipos de tanque mezcla TM-400A y TM-400B.

- Filtración de la mezcla usando un filtro de tambor rotatorio al vacío. Tras esto, se obtiene un producto en forma de polvo.
- Trituración en molino Raymond que permite tener un tamaño de partícula homogéneo.
- Almacenamiento del xantano en un deshumidificador, de donde solo se sacará para ensacarlo.

CAPÍTULO 11. INTERCAMBIADORES DE CALOR

11.1 Introducción

Los intercambiadores son dispositivos que facilitan la transferencia de calor entre dos fluidos que se encuentran a temperaturas diferentes y evitan al mismo tiempo, que se mezclen entre sí.

La transferencia de calor es una de las operaciones más importantes que se pueden desarrollar en una planta industrial, ya que si se realiza de manera inadecuada, los costes del proceso pueden resultar insostenibles. Por el contrario, si se desarrollan de una manera efectiva, pueden contribuir con una disminución en los costes por el aprovechamiento de la energía que puede suponer.

Según las aplicaciones y las funciones de los intercambiadores los equipos reciben distintos nombres:

- Intercambiador: realiza la función doble de calentar y enfriar dos corrientes diferentes.
- Calentador: se hace principalmente para calentar fluidos del proceso, y generalmente se usa vapor con este fin.
- Enfriador: se emplea para enfriar fluidos en un proceso, el agua es el medio enfriador principal.
- Condensador: es un tipo de enfriador cuyo propósito principal es eliminar el calor latente en lugar del calor sensible.
- Hervidor: tiene el propósito de suplir los requerimientos de calor de los procesos de destilación como calor latente. Conectado a la base de la torre de fraccionamiento proporciona el calor de reebullición que se necesita para la destilación.
- Evaporador: se emplea para la concentración de soluciones por evaporación de agua.
- Vaporizador: se emplea para la concentración de soluciones por vaporización de agua y otros fluidos.

11.2 Intercambiador IC-1A

En este caso, el objetivo del intercambiador de calor es doble, por un lado el precalentamiento de la materia prima proveniente de los tanques de almacenamiento, por otro lado el enfriamiento de la materia prima que sale del Intercambiador 2A y que se almacena en otros depósitos.

La materia prima pasa de la temperatura ambiente (se ha supuesto una temperatura ambiente de 20°C) a 89,6°C. Por otro lado consigue enfriar la materia prima que sale del IC-2A, de los 140°C hasta los 70,4°C. El uso de un precalentador de la materia utilizando como fluido caloportador, la materia prima que sale del equipo IC-2A, que interesa enfriar, es una ventaja, porque supone un aprovechamiento de la energía calorífica.

Según el compuesto del que se trate, el caudal de operación de la materia prima es diferente. En el caso del agua desmineralizada, el caudal que debe circular por los intercambiadores es de $4000 \frac{Kg}{h}$ y para el caso de la melaza es de $900 \frac{Kg}{h}$. Mirar para mayor información ANEXO IV: DISEÑOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR PREVIOS AL BIORREACTOR de ANEXOS CÁLCULOS.

	Caudal de operación de: ($\frac{Kg}{h}$)	Cantidad a tratar por biorreactor	Tiempo (horas)
La melaza	900	8400Kg	9,33
El agua desmineralizada	4000	$100m^3$	25

Tabla 25: Caudal de materia prima tratada según el tipo, para el intercambiador IC-1A.

11.2.1 Tipos de intercambiadores de calor

Los factores principales a tener en cuenta en la elección de un tipo dado de intercambiador para un servicio concreto son los siguientes:

- Temperaturas de trabajo, y estado (líquido o vapor) de los fluidos.
- Presiones de las corrientes y pérdidas de presión admisibles.
- Caudales de los fluidos.
- Posibilidades de ensuciamiento del aparato.
- Espacio disponible para la instalación.
- Acción corrosiva de los fluidos.

Intercambiadores de calor de doble tubo

Es el tipo de intercambiador de calor más sencillo. Las partes principales son dos juegos de tubos concéntricos, dos tes conectoras, un cabezal de retorno y un codo en U.

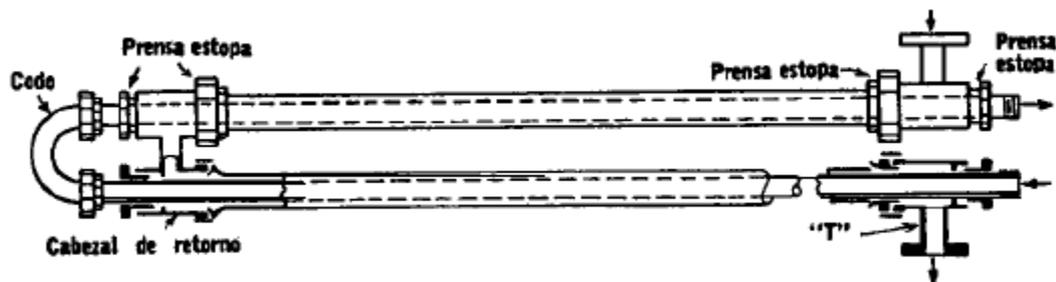


Figura 8: Intercambiador de doble tubo. **Fuente:** Donald Q. Kern, 1999.

Uno de los fluidos fluye por el tubo de menor diámetro y el otro fluido fluye por el espacio anular entre los dos tubos. Ambos fluidos intercambian calor a través de la pared que separa a los dos fluidos. La tubería interior se soporta en la exterior mediante estorperos y el fluido entra al tubo interior a través de una conexión roscada localizada en la parte externa del intercambiador. La principal desventaja en el uso de los intercambiadores de doble tubo es la pequeña superficie de transferencia de calor contenida

para el volumen que ocupa en comparación a otros equipos (Donald Q. Kern, 1999).

Intercambiadores de calor de placas

Son intercambiadores diseñados para lograr una gran área superficial de transferencia de calor por unidad de volumen. Su diseño se basa en sustituir las superficies tubulares por superficies planas con cierta rugosidad. La razón entre el área superficial de transferencia de calor y su volumen es la densidad de área β . Un intercambiador con $\beta > 700 \frac{m^2}{m^3}$ se clasifica como compacto.

Este tipo de cambiador consiste en varias placas metálicas que sirven como superficies de transferencia de calor y que están montadas sobre un bastidor formado por una barra riel y dos placas gruesas que sirven de extremos al paquete.

Estos intercambiadores se emplean normalmente cuando al menos uno de los fluidos es un gas, y en consecuencia se caracteriza por un coeficiente de convección pequeño. Pueden desmontarse con facilidad para su limpieza, y tienen poco volumen, aunque su precio es normalmente elevado (Hollman Mills J., 1998).

Intercambiadores de calor de carcasa y tubos

Es el tipo más común de intercambiador de calor en las aplicaciones industriales y se presenta en varios modelos distintos según sus aplicaciones. Están compuestos por una carcasa cilíndrica en cuyo interior se dispone un haz de tubos de pequeño diámetro paralelamente al eje del cilindro.

La transferencia de calor tiene lugar a medida que uno de los fluidos se mueve por el interior de los tubos mientras que el otro se mueve por fuera de estos, por el casco. Este tipo de intercambiadores se clasifica por el número de pasos por el casco y por el número de pasos por los tubos.

En los extremos del haz de tubos se dispone de cabezales que, mediante unas placas apropiadamente dispuestas, obligan al fluido que circula por el interior de los tubos a recorrer un camino sinuoso por el haz de tubos. Los cabezales pueden retirarse con cierta facilidad para proceder a la limpieza del intercambiador y a su reparación si fuese necesario. Asimismo, diversos tabiques deflectores colocados en la carcasa hacen que el fluido externo circule en dirección lo más perpendicular posible al haz de tubos, mejorándose la transmisión de calor. El intercambiador de carcasa y tubos se usa más frecuentemente para líquidos y altas presiones.

De entre los intercambiadores de calor descritos anteriormente, se ha seleccionado el intercambiador de calor de carcasa y tubos. Esta elección se basa en las condiciones de proceso de ambas corrientes y sus propiedades físicas (las corrientes a enfriar y calentar son líquidas, no hay grandes presiones de trabajo, y los líquidos no son corrosivos). Además, es el tipo de intercambiador más frecuente en la industria (Perry et al., 2001).

Se planteó la opción de elegir de un intercambiador de doble tubo en lugar de un intercambiador de carcasa y tubos para la melaza, ya que es un fluido viscoso que podría provocar incrustaciones. Sin embargo se ha visto por empresas distribuidoras de intercambiadores de calor (por ejemplo www.geaheatexchangers.com), que intercambiadores de carcasa y tubos son una opción para el tratamiento de melazas (Molasses coolers & heaters). Además en el diseño de los intercambiadores se ha tenido en cuenta que se trabaja con un fluido viscoso. Esta decisión va a suponer un menor coste, ya que si no, habría que comprar por un lado intercambiadores de carcasa y tubos para esterilizar el agua, y por otro lado intercambiadores concéntricos para esterilizar la melaza.

11.2.2 Criterios de diseño

Para el diseño de intercambiadores de calor de carcasa y tubos, la normativa más frecuentemente empleada es el ASME Boiler and Pressure Vessels Code y, en particular, su Sección VIII relativa a recipientes a presión (División1) que establece las normas mínimas de construcción. Para el diseño de los tubos, el código remite a la norma ANSI B31.3.

La aplicación del código ASME requiere de un amplio criterio para la interpretación correcta del mismo en el diseño. Por ello, existen y se aplicarán las normas TEMA (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association), cuya finalidad es regular los criterios de diseño, fabricación y materiales de construcción de los intercambiadores de calor del tipo carcasa y tubos, para así complementar y definir el código ASME para todas las aplicaciones de dichos intercambiadores.

Un intercambiador de calor de carcasa y tubo conforme a TEMA se identifica con tres letras:

La primera letra es la indicativa del tipo del cabezal estacionario. Los tipos A (canal y cubierta desmontable) y B (casquete) son los más comunes. El cabezal de los intercambiadores se ha escogido que sea tipo A.

La segunda letra es la indicativa del tipo de carcasa. La carcasa tipo E (carcasa de un único paso) es la más usada. La carcasa F (de dos pasos) se usa ocasionalmente cuando un único paso en carcasa no es posible debido a las diferencias de temperaturas entre carcasa y tubo y es difícil su mantenimiento. Se escoge carcasa tipo E porque es más económica que la F y cumple con las condiciones deseadas.

La tercera letra indica el tipo del cabezal del extremo posterior, los tipos S, T y U son los más utilizados. El tipo S se conoce como cabezal flotante con dispositivo de apoyo, el T, cabezal flotante sin contrabida y en el tipo U, el haz de tubos se dobla y forman una U. El tipo U es el más económico y es que el que se va escoger porque la mayor parte del tiempo el intercambiador trata con agua. Si la tercera letra es una M indica que el cabezal es fijo.

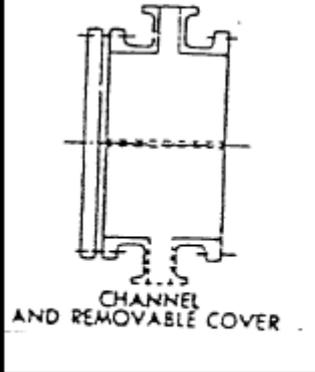
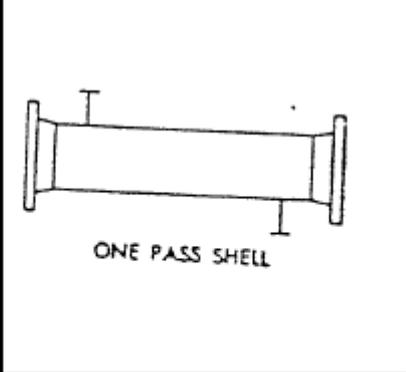
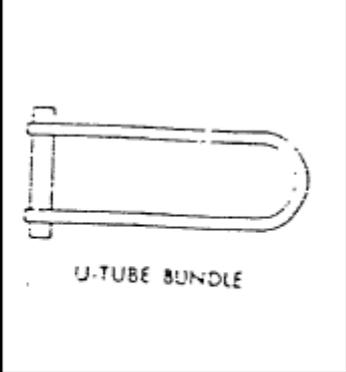
FRONT END STATIONARY HEAD TYPES	SHELL TYPES	REAR END HEAD TYPES
A	E	U
 <p>CHANNEL AND REMOVABLE COVER</p>	 <p>ONE PASS SHELL</p>	 <p>U-TUBE BUNDLE</p>

Figura 9: Identificación del intercambiador IC-1A conforme a TEMA.

El tamaño del intercambiador de calor se identifica con dos números: el primero representa el diámetro interior de la carcasa y el segundo la longitud recta de los tubos de transferencia.

A la hora de diseñar un intercambiador de calor de carcasa y tubos, hay que seleccionar la trayectoria de flujo a través del intercambiador, es decir, elegir qué fluido va a circular por la carcasa y qué fluido circulará por el interior de los tubos. Las reglas aplicables para determinar que fluido va por la carcasa y cual por los tubos son (Perry et al., 2001):

1. El fluido a mayor presión o temperatura va en los tubos.
2. El fluido más corrosivo va en los tubos.
3. Los fluidos más sucios van en los tubos.
4. El fluido con menor pérdida de presión va en la carcasa.
5. El fluido del lado de la carcasa es un líquido de viscosidad elevada o un gas.

Para el intercambiador IC-1A utilizado en la esterilización del medio de cultivo se selecciona el criterio número 1. El fluido con mayor temperatura circulará por el interior de los tubos. En este

intercambiador los dos fluidos que intercambian calor tienen la misma composición. Haciendo que el fluido caliente circule por el interior de los tubos se logra que las pérdidas energéticas con el exterior que tiene cualquier tipo de intercambiador sean menores que si el fluido caliente circula por el lado de la carcasa.

11.2.3 Aspectos de diseño

A) Construcción del lado de los tubos

Número de pasos

El número de pasos por los tubos hace referencia al número de veces que el fluido del lado de los tubos cambia de dirección al circular por el interior de ellos. La mayor parte de los intercambiadores tienen un número par de pasos del lado de los tubos. Un intercambiador puede tener 1,2,4 u 8 pasos de tubos. De igual manera, en el lado de la carcasa puede haber un solo paso o paso múltiple.

Se ha escogido un intercambiador de calor 1-2, ya que a escala industrial el intercambiador de calor 1-1 no se suele utilizar, y además con la construcción de equipo de paso múltiple se disminuye la sección transversal libre para el fluido y se aumenta su velocidad, dando lugar al correspondiente aumento del coeficiente de transmisión de calor. El intercambiador de dos pasos es más común porque sólo es necesario perforar uno de los extremos para permitir la entrada y salida de los tubos. No se ha escogido un intercambiador de pasos múltiples por el lado de la carcasa, ya que aunque con su uso el flujo de los fluidos se aproxima al contracorriente puro, estos intercambiadores conllevan una mayor complejidad constructiva, y por lo cual, mayor costo.

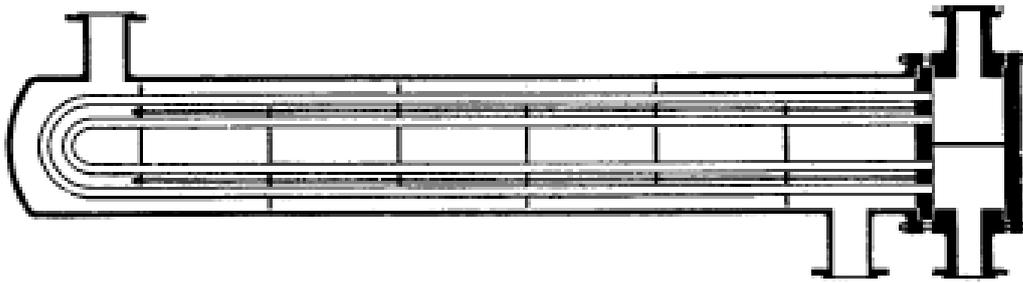


Figura 10: Intercambiador de calor 1-2.

Material

El acero al carbono es el material de construcción más común en los intercambiadores de calor. Concretamente para los tubos se utiliza el acero ASTM A-106. Este material es acero al carbono sin costuras y es capaz de soportar altas temperaturas.

Diámetro, espesor y longitud de los tubos

Los tubos estándares de los intercambiadores de calor tienen un diámetro exterior de 1/4, 3/8, 1/2, 5/8, 3/4, 1, 1 1/4 y 1 1/2 in. Los tubos que se emplean con mayor frecuencia en el diseño de intercambiadores de calor presentan un diámetro externo de 3/4 y 1 in (Kern. Q, 1984; Perry et al.,2001). Se ha seleccionado para los tubos de los intercambiadores del proyecto un diámetro nominal de 3/4 in, que es equivalente a tubos con un diámetro externo de 1 in.

El espesor adecuado para soportar la presión a la que están sometidos los tubos se calculan mediante las fórmulas que ofrece el Código Asme B31.3 y se toma el espesor estándar inmediatamente superior. Los cálculos están en el ANEXO VI: DIMENSIONES DEL "INTERCAMBIADOR IC-1A" de ANEXOS CÁLCULOS.

Las longitudes más comunes para los intercambiadores de calor son: 6 ft (1,83m), 8ft (2,44m), 12ft (3,66m), 16ft (4,88m), 20ft (6,10m) y 24ft (7,32m). Para una superficie dada de intercambio, el uso de tubos más largos reduce el diámetro de la carcasa, lo que conlleva generalmente un coste más bajo para el intercambiador, particularmente para altas presiones por el lado de la carcasa (R.K. Sinnott, 2005). Los tubos del intercambiador son de 20ft, por ser la longitud de tubos más común en intercambiadores (Perry et al.,2001) . Todos los cálculos detallados se encuentran en el ANEXO VI: DIMENSIONES DEL “INTERCAMBIADOR IC-1A” de ANEXOS CÁLCULOS. El número de tubos que se obtuvo con los cálculos es de 13,26. El número de tubos estandarizado inmediatamente superior a éste para un intercambiador de dos pasos por el lado de los tubos y de 1in de diámetro externo es de 16.

Tubos de ¾" DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de 1¼ plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45	40	38	36
13¼	97	90	82	76	70	13¼	61	56	52	48	44
15¼	137	124	116	108	108	15¼	81	76	68	68	64
17¼	177	166	158	150	142	17¼	112	112	96	90	82
19¼	224	220	204	192	188	19¼	138	132	128	122	116
21¼	277	270	246	240	234	21¼	177	166	158	152	148
23¼	341	324	308	302	292	23¼	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	596	574	562	544	532
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Tabla26: Disposición de los espejos de tubos, arreglo en cuadro.
Fuente: Kern. Q, 1984.

Disposición de los tubos

La disposición de los tubos puede ser cuadrada, cuadrada girada o triangular. Se ha escogido una disposición cuadrada puesto que presenta mayor facilidad de limpieza mecánica. En el caso de configuración triangular no se puede llevar a cabo, siendo necesario recurrir a la limpieza química.

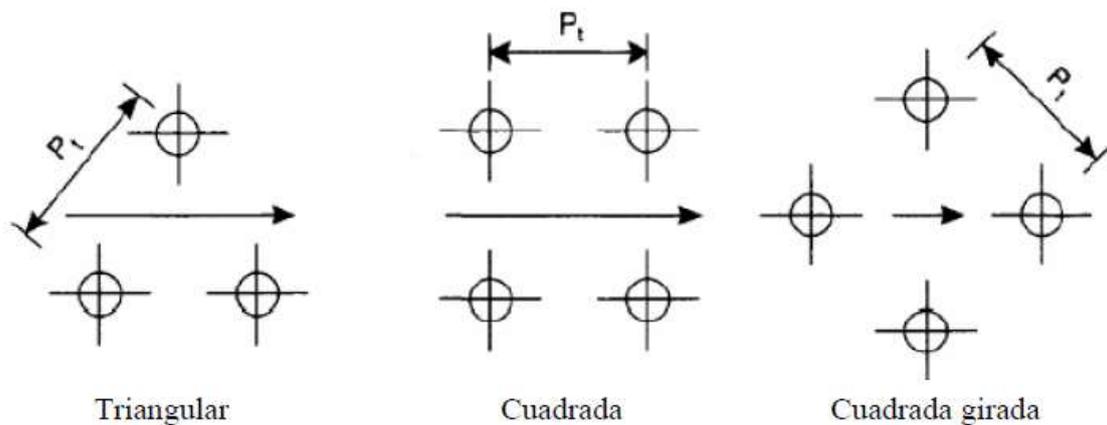


Figura 11: Disposición del haz de tubo de los intercambiadores, triangular o en cuadrado. **Fuente:** R.K. Sinnott, 2005.

Cabe destacar además, que el arreglo cuadrado conduce a una menor caída de presión en el lado de la carcasa (R.K. Sinnott, 2005)

Pitch

Los orificios de los tubos no pueden taladrarse muy cerca uno del otro, ya que una franja demasiado estrecha de metal entre los tubos adyacentes debilita estructuralmente el cabezal de tubos. La distancia más corta entre dos orificios adyacentes está casi estandarizada. El pitch es la distancia que hay entre el centro de un tubo del haz con el centro de los tubos adyacentes a él.

Para arreglos cuadrados con tubos de diámetro exterior 1 in, el pitch más común es 1 1/4 in (3,18cm) (Kern. Q, 1984).

Numero de tubos

El número de tubos esta estandarizado por las normas TEMA. Por lo que en primer lugar, se determinara dicho valor según las necesidades del área de intercambio de calor, considerando el diámetro exterior de los tubos, el pitch y el número de pasos. En segundo lugar, se localizara en la tabla correspondiente el número de tubos que sea inmediatamente superior al calculado. En este caso, el intercambiador diseñado tiene 16 tubos (ver ANEXO VI: DIMENSIONES DEL “INTERCAMBIADOR IC-1A” de ANEXOS CÁLCULOS).

B) Construcción del lado de la carcasa

Número de pasos

De igual manera que en los tubos, en el lado de la carcasa puede haber un solo paso o paso múltiple. El número de pasos más común de este tipo de intercambiadores, es de un solo paso en carcasa y de dos pasos en tubos, por lo que será la configuración seleccionada.

Material seleccionado

El material seleccionado para la carcasa es el acero al carbono ASTM 516A Grado 60. Está disponible en chapas que luego son soldadas para formar recipientes a presión y calderas. Se trata de un acero en carbono, rico en manganeso, entre sus principales aplicaciones, fabricación de calderines, calderas, tuberías a presión o de vapor, termos industriales o intercambiadores de calor.

Tipo de carcasa

Se ha seleccionado una carcasa de un solo paso.

Diámetro interior y espesor de la carcasa

El diámetro interior viene dado según el número de tubos estándar. Mirar Tabla26. El diámetro interior es de 8in. El espesor de la

carcasa se ha determinado mediante fórmulas del diseño que aparecen en el código ASME. Las fórmulas están desarrolladas en el ANEXO VI: DIMENSIONES DEL “INTERCAMBIADOR IC-1A” de ANEXOS CÁLCULOS.

Deflectores

Los deflectores son unas placas perforadas que están colocadas en el interior de la carcasa, perpendicular al haz de tubos. Su principal función es crear turbulencias para aumentar el coeficiente de transferencia de calor, soportar los tubos y dirigir el fluido que circula por el exterior de los mismos.

Hay varios tipos de deflectores, los más usados son los deflectores segmentados. Estos, son hojas de metal perforadas cuya altura son generalmente un 75% del diámetro interior de la carcasa. Estos se conocen como deflectores con 25% de corte, y van a ser los empleados en el intercambiador de calor que se diseña.

Las normas TEMA fijan unos valores máximo y mínimo en función del diámetro exterior de los tubos y el diámetro interior de la carcasa, entre los que se debe encontrar el espaciamiento.

El intercambiador tendrá tres placas deflectoras que separa el intercambiador en cuatro partes. Cada una de estas partes tiene una extensión de 0,76m.

Datos de diseño del intercambiador de calor

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	del AEU
Posición del intercambiador	Horizontal
TUBOS	
Material	Acero al carbono ASTM A-106
Diámetro exterior [mm]	26,67
Espesor [mm]	2,87
Longitud [m]	6,10
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0318
Número de tubos	16
Número de pasos	2
Área de transferencia [m^2]	8,21
CARCASA	
Material	Acero al carbono ASTM 516A Grado 60
Diámetro interior [mm]	203,2
Espesor [mm]	2,1
Número de pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	3
Distancia entre deflectores [m]	0,76
Diámetro [mm]	203,2
AISLAMIENTO	
Material	Colcha de fibra de vidrio
SOPORTE	
Tipo	Silletas

Tabla27: Datos de diseño del intercambiador IC-1A.

11.3 Intercambiador IC-2A

El objetivo de la unidad IC-2A es hacer que pase la materia prima de una temperatura de 89,6°C hasta la temperatura de esterilización (140°C). Para ello se utiliza como fluido caloportador en el intercambiador vapor saturado a 158,9°C (la presión es de 6bar). El criterio y el aspecto de diseño de este intercambiador es semejante al del intercambiador IC-1A por lo que no se van a incluir estos apartados en este punto.

Todos los datos de diseño de este intercambiador vienen del ANEXO IV: DISEÑOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR PREVIOS AL BIORREACTOR y ANEXO V: DIMENSIONES DEL “INTERCAMBIADOR IC-2A” de ANEXOS CÁLCULOS.

	Caudal de operación de: ($\frac{Kg}{h}$)	Cantidad a tratar por biorreactor	Tiempo (horas)
La melaza	900	8400Kg	9,33
El agua desmineralizada	4000	100m ³	25

Tabla 28: Caudal de materia prima tratada según el tipo, para el intercambiador IC-1A.

Lógicamente por la forma en la que está acoplado el IC-2A con el IC-1A, los datos de los caudales son los mismos para ambos intercambiadores.

Datos de diseño del intercambiador de calor

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	del AEU
Posición del intercambiador	Horizontal
TUBOS	
Material	Acero al carbono ASTM A-106
Diámetro exterior [mm]	26,67
Espesor [mm]	2,87
Longitud [m]	1,83
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0318
Número de tubos	16
Número de pasos	2
Área de transferencia [m^2]	2,4
CARCASA	
Material	Acero al carbono ASTM 516A Grado 60
Diámetro interior [mm]	203,2
Espesor [mm]	2,1
Número de pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	2
Distancia entre deflectores [m]	0,305
Diámetro [mm]	203,2
AISLAMIENTO	
Material	Colcha de fibra de vidrio
SOPORTE	
Tipo	Silletas

Tabla29: Datos de diseño del intercambiador IC-2A.

11.4 **Justificación del método de esterilización**

Para poder llevar a cabo una fermentación con éxito es imprescindible y obligado tener en todas las etapas cultivos libres de contaminantes, desde el cultivo preliminar hasta el fermentador de producción. Por lo tanto, el fermentador y su equipamiento, así como el medio de cultivo deben estar estériles antes de la inoculación.

Además, el aire que se suministra durante la fermentación debe ser estéril y no deben existir roturas mecánicas en el fermentador que podrían permitir la entrada de microorganismos.

La esterilización es la acción de eliminación de microorganismos de un medio. Un medio estéril es aquel con ausencia de microbios viables en un medio de cultivo o en la fase gas. En el proceso de esterilización se destruyen todos los organismos vivos, esporas y virus.

Un biorreactor puede ser esterilizado, destruyendo los microorganismos, con algún agente letal como calor, radiación o un producto químico o bien separando los organismos viables mediante un procedimiento físico como la filtración.

.

Durante la fermentación se deben observar dos puntos para asegurar la esterilidad:

- Esterilidad en el medio de cultivo: en el caso de los biorreactores de la planta que operan en forma batch habrá que garantizar la esterilidad del medio de cultivo antes de introducir el inóculo. Si la esterilización del medio se ha hecho bien, una contaminación del caldo solo podría ocurrir en el biorreactor por la entrada del exterior de cualquier organismo biológico.
- Esterilidad del aire que entra y sale: durante la fermentación batch la única corriente de entrada y salida es la del aire, y esta corriente puede ser un foco de contaminación para el caldo de cultivo. Para evitar la entrada al biorreactor de cualquier contaminante biológico suspendido en el aire, se

instalarán filtros en las bocas de entradas y salidas del aire con un tamaño de poro adecuado.

El procedimiento empleado en la planta que se ha escogido para la esterilización del medio de cultivo es usar como agente destructivo el calor, por ser este el mecanismo principalmente utilizado a gran escala.

Se pensó en un principio en la filtración para la esterilización. La filtración es el principal método que se suele emplear cuando la materia o medio que se desea esterilizar es sensible al calor, es decir, que modifica su propia naturaleza o estructura al aplicarle calor. La razón por la que planteó esta posibilidad es que podría producirse la caramelización de la melaza al alcanzar altas temperaturas. Sin embargo la caramelización se produce a los 154°C (la melaza sólo llega a 140°C), además el intercambiador IC-1A proporciona una rápida disminución de la temperatura.

La opción de esterilizar el caldo de cultivo utilizando productos químicos como antisépticos se descartó puesto que su adición suponía modificar las condiciones del caldo de cultivo haciendo luego quizás inviable el crecimiento de *Xanthomonas Campestris*.

No obstante, sí que existe la posibilidad de añadir un antibiótico que puede disminuir la posibilidad de riesgo de contaminación del medio de cultivo durante la fermentación. La Ampicilina es un antibiótico betalactámico que es capaz de penetrar bacterias gram positivas, algunas gram negativas y aerobias. Este compuesto no ataca a la población de *Xanthomonas Campestris*, bacterias aerobias gram negativas. Se trata de un compuesto por lo tanto selectivo que es capaz de destruir bacterias, que pudieran echar a perder la fermentación por contaminación.

Por todo lo anteriormente comentado se ha elegido el calor como agente letal para la esterilización. Ahora se explicará el motivo por el que se ha seleccionado una esterilización continua con calor en la planta del presente proyecto.

Esterilización discontinua frente a la esterilización continúa

Aunque en un principio se podría pensar que la esterilización discontinua es la idónea para operar en la planta, puesto que los fermentadores operan en batch. Lo cierto es que la esterilización continua es la más adecuada, debido a que la esterilización discontinua presenta dos principales desventajas: altos consumos de energía y posible altos tiempos de esterilización (si la esterilización se realiza en el interior de biorreactor, como suele ser habitual, esto supone que en la distribución de tareas de los fermentadores la propia fermentación tenga un menor peso). En el caso de medios de cultivos sensibles al calor la esterilización discontinua puede dañar y cambiar el propio medio.

La esterilización discontinua por ejemplo en un biorreactor de 3000L puede durar del orden de cinco horas. Tres horas en alcanzar la temperatura de esterilización (121°C), una hora en la que se mantiene esta temperatura y se está produciendo el proceso real de muerte de los microorganismos y una hora de enfriamiento. Para enfriar el fermentador, la energía que se requiere para el calentamiento debe ser subsecuentemente retirada y, si el agua caliente que se obtiene durante el enfriamiento no se puede aplicar a algún uso, la esterilización por calor se hace muy costosa.

Una de las razones por la que los tiempos de esterilización son distintos en una esterilización discontinua y otra continua, es la temperatura de esterilización. Mientras que la esterilización discontinua se lleva a cabo durante una hora a 121°C, la esterilización continua se lleva 140°C entre 30 y 120 segundos. Todo esto se debe a la relación exponencial que existe entre la velocidad de muerte y temperatura, que hace más corto el tiempo necesario para la eliminación completa de los organismos vivos cuando se utiliza una temperatura más alta.

11.5 Calderín de la torre de destilación

Los requerimientos del calderín (reboiler) se han obtenido en el apartado del diseño de la torre de destilación:

Reboiler	
Temperature	95,2196 °C
Heat duty	1293476,33 cal/seg
Bottoms rate	7800 Kg/h
Boilup rate	11643,6 Kg/h
Boilup ratio	1,49277

Tabla30: Resultados del reboiler

Como se ha dicho ya anteriormente en esta sección, el calderín es un equipo que tiene como propósito suplir los requerimientos de calor de los procesos de destilación, en concreto los calores latentes. Conectado a la base de la torre de fraccionamiento proporciona el calor de reebullición que se necesita para la destilación.

El término Heat duty que aparece en la Tabla30 es el calor que debe transmitir el intercambiador. El calor de transferencia, en otras unidades al de la tabla es de $19491239,6 \frac{KJ}{h}$. El diseño detallado del calderín se encuentra en el ANEXO VII: DISEÑO DEL CALDERÍN DE LA TORRE DE DESTILACIÓN en ANEXOS CÁLCULOS.

El fluido caloportador que se utiliza es vapor de agua seco, a 6bar de presión que circula a $9342,49 \frac{Kg}{h}$. El calderín o reherbido que tendrán las torres de destilación de la planta es del tipo de intercambiador de carcasa y tubo, más concretamente Kettle (Kettle Reboiler).

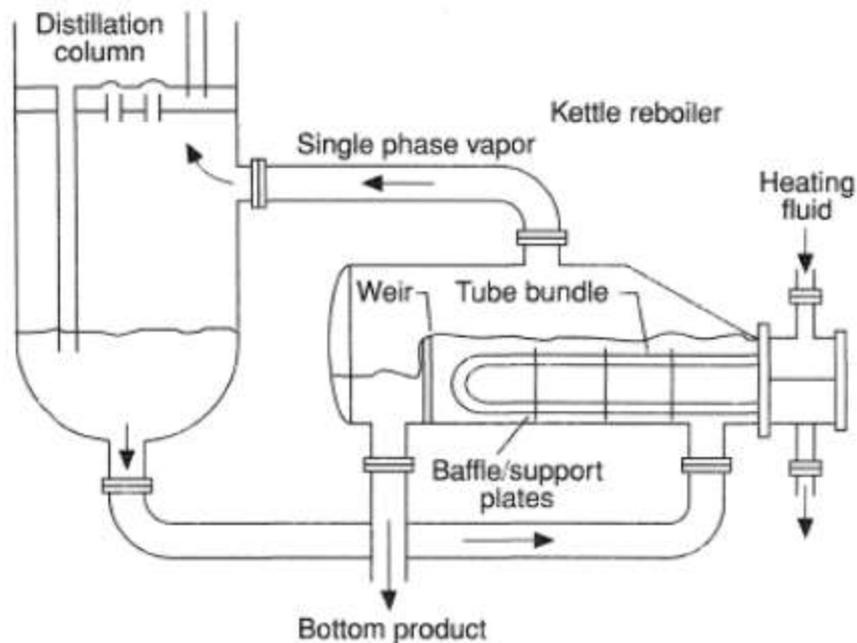


Figura 12: Calderín tipo Kettle. **Fuente:** www.thermopedia.com; DOI: 10.1615/AtoZ.r.reboilers; Reboilers. Autores: Hewitt, Geoffrey F.

En la Figura12 se muestra como el flujo de líquido que va hacia abajo en la columna entra dentro de una carcasa, donde hay una estructura formada por tubos horizontales. El fluido fluye a través del lado de la carcasa. La ebullición tiene lugar desde fuera del fardo de los tubos. El vapor formado en el calderín tipo Kettle se dirige hacia la columna. El equipo contiene una presa, que separa el haz de tubos de la sección del rehervidor y donde el líquido que no se ha evaporado rebasa la presa, y sale del equipo Kettle. Este fluido se trata del producto de colas. En la planta del presente proyecto el producto de colas que sale del calderín tipo Kettle es prácticamente agua, con una mínima parte isopropanol.

La Tabla31 describe las dimensiones del intercambiador. La carcasa que contiene el haz de tubos estará descubierta por arriba para que el vapor pueda salir del rehervidor y entrar en la columna, también para que el producto de colas pueda rebasar el vertedero.

Datos de diseño del intercambiador de calor

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	del AEU
Posición del intercambiador	Horizontal
TUBOS	
Material	Acero ASTM A-312
Diámetro exterior [mm]	26,67
Espesor [mm]	2,87
Longitud [m]	6,10
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0318
Número de tubos	112
Número de pasos	2
Área de transferencia [m^2]	57,23
CARCASA	
Material	Acero AISI 304
Diámetro interior [mm]	438,2
Espesor [mm]	2,2
Número de pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	2
Distancia entre deflectores [m]	0,305
Diámetro [mm]	438,2
AISLAMIENTO	
Material	Colcha de fibra de vidrio
SOPORTE	
Tipo	Silletas

Tabla31: Datos de diseño del calderín.

11.6 Condensador de la torre de destilación

Los requerimientos del condensador se han obtenido en el apartado del diseño de la torre de destilación:

Condensador	
Temperature	79,7689417 °C
Heat duty	-1254399,26 cal/seg
Distillate rate	14000,0131 Kg/h
Reflux rate	5600,00525 Kg/h
Reflux ratio	0,4

Tabla32: Resultados del condensador.

Como ya se ha comentado anteriormente, en esta sección, un condensador es un tipo de enfriador cuyo propósito principal es eliminar el calor latente en lugar del calor sensible. En las torres de destilación son necesarios para condensar el vapor del plato que está situado más arriba de la columna.

Existen cuatro tipos fundamentales de condensadores:

- Horizontal, con condensación en lado de la carcasa, y el medio de enfriamiento en los tubos.
- Horizontal, con condensación en el interior de los tubos.
- Vertical, con condensación en el lado de carcasa.
- Vertical, con condensación por el lado de los tubos.

El condensador horizontal con condensación al lado de la carcasa y el vertical con condensación por el lado de los tubos son los más habitualmente empleados.

De entre estos dos últimos se ha escogido un condensador vertical con condensación por el lado de los tubos, por ser este el apropiado para la condensación total, que es de la forma con la que va a operar la torre de destilación.

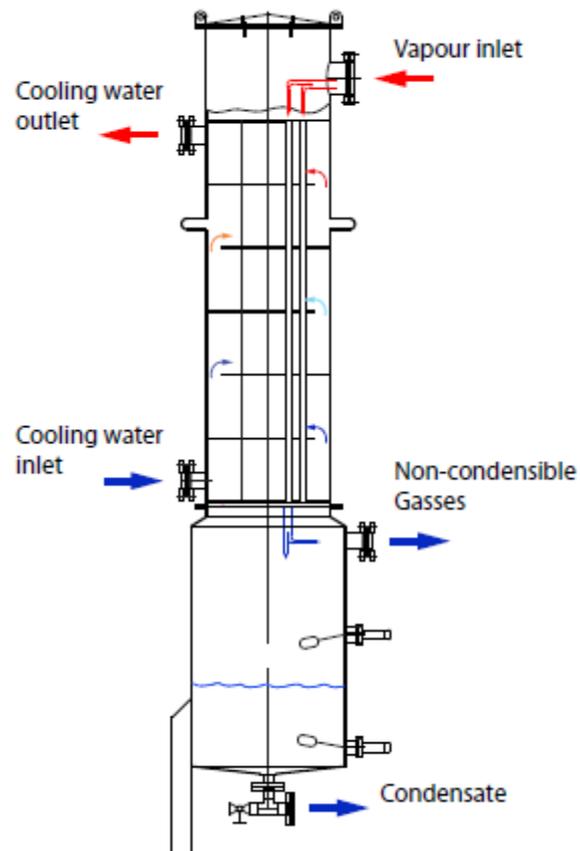


Figura 13: Condensador vertical, con condensación por el interior de los tubos. **Fuente:** www.haarslev.com

En el ANEXO IX en ANEXOS CÁLCULOS se detalla los cálculos que se han realizado para el diseño del condensador.

Datos de diseño del intercambiador de calor

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	del BEM
Posición del intercambiador	Vertical
TUBOS	
Material	Acero ASTM A-106
Diámetro exterior [mm]	26,67
Espesor [mm]	2,87
Longitud [m]	6,10
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0318
Número de tubos	81
Número de pasos	1
Área de transferencia [m^2]	41,4
CARCASA	
Material	Acero al carbono ASTM 516A Grado 60
Diámetro interior [mm]	387,35
Espesor [mm]	2,2
Número de pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	8
Distancia entre deflectores [m]	0,339
Diámetro [mm]	387,35
 AISLAMIENTO	
Material	Sin aislamiento
SOPORTE	
Tipo	Silletas

Tabla33: Datos de diseño del condensador.

CAPÍTULO 12. CALDERAS DE VAPOR

Las calderas de la planta serán proporcionadas por la empresa Lattner (Lattner Boiler Manufacturing Company), que es una empresa estadounidense ubicada en la ciudad de Cedar Rapids, en el estado de Iowa. La caldera de la planta será de tipo pirotubular. Las calderas pirotubulares son aquellas en la que los gases de combustión circulan por el interior de los tubos y el líquido se encuentra en un recipiente atravesado por dichos tubos. Son de aplicación principalmente cuando la presión de trabajo es inferior a los 22bar, como es el caso. Contienen un gran volumen de agua en relación a los acuotubulares, lo que le permiten adaptarse mejor a las variaciones en la instalación. El vapor producida por las mismas suelen tener un título de vapor cercano al uno, es decir que el contenido de agua por unidad de masa es bajo (3%). Las exigencias del agua de alimentación son menores a las requeridas por las calderas acuotubulares.

Las calderas pirotubulares se clasifican en función de la disposición del haz tubular en:

- Calderas horizontales: el haz tubular está dispuesto de la parte delantera a la trasera de la caldera.
- Calderas verticales: el haz tubular está dispuesto de la parte inferior a la parte superior de la caldera.

Las calderas pirotubulares se clasifican en función del número de haces tubulares en:

_Calderas de dos pasos de gases: estas calderas disponen de dos vías de paso autónomas de circulación de los productos de combustión.

_Calderas de tres pasos de gases. En el diseño de tres pasos de humos, se distinguen claramente tres vías de paso autónomas de sentido único de circulación de los productos de combustión. Se puede diferenciar una cámara cilíndrica de combustión denominada hogar (1), localizada en la parte inferior de la caldera y rodeada por una pared posterior totalmente refrigerada por agua (cámara húmeda). Los gases de combustión producidos por el quemador en la parte posterior de la cámara de combustión (hogar) fluyen a través de los tubos de humos (2) en el segundo paso de humos.

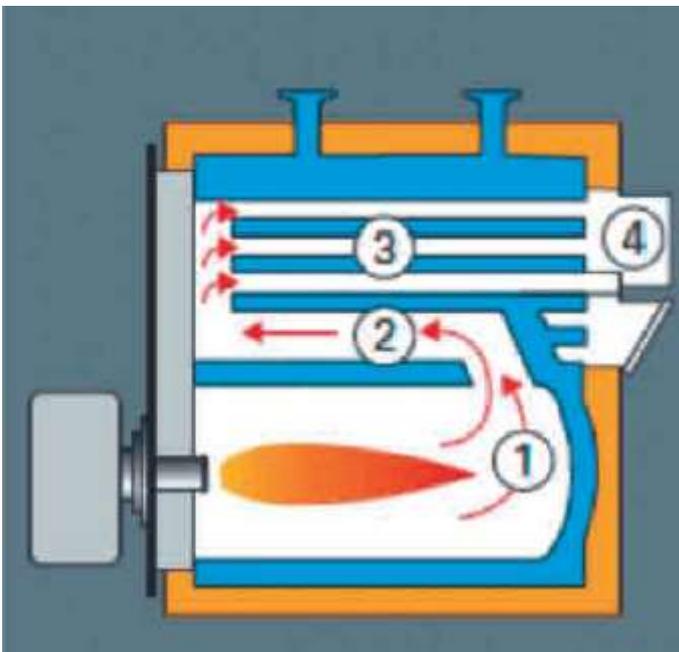


Figura 14: Detalle de caldera de triple paso de humos.

Seguidamente, los gases de combustión de la caldera cambian de dirección en la parte frontal de la caldera, pasando a través de los tubos de humos (3) en el tercer paso de los humos, hacia el conducto de expulsión de los gases (4), por el que se evacuan al exterior.

Estas calderas se caracterizan por el bajo contenido de sustancias contaminantes en sus gases de combustión. Esta clase de calderas pueden ser instaladas cumpliendo las exigencias medioambientales más rigurosas.

Las calderas de la planta de producción de goma xantana son del tipo marino escoces (Scotch marine boiler) Esta clase de calderas pertenecen a las calderas de tipo horizontal. El diseño de este tipo de calderas es muy conocido por su uso en barcos, de ahí su nombre. Esta caldera se caracteriza en dos aspectos: en primer lugar por usar una gran cantidad de tubos de diámetro pequeño (típicamente de 3 o 4 pulgadas (76 o 102mm de diámetro respectivamente)), para incrementar el área de intercambio de calor de la sección que atraviesa el humo, y en segundo lugar porque la longitud total de la caldera se reduce a la mitad, si la comparamos con otro tipo de calderas horizontales, por ejemplo a la de tipo Lancashire, esto se consigue haciendo que la ruta del gas se haga en un espacio más reducido.

En la imagen de abajo se observa un esquema de las partes de una caldera marina escocesa.

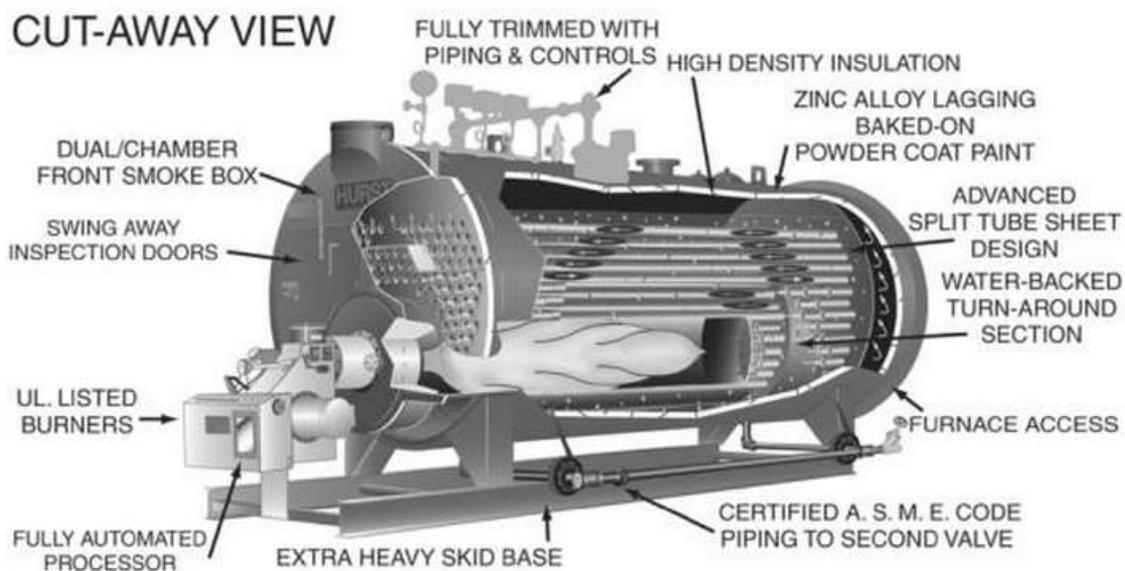


Figure 2-22 Gas Passes in a Scotch Marine-Style Firetube Package Boiler. Image provided by Hurst Boiler and Welding Co.

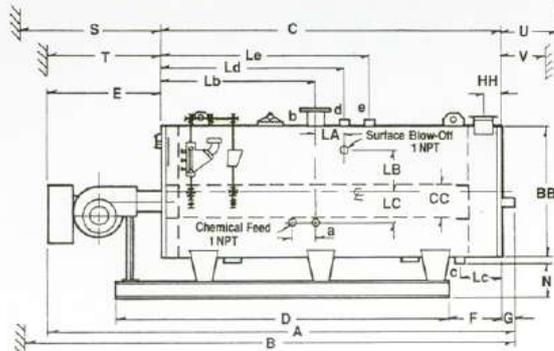
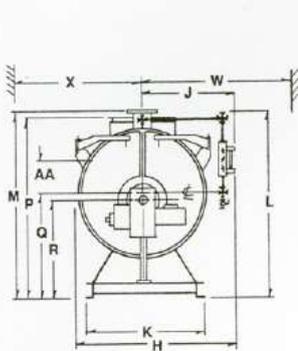
Figura 15: Caldera Marina Escocesa. **Fuente:** Steam and Hot Water Primer, escrito por Chris Langley, Andrew Sacks.



Lattner Boiler Company

SCOTCH MARINE STEAM BOILERS
30 THRU 300 B.H.P. • 5 SQ.FT / B.H.P.

DIMENSIONAL DATA
3-PASS DESIGN
15 TO 150 PSIG
STEAM



STEAM

HP	30	40	50	60	80	100	125	150	200	250	300
STEAM OUTPUT, #hr @212°F	1035	1380	1725	2070	2760	3450	4312	5175	6900	8625	10350
HEATING SURFACE, sq.ft	200	200	290	290	400	505	630	750	970	1210	1480
WATER CONTENT, gal.	284	284	717	717	1037	1311	1693	2023	2801	3546	3121
SHIPPING WEIGHT W/BURNER	4500	4500	6500	6500	9500	10700	12300	14000	17300	20000	27400
LENGTHS, inches											
A Overall	126	126	131	131	177	175	206	235	221	260	242
B Overall w/tube removal space	169	169	202	202	266	261	323	381	331	409	346
C Boiler	91	91	110	110	143	141	173	201	176	215	186
D Skid	91	91	108	108	138	136	167	196	165	204	197
E Burner	26	26	26	26	29	29	30	30	39	39	39
F Rear extension shell	22	22	22	22	26	26	26	26	31	31	31
G Peephole	4	4	4	4	4	4	4	4	6	6	6
WIDTHS, inches											
H Overall	59	59	66	66	72	78	78	78	90	90	98
J Boiler CL. to outside two	38	38	40	40	45	45	45	45	52	52	54
K Skid	32	32	34	34	38	41	41	41	48	48	54
HEIGHTS, inches											
L Overall	68	68	73	73	87	87	87	87	99	99	105
M To steam outlet	60	60	69	69	80	86	86	86	99	99	105
N To blow-down outlet	11	11	14	14	16	16	16	16	17	17	17
P To smoke outlet	63	63	71	71	80	86	86	86	97	97	103
Q To boiler centerline	35	35	41	41	46	49	49	49	56	56	60
R To burner centerline	34	34	38	38	43	46	46	46	54	54	55
MINIMUM CLEARANCES, inches											
S To draw tubes (front)	73	73	89	89	119	116	147	176	148	187	154
T To open door(s) (front)	45	45	47	47	31	32	32	32	35	35	41
U To draw tubes (rear)	70	70	86	86	111	107	138	167	138	177	144
V To open door (rear)	44	44	47	47	53	57	57	57	64	64	72
W To open front door(s) (side)	62	62	66	66	57	61	61	61	66	66	78
X To open rear door side	62	62	66	66	74	73	73	73	85	85	98
PHYSICAL DIMENSIONS, inches											
AA Normal water level (steam)	15	15	15	15	15	18	18	18	23	23	27
BB Diameter overall jacket	43	43	53	53	59	65	65	65	77	77	83
CC Furnace diameter (i.d.)	13	13	17	17	23	25	25	25	31	31	33
FF Smoke outlet dia. (o.d.)	10	10	12	12	12	14	14	14	20	20	22
HH Smoke outlet location	6	6	6	6	7	7	7	7	8	8	9
VALVE CONNECTION SIZES, in.											
a Feedwater	1-1/4	1-1/4	1-1/4	1-1/4	1-1/2	1-1/2	1-1/2	1-1/2	2	2	2-1/2
b Steam outlet, 15 psi	4	4	4	4	6FL	6FL	6FL	6FL	8FL	8FL	10FL
c Blow-down, 15 psi	1	1	1-1/4	1-1/2	1-1/2	2	2	2	2	2	2
d Safety valve, 15 psi	1-1/4	1-1/2	1-1/2	2	2	2-1/2	2-1/2	3	3	3	3
e Safety valve, 15 psi											2
b Steam outlet, 150 psi	2	2	3	3	3	4FL	4FL	4FL	6FL	6FL	6FL
c Blow-down, 150 psi	1	1	1-1/4	1-1/4	1-1/4	1-1/2	1-1/2	1-1/2	1-1/2	1-1/2	1-1/2
d Safety valve, 150 psi	1-1/2	1-1/2	2	2	2	2	2	2	3	3	3
e Safety valve, 150 psi									2	2	2
Lb Steam outlet location	49	49	53	53	67	71	71	71	94	114	97
Le Blow-down location	16	16	21	21	21	21	21	21	22	22	27
LA Surface blow-down location	10	10	10	10	16	18	18	18	16	16	16
LB Surface blow-down location	12	12	13	13	13	15	15	15	21	21	23

Specifications Subject to Change Without Notice

Bulletin No. DS-121-S-97

Figura 16: Datos técnicos de la caldera utilizada.

Los datos técnicos de las calderas de la planta vienen detallados en la Figura16. Concretamente se ha seleccionado el modelo 300 HP. Esta caldera ofrece $10594260 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$ de energía calorífica y un caudal de vapor de $4688,55 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$ (vapor saturado a 6 bar de presión).

En la Tabla34 aparece el dato de pico del consumo total de vapor por parte de la Cadena A. El consumo de vapor por parte de la Cadena B es exactamente la misma. El cálculo de los valores de la tabla vienen detallados en el ANEXO VIII: DISEÑO DE UNA CALDERA DE VAPOR (ANEXOS CÁLCULOS).

Destino del vapor	Pico de caudal másico de vapor de la Cadena A
Pasteurización	$9148,9 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$
Esterilización	$1213,5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$
Destilación	$9342,5 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$
Total	$19704,9 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

Tabla 34: Picos de caudal másico de vapor de la Cadena A.

La planta posee en total 9 calderas, 4 calderas para la Cadena A, 4 calderas para la Cadena B y una caldera que suplirá la cantidad de vapor que falta aún para las dos cadenas. En realidad no tiene sentido de hablar de calderas de la Cadena A y calderas de la Cadena B, puesto que las 9 calderas están conectadas a unas tuberías que tienen en común para proporcionar vapor a la planta. Un controlador que tienen en común las 9 calderas realizará los ajustes necesarios en cada una de ellas, para que se encuentren siempre en un estado óptimo.

Como fluido caloportador se ha optado por vapor. Un motivo por el que se ha seleccionado vapor seco a 6 bar de presión como fluido

caloportador, es que la temperatura de saturación a esa presión es de 158,9°C. Esta temperatura es superior a la mayor temperatura requerida en la planta que es de 140°C (temperatura de esterilización de la materia prima) motivo por el que es adecuada y se ha escogido.

Además el vapor de agua seco como fluido caloportador posee una alta capacidad calorífica, debido al calor latente de vaporización (en este caso $2086,3 \frac{KJ}{Kg}$). También tiene la ventaja de poder desplazarse este fluido por si mismo desde las calderas al resto de la planta por expansión.

El vapor que se envía desde las calderas a los distintos equipos de intercambio de calor de la planta se transforma en líquido a medida que transmite su calor latente de vaporización. Los condensados formados no se desperdician, ya que estos son agua a 158,9°C y por tanto tiene un alto poder calorífico. Los condensados se mandan a la caldera para que los fluidos puedan ser reutilizados, calentándolos y volviendo a ser vapor de agua.

El agua que está en el interior de las calderas debe de estar dentro de ciertos parámetros de calidad. Existe una normativa en lo referente al límite máximo del contenido en sólidos suspendidos y sales en el interior de una caldera. Según la norma UNE 9075 para calderas pirotubulares el tope es de $300 \frac{mg}{L}$ para sólidos en suspensión. Para evitar sobrepasar este límite en la caldera, se realizan purgas, o sea, se va retirando en forma líquida cierto contenido de la caldera. Esto conlleva un gasto energético para la caldera pero permite que aumente la duración de la caldera. Utilizar agua de alimentación de la caldera de calidad y controlar el caudal de purga ayuda a luchar contra las incrustaciones, corrosiones, arrastres y depósitos. Al mismo tiempo que retira agua del interior de la caldera por purgas, se deberá introducir en el sistema agua del exterior, para mantener el volumen de líquido, esta agua es el agua de reposición.

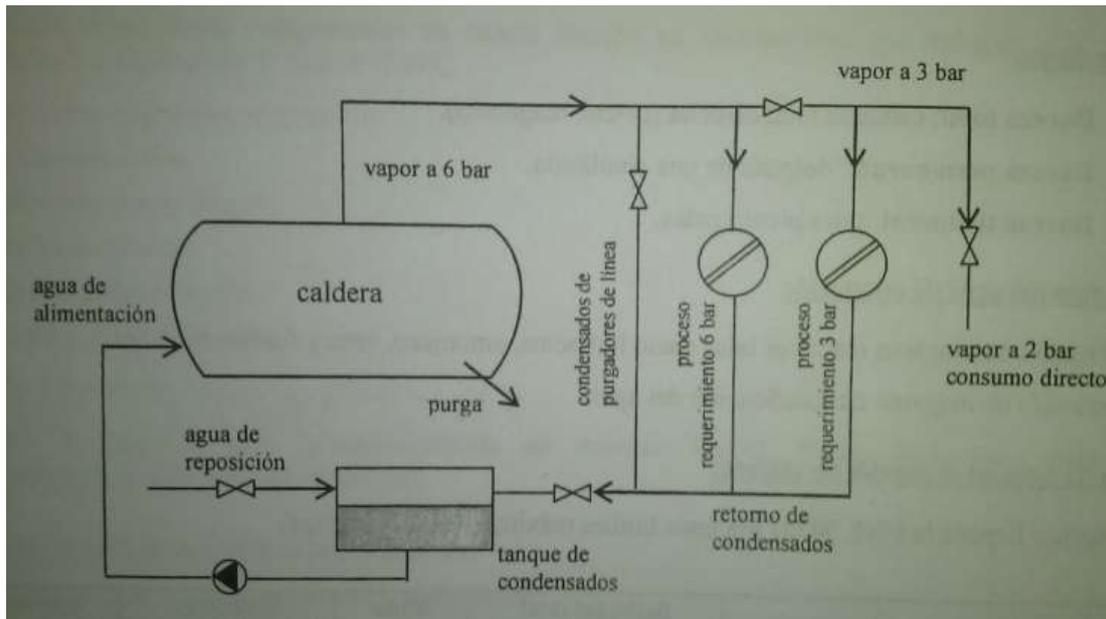


Figura 17: Esquema de las conexiones de una caldera en una planta con funciones similares a las de este proyecto. **Fuente:** Mariano Alarcón García, 2007.

La Figura 17 muestra los distintos flujos que entran y salen en una caldera de vapor. El agua de reposición usada para las calderas debe tener una concentración de sólidos en suspensión inferior o igual a $10 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$. Esta calidad de agua se garantiza porque proviene de una planta de agua desmineralizadora de la empresa.

Los consumos de vapor, de combustible y de purga para la obtención del contenido de Goma Xantana de una unidad BIO-200A se muestran en la Tabla 35. El consumo de vapor es la cantidad que se gasta en total por todos los equipos de la planta para obtener la goma. El tiempo que tarda la planta en obtener la cantidad de Goma Xantana de una fermentación lista para comercializar es de 42 horas de funcionamiento de un biorreactor (tiempo que tarda en realizar un biorreactor todas las tareas asignadas). El dato del gasto del combustible total de gas natural es importante (7573,02 Kg) para realizar un balance económico de la producción de Xantano.

Consumo de Vapor, Combustible y Purga para la obtención del contenido de Goma Xantana de una unidad BIO-200A

Vapor	143476,2 Kg de vapor
Combustible en producción de vapor	7495,74Kg de gas natural
Purga	5121,9 Kg de agua
Combustible introducido en caldera para tener en cuenta purgas	77,28 Kg de gas natural
Combustible total	7573,02 Kg de gas natural

Tabla 35: Consumos de vapor, de combustible y de purga para la obtención del contenido de Goma Xantana de una unidad BIO-200A.

Entre los combustibles líquidos y gaseosos más habituales en la producción térmica en la industria: gas natural, butano comercial, propano comercial y gasóleo C, se ha elegido como combustible de la planta el gas natural por su precio económico ($0,05 \frac{\text{€}}{\text{KWh}}$) y por la facilidad con la que llega este combustible a través de tuberías. En el consumo de gas natural por volumen de una unidad BIO-200A se ha tenido en cuenta la purga (77,28 Kg de gas natural), para una purga aproximada de 5122 Kg de agua.

La Tabla 36 muestra el pico de consumo que se produce en la Cadena A de gas natural, que coincide con el momento de mayor consumo de vapor por parte de la Cadena A. El desglose de los destinos a dónde va la energía calorífica producida por el combustible también viene detallado en esta tabla.

Destino de la energía calorífica	Pico de energía calorífica para la Cadena A	Pico de consumo de gas natural
Pasteurización	19087350,1 $\frac{KJ}{h}$	477,98 $\frac{Kg}{h}$
Esterilización	2531725,2 $\frac{KJ}{h}$	63,39 $\frac{Kg}{h}$
Destilación	19491257,8 $\frac{KJ}{h}$	488,10 $\frac{Kg}{h}$
Purga	406669,1 $\frac{KJ}{h}$	10,18 $\frac{Kg}{h}$
Total	41517002,2 $\frac{KJ}{h}$	1039,65 $\frac{Kg}{h}$

Tabla 36: Pico del consumo de gas natural para la Cadena A.

Para finalizar esta sección decir, que las dimensiones de cada una de las calderas son las siguientes: 6,147 m de largo, 2,489 m de ancho y 2,667 m de altura. Estas dimensiones se tienen en cuenta para colocar las calderas en la nave.

CAPÍTULO 13. BIORREACTORES

La fabricación de la goma xantana en la planta tiene lugar en seis biorreactores de $100m^3$, en cuyos interiores se producen la fermentación. Las dimensiones de cada uno de los biorreactores son las siguientes:

Biorreactor 201A		
Medida de	Símbolo	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	4,519 m
Altura de llenado	H(m)	6,236 m
Volumen del fermentador	V(m^3)	100 m^3
Altura de la turbina inferior	H1(m)	1,506 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	2,395 m
Diámetro de turbinas Rusthon	W1(m)	2,395 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,452 m
Altura del fermentador	H3(m)	7,862 m

Tabla 37: Dimensiones Biorreactor 201A.

Cada biorreactor tiene forma cilíndrica ya que es la forma más económica y típica, y además esta geometría favorece la limpieza del fermentador. Las dimensiones de un biorreactor son parámetros muy importantes ya que pueden favorecer o perjudicar la agitación. El fondo del tanque es redondeado para evitar “zonas muertas”.

La justificación de las dimensiones de los biorreactores se encuentra detallada en el ANEXO X: DIMENSIONES DEL BIORREACTOR en ANEXOS CÁLCULOS.

Modo de operación: Cultivo por lotes

La fermentación en los biorreactores es tipo Batch o por lotes. Esto quiere decir que se carga una cantidad de caldo de cultivo con todos los nutrientes de una vez, para luego efectuar la inoculación microbiana. Tras el aporte de la biomasa, se deja fermentar durante aproximadamente 34 horas. En todo ese tiempo se está introduciendo aire al caldo de cultivo, puesto que *Xanthomonas Campestris* necesita oxígeno para su desarrollo. Durante la fermentación las condiciones del caldo de cultivo lógicamente varían con el tiempo. Una vez acabada la fermentación, se realizará una pasteurización, una retirada del contenido del biorreactor y se volverá más tarde a comenzar de nuevo, realizando otra recarga de caldo de cultivo y de inóculo.

El modo de operación por tanto no es continuo. El biorreactor no trabaja en estado estacionario. Para que el biorreactor trabajara en estado estacionario sería necesario introducir constantemente alimentación fresca al reactor y que hubiera una corriente de salida que contendría una concentración importante de goma xantana.

Las razones por las que se ha decidido trabajar con reactores en discontinuo en lugar de continuo son:

- Existe mayor experiencia trabajando con biorreactores en discontinuo para la producción de xantano.
- Mejor mantenimiento de la esterilidad.
- Presenta un menor número de parámetros que deben ser controlados y entendidos.
- Ningún riesgo de aparición de mutantes de rápido crecimiento que no producen el producto deseado.
- En otras fermentaciones se recurre a modo de operación continuo cuando el metabolismo de una bacteria genera

productos tóxicos. Este no es el caso, por lo que no es necesario el modo de operación continuo.

- La fermentación discontinua es la más usada comercialmente para la producción de goma xantana.

Volumen de los Biorreactores

Para la fermentación de la goma xantana se ha optado por trabajar con unidades de $100m^3$ puesto que se desea lograr con la planta una producción anual importante de goma.

Para lograr alcanzar la misma capacidad de producción de la planta (que trabaja con seis biorreactores de $100m^3$) con biorreactores por ejemplo de $10m^3$ sería necesario hasta 60 biorreactores. Una planta con 60 biorreactores conlleva trabajar con un número de personal mayor, puesto que el número de problemas se multiplica (se trabajaría con 60 fermentaciones y hay que prestar atención y ocuparse de todas ellas). Por ejemplo en la tarea de trabajar de forma esteril es más fácil hacerlo con 6 fermentadores que con 60, y los operarios pueden realizar su labor de forma más concienzuda por lo que es más probable de hacerlo con éxito. Un volumen de $100m^3$ es el tope con el que se suele trabajar en biorreactores.

Además de todo lo comentado, hay artículos académicos en los que aparecen y se habla de biorreactores de $100m^3$ para la producción de xantano, como en el que aparece en “L. Serrano-Carreón, et al. ,1998”, que opera con parámetros similares a la de los fermentadores del presente proyecto.

Condiciones de la fermentación y cinética de crecimiento

Las condiciones del caldo de cultivo durante la fermentación son las siguientes:

- Temperatura de operación: 29°C
- El pH es de $7 \pm 0,1$
- La tensión de oxígeno disuelto se sitúa por encima del 10% de la solubilidad del oxígeno.
- Velocidad de introducción de aire: 0,5 vvm (vvm: volumen de aire por volumen de caldo de cultivo al minuto)
- La velocidad de agitación de las turbinas de Rushton es de 47rpm.

La producción batch de xantano ha sido descrita por la ecuación de Verhurst-Pearl (para el crecimiento de biomasa) y por la cinética de Luedeking-Piret (para la formación de producto y consumo de sustrato). (L. Serrano-Carreón et al., 1998)

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m * X * \left(1 - \frac{X}{X_m}\right) \text{ Ecuación de Verhurst-Pearl}$$
$$\left. \begin{aligned} \frac{dP}{dt} &= m * \frac{dX}{dt} + \lambda * X \\ -\frac{dS}{dt} &= \alpha * \frac{dX}{dt} + \beta * X \end{aligned} \right\} \text{ Cinética de Luedeking-Piret}$$

Donde:

X: Concentración de biomasa ($\frac{g}{L}$)

P: Concentración de xantano ($\frac{g}{L}$)

S: Concentración de sacarosa ($\frac{g}{L}$)

μ_m : velocidad específica máxima de crecimiento (h^{-1})

X_m : la concentración máxima alcanzable de biomasa ($\frac{g}{L}$)

α : Parámetro asociado al crecimiento que representa el consumo de sacarosa debido al crecimiento de biomasa ($\frac{g \text{ de sacarosa}}{g \text{ de biomasa}}$)

β : Parámetro no asociado al crecimiento que representa el consumo de sacarosa debido al mantenimiento de celular ($\frac{g \text{ de sacarosa}}{g \text{ de biomasa} \cdot \text{hora}}$)

m : Parámetro asociado al crecimiento que representa la producción de xantano debido al crecimiento celular ($\frac{g \text{ de xantano}}{g \text{ de biomasa}}$)

λ : Parámetro no asociado al crecimiento que representa la formación de xantano debida a la concentración de biomasa.
($\frac{g \text{ de xantano}}{g \text{ de biomasa} \cdot \text{hora}}$)

Los valores de los parámetros cinéticos aparecen en la siguiente tabla:

Parámetros cinéticos	Valores
$\mu_m (h^{-1})$	0,25
$X_0 (\frac{g}{L})$	0,05
$X_m (\frac{g}{L})$	4,42
$\alpha (\frac{g \text{ de sacarosa}}{g \text{ de biomasa}})$	3
$\beta (\frac{g \text{ de sacarosa}}{g \text{ de biomasa} \cdot \text{hora}})$	0,26
$m (\frac{g \text{ de xantano}}{g \text{ de biomasa}})$	2
$\lambda (\frac{g \text{ de xantano}}{g \text{ de biomasa} \cdot \text{hora}})$	0,25

Tabla 38: Parámetros cinéticos de la producción de goma xantana con *X. campestris* **Fuente:** L. Serrano-Carreón et al., 1998

Los parámetros cinéticos aparecen en el artículo de “: L. Serrano-Carreón et al., 1998” para una fermentación, bajo las mismas condiciones fijadas arriba salvo la velocidad de agitación de las turbinas de Rusthon. La velocidad de agitación no se ha podido

mantener a la del artículo debido a que en él se habla de velocidades de agitación de 350 rpm. Una agitación de 350 rpm es asumible para un reactor de un volumen de 14 L como en el artículo, no lo es para un biorreactor con un volumen de $100m^3$. En cualquier caso, la agitación en los biorreactores de la planta es la adecuada para lograr una adecuada homogenización del contenido del tanque y que haya una buena aireación del caldo de cultivo. La fermentación se acaba cuando la mezcla que se logra con la agitación fijada no es la óptima. Así que es lógico considerar que con los parámetros cinéticos utilizados se describe de forma adecuada el comportamiento del caldo durante la fermentación.

Observar por los parámetros de la ecuación de Luedeking-Piret que el crecimiento de la goma xantana está fuertemente asociada al crecimiento. El factor “m” es 8 veces mayor al de “ λ ”. Esto es lógico, puesto que la goma se trata en realidad una capsula bacteriana de la célula *Xanthomonas Campestris*, que puede proporcionar numerosos beneficios al microorganismo. La cápsula le sirve a las bacterias de cubierta protectora resistiendo la fagocitosis. También se utiliza como depósito de alimentos y como lugar de eliminación de sustancias de desecho. Las cápsulas contienen gran cantidad de agua, que protegen a las células de la desecación. Además mejora su adherencia a superficies lisas (Raquel Granados Pérez, María del Carmen Villaverde Peris, 1997)

A continuación, se muestran tres gráficos para observar detalladamente, cómo evoluciona durante la fermentación la biomasa, el sustrato (sacarosa) y el producto (goma xantana). La concentración de bacterias cuando se añade el inóculo es de $0,05 \frac{g}{L}$.

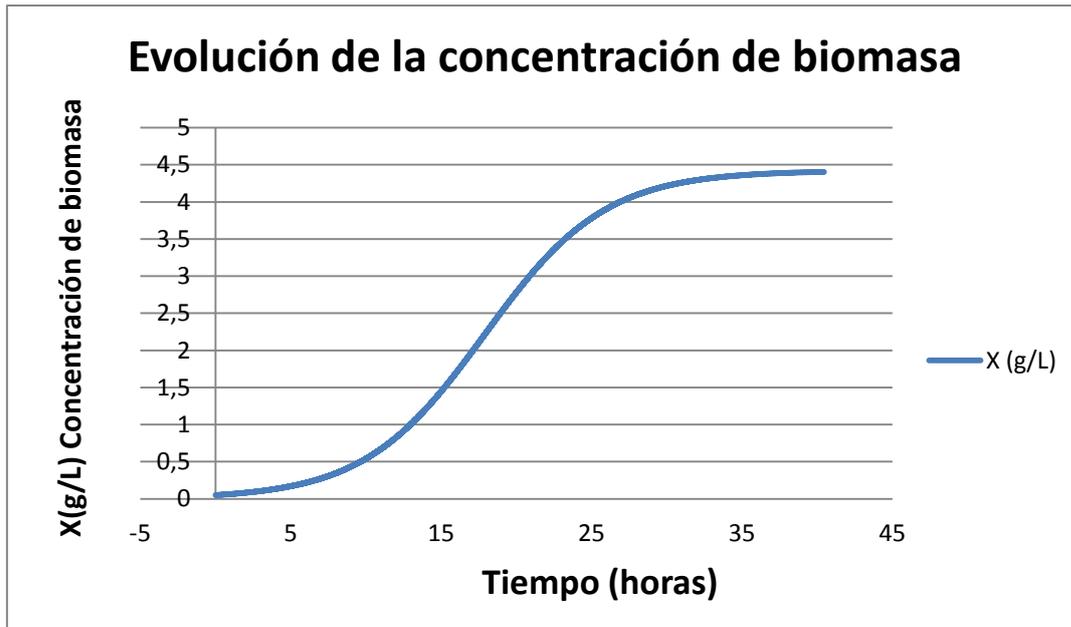


Figura 18: Crecimiento de la concentración de biomasa con el tiempo **Referencia:** ANEXO XI: TABLA DE DATOS DE CONCENTRACIÓN DE SACAROSA, BIOMASA Y GOMA XANTANA (ANEXOS CÁLCULOS)

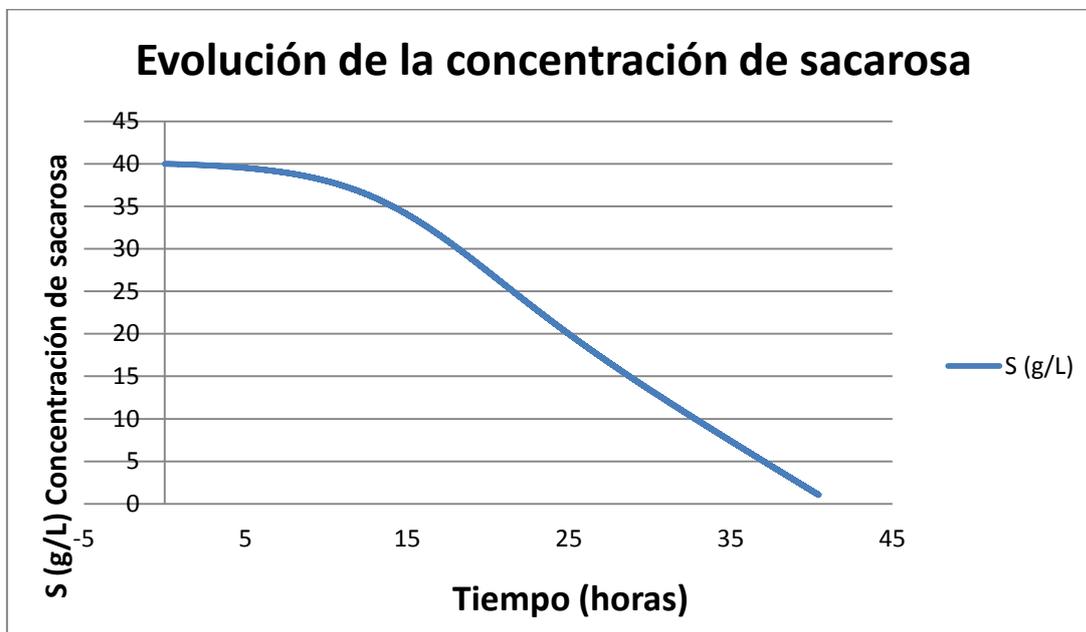


Figura 19: Consumo de sacarosa con el tiempo **Referencia:** ANEXO XI: TABLA DE DATOS DE CONCENTRACIÓN DE SACAROSA, BIOMASA Y GOMA XANTANA (ANEXOS CÁLCULOS)

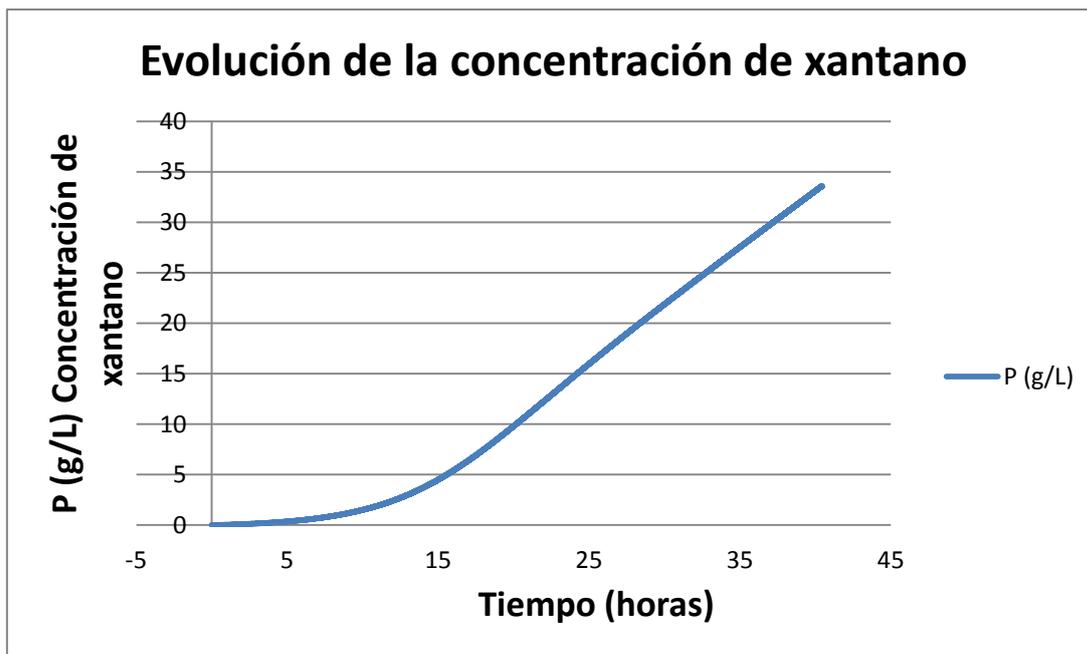


Figura 20: Producción de goma xantana con el tiempo **Referencia:** ANEXO XI: TABLA DE DATOS DE CONCENTRACIÓN DE SACAROSA, BIOMASA Y GOMA XANTANA (ANEXOS CÁLCULOS)

En las Figuras se muestra el comportamiento cinético más allá de la hora 34, hasta que la cantidad de sustrato es prácticamente cero. Los biorreactores de la planta operarán hasta entorno la hora 34, en ese momento si todo ha ido bien, la composición del caldo es aproximadamente la siguiente : $4,343 \frac{g}{L}$ de biomasa, $8,574 \frac{g}{L}$ de sacarosa y $26,420 \frac{g}{L}$ de goma xantana. La decisión de parar la fermentación llegará en el momento en el que el laboratorio de la empresa observe que la goma xantana supera los $26,420 \frac{g}{L}$.

Cuando se supera esa concentración, una buena homogenización de los tanques se hace complicado, en ese instante los tiempos de mezcla se hacen superiores a los dos minutos. Los tanques agitados a escala industrial que trabajan con volúmenes entre 1 y $100m^3$ presentan tiempos de mezcla entre 30 y 120 s, dependiendo de las condiciones. (Pauline M. Doran, 1998)

En la decisión de parar la fermentación a la hora 34 también se ha tenido en cuenta las etapas de recuperación de xantano. Normalmente en la industria de la fermentación, los biorreactores de xantano se paran cuando el caldo de fermentación contiene al final entre 10 y 30 $\frac{g}{L}$ de goma xantana, 1 y 10 $\frac{g}{L}$ células, y entre 3 y 10 $\frac{g}{L}$ de nutrientes residuales y otros metabolitos, pues en esos rangos las etapas de recuperación son más sencillas y económicas. (F. García-Ochoa et al., 2000)

El biorreactor consta de dos turbinas de disco con palas planas (turbinas de Rushton) con un diámetro que ocupa el 53% del diámetro del taque, esto es 2,395 m. Las turbinas están a una altura del fondo del tanque de 1,506 m y 2,395 m. En el momento de la elección del rodete se dudó entre elegir un rodete turbina Rushton o un tornillo helicoidal. El tornillo helicoidal es una buena opción para agitar fluidos viscosos. Se decidió optar por las turbinas de Rushton puesto que se tiene más información de la agitación con este tipo de turbinas y, que las turbinas de Rushton utilizadas ocupan un espacio importante respecto al diámetro del tanque, para fluidos pseudoplástico es importante que las fuerzas de cizallas estén bien distribuidas. El consumo de potencia que tiene el motor para hacer mover el eje vertical del agitador, donde están colocadas las dos turbinas es de 1,1 $\frac{Kw}{m^3}$. Para más información sobre el consumo de potencia dirigirse al ANEXO XIII: POTENCIA en ANEXOS CÁLCULOS. La viscosidad más alta que se alcanza durante la fermentación se produce poco antes de acabar la fermentación (hora 34), 8630 cp.

La mezcla en el interior de los fermentadores no se consigue exclusivamente con la agitación de las turbinas, sino que la aireación del caldo de cultivo también favorece la mezcla. Una buena mezcla es imprescindible en los fermentadores para que no haya diferentes temperaturas en el biorreactor y la distribución de

la biomasa y del sustrato sea en todos los puntos el mismo, este aspecto es importante, pues en caso contrario, habría zonas donde el microorganismo no recibiría nutrientes y no se podría desarrollar.

La aireación se logra en los tanques con la ayuda de un compresor. El trabajo necesario del compresor para una velocidad 0,5 vvm es de 57,630 kW. El aire entra al biorreactor con difusores de boquilla. Estos difusores de boquilla se utilizan en muchos fermentadores agitados tanto a escala de laboratorio como a escala de producción. Estos difusores consisten en una única tubería abierta o semiabierta que proporciona una corriente de burbujas de aire. Las ventajas que presenta este difusor son la baja resistencia al flujo de gas y el mínimo riesgo de taponamiento frente a los difusores de orificio y los difusores porosos (spargers). El caudal de entrada del aire es de $0,833 \frac{m^3}{s}$. Para más información sobre el cálculo del trabajo del compresor dirigirse al ANEXO XIX: TRABAJO NECESARIO DEL COMPRESOR en ANEXOS CÁLCULOS. El consumo de potencia total, sumando la agitación y la aireación es de 167,630 kW.

La tensión de oxígeno disuelto en todo momento se situa por encima del 10% de la solubilidad del oxígeno con los parámetros de operación indicados más arriba. Esto se demuestra con los cálculos del ANEXO XVII: CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO VOLUMÉTRICO en ANEXOS CÁLCULOS.

Para dar por finalizada la fermentación en el biorreactor, hay que desactivar a las células. Existen diversos métodos para la desactivación de las células en el caldo de cultivo: tratamientos con químicos (ej. álcali, hipoclorito, enzimas), a través de medios mecánicos, y con tratamientos térmicos. Los tratamientos químicos que elevan el pH pueden provocar la despiruvitación del producto. Cuando se utilizan enzimas, éstas deben ser retiradas del medio y añadirse a los costes. Frecuentemente, el cultivo de la fermentación

es pasteurizado o esterilizado para matar a las células. Estos tratamientos térmicos también mejoran la retirada de la goma xantana de las células.

La pasteurización del cultivo de fermentación a temperaturas elevadas puede causar la degradación térmica de los exopolisacáridos microbianos. No obstante se ha visto que trabajando con el caldo de cultivo bajo condiciones adecuadas (80-130 °C, 10-20 min, pH 6,3-6,9) se mejora la disolución del xantano sin ocurrir degradación térmica, desactivando a *Xanthomonas Campestris* y se facilita la retirada de las células en una etapa posterior. El incremento de la temperatura también reduce la viscosidad del caldo facilitando la retirada de compuestos insolubles por centrifugación o por filtración (F. García-Ochoa et al., 2000). Visto todo esto, la etapa de desactivación celular consistirá en llegar a 80°C como temperatura de pasteurización (el biorreactor tardará alrededor de 61 minutos en alcanzar esa temperatura) y mantenerla durante un cuarto de hora. La retirada de la biomasa tendrá lugar en otros equipos, se usarán centrifugadoras de cesta tubular.

Para alcanzar la temperatura de operación (29°C) y la temperatura de pasteurización (80°C) los tanques de fermentación disponen de serpentines helicoidales, donde se hace circular vapor a 6bar de presión y temperatura de 162°C. El diámetro interno del serpentín es de 206,28 mm y el espesor 6,35mm, el número de Schedule es 20 y el material es ASTM A106 grado B. El área de transferencia de calor es $100m^2$, para ello el serpentín helicoidal recto tendría una longitud de 164,33m. El volumen del serpentín en el interior del biorreactor es de $6,19m^3$, por lo que si se tiene esto en cuenta la altura de llenado del fermentador para contener $100m^3$ pasaría de 6,236m (indicado en la Tabla 37) a 6,62m. El motivo por el que se ha elegido un serpentín en lugar de una camisa externa para la transferencia de calor está en que el serpentín proporciona una mayor área de transferencia de calor.

Para finalizar, decir que se puede tener un mayor conocimiento de distintos aspectos de los biorreactores de la planta, acercándose a los ANEXOS CÁLCULOS desde el ANEXO XII hasta el ANEXO XIX.

Sensores en el biorreactor

El biorreactor tendrá cuatro termopares para conocer la temperatura a la que trabaja el biorreactor durante la fermentación y la pasteurización. Se colocará dos termopares a dos metros de altura del fondo y ubicados en extremos opuestos, y otros dos dos termopares con la misma disposición colocados a cuatro metro de altura. De la misma forma, se colocarán cuatro sensores de pH y cuatro medidores del oxígeno disuelto en la misma zona donde se han colocado los termopares.

El motivo por el que se emplean cuatro sensores de cada tipo para medir cada parámetro, es que los valores que den durante la fermentación darán una idea de la homogeneidad que existe en el caldo de cultivo. Si los sensores de cada tipo muestran el mismo valor indican que existe una agitación adecuada en el biorreactor.

En el fondo del biorreactor habrá además dos medidores de nivel por presión.

Diseño mecánico

El diseño mecánico de los biorreactores se ha calculado en base al código ASME (American Society of Mechanical Engineers), sección VIII, división 1, en el que se detalla el diseño, construcción e inspección de recipientes a presión. Para ver los cálculos, ir a ANEXOS XX: DISEÑO MECÁNICO DEL BIORREACTOR en ANEXOS CÁLCULOS.

Los biorreactores están formados por un cuerpo cilíndrico, una tapa toriesférica y un fondo toriesférico. Más concretamente la tapa y el fondo son del tipo Köppler. Las dimensiones de la tapa y el fondo, que son iguales, vienen detallados en la Figura 21. La altura del

cuerpo cilíndrico del biorreactor es de 6,052 m y la del fondo y la de la tapa de 0,905. En total la altura del fermentador 7,862 m.

En el ANEXO XX se ve que en el cálculo de la altura del fermentador se ha tenido en cuenta el espacio que ocupa el serpentín helicoidal en cada biorreactor. La altura del llenado del biorreactor es de aproximadamente 6,9m para que contenga $100m^3$.

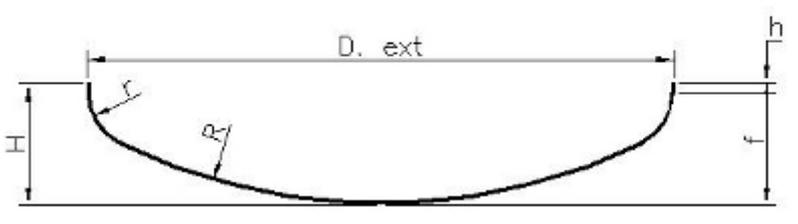
Diametro exterior (mm)	<input type="text" value="4529"/>
Espesor (mm)	<input type="text" value="7.179"/>
 <p>fondo Toriesferico Tipo KLOPPER</p>	
Diametro disco (mm)	<input type="text" value="5065"/>
R (mm)	<input type="text" value="4529"/>
r (mm)	<input type="text" value="452.90000000"/>
h (mm) >=	<input type="text" value="25.1265"/>
f (mm)	<input type="text" value="873"/>
H (mm)	<input type="text" value="905"/>
V (sin h) (litros)	<input type="text" value="9201.7"/>
Peso (h minima) (kg)	<input type="text" value="1157"/>
<input type="button" value="Calcular"/>	

Figura 21: Dimensiones del fondo toriesférico. **Fuente:** <http://www.horfasa.com/>

El material elegido para la fabricación del biorreactor es el acero inoxidable 304. Se ha elegido este material por ser el acero inoxidable el material más común en la construcción de fermentadores a escala de laboratorio y a gran escala. Entre los beneficios que tiene este material están: ser capaz de soportar

repetidos ciclos de limpieza y esterilización, un material no reactivo y no absorbente con el medio de cultivo y como no, su resistencia a la corrosión. Las superficies interiores del acero están pulidas para facilitar la limpieza y la esterilización del reactor.

Los datos del diseño mecánico de los biorreactores vienen detallados en la Tabla39.

Descripción	Biorreactor 201A
TAPA	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,905
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	7,179
CUERPO CILÍNDRICO	
Longitud [m]	6,052
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	5
FONDO	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,905
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	7,179
AISLAMIENTO	
Material	Fibra cerámica aislante
SERPENTÍN	
Espacio [m^3]	6,19
BIORREACTOR	
Altura total [m]	7,862
Altura de llenado[m]	6,9
Material	Acero inoxidable 304
SOPORTE	
Tipo	Faldón

Tabla39: Datos del diseño mecánico de los biorreactores de $100m^3$.

El biorreactor llevará incorporado una boca de hombre, con homologación EG según PED 97/23/EG. Una boca de hombre es un acceso a un recipiente, que permite la entrada a operarios para

realizar tareas de mantenimiento, limpieza e inspección. La boca de hombre será redondo con bisagra y manilla, con un diámetro de 0,6m, material mojado: 1.4571 y estará a 2,1 m de altura con respecto al suelo. La empresa suministradora es Zimmerlin.

CAPÍTULO 14. CENTRIFUGAS DE CESTA TUBULAR

La suspensión de *X. campestris* en el caldo de cultivo es de $4,343 \frac{g}{L}$ de bacterias , acabada la fermentación. Se utilizará una centrifuga de cesta tubular para retirar la biomasa del caldo de cultivo. La retirada es una etapa importante en la planta puesto que el uso de xantano como aditivo alimentario necesita estar libre de células. En el uso de xantano en plataformas petrolíferas se pueden tener problemas de obstrucción debido a la biomasa con rocas petrolíferas porosas.

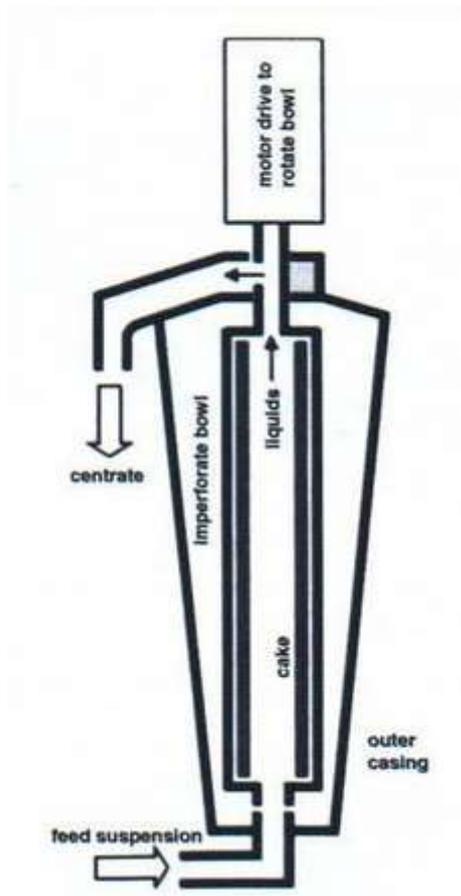


Figura 22: Esquema del cesto tubular.

En estas unidades, la alimentación entra a presión a través de una boquilla por la zona inferior, se acelera debido a la velocidad

del rotor y asciende a través de la cesta cilíndrica. Cuando gira la cesta, las partículas que ascienden son lanzadas y colisionan con las paredes de la cesta. Los sólidos se separan del líquido si se mueven a suficiente velocidad como para alcanzar la pared de la cesta durante el tiempo de residencia del líquido en la máquina. Cuando se aumenta la velocidad de alimentación, se reduce el rendimiento de la centrífuga al aumentar la distancia que debe alcanzar la partícula hasta alcanzar la pared. (Pauline M. Doran, 1998)

Se ha optado por esta unidad de separación para retirar la biomasa, ya que es la que se utiliza para realizar separaciones difíciles, como en este caso, ya que el tamaño de las partículas es pequeño. Los sólidos en las centrifugas tubulares se aceleran entre 13000 y 16000 veces la fuerza de la gravedad.

Aunque el caldo de cultivo es un fluido viscoso por contener goma xantana, como está a una temperatura elevada (80°C) proveniente de la etapa de pasteurización dentro del biorreactor y la velocidad a la que gira el cesto es también elevada, no habrá problemas para tratar el caldo en este equipo.

La unidad que se utilizará proviene de una compañía de maquinaria farmacéutica y química cuyo nombre es Liaoyang Zhongliao ubicada en Liaoning, China. Esta empresa es una productora profesional de centrifugadoras, filtros granuladores oscilantes y recipientes a presión, etc.

Se ha optado por comprar el modelo GQL 150 por ser del tipo clarificador, esto quiere decir que es muy apropiada para separar sólidos del fluido, además de este tipo es el que mayor caudal másico es capaz de tratar, aproximadamente $3000 \frac{Kg}{h}$.

项目 Item	型号 Type	GF105-0 渣液型 GF105A	GFL150	GFZ105	GFX105	GOL75	GQ105-0 渣液型 GQ105A	GQQ105	GQL125	GOL150 GOL150 渣液型
转鼓	内径 mm Inner diameter in mm	105	142	105	105	75	105	105	124	142
	有效高度 (mm) Effective height in mm	730	700	730	730	430	730	750	735	700
	沉积容积 (L) Settling volume L	5.5	10	5.5	5.5	2	5.5	5.9	7.4	10
	转速 (r/min) Speed r/min	16000	14000	16000	14500	20000	16000	15000	15000	14000
	最大分离因数 Max separation factors	15025	15570	15025	12223	16770	15025	13200	15500	15570
	进料口喷嘴直径 (mm) Nozzle diameter mm	4.6-8.10	8.10.12	4.6-8.10	4.6-8.10	2.3-5	4.6-8.10	8.10.12	3.5-7.9	8.10.12
	物料进口压力 (Mpa) Inlet pressure Mpa	>0.05	>0.05	>0.05	>0.05	>0.05	>0.05	>0.05	>0.05	>0.05
	生产能力 (kg/h) capacity t/h	-1200	-3000	-1500	1000	-500	-1000	-2000	-2000	-3000
电机	型号 Type	90	Y100L-2	YB112M-2	Y90L-2	Y90S-2	Y90L-2	Y(B)112M-2	Y112M-2-B5	Y100L-2
	功率 Kw Power kw	2.2	3.0	4.0	2.2	1.5	2.2	4.0	4.0	3.0
	转速 r/min Speed r/min	2880	2860	2890	2880	2840	2880	2890	2890	2880
	外型尺寸 (长 × 宽 × 高) mm dimension (L × W × H) in mm	800 × 1200 × 1600	1180 × 600 × 1558	800 × 1200 × 1600	950 × 1200 × 1600	800 × 1200 × 1600	800 × 1000 × 1600	920 × 600 × 1560	1010 × 510 × 1715	1020 × 600 × 1558
	机器重 kg Weight in kg	500	500	400	460	300	500	360	565	500
	散热面积 m ² Heat exchange area m ²		0.553			0.5			1.3	0.553
	承受压力 Mpa bearing pressure		<2.4			1	<2.4		1	<2.4

注: L-冷却 X-血液 Z-皂化 Note: L-Cooling X-blood Z-Saponification

Figura 23: Datos técnicos de las centrifugas de cesta tubular.



Figura 24: Imagen del modelo de la centrifugadora GQ150

Como el caudal de alimentación de la torre de destilación es de $25 \frac{m^3}{h}$ o en caudal másico $21800 \frac{Kg}{h}$ y además también se ha elegido bombas para que entre el caldo de cultivo en los tanques de mezcla de $25 \frac{m^3}{h}$, la planta tendrá que disponer del número de centrifugadoras por biorreactor adecuado para que se acerque a este caudal. El número de centrifugadoras se calcula dividiendo el caudal de alimentación de la torre entre el caudal con el que puede trabajar una centrifugadora.

$$\frac{21800 \text{ Kg}}{\frac{h}{3000 \text{ Kg}}} = 7,27$$

Por tanto el número de centrifugadoras de tazón tubular por biorreactor será de 8.

CAPÍTULO 15. DISEÑO DE LOS TANQUES DE MEZCLA

La planta dispondrá de recipientes donde mezclar el caldo de cultivo con el isopropanol para hacer que precipite la goma xantana. Las dimensiones de los recipientes de mezcla van a ser prácticamente las mismas que para el biorreactor. Los tanques de mezcla suelen tener una altura de llenado similar al diámetro del tanque para favorecer la mezcla dentro del recipiente, los tanques de la planta tienen esta característica geométrica.

Configuración aproximada del Tanque de mezcla

Medida de	Símbolo	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	4,519 m
Altura de llenado	H(m)	5,46 m
Volumen del fermentador	V(m ³)	82,699 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	1,506 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	2,395 m
Diámetro de turbinas Rusthon	W1(m)	2,395 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,452 m

Tabla 40: Configuración aproximada del Tanque de mezcla.

El volumen total a mezclar es la suma de $100m^3$ del biorreactor, más $230,796m^3$ de isopropanol al 86% en volumen, que da un total de $330,769m^3$. Se va a usar por tanto cuatro recipientes de $100m^3$ para efectuar la mezcla.

La solución de xantano en el caldo de cultivo puede ser visto como un coloide hidrofílico que forma una auténtica solución en agua. La precipitación del polímero se logra disminuyendo la solubilidad de los coloides disueltos usando métodos tales como la adición de sales, compuestos miscibles en agua que perjudican la solubilidad del xantano en agua, y la concentración por evaporación. Las opciones de recuperación que han sido estudiados en la industria incluyen precipitación con solventes orgánicos tales como el etanol y el alcohol isopropílico (IPA), el uso de mezclas de sales y alcohol, y la precipitación con sales trivalentes o tetravalentes. También, la ultrafiltración ha sido investigada. La técnica más común usada para el aislamiento primario y la purificación del polisacárido es la precipitación usando compuestos miscibles con el agua que no favorecen la disolución del xantano. Tanto el coste del alcohol para la recuperación y las pérdidas inevitables contribuyen significativamente al coste total de producción (F. García-Ochoa et al., 2000). Entre el etanol y el isopropanol para la precipitación se ha apostado por el isopropanol puesto que se ha visto de forma general en la bibliografía que se habla más de este alcohol para la precipitación. Seguramente la razón de esto será a que necesita menor volumen de alcohol por volumen de caldo de cultivo para la precipitación.

En la Figura 24 se muestra la cantidad de volumen de IPA que hay que añadir por unidad de volumen de caldo de cultivo si empleamos una sal monovalente como es KCl con una concentración de $1 \frac{g}{L}$ para la precipitación de la goma xantana. La adición de sales al caldo de cultivo disminuye la cantidad de agente separador a utilizar. En el caso del alcohol 2-Propanol, la no adición de ningún tipo de sal supone un consumo de 3L de agente por cada litro de caldo de cultivo, para que se produzca un precipitado total de la goma xantana, mientras que con la adición de $1 \frac{g}{L}$ de KCl (0,013 m) el gasto de isopropanol disminuye a 1,5L.

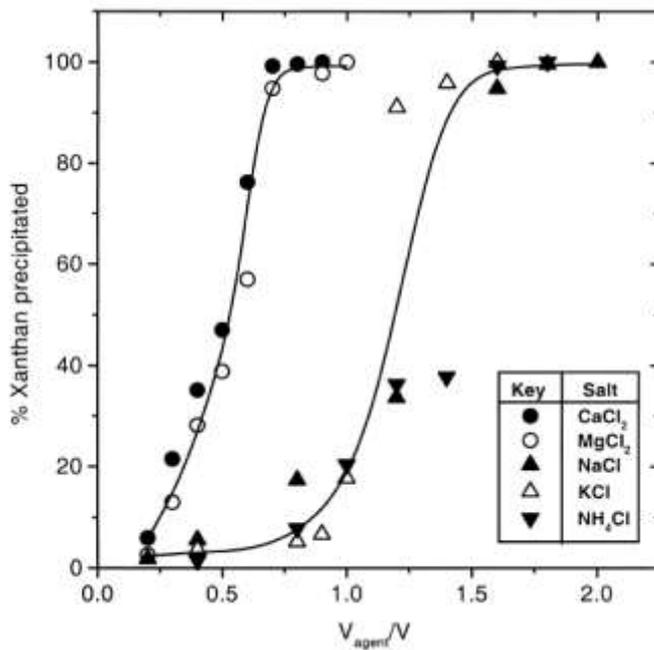


Figura 24: Precipitación de xantano usando mezclas de IPA con $1 \frac{g}{L}$ de sales monovalentes y divalentes. **Fuente:** F. García-Ochoa et al., 2000.

En el ANEXO XXI: DISEÑO DE LOS TANQUES MEZCLA en ANEXOS CÁLCULOS se detalla la justificación de porqué hay que añadir $230,796m^3$ de isopropanol al 86% en volumen para el volumen caldo de cultivo que hay en un biorreactor.

Antes de agregar nada de caldo de cultivo a los tanques, a cada uno de los recipientes se le añade $57,699m^3$ de IPA al 86% en volumen. De esta forma uno se asegura que nada más añadir algo de caldo de cultivo la goma xantana precipite (en ese momento la relación entre el volumen de IPA y el volumen de caldo de cultivo es superior a 1,5, que es la relación necesaria para que precipite el xantano). Además de esta forma evitamos que la viscosidad del fluido en el interior del recipiente sea elevada. Hay que recordar que la viscosidad del caldo de cultivo es muy elevada por contener $26,420 \frac{g}{L}$ de goma xantana. Al sumergir el caldo de cultivo con isopropanol diluimos el contenido en goma xantana. Como la

viscosidad que proporciona la goma xantana a un fluido está en relación directa con la concentración, diluir el xantano viene muy bien para operar con un fluido menos viscoso en el tanque. Por otro lado, la viscosidad no solo disminuye por la dilución de la goma xantana, conforme se adiciona caldo de cultivo la goma xantana va precipitando. Esta goma xantana que precipita disminuye la concentración de xantano disuelta en el líquido, por lo que esto favorece una disminución de la viscosidad.

La cantidad a añadir de IPA a cada tanque de mezcla se ha obtenido dividiendo el volumen total de isopropanol entre 4:

$$\frac{230,796m^3}{4} = 57,699m^3$$

A cada tanque de mezcla le irá destinado $25m^3$ de caldo de cultivo, como consecuencia de dividir el volumen total de caldo de cultivo entre 4:

$$\frac{100m^3}{4} = 25m^3$$

El volumen total que contendrá al final el tanque de mezcla será de:

$$57,699m^3 + 25m^3 = 82,699m^3$$

Los $230,796m^3$ de isopropanol al 86% en volumen contienen $32,708m^3$ de agua. A este volumen de agua se le adicionará un gramo de KCl por litro, como si se tratase de caldo de cultivo. Por tanto a los $230,796m^3$ de isopropanol habrá que añadirles 32,708 Kg de KCl. Así pues a cada tanque de mezcla se le adicionará 8,177 kg de KCl por el contenido en agua del isopropanol que añadimos, y 25 kg más porque a cada tanque de mezcla van destinados $25m^3$ del caldo de cultivo. En resumen se mezclarán 33,177 kg de KCl con los $57,699m^3$ de IPA que contendrá el tanque al principio. La cantidad total de goma xantana que se obtiene con los cuatro tanques de mezcla es de 2642 kg.

Se va a utilizar una bomba con un caudal de $25 \frac{m^3}{h}$ para introducir los 25000L de caldo de cultivo a cada tanque. Con estas condiciones se han realizado cálculos, siguiendo los procedimientos de los ANEXOS DE CÁLCULOS XII, XIII, XIV y IV para calcular viscosidades, números de Reynolds y la potencia necesaria que hay que suministrar al tanque. La velocidad de agitación se mantendrá constante a 47rpm.

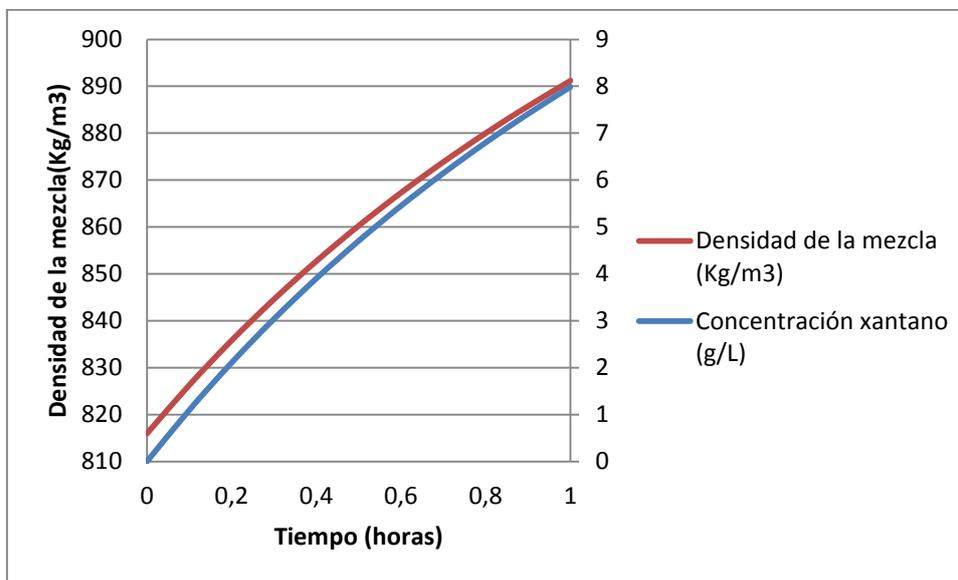


Figura 25: Diagrama de la densidad y la concentración de goma xantana en la mezcla frente al tiempo.

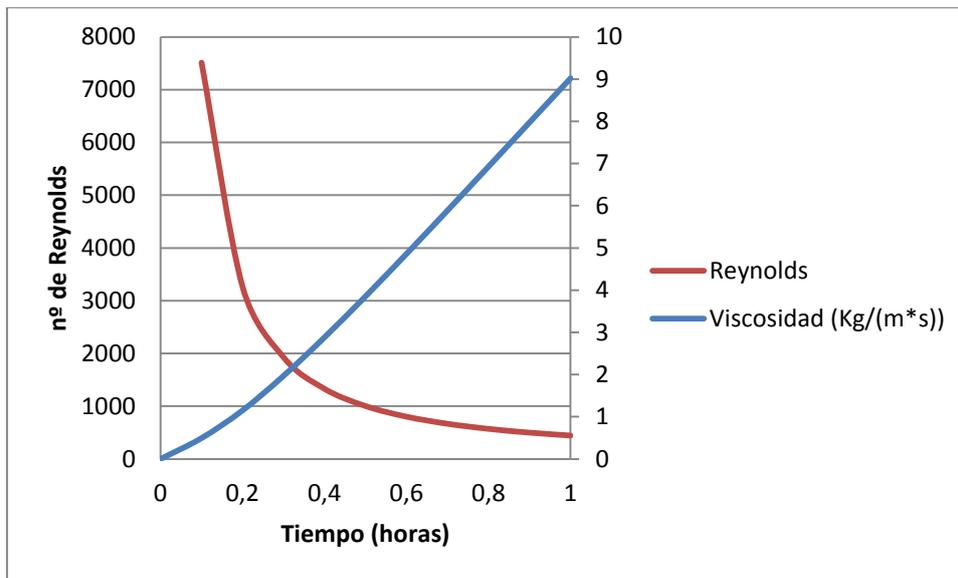


Figura 26: Diagrama del número de Reynolds del rodete y la viscosidad de la mezcla frente al tiempo.

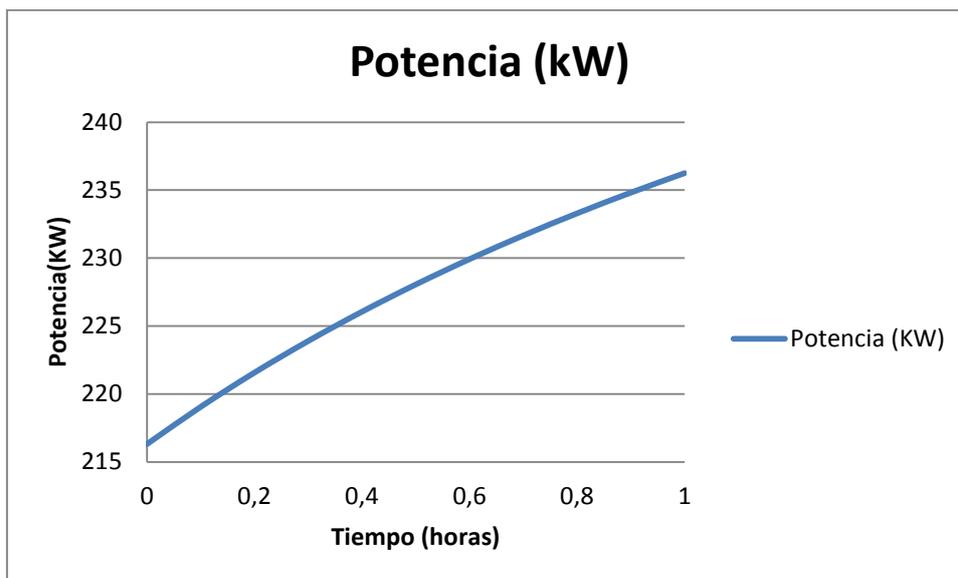


Figura 27: Diagrama de la potencia suministrada al rodete para lograr la mezcla frente al tiempo.

Para el cálculo de la viscosidad, el número de Reynolds y la potencia no se ha tenido en consideración que la goma xantana va precipitando conforme se añade caldo de cultivo al tanque de mezcla. Por esta razón se espera que tanto la viscosidad como la potencia real a suministrar sean inferiores a la mostrada.

Diseño mecánico

El diseño mecánico de los tanques de mezcla se ha calculado en base al código ASME (American Society of Mechanical Engineers), sección VIII, división 1, en el que se detalla el diseño, construcción e inspección de recipientes a presión. Los cálculos realizados siguen el mismo procedimiento que en ANEXOS XX: DISEÑO MECÁNICO DEL BIORREACTOR en ANEXOS CÁLCULOS.

La única diferencia mecánica que existe entre los biorreactores y los tanques de mezcla está en la altura del cuerpo cilíndrico, en la primera la altura es de 6,052m, mientras que en la segunda es de 5,640m.

Descripción	TM-401A
TAPA	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,905
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	7,179
CUERPO CILÍNDRICO	
Longitud [m]	5,640
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	5
FONDO	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,905
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	7,179
 AISLAMIENTO	
Material	Ninguno
TM-401A	
Altura total TM-401A [m]	7,45
Altura de llenado[m]	5,46
Material	Acero inoxidable 304
SOPORTE	
Tipo	Faldón

Tabla41: Datos del diseño mecánico de los tanques mezcla de $82,699m^3$.

El tanque de mezcla llevará incorporado una boca de hombre, con homologación EG según PED 97/23/EG. Una boca de hombre es un acceso a un recipiente, que permite la entrada a operarios para realizar tareas de mantenimiento, limpieza e inspección. La boca de hombre será redondo con bisagra y manilla, con un diámetro de 0,6m, material mojado: 1.4571 y estará a 2,1 m de altura con respecto al suelo. La empresa suministradora es Zimmerlin.

CAPÍTULO 16. TORRES DE DESTILACIÓN

La planta de producción de goma xantana dispondrá de dos torres de destilación, en los que se recuperarán el isopropanol empleado para que precipite el xantano en el caldo de cultivo. Para el diseño de la torre de destilación se ha utilizado el programa ASPEN Plus V8.4.

Primero se obtuvo de la sección Properties del programa, diagramas de equilibrio de la mezcla alcohol isopropílico y agua a diferentes presiones.

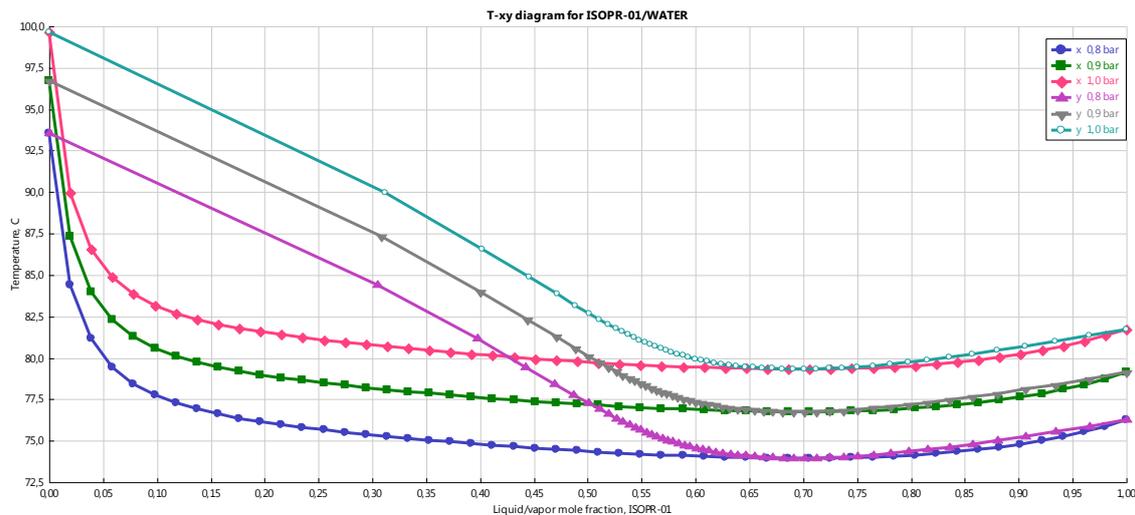


Figura 28: Diagrama de equilibrio temperatura vs composición (en fracción molar) a 0,8 , 0,9 y 1 bar. **Fuente:** ASPEN PLUS V8.4 usando el método termodinámico de WILSON .

Se ha escogido el método termodinámico de Wilson puesto que este, es el adecuado para sistemas altamente no ideales, especialmente sistemas de alcoholes y agua. El método UNIQUAC también proporciona simulaciones muy buenas en estos casos.

En el diagrama de abajo se muestra datos de equilibrio de la fracción molar en fase vapor frente a la fracción molar en la fase líquida. Tanto en la Figura 28 como en la Figura 29 se puede apreciar que la mezcla isopropanol-agua forma un sistema azeotrópico. Este hecho dificulta la separación. La Figura 29 muestra que las curvas de equilibrio a presiones 0,8 , 0,9 y 1 bar coinciden .

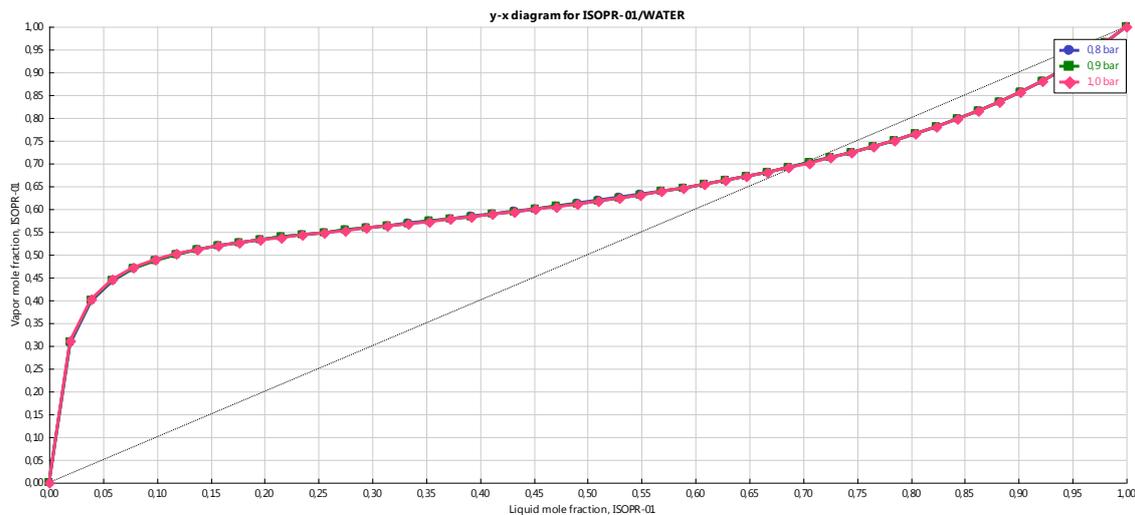


Figura 29: Diagrama de equilibrio fracción molar de vapor frente a fracción molar de líquido a 0,8 , 0,9 y 1 bar. **Fuente:** ASPEN PLUS V8.4 usando el método termodinámico de WILSON .

Se han realizado simulaciones a diferentes presiones para tantear a que presión interesa que opere la torre de destilación.

Presión (atm)	Temperatura(°C)	Tanto por ciento molar IPA	Tanto por ciento molar agua	Fracción másica IPA	Fracción másica agua
0,8	74,26	0,6951	0,3049	0,8838	0,1162
1,0	79,73	0,6917	0,3083	0,8821	0,1179
1,2	84,36	0,6886	0,3114	0,8806	0,1194
1,4	88,40	0,6858	0,3142	0,8792	0,1208

Tabla 42: Azeótropos de la mezcla IPA-agua a diferentes presiones. **Fuente:** ASPEN PLUS V8.4 usando el método termodinámico de WILSON.

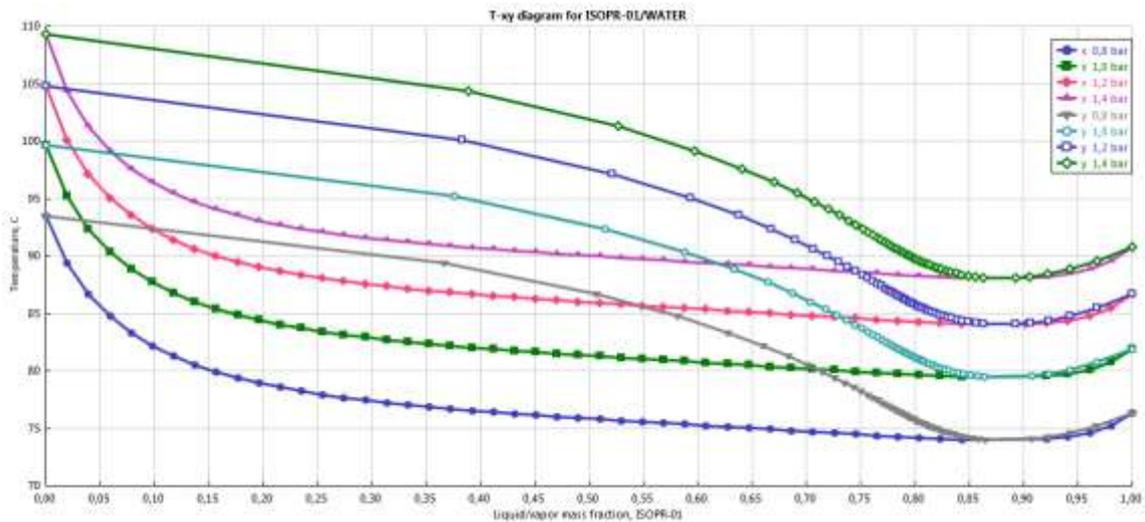


Figura 30: Diagrama de equilibrio temperatura vs composición (en fracción másica) a 0,8 , 1, 1,2 y 1,4 bar. **Fuente:** ASPEN PLUS V8.4 usando el método termodinámico de WILSON .

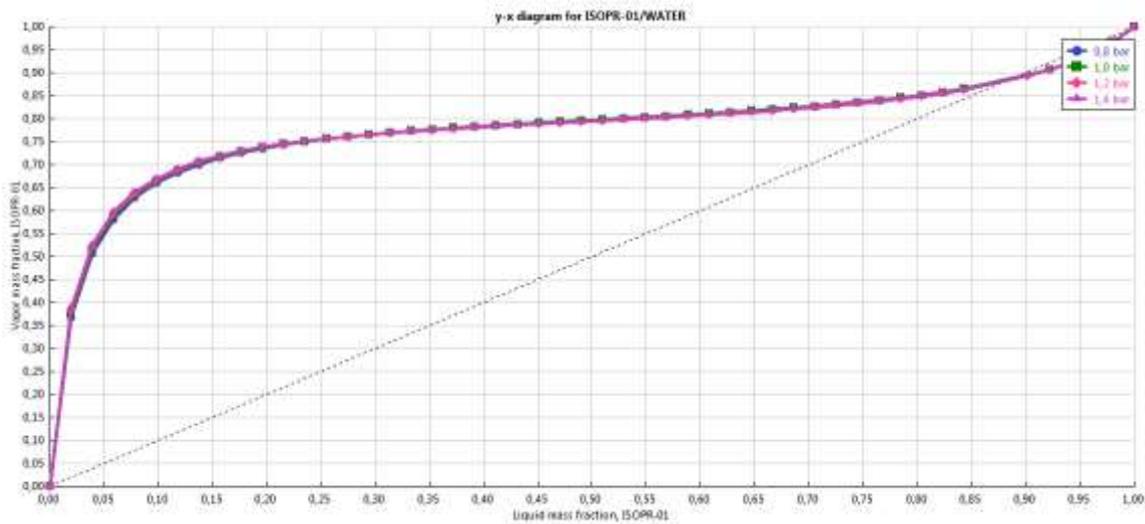


Figura 31: Diagrama de equilibrio fracción másica de vapor frente a fracción másica de líquido a 0,8 , 1, 1,2 y 1,4 bar. **Fuente:** ASPEN PLUS V8.4 usando el método termodinámico de WILSON .

La composición del azeótropo no varía prácticamente a distintas presiones y la relación entre la fracción molar en la fase vapor y la fase líquida tampoco varía. La presión solamente modifica la temperatura de ebullición y condensación de la mezcla alcohólica.

Visto todo esto se decide que la torre de destilación opere a una presión cercana a la atmosférica ya que operar a una presión inferior supondría un mayor consumo de potencia por parte del compresor.

Se empleará el modelo RadFrac, que es el método más riguroso que hay en ASPEN PLUS para el diseño de columnas de destilación.

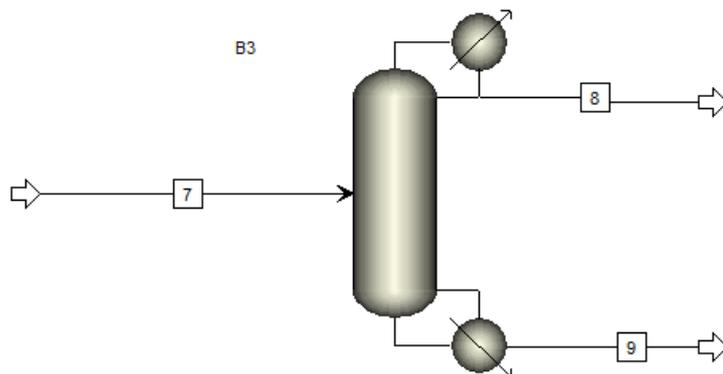


Figura 32: Columna de destilación que emplea el modelo Radfrac.
Fuente: Imagen de ASPEN PLUS.

Specifications

Flash Type: **Pressure** **Vapor Fraction**

State variables

Temperature: C

Pressure: **1,03368** bar

Vapor fraction: 0

Total flow basis: **Mass**

Total flow rate: **21800** kg/hr

Solvent:

Composition

Mass-Flow **kg/hr**

Component	Value
ISOPR-01	11790
WATER	10000
POTAS-01	10

Total: **21800**

Figura 33: Condiciones con las que entra la alimentación a la torre de destilación. **Fuente:** Imagen de ASPEN PLUS.

La composición de la alimentación es la del caldo de cultivo, una vez retirada la goma xantana, y la presión fijada corresponde con la presión que hay en el plato donde entra la alimentación.

La velocidad a la que entra la alimentación se ha escogido teniendo en cuenta la cantidad de masa que hay que tratar: $100m^3$ de agua (100000 kg), 100 kg de KCl y $150m^3$ de isopropanol puro (117900 kg), todo esto suma un total de 218000 kg. Con un caudal de alimentación de $21800 \frac{kg}{h}$, el tiempo en tratar por parte de la torre de destilación el caldo de cultivo del biorreactor de $100 m^3$, el isopropanol y el cloruro potásico es de aproximadamente diez

horas. Realmente la torre de destilación de la planta tardará más tiempo porque no se va a emplear en la precipitación isopropanol puro.

En la torre de destilación se persigue recuperar la mayor cantidad posible de isopropanol. Se exige que la torre recupere al menos el 95% en peso del isopropanol que entra en la alimentación. Si en la alimentación entra $11790 \frac{kg}{h}$ entonces por el destilado debe salir al menos $11200,5 \frac{kg}{h}$. Se decide que el caudal de destilado sea de $14000 \frac{kg}{h}$ y el caudal de colas $7800 \frac{kg}{h}$. La relación de reflujo (velocidad de reflujo dividida entre velocidad de destilado) será 0,4. El número de platos de la torre de destilación será de cinco. Con estas condiciones de operación la torre de destilación consigue una concentración de isopropanol en el destilado de 0,828 fracción másica. Cabe recordar que el azeótropo a una atmósfera de presión es de 0,8821 fracción másica.

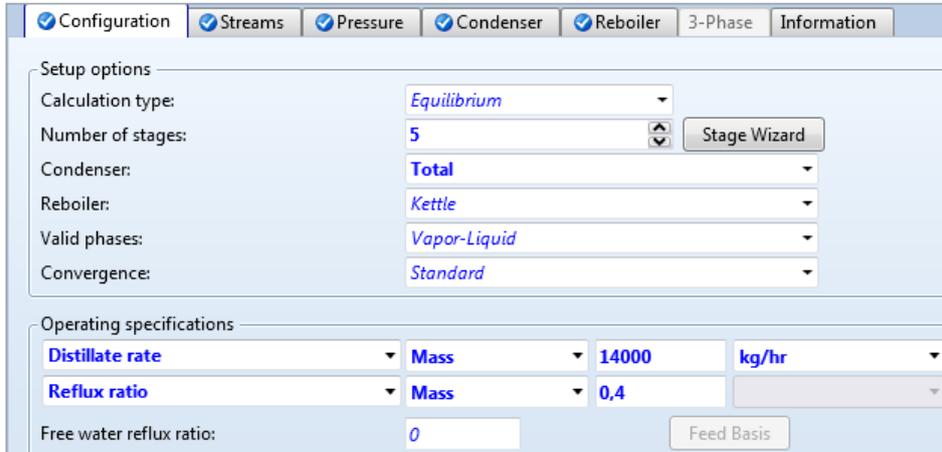


Figura 34: Configuración ASPEN PLUS

Feed streams			
	Name	Stage	Convention
>	7	4	On-Stage

Product streams				
	Name	Stage	Phase	Basis
>	8	1	Liquid	Mole
>	9	5	Liquid	Mole

Figura 35: Configuración de “Streams” en Setup. **Fuente:** Imagen de ASPEN PLUS.

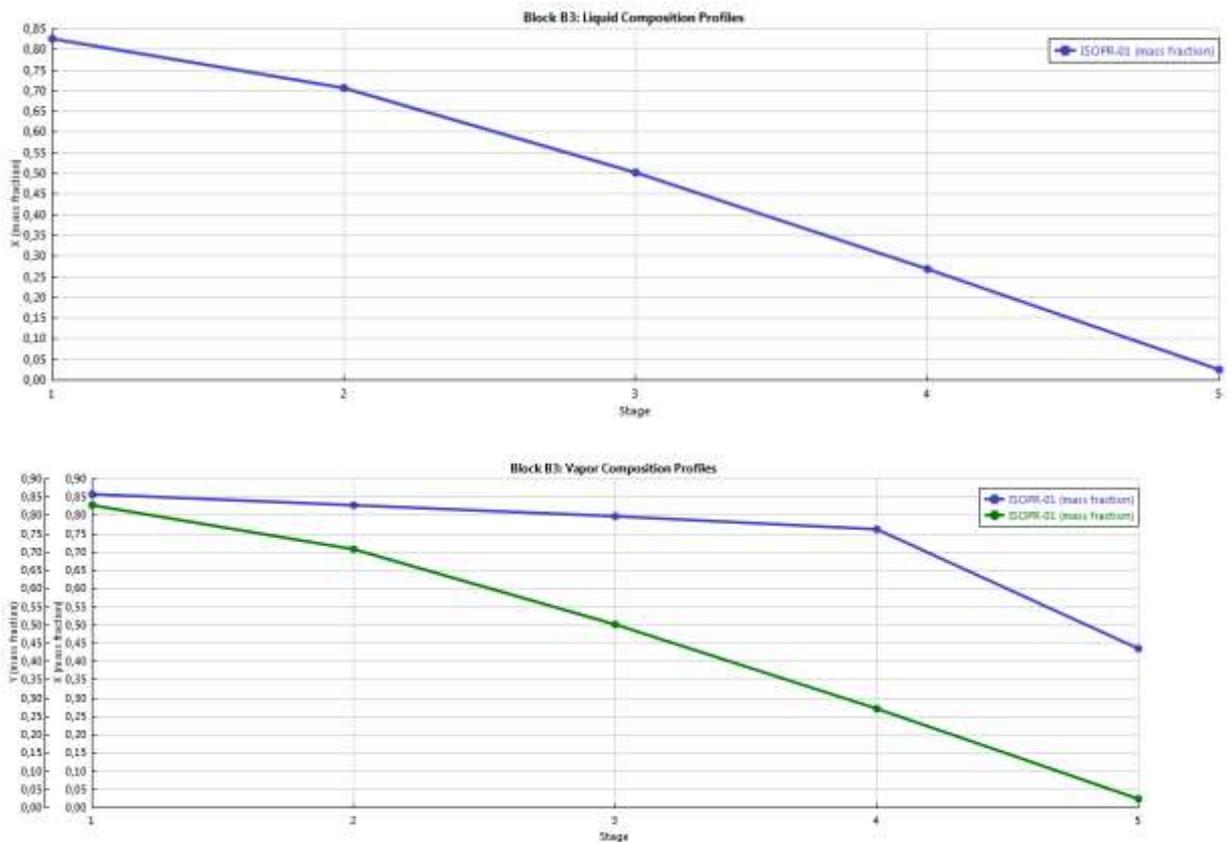


Figura 36: En este gráfico se muestra la fracción másica del vapor y del líquido en cada uno de los platos. **Fuente:** ASPEN PLUS V8.4 usando el método termodinámico de WILSON .

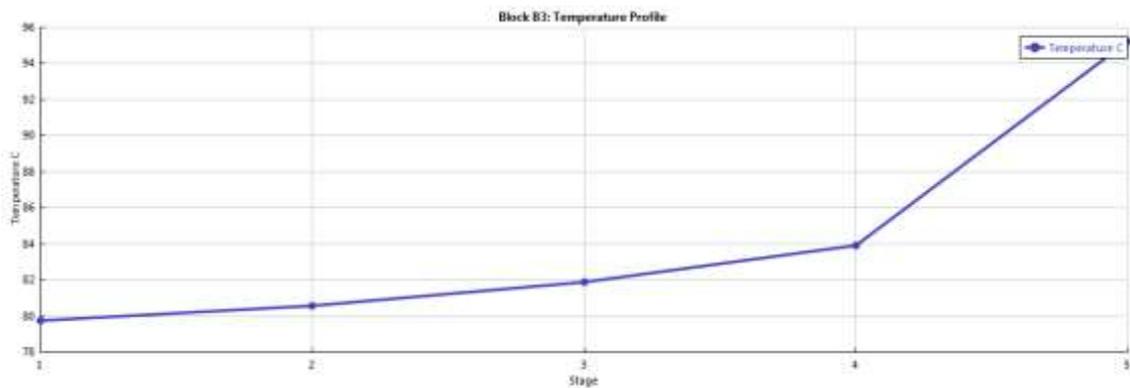


Figura 37: Perfil de temperatura de la torre de destilación. **Fuente:** ASPEN PLUS V8.4 usando el método termodinámico de WILSON .

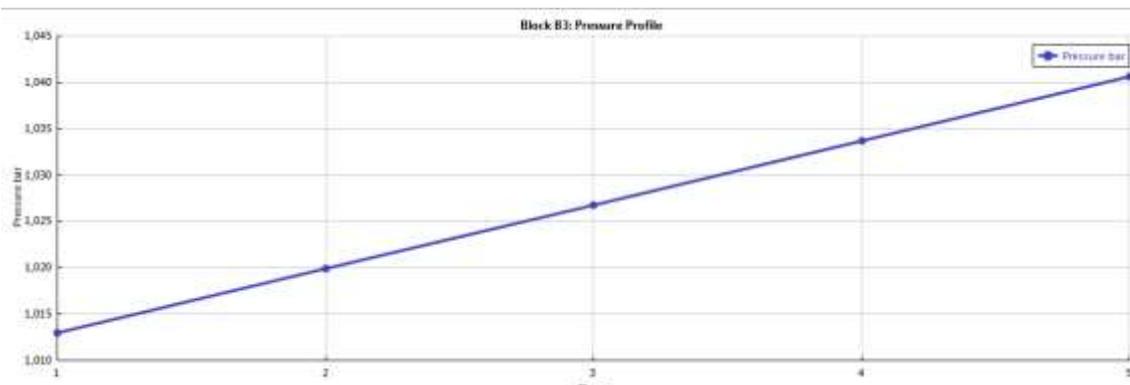


Figura 38: Perfil de presión de la torre de destilación. **Fuente:** ASPEN PLUS V8.4 usando el método termodinámico de WILSON .

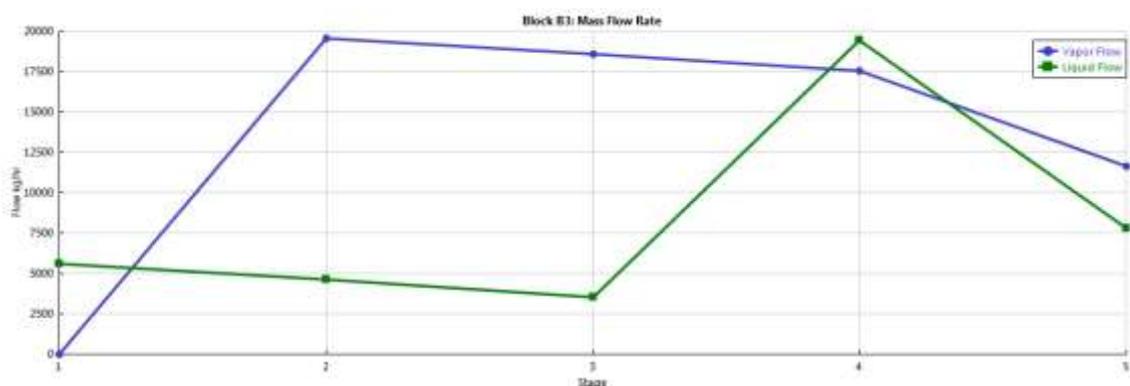


Figura 39: Perfil de flujo de vapor y de líquido de la torre de destilación en cada uno de los platos. **Fuente:** ASPEN PLUS V8.4 usando el método termodinámico de WILSON .

En la Figura 38 se observa que la torre de destilación tiene una presión ligeramente superior a la atmosférica en cualquier altura. Esto garantiza que no entre ningún tipo de contaminante del exterior. El perfil de presión responde a una pérdida de presión esperada de 0,1 psi por plato.

A continuación se va a realizar una justificación de los valores elegidos para las variables de operación de la torre.

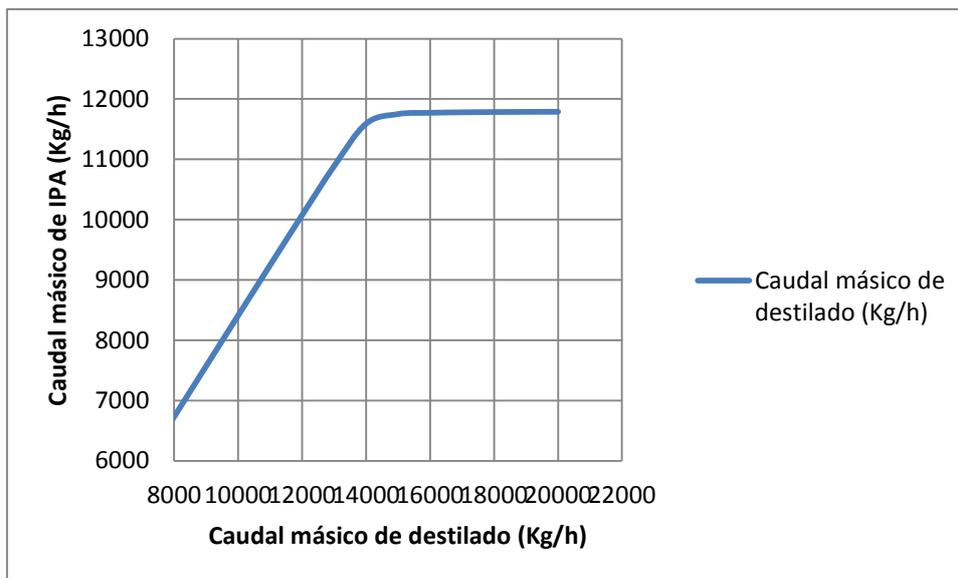


Figura 40: Análisis de sensibilidad realizado en Aspen Plus en el que se observa cómo influye el caudal másico de destilado en el caudal másico de IPA en el destilado.

En este último gráfico se observa que a partir de un valor en torno a $14000 \frac{kg}{h}$ el caudal másico de IPA alcanza máximo y se mantiene constante. Este hecho justifica elegir un caudal de destilado de $14000 \frac{kg}{h}$.

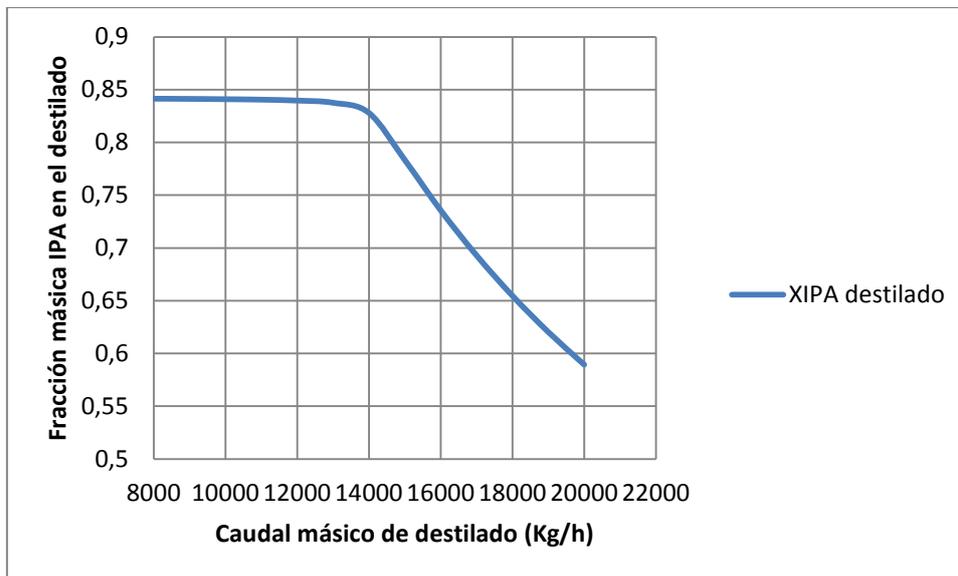


Figura 41: Análisis de sensibilidad de Aspen Plus de la variación de la fracción másica del destilado con el caudal másico de destilado.

El comportamiento de la Figura 40 se justifica por la variación de la fracción másica del destilado con la variación del caudal de destilado.

Esto se puede explicar en que a velocidades tan elevadas, el líquido que aparece en cada uno de los platos no llega a alcanzar el equilibrio con el vapor cuando sale de él (el aumento de caudal de destilado en Aspen se traduce en un aumento del caudal de reflujo en la simulación).

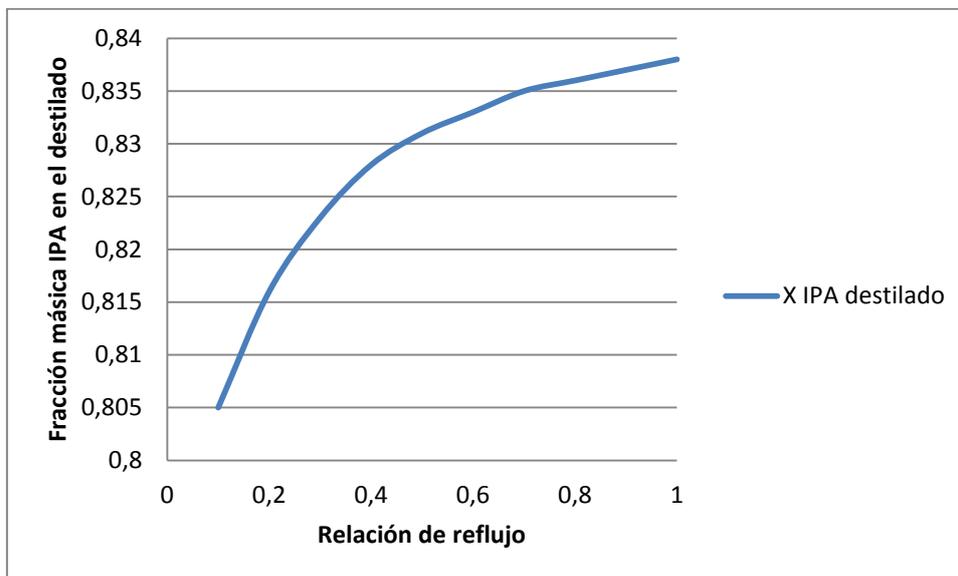


Figura 42: Análisis de sensibilidad realizado con Aspen Plus en el que se observa cómo influye la relación de reflujo (velocidad del reflujo dividida entre la velocidad del destilado L/D) en la concentración de isopropanol en el destilado.

Se ha escogido una relación de reflujo de 0,4 ya que, a partir de ese valor un aumento de la relación de reflujo no se traduce en un aumento significativo de la fracción másica de isopropanol en el destilado.

Nº de platos en la columna	Fracción másica de isopropanol en el destilado
5	0,828
6	0,832
7	0,834
8	0,835

Tabla 43: Resultados de la fracción másica de isopropanol en el destilado según el número de platos que lleva la torre. Los datos se han obtenido realizando simulaciones en Aspen Plus. El plato de alimentación en los cuatro casos está en el penúltimo plato.

De estos datos se deduce que el número de platos adecuado es 5 ya que un número de platos superior no se traduce en un aumento en la composición del destilado.

Resumiendo, el número de platos óptimos para la separación isopropanol-agua es 5 con una relación de reflujo de 0,4. Aumentar el número de platos en la torre no logra mejorar la eficacia de la torre.

El destilado sale de la columna de destilación con una composición de 82,90 por ciento en fracción másica de isopropanol que se corresponde con un 86 por ciento en volumen de isopropanol.

Los datos del condensador y del reboiler también son proporcionados por el programa:

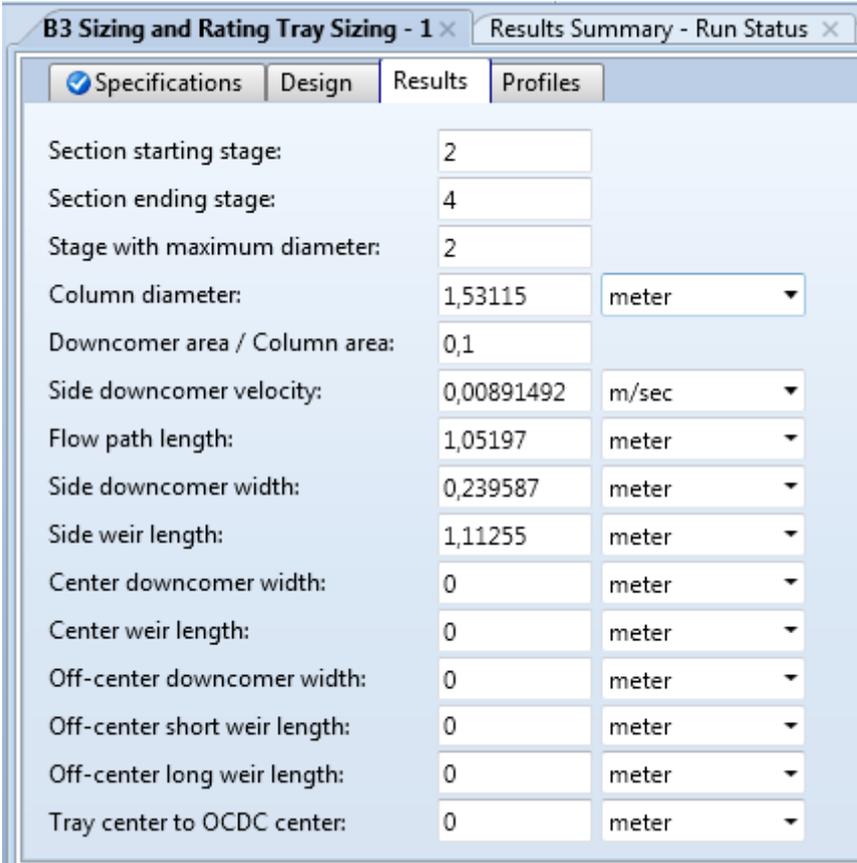
Condensador	
Temperature	79,7689417 °C
Heat duty	-1254399,26 cal/seg
Distillate rate	14000,0131 kg/h
Reflux rate	5600,00525 kg/h
Reflux ratio	0,4

Reboiler	
Temperature	95,2196 °C
Heat duty	1293476,33 cal/seg
Bottoms rate	7800 kg/h
Boilup rate	11643,6 kg/h
Boilup ratio	1,49277

Tabla 44: Resultados del condensador y del reboiler

El diseño del condensador y del reboiler viene detallado en el Capítulo 11, Sección 11.5 y Sección 11.6.

El tamaño y las dimensiones de los platos son los siguientes:



Parameter	Value	Unit
Section starting stage:	2	
Section ending stage:	4	
Stage with maximum diameter:	2	
Column diameter:	1,53115	meter
Downcomer area / Column area:	0,1	
Side downcomer velocity:	0,00891492	m/sec
Flow path length:	1,05197	meter
Side downcomer width:	0,239587	meter
Side weir length:	1,11255	meter
Center downcomer width:	0	meter
Center weir length:	0	meter
Off-center downcomer width:	0	meter
Off-center short weir length:	0	meter
Off-center long weir length:	0	meter
Tray center to OCDC center:	0	meter

Figura 43: Dimensiones de los platos de la torre de destilación.
Fuente: ASPEN PLUS V8.4

Diámetro de la columna (T): 1,53115 m

La longitud de la trayectoria de flujo: 1,05197 m

Ancho del lado del bajante: 0,239587 m (Distancia entre la pared de la torre y el bajante)

Longitud del derramadero (W): 1,11255 m

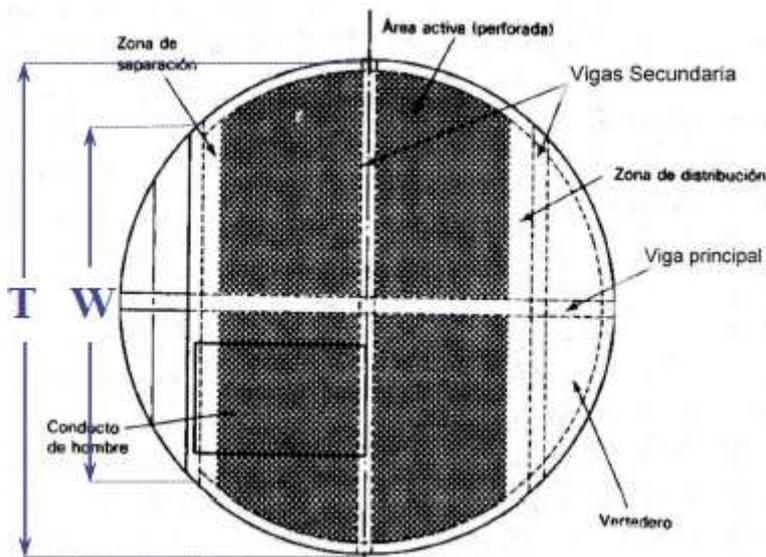


Figura 44: Partes del plato de una torre.

El programa no nos proporciona la altura de la torre de destilación. Para el cálculo de la altura de la columna se considera que el espacio entre platos es de 0,61m y al resultado se le suma un 20%. El número de platos escogido en la columna es cinco, para el cálculo de la altura hay que descontar el calderín y el tanque de reflujo.

$$L = 1,2(0,61)(5-2) = 2,196 \text{ m}$$

Diseño mecánico de la torre

Descripción	Torre de destilación
TAPA	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,305
Diámetro exterior [m]	1,5352
Espesor [mm]	2
CUERPO CILÍNDRICO	
Longitud [m]	2,196
Diámetro exterior [m]	1,5352
Espesor [mm]	2
FONDO	
Tipo	Klöpper
Altura del fondo [m]	0,305
Diámetro exterior [m]	1,5352
Espesor [mm]	2
POSICIÓN PLATOS	
Primer plato[m]	0,911
Segundo plato[m]	1,521
Alimentación	
Tercer plato[m]	2,131
Torre	
Altura total torre [m]	2,505
Material	Acero inoxidable 304
SOPORTE	
Tipo	Faldón

Tabla45: Datos del diseño mecánico de las torres de destilación.

Los platos serán del tipo plato perforado por ser más económico y cumplir con los requisitos de la torre. El diámetro del orificio será de 4,5mm, el pitch de 11,25 mm y espesor de los platos 1,94mm y de material acero inoxidable 304. Se ha pensado en acero inoxidable para el diseño porque el fluido contiene sales (cloruro potásico).

Tiempo en tratar el contenido de los tanques de mezcla

La alimentación entra en la torre con un caudal másico de $21800 \frac{kg}{h}$, que se corresponde con un caudal volumétrico de $25 \frac{m^3}{h}$. Si sumamos el volumen de isopropanol al 86% con el volumen de biorreactor, el volumen total es de $330,769 m^3$ después de la mezcla. Si dividimos este volumen con el caudal volumétrico de la alimentación, se obtiene el tiempo aproximado que tarda la columna de destilación en tratar la mezcla después de realizar la precipitación del contenido de un biorreactor:

$$\frac{330,769 m^3}{25 \frac{m^3}{h}} = 13,23 \text{ horas}$$

El caudal volumétrico de destilado se calcula conociendo el caudal másico y la densidad que son de $14000 \frac{kg}{h}$ y $815,96 \frac{kg}{m^3}$ respectivamente, y es de $17,158 \frac{m^3}{h}$.

Hay que decir que para la recuperación del isopropanol en la planta se pensó en un principio en realizar una destilación salina. Con esto se trataba de lograr una pureza de isopropanol elevada. Pero una vez que se comenzó a realizar cálculos se observó que era preferible económicamente no obtener una pureza de IPA elevada y no emplear una destilación salina, ya su empleo llevaría consigo la compra de otras dos unidades (un cristizador y un secador). Lo que supondría un coste económico muy importante.

CAPÍTULO 17. FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO

Una vez que la goma xantana ha precipitado en los tanques de mezcla, el fluido se enviará a filtros de tambor rotatorio a vacío, para separar las sales de goma xantana del líquido. Los filtros de tambor rotatorio al vacío son los equipos de filtración más utilizados en la industria de la fermentación.

Los filtros de tambor a vacío disponen de una cuba en la que llega de forma continua el producto a filtrar. Un agitador pendular en la misma cuba impide la sedimentación de los sólidos que lleva en suspensión. El tambor que gira en la cuba es el elemento filtrante; su superficie exterior está dividida en celdas recubiertas por la tela filtrante. De esta superficie, un tercio está sumergido en la solución a filtrar.

El vacío aplicado al filtro, creado por una bomba exterior, llega a las celdas a través de un cabezal de control y las tuberías consiguientes, dando lugar a la absorción del líquido a través de la tela filtrante depositándose el sólido sobre la misma tela filtrante y como una capa uniforme. El cabezal de control automático tiene por misión dividir al tambor en distintas secciones para que en su rotación las celdas pasen sucesivamente por las zonas de filtración, lavado y desecado de la torta de sólidos producidos y su descarga.

El tamaño del filtro de la planta es de 5x4 ft (1,524x1,219 m), el diámetro del tambor rotatorio es de 1,2 m y el peso del equipo de 2000 kg.

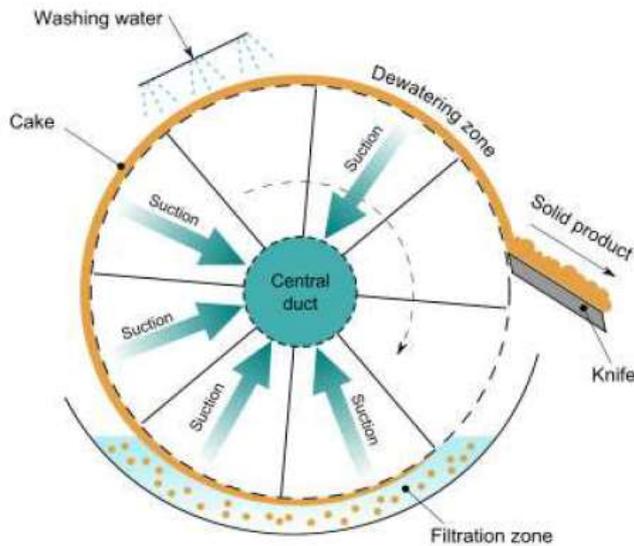


Figura 45: Distintas celdas y zonas de un filtro de tambor rotatorio.

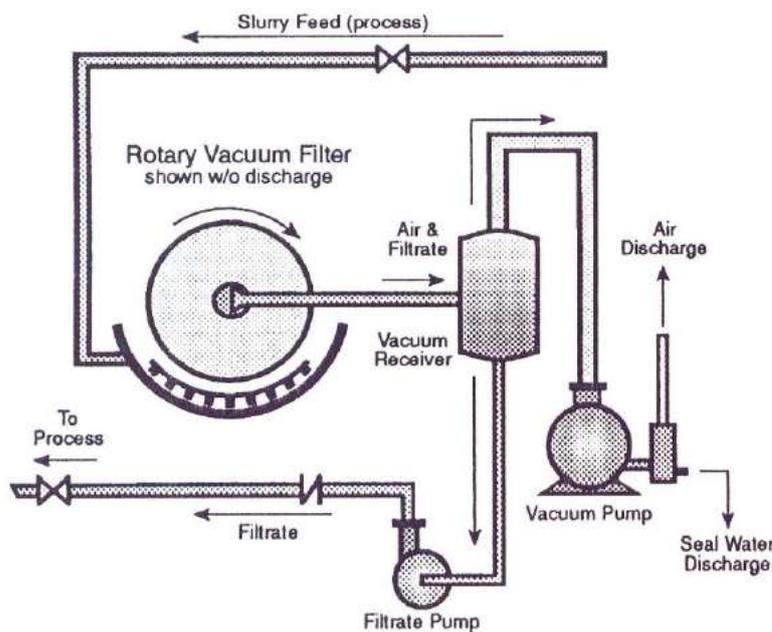


Figura 46: Esquema del filtro rotatorio al vacío. **Fuente:** Gene Haug et al., 1999.

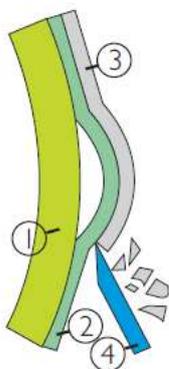
El filtrado llega desde el cabezal hasta un separador de filtrado auxiliar donde se descarga por bomba. El lavado de la torta se realiza expulsando isopropanol sobre una parte del tambor por medio de boquillas.

Los filtros de tambor rotatorio son flexibles en el tratamiento de una gran variedad de materiales, se estima que estas unidades tienen una capacidad de separación de sólidos de entre $24,41 \frac{kg}{h}$ y $976,51 \frac{kg}{h}$ por metro cuadrado de medio filtrante (Gene Haug et al., 1999).

En la planta se emplea filtros rotatorios a vacío con un área de filtro de $63 ft^2$ ($5,8527 m^2$), que son suministrados por la empresa "BAS Ingeniería". La capacidad de filtrado de esta unidad es de 367 metros cúbicos la hora. Algunos cálculos sobre el diseño del filtro de tambor rotatorio se pueden ver en ANEXO XXIV (ANEXOS CÁLCULOS).

Existen cinco tipos de filtros de tambor rotatorio al vacío, según el modo de descarga: por cinta vaciadora, descarga con rasqueta (scraper discharge), descarga de cuerda y descarga precapa.

Los tambores de filtros rotatorios de la planta realizan la descarga con rasquetas, que es el método de descarga estándar de los filtros rotatorios. En este tipo de descargas se utiliza una cuchilla, que retira la torta de filtro a un contenedor, esto se realiza justo antes de que la torta pudiese sumergirse en la mezcla sólido-líquido.



Rasquete:

descarga ajustable y asistida por un soplado por debajo de la tela para favorecer su limpieza (1-Tambor, 2-Tela, 3-Torta, 4-Rasquete).

Figura 47: Descarga con rasquete. **Fuente:** Empresa TEFSA

Características técnicas del filtro rotatorio

Tambor: Fabricado en lámina de acero inoxidable AISI-304 y las tuberías interiores de acero inoxidable 304 SCH-IO. Las superficies del tambor llevan rejillas de polipropileno de alta densidad, sujetadas por perfiles de acero inoxidable 304, las telas están fabricadas en acero inoxidable 304, tamaño N°00, de 0.013" de espesor y 625 huecos por pulgada.

Transmisión: De corona y sinfín para trabajo pesado con reductor de ejes paralelos, motor eléctrico y variador de velocidad hidráulico

Cabezal: Regularmente construido en acero inoxidable 304, compuesto de una válvula y una placa puente para distribución de áreas de vacío y venteo. La placa de desgaste es en fibra de nailon autolubricada.

Fondo de ASTM-A36 .

Agitador: Tipo pendular fabricado en tubas y perfiles A-36, con motor eléctrico y reductor de ejes paralelos.

Raspador: Construido en varios sectores de igual tamaño, fabricado en láminas de acero inoxidable 304 con lámina de caucho y fijados en posición límite variable.

Sistema de Lavado: Con tubería de acero galvanizado y boquillas de aspersion de acero inoxidable 304.

La aspiración generada por varias bombas de vacío es del orden de 0,2 a 0,8 bares es aplicada únicamente en la zona del tejido con la ayuda de unos colectores (vacío periférico). El tambor gira a velocidades regulables desde las 0,2 a 5,0 r.p.m. según las necesidades de filtración. El consumo de potencia eléctrica que se estima según la superficie de filtro del tambor es de 11 kW.

CAPÍTULO 18. MOLINO DE ANILLO Y RODILLO TIPO RAYMOND

El cliente que vaya a comprar goma xantana, lo desea en polvo, o sea con un tamaño de partícula minúsculo. Para cumplir con los requerimientos del cliente en cuanto a tamaño y aspecto, la goma xantana que se haya logrado obtener del equipo de filtro rotatorio al vacío, se envía a una máquina de molienda, en concreto un molino de anillo y rodillo tipo Raymond.

El molino Raymond llamado también molino pendular centrífugo, produce la disminución del tamaño de partícula por medio de fuerzas centrífugas. Estas fuerzas actúan sobre los rodillos, que al mismo tiempo se mueven con una cierta velocidad. Como se puede apreciar en la figura de abajo, cada rodillo tiene un eje vertical, que está suspendido de una articulación pendular.

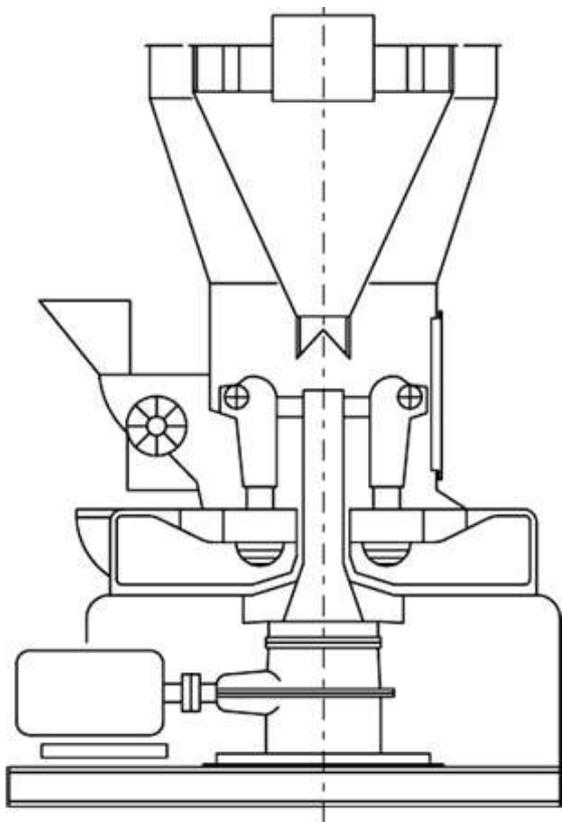


Figura 48: Molino tipo Raymond. **Fuente:** Empresa CEMEX

De un soporte giratorio cuelgan tres o más rodillos, que actúan de forma pendular hacia la pared exterior, presionando el anillo de molienda. La velocidad del péndulo determina la fuerza de molienda centrífuga. La materia a tratar debe empujarse mediante un rascador hacia los rodillos en la zona de moliendo. Este tipo de molinos ha sido muy utilizado para moler carbón. El material molido puede ser secado mediante una corriente de aire caliente que circula desde abajo hacia arriba y lo transporta al separador que se encuentra encima del molino, siendo separados allí según el tamaño de partícula.

Estos molinos no se hicieron populares para la molienda del carbón en Alemania ya que se había construido para el carbón blando de bajo contenido en cenizas y buena molturabilidad que hay en América, mientras que en Alemania el carbón es duro y tiene muchas cenizas.

La empresa Zhengzhou General Mining Machinery Co., Ltd., ubicada en la ciudad de Henan, en China, como su propio nombre indica es una compañía que se dedica a vender maquinaria para minería. La empresa vende distintos tipos de molinos de rodillos tipo Raymond con certificado ISO. En la tabla de abajo se observan datos técnicos de distintos modelos que construye la empresa.

Modelo			3R2715	3R3016	4R3216	5R4121	6R4427
Rodillo	Número		3	3	4	5	6
	Diámetro (milímetros)		270	300	320	410	440
	Altura (milímetro)		150	160	160	210	270
Anillo	Diámetro (milímetros)		830	880	970	1280	1600
	Altura (milímetro)		150	160	160	210	270
Feed máximo Size (milímetros)			15-20	15-20	20-25	< 30	< 35
Powder Finished Size (milímetros)			0.044-0.165	0.044-0.165	0.044-0.165	0.95-0.033	0.95-0.033
Potencia del Main Frame (kilovatio)			22	30	37	75	132
Fineza de Final Product (milímetro)	0.125	Capacidad (t/h)	2.3-2.8	0.6-1.2	3.2-4.5	6-9.5	18-22
	0.075		1.8-2.3	1.9-2.6	2.4-3.1	4.5-8	10-15
	0.044		0.9-1.7	1-1.9	1.8-2.5	3-5	8-10

Figura 49: Modelos de molinos de rodillos tipo Raymond. **Fuente:** Zhengzhou General Mining Machinery Co., Ltd.

El modelo escogido para instalar en planta, es el 3R2715, por tener un menor consumo de potencia, disponer una capacidad de tratamiento más que suficiente en la planta y lograr un tamaño de partícula de la goma xantana adecuado para la puesta en venta. El precio por unidad de estos molinos oscila entre los 6500 dólares y los 15000 según el modelo. Este equipo para tamaños de partícula de 0,125 mm tiene capacidad de tratar entre 2,3 y 2,8 toneladas por hora.

CAPÍTULO 19. DESMINERALIZADOR DE AGUA INDUSTRIAL

La planta dispone de un sistema desmineralizador de agua industrial, con el que se pretende, eliminar prácticamente el 100% de las sales disueltas en el agua de red. El agua utilizada como agua de cultivo en el biorreactor, se desea que sea lo más pura posible, con el fin de lograr preparar un medio de cultivo con las condiciones más parecidas a las fijadas. El control de las aguas de cultivo utilizado en el biorreactor permite operar siempre de forma segura y homogénea. El agua desmineralizada se logra, tras realizar una serie de procesos al agua de red. Si se empleara el agua de red para el cultivo, se podrían encontrar variaciones en los parámetros del caldo, dependiendo del momento en que se hubiera tomado el agua de red. Tratar el agua de red va a permitir trabajar en la planta con un agua homogénea, con las características deseadas y de calidad. Asimismo el uso de calderas de vapor, como hace esta planta, conlleva la necesidad de disponer de agua desmineralizada.

El agua desmineralizada tiene las siguientes características: la concentración de sólidos en suspensión es inferior a $10^{-5} \frac{kg}{L}$ (es decir 10 ppm), la concentración en cloruros inferior a 1 ppm, la concentración en sílice inferior a 4 ppm, el pH será de 7 y la conductividad de $10 \frac{mS}{cm}$. La red de abastecimiento de agua de Jerez garantiza una concentración de sólidos disueltos inferior a 400 ppm e inferior a 30 ppm en cloruros.

El sistema desmineralizador de agua industrial consta de un clarificador, un equipo intercambiador de iones y un gasificador térmico.

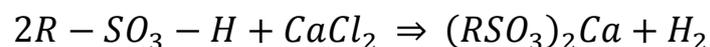
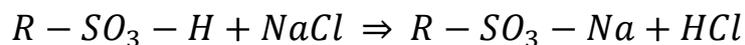
El tratamiento de la clarificación se reduce a una simple filtración que tiene por objeto retener sobre un soporte las materias minerales u orgánicas contenidas en el agua bruta.

La retención de las materias en suspensión por el lecho filtrante lleva consigo el colmatado progresivo con disminución de la velocidad de filtración y aumento de la pérdida de carga. Se procede periódicamente a una limpieza por lavado a contracorriente.

Para la desionización se emplea un desmineralizador de doble intercambio o lo que es lo mismo un intercambiador catión-anión con dos columnas. Esta unidad tiene por objeto la eliminación total de las sales disueltas mediante el paso del agua a través de dos tipos diferentes de resinas de intercambio iónico: catiónica fuerte y aniónica fuerte.

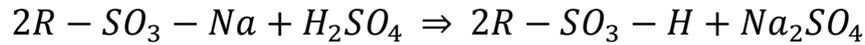
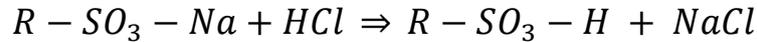
Las resinas catiónicas fuertes en ciclo ácido permiten sustituir los cationes calcio, magnesio y sodio, por el hidrógeno. Estas resinas, tienen grupos ácido sulfónico ($-SO_3H$) como grupos de intercambio. Debido a la disociación de estos grupos, éstos son fuertemente ácidos como el ácido clorhídrico o sulfúrico y son, por lo tanto, conocidos como resinas de intercambio iónico ácido fuerte.

La tendencia de los grupos ácidos sulfónicos a disociarse es, además, tan fuerte que se disociará no solo en soluciones alcalinas sino también en soluciones ácidas. Las reacciones de intercambio iónico son el intercambio de iones contrarios los cuales toman lugar no solamente con bases, sino con sales neutras también:

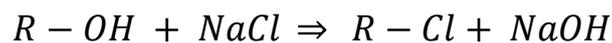
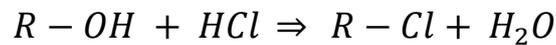


Una vez agotadas estas resinas al no contener ya el ión hidrógeno H^+ , toca regenerarlas y que vuelva a tener la estructura $R - SO_3 - H$. En la columna de intercambio catiónico se va emplear un lecho con granos de lignina de ácido sulfónico. La resina se regenera con una solución de ácido clorhídrico al 15% o con ácido

sulfúrico. La regeneración de la forma Na^+ , toma lugar acorde a las siguientes reacciones:



Posteriormente, el agua pasa a través de una resina aniónica fuerte en ciclo básico lo que permite sustituir los aniones sulfato, cloruro, bicarbonato y nitrato, por el anión básico OH^- , resultando el agua desmineralizada según la reacción siguiente:



Las resinas tienen un grupo amonio cuaternario como grupo de intercambio, se disocian en soluciones alcalinas fuertes como NaOH o KOH y exhiben base fuerte. Estas son conocidas como resinas de intercambio iónico base fuerte. Estas resinas pueden capturar iones de ácidos débiles como el ácido silícico y el ácido carbónico.

El grupo de intercambio amonio cuaternario de estas resinas es también de base fuerte que se disocia dentro de $\equiv N^+OH^-$ no sólo en ácidos sino también en soluciones básicas. La regeneración de estas resinas una vez agotadas se efectúa con una solución de hidróxido de sodio al 4%.

Como cambiador iónico se va a usar en la columna la resina Dowex NSR-1-L formada por un polímero orgánico con grupos funcionales constituidos por un catión del tipo amonio cuaternario. Algunas de condiciones recomendadas para operar con este producto que vienen colgadas en la web www.lenntech.com son utilizar lechos con una profundidad mínima de 800 mm y que la velocidad de flujo del agua a tratar esté entre los 5 y los 60 $\frac{m}{h}$.

Esto es todo en lo referente a los intercambiadores iónicos. El último equipo del que está provisto el desmineralizador industrial es un desgasificador térmico. Su función es eliminar el oxígeno y anhídrido carbónico disuelto en el agua de alimentación de las calderas, para prevenir los problemas de corrosión que pudiera causar. El principio de funcionamiento de este equipo se basa en que la solubilidad de los gases disueltos en el agua disminuye exponencialmente cuando ésta se encuentra cerca de su punto de ebullición a temperatura atmosférica.

CAPÍTULO 20. SISTEMA DE INOCULACIÓN

Las bacterias de *Xanthomonas Campestris* para la producción de goma Xantana están realmente especializados en la producción de la goma. En el laboratorio de la planta se contaría con la cepa de *Xanthomonas Campestris* con las mejores propiedades para la producción de Xantano. Desde el laboratorio tiene que haber un trabajo de conservación y producción de esta cepa, para que la planta funcione sin problemas. Hay que decir que el crecimiento biológico durante largo tiempo de una cepa hace que las bacterias vaya perdiendo sus propiedades. Por eso desde el laboratorio siempre se debe contar con la cepa original.

Un método probado de conservación, para mantener las propiedades deseadas de la cepa durante largos periodos de tiempo, es la liofilización o congelación. Este método no implica la reproducción del microorganismo . Con esta técnica se recurre a la congelación de la cepa en soluciones de glicerol al 10% (v/v) (F. García-Ochoa et al., 2000).

Los métodos de conservación a corto plazo permiten el crecimiento microbiológico. Las células crecen en “slants” (recipientes de pequeño tamaño) y platos con medios sólidos complejos (por ejemplo YM agar). Los “slants” y los platos se mantienen a 4°C. Para prevenir la degradación de las cepas, los cultivos serán transferidos a un medio renovado cada 14 días. Los “slants” contienen medios semisintéticos para el desarrollo de la cepa. La viabilidad del medio de cultivo se comprueba con “slants” con YM agar incubados a 25°C durante tres días, si el medio es adecuado se producirán colonias redondas con un color amarillo brillante de 4 a 5 mm de diámetro (F. García-Ochoa, V.E.Santos, J.A. Casas, E.Gómez, 2000).

En la planta se debe realizar trabajos de crecimiento del microorganismo de las cepas, para trasladar este microorganismo desde el laboratorio hasta el reactor de $100m^3$. Durante el desarrollo del inóculo el objetivo es incrementar la concentración celular y minimizar la producción de xantano, porque el xantano alrededor de la célula impide el transporte de nutrientes y extiende la fase de adaptación. La supresión de la producción de xantano durante el desarrollo de la masa celular requiere múltiples etapas de desarrollo del inóculo. (F. García-Ochoa, V.E.Santos, J.A. Casas, E.Gómez, 2000)

El volumen de inóculo para el fermentador de producción debe de estar entre el 5 y el 10% del volumen total de cultivo en el recipiente. (F. García-Ochoa, V.E.Santos, J.A. Casas, E.Gómez, 2000). Se decide que el volumen de inóculo siempre sea el 10% del volumen total del recipiente a donde va destinado.

Volumen	10L	100L	1m3	10m3
Xo (g/L)	0,05	0,05	0,05	0,05
Xf (g/L)	0,5	0,5	0,5	0,5
Tiempo (h)	9,646	9,646	9,646	9,646
[Xantano] (g/L)	1,38	1,38	1,38	1,38
[S]o (g/L)	40	40	40	40
[S]f (g/L)	38,15	38,15	38,15	38,15
Cantidad Xantano (g)	13,8	138	1380	13800
[Xantano] que supone en 100 m3 (g/L)	0,000138	0,00138	0,0138	0,138

Tabla 46: Datos de las fermentaciones que se producen en los biorreactores encargados de la producción del inóculo.

La preparación del inóculo incluye varias etapas que requiere un equipo de reactores con un volumen que va de 10L para la primera siembra hasta los $10 m^3$, tras lo cual ya se tiene el inóculo listo para comenzar la fase de producción en el biorreactor de $100 m^3$. La preparación del inóculo se conseguirá con el traspaso del

inóculo a reactores de cada vez mayor tamaño, desde los 10L hasta los 10 m^3 , con un aumento del volumen entre cada reactor de 10, esto quiere decir que cada fermentador al que se inocular tiene un volumen diez veces mayor que el reactor del que se ha obtenido el inóculo. El biorreactor de 100 m^3 tiene una misión distinta al resto, en éste el objetivo es obtener la mayor cantidad de producto, mientras que en el resto lo que se busca es aumentar la cantidad de microorganismos. (Aarthi Palaniraj, Vijayakumar Jayaraman, 2011)

Las dimensiones aproximadas de los biorreactores del inóculo están disponibles en el ANEXO XXV(ANEXOS CÁLCULOS).

CAPÍTULO 21. TUBERIAS, BOMBAS Y VÁLVULAS

Tuberías

El material escogido para cada conducción depende básicamente de las propiedades del fluido que se transporta y de las condiciones de operación (presión interior y temperatura).

Las tuberías que transportan agua y melazas de remolacha no necesitan un material con propiedades específicas resistentes a la corrosión. Por ello, se utilizara el acero al carbono SA-53B, puesto que es el material más económico. Además, es el material más utilizado para los servicios normales (Megyesy. E.F , 2001) Las conducciones que conducen melaza y agua son las que transportan la materia a los equipos involucrados en la esterilización de la materia prima. También se usa las tuberías de acero al carbono SA-53B para transportar la melaza y el agua esterilizada a los biorreactores encargados de la producción de goma xantana. Y los tubos que llevan el caldo a las centrifugas de cesta tubular y a los tanques de mezcla, también usan este mismo material.

Las tuberías que salen de los tanques de mezcla, del filtro de tambor rotatorio y de las torres de destilación son de acero inoxidable AISI 316. Este material tiene una alta resistencia a la corrosión y es uno de los más utilizados a nivel industrial. Se usa este material porque estos tubos llevan fluidos con cloruro potásico (una sal), que podría corroer las tuberías si fueran de otro material.

LÍNEA	DESCRIPCIÓN	Diámetro Nominal	Longitud (m)	Material
1	Tramo que transporta la materia prima sin esterilizar hasta los tanques de almacenamiento de la materia prima esterilizada, pasando por los intercambiadores de calor	2"	25	SA-53B
2	Tramo que transporta la materia prima esterilizada desde los tanques de almacenamiento hasta los biorreactores	5"	45	SA-53B
3	Tramo que transporta el caldo de cultivo desde los biorreactores hasta las centrifugadoras	3"	30	SA-53B

4	Tramo que transporta el caldo de cultivo desde las centrifugadoras hasta los tanques de mezcla	3"	45	SA-53B
5	Tramo que conduce el líquido generado en los tanques mezcla hasta el filtro	3"	21	AISI 316
6	Tramo que conduce la corriente líquida que sale del filtro a la torre de destilación	3"	12	AISI 316
7	Tramo que dirige el producto de cabeza de la torre de destilación a los tanques mezcla	2 ½"	33	AISI 316

Tabla 47: Conducciones y diámetros nominales de las tuberías de la planta.

LÍNEA	Diámetro Nominal	Diámetro interior(mm)	Espesor (mm)
1	2"	52,50	3,91
2	5"	128,19	6,55
3	3"	77,93	5,40
4	3"	77,93	5,40
5	3"	77,93	5,40
6	3"	77,93	5,40
7	2 ½"	62,71	5,16

Tabla 48: Diámetro interior y espesor de las tuberías de la planta.

El diseño del sistema de tuberías del proceso se recoge en el ANEXO XXVII.

Bombas

La mayoría de las bombas que dispondrá la planta serán las adecuadas para bombear y transportar fluidos viscosos. Existen en el mercado dos tipos generales de bombas: las bombas de desplazamiento positivo y las bombas centrífugas. Las bombas centrífugas son el tipo de bombas más usadas en la industria, pero para el transporte de fluidos viscosos, las bombas más adecuadas son las de desplazamiento positivo, por lo que este tipo de bombas

será el que tendrá la planta. Hay cuatro tipos principales de bombas de desplazamiento positivo. La siguiente tabla muestra que bombas trabajan mejor para bombear fluidos viscosos. Con esta información se ha escogido la más apropiada.

Pump Selection Guide		
	Viscous	Diff. Pressure
Internal Gear	E	G
External Gear	G	E
Lobe	E	G
Vane	A	A

E = Excellent, G = Good, A = Average, P = Poor

Figura 50: Tabla para escoger entre bomba de engranaje interno, de engranaje externo, bomba de lóbulo y bomba rotatoria según la viscosidad del líquido a impulsar. **Fuente:** <http://www.pumpschool.com/intro/selection.asp>

Se ha seleccionado la bomba de engranaje interno, puesto que se ha encontrado en un catálogo una que cumple con los requerimientos que se espera de ellas en la planta. En el ANEXO XXVIII aparecen los cálculos que se han realizado para el diseño de las bombas.

La bomba de engranaje interno dispone de dos engranajes, uno interno cuyos dientes miran hacia el exterior, y otro externo con los dientes hacia el centro de la bomba, de tal forma que los dientes quedan enfrentados.

El eje motriz arrastra al engranaje interno. Entre los dos engranajes, hay una pieza de separación en forma de media luna, situada entre los orificios de entrada y salida, donde la holgura entre los dientes de los engranajes interno y externo es máxima.

El fluido hidráulico se introduce en la bomba en el punto en que los dientes de los engranajes empiezan a separarse, y es empujado

hacia la salida por el espacio existente entre la semiluna y los dientes de ambos engranajes.

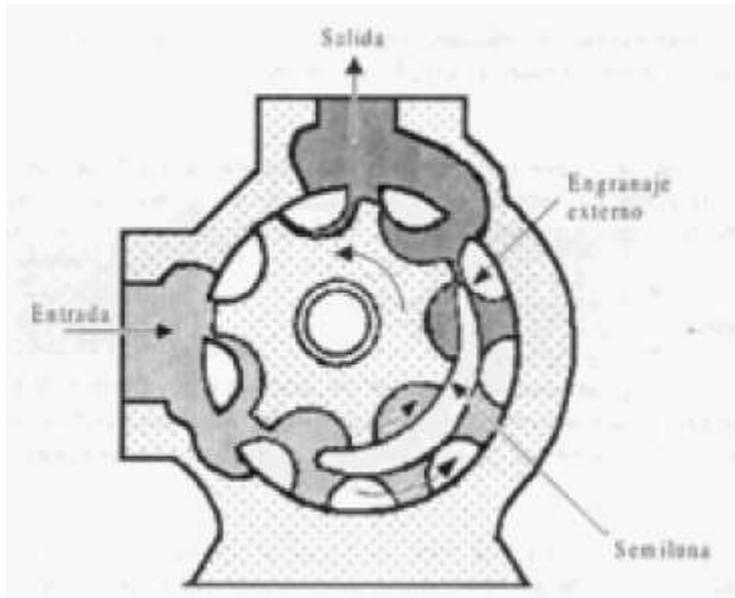


Figura 51: Bomba de engranaje interno.

Las ventajas de esta bomba son:

- _ Solo dos piezas se mueven
- _ Descarga continua
- _ Ideal para líquidos con alto grado de viscosidad
- _ Requiere de bajo NPSH
- _ Bajo costo en mantenimiento
- _ Su diseño flexible permite su uso en una amplia gama de aplicaciones.

Entre las desventajas se encuentran:

- _ Requiere de velocidades moderadas
- _ Limitadas a presiones medias
- _ Cojinete en contacto con el líquido bombeado

Displacement	Flow rate	Maximum speed	Code	Power consumption
effective	1450 min ⁻¹ p = 0 bar			
[cm ³ /rev] ¹⁾	[l/min]	[rpm]		[kW] ⁴⁾
326,0	472	1750 ⁶⁾	QX81-315	126,0
402,6	583	1750 ⁶⁾	QX81-400	121,6
498,5	722	1500 ⁶⁾	QX81-500	120,5

Figura 52: Especificaciones técnicas de la bomba BUCHER HYDRAULICS .

Se ha escogido el modelo QX81-315 de bomba de engranaje interno de la empresa BUCHER HYDRAULICS. Por cumplir con los requerimientos que vienen detallados en el ANEXO XXVIII. Todas las líneas excepto la línea 6 y 7 llevarán este modelo como bomba de engranaje interno.

En la nave se dispondrá además de algunas bombas centrífugas, que operarán cuando se transporte por las líneas fluidos no viscosos. En la línea 2 habrá una bomba de este tipo para impulsar el agua esterilizada con sales, y las líneas 6 y 7 también contarán con bombas centrífugas. La planta tiene bombas comerciales Stampinox EFI. Estas bombas centrífugas están constituida principalmente por un cuerpo fabricado por estampación en frío de acero inoxidable, rodete abierto fabricado de chapa estampada en frío o microfusión (según modelo), cierre mecánico, tapa, linterna y eje. La bomba centrífuga Stampinox EFI está equipada con un cierre mecánico simple interno.

I Especificaciones técnicas

Materiales:

<i>Piezas en contacto con el producto</i>	<i>Acero inoxidable AISI 316L (1.4404)</i>
<i>Otras piezas de acero</i>	<i>Acero inoxidable AISI 304 (1.4301)</i>
<i>Juntas en contacto con el producto</i>	<i>EPDM</i>

Cierre mecánico:

<i>Parte giratoria</i>	<i>Ceramica</i>
<i>Parte estacionaria</i>	<i>Grafito</i>
<i>Juntas</i>	<i>EPDM</i>

Acabado superficial: *Electropulido*

Conexiones: *Conexión roscada (ISO 7)*

Límites de operación:

<i>Presión máxima de trabajo</i>	<i>6 bar</i>	<i>87 PSI</i>
<i>Rango de temperaturas</i>	<i>-10°C a +90 °C</i>	<i>14 °F a 194 °F</i>
<i>Caudal máximo</i>	<i>65 m³/h</i>	<i>286 US GPM</i>
<i>Altura diferencial máxima</i>	<i>42 m</i>	<i>138 ft</i>
<i>Velocidad máxima</i>	<i>3500 rpm</i>	

I Motor

Motor trifásico de inducción forma B34 (B35 para tamaño 132), según el estándar IEC, 2 polos = 3000/3600 rpm, clase de eficiencia IE-2, con protección IP 55 y aislamiento clase F.

3 fases, 50 Hz, 220-240 V Δ / 380-420 V Y, ≤ 4 kW

3 fases, 50 Hz 380-420 V Δ / 660-690 V Y, $\geq 5,5$ kW

Figura 53: Especificaciones técnicas y motor de la bomba de Stampinox EFI.

Válvulas

La planta empleará válvulas de diafragmas, que son las recomendadas cuando se requiere un alto nivel de esterilización en la planta. Este diseño utiliza diafragmas de manera que el mecanismo de cierre está aislado del contenido de la tubería y no existen espacios muertos en la estructura de la válvula. Como cierre de válvula se utiliza goma o neopreno, capaces de aguantar repetidos ciclos de esterilización.

CAPÍTULO 22. RESIDUOS DE LA PLANTA

Existen tres fuentes de residuos en la planta. Un residuo es la biomasa generada en la fermentación para la producción de xantano. Este residuo pertenece al grupo de los biorresiduos según el decreto 73/2012 (Reglamento de Residuos de Andalucía). La planta genera al año 454,32 toneladas de este tipo de residuos. La separación de la biomasa del caldo se hará con las centrifugadoras de cesta tubular. La biomasa que se va generando se va depositando en un contenedor. Una empresa externa que estará contratada, mandará un camión para que retire este residuo de la empresa y lo mandará a una planta de compostaje.

Otro residuo, es el producto de colas que sale de la torre de destilación. El producto de colas es prácticamente agua, el volumen de isopropanol que lleva sólo representa el 3,2%. Antes del arranque de la planta, se han solicitado permisos tanto a la Consejería de Medio Ambiente de la Junta de Andalucía como al Ayuntamiento de Jerez para poder vertir este efluente a la red de saneamiento. Se ha llegado a un acuerdo para que en el vertido el isopropanol nunca supere el 5% en volumen. El vertido anual de este efluente es de aproximadamente $120799m^3$.

El tercer tipo de residuo son los humos, provocados como consecuencia de la combustión del gas natural en la calderas. El principal contaminante que se espera de estos humos es el dióxido de carbono, ya que se espera que en las calderas se produzca una combustión completa del gas natural. Se espera que por la chimenea salga al año aproximadamente 110 millones de metros cúbicos. Alrededor del 12,2 % del volumen de los humos es dióxido de carbono.

CAPÍTULO 23. UBICACIÓN Y CAPACIDAD DE LA PLANTA

La planta se ubicará en una nave del polígono industrial El Portal, en Jerez de la Frontera. Uno de los motivos por el que se ha pensado en esta ubicación es que ese polígono, posee un complejo industrial para la producción del azúcar (AB Azucarera). Mediante un acuerdo económico con la azucarera, se cuenta con una fuente cercana de la materia prima fundamental, la melaza. Además la comunidad autónoma andaluza no dispone de ninguna empresa que tenga como objetivo la producción del aditivo E-415, por lo que no se tiene un competidor directo por la zona. Aparte de todo esto, un negocio de este tipo favorece el desarrollo económico de la zona, algo muy importante sobre todo en estos momentos de crisis.

La capacidad de producción de la planta será de 2762,3 toneladas de goma xantana. El cálculo de todos productos y consumos anuales que hay en la planta viene detallado en el ANEXO XXVI (ANEXOS CÁLCULOS).

Cantidad de compuestos anual en la planta	
Melaza (t)	9244,77
Biomasa (t)	454,32
Xantano (t)	2762,3
IPA al 86% v/v (m^3) a añadir	3759,73
KCl (t)	34,20
Gas natural (t)	7917
Vapor (t)	149993
Producto de colas (m^3)	120798,72
Humos (m^3)	109330342,4
Agua (m^3)	109800

Tabla 49: Cantidad de compuestos anual en la planta.

El complejo industrial “AB Azucarera” genera al año 45000 toneladas de melaza, por lo que la empresa es capaz de proporcionar la cantidad de materia prima que se necesita para operar en la planta de producción de goma xantana. Sin embargo hay que considerar que la azucarera no comercializa toda la melaza que vende, ya que una parte se destina a la fabricación de alcohol en fábricas de los mismos propietarios que la azucarera.

La planta tendrá 321 de días hábiles al año, por lo que el número de ciclos de fermentación anual por reactor de producción de la goma, es de 183. Se prevé un consumo eléctrico anual de 13605264 kWh en la planta.

El número de trabajadores para las dos cadenas de la planta será de 16 , 8 trabajadores para la Cadena A y 8 para la Cadena B. De esos 8 trabajadores, uno será el jefe de equipo de cada cadena. Estos trabajadores se repartirán para cubrir 3 turnos al día de 8 horas. El número de trabajadores por turno se planificará cada cierto tiempo según el volumen de trabajo previsto por turno. La labor de este personal es el mantenimiento de los equipos y el estudio de las condiciones en las que se está produciendo la fermentación en cada uno de los biorreactores. Una parte del trabajo de ellos, está por tanto en el laboratorio. Aparte de esto, en el laboratorio habrá dos trabajadores con turno de mañana que se dedicarán de forma exclusiva a verificar la calidad de la goma xantana, y comprobar si se pueden vender como aditivo alimentario E-415. En la empresa también habrá una persona de turno de mañana que se dedicará al tema de ventas y búsqueda de clientes, también se encargará de la compra del material para la empresa. Existirá también la figura en la empresa de jefe de planta, persona que coordinará a todos los trabajadores y liderará la empresa.

ANEXOS DE **CÁLCULOS**

I.	ANEXO I : CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE AGUA A AÑADIR A LA MELAZA PARA UTILIZARLA COMO MEDIO DE CULTIVO.....	182
II.	ANEXO II: SELECCIÓN Y CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE REACTIVOS A AÑADIR A LA MELAZA DILUIDA PARA OBTENER EL MEDIO DE CULTIVO.....	186
III.	ANEXO III: CÁLCULO DE LOS CONSTITUYENTES DEL MEDIO DE CULTIVO COMPLEJO.....	190
IV.	ANEXO IV: DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR PREVIOS AL BIORREACTOR.....	192
V.	ANEXO V: DIMENSIONES DEL “INTERCAMBIADOR IC-2A”.....	204
VI.	ANEXO VI: DIMENSIONES DEL “INTERCAMBIADOR IC-1A”.....	211
VII.	ANEXO VII: DISEÑO DEL CALDERÍN DE LA TORRE DE DESTILACIÓN.....	218
VIII.	ANEXO VIII: DISEÑO DE UNA CALDERA DE VAPOR.....	227
IX.	ANEXO IX: DISEÑO DEL CONDENSADOR DE LA TORRE DE DESTILACIÓN.....	246
X.	ANEXO X: DIMENSIONES DEL BIORREACTOR.....	255

XI.	ANEXO XI: TABLA DE DATOS CONCENTRACIÓN DE SACAROSA, BIOMASA Y GOMA XANTANA.....	258
XII.	ANEXO XII: CÁLCULO DE LA VISCOSIDAD APARENTE EN EL BIORREACTOR.....	262
XIII.	ANEXO XIII: POTENCIA.....	265
XIV.	ANEXO XIV: CÁLCULO DEL REYNOLDS DEL RODETE.....	269
XV.	ANEXO XV: OBTENCIÓN DEL NÚMERO DE POTENCIA EN EL BIORREACTOR.....	271
XVI.	ANEXO XVI: CÁLCULO DE LOS TIEMPOS DE MEZCLA DEL BIORREACTOR.....	272
XVII.	ANEXO XVII: CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO VOLUMÉTRICO.....	274
XVIII.	ANEXO XVIII: DATOS DE DISEÑO DEL SERPENTÍN HELECOIDAL DEL FERMENTADOR.....	278
XIX.	ANEXO XIX: TRABAJO NECESARIO DEL COMPRESOR.....	288
XX.	ANEXO XX: DISEÑO MECÁNICO DEL BIORREACTOR.....	291
XXI.	ANEXO XXI: DISEÑO DE LOS TANQUES DE MEZCLA.....	296
XXII.	ANEXO XXII: DISEÑO MECÁNICO DE LA TORRE DE DESTILACIÓN.....	299

XXIII.ANEXO XXIII: CÁLCULOS DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN SALINA.....	303
XXIV. ANEXO XXIV: RETIRADA DE LA GOMA XANTANA....	312
XXV. ANEXO XXV: DIMENSIONES APROXIMADAS DE LOS BIORREACTORES DEL INÓCULO.....	314
XXVI.ANEXO XXVI: CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN Y CONSUMOS DE LA PLANTA.....	317
XXVII.ANEXO XXVII: DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS DEL PROCESO.....	324
XXVIII.ANEXO XXVIII: DISEÑO DE BOMBAS.....	329

I CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE AGUA A AÑADIR A LA MELAZA PARA UTILIZARLA COMO MEDIO DE CULTIVO

Para el cálculo de la cantidad de agua necesaria se tendrá en cuenta la concentración de macronutrientes que se desea que tenga el medio de cultivo.

Considerando en primer lugar la fuente de carbono, en el medio definido indicado por F. García-Ochoa et al. (2000), en este medio la concentración de sacarosa es de $40 \frac{g}{L}$, así que con la dilución de la melaza se pretende conseguir esa misma concentración.

La “**Tabla 6**” de “Contenido en azúcares de la melaza de caña y remolacha” nos proporciona el dato de concentración de sacarosa de la melaza de remolacha, que está en un rango entre el 46 y el 52%. A efectos de cálculo se considerará un valor medio del 49% en peso de sacarosa.

En primer lugar, se procede a transformar el dato de $40 \frac{g}{L}$ de sacarosa a unidades de tanto por ciento en peso de sacarosa, para lo que es necesario calcular la densidad que tiene el medio de cultivo definido. Así, sumando los gramos de los componentes que hay disueltos en el medio de cultivo definido, se tiene que:

$$m = 40,0 + 2,1 + 1,4 + 2,9 + 0,5 + 0,1 + 0,1 = 46,8 \text{ g}$$

Estos 46,8 g están disueltos en un litro de agua (1000g de agua). Por tanto la densidad del medio de cultivo definido es:

$$\rho = \frac{(1000 + 46,8)g}{1L} = 1047 \frac{g}{L}$$

En consecuencia el tanto por ciento en peso de sacarosa que se desea en el medio será:

$$\% \text{ de sacarosa} = \frac{\frac{40g}{L}}{\frac{1047g}{L}} * 100 = 3,82\%$$

Teniendo en cuenta que la melaza de remolacha tiene un 49% en peso de sacarosa, puede realizarse el cálculo de la dilución requerida.

$$\frac{49 \text{ g de sacarosa}}{100 \text{ g de melaza} + x \text{ g de agua}} = \frac{3,82 \text{ g de sacarosa}}{100 \text{ g melaza con agua}}$$

Despejando “x” para obtener la cantidad de agua que hay que añadir por cada 100 g de melaza, se obtiene:

$$x=1183 \text{ g de agua}$$

Por tanto han de añadirse 1183 g de agua por cada 100 g de melaza, o lo que es lo mismo, 1L de agua por cada 84,5 g de melaza.

Una vez realizado el cálculo para la fuente se carbono, se realizará el mismo cálculo considerando el otro nutriente esencial, el nitrógeno. F. García-Ochoa et al.(2000) indican que una que una concentración 15 mM de glutamato proporciona la cantidad adecuada de nitrógeno al microorganismo.

Por ello, en primer lugar se transformará la molaridad del glutamato a unidades de tanto por ciento en peso. El peso molecular del glutamato monosódico ($C_5H_8NNaO_4$) es de $169,11 \frac{g}{mol}$. Sin embargo se utilizará el peso molecular del ácido glutámico($C_5H_9NO_4$) para que el dato que se obtenga se pueda comparar con el porcentaje de ácido glutámico que tiene la melaza de remolacha(el peso molecular del ácido glutámico es de $147,13 \frac{g}{mol}$).

$$0,015 \frac{mol}{L} * 147,13 \frac{g}{mol} = 2,2 \frac{g}{L}$$

Por tanto debe alcanzarse un 0,22% en peso de ácido glutámico en el medio de cultivo.

La Tabla 7 de “Compuestos orgánicos nitrogenados” indica que en la melaza de remolacha hay un 2-3% de ácido glutámico y precursores. Por ello, a efectos de cálculo se considerará el valor medio del 2,5%.

Al igual que en el caso anterior, la cantidad de agua de dilución por cada 100 g de melaza será:

$$\frac{2,5 \text{ g de ácido glutámico}}{100 \text{ g de melaza} + x \text{ g de agua}} = \frac{0,22 \text{ g de ácido glutámico}}{100 \text{ g de melaza con agua}}$$

$$x = 1036 \text{ g de agua}$$

Es decir, que han de adicionarse 1036 g de agua por cada 100 g de melaza, o lo que es lo mismo, 1 L de agua por cada 96,5 g de melaza.

Los resultados de los cálculos realizados anteriormente, se muestran en la siguiente tabla, en la que se compara la cantidad de melaza a añadir a cada litro de agua según el macronutriente considerado:

Sacarosa	Ácido glutámico
84 g	96 g

Tabla 1AC: Cantidad de melaza a añadir a cada litro de agua según macronutriente

La cantidad de melaza que hay que adicionar por litro de agua es mayor para el ácido glutámico que para la sacarosa. El contenido óptimo de carbono en el medio para el microorganismo se consigue con 84 g y el contenido óptimo para el nitrógeno se logra con 96g. Meditando que cantidad añadir a la vista de los resultados, se opta por agregar 84 g de melaza por cada litro de agua, ya que el tanto por ciento en peso de sacarosa que se obtiene con esta adición es de un 3,82%. Según la bibliografía la concentración de la fuente de carbono ha de estar entre el 2 y el 4 % (F. García-Ochoa et al., 2000). Además la sacarosa es el macronutriente más importante en el medio, por ser el que más se consume para producir goma xantana y la cinética de crecimiento se va a realizar en base a la sacarosa.

La cantidad que pudiera faltar de glutamato se podría alcanzar añadiendo glutamato monosódico al medio, o se podría añadir en su lugar, cualquier otro reactivo que contuviera nitrógeno y que pudiera ser asimilado por el microorganismo. Afortunadamente no

va a ser necesario añadir un reactivo al medio para lograr la cantidad indispensable de nitrógeno, por lo que se va a explicar a continuación.

En la Tabla 7 de “Compuestos orgánicos nitrogenados” se indica que el tanto por ciento en peso de compuestos nitrogenados de la melaza, oscila en un rango entre el 8 y el 12%. Para el cálculo realizado de la cantidad de melaza a añadir según la fuente de nitrógeno, se ha tenido en cuenta el tanto por ciento en peso de ácido glutámico, que es de un 2,5% en la melaza y se perseguía lograr una concentración 15 mM de glutamato, por ser la adecuada en base a la bibliografía (F. García-Ochoa et al., 2000). Pero la melaza de remolacha tiene otros compuestos nitrogenados como la betaína o moléculas inorgánicas, y son estos compuestos los que proporcionarán la cantidad de nitrógeno que falte por parte del ácido glutámico.

II SELECCIÓN Y CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE REACTIVOS A AÑADIR A LA MELAZA DILUIDA PARA OBTENER EL MEDIO DE CULTIVO

Considerando la composición de medio definido (Tabla 4) adecuado para la producción de goma xantana puede calcularse el porcentaje en peso requerido de los diferentes elementos. Este dato se incluye en la segunda columna de la “Tabla 2AC”. Por otra parte en la tercera columna de esta tabla se incluyen los porcentajes que se alcanzan cuando se realiza la dilución de 84 g de melaza con un litro de agua.

Elementos	Medio definido (% en peso)	Melaza diluida (% en peso)
P	0,0623	0,00310
K	0,0786	0,279
Mg	0,0124	0,003874
Cl	0,0368	0,0309
Na	0,00275	0,0697
S	0,00192	0,0271
Zn	0,000460	0,0000310
Fe	0,000395	0,000232
Ca	0,000765	0,0310
B	0,000100	0,000000

Tabla 2AC: Porcentaje en peso de distintos elementos en el medio definido que se tiene de referencia y en la melaza diluida.

Puede observarse que con la dilución de la melaza no se logra alcanzar la cantidad adecuada para todos los elementos (P,Mg,Cl,Zn,Fe y B). Para suplir este déficit se añadirá a la melaza diluida cierta cantidad de reactivos.

Se procede a calcular la cantidad de reactivo que hay que añadir a la melaza diluida:

_ Para el fósforo se añadirá KH_2PO_4

La cantidad a añadir del elemento por gramo de melaza diluida:
 $0,000623 - 0,0000310 = 0,000592$ g.

El peso molecular de KH_2PO_4 es de 136,1 g.

El tanto por ciento en peso de P en KH_2PO_4 es de 22,78.

La cantidad a añadir del reactivo KH_2PO_4 por gramo de melaza diluida será:

$$0,000592 \text{ g} * \frac{100}{22,78} = 0,0026 \text{ g}$$

_ Para el magnesio se añadirá MgCl_2

La cantidad a añadir del elemento por gramo de melaza diluida:
 $0,000124 - 0,00003874 = 0,00008526$ g.

El peso molecular de MgCl_2 es de 95,1 g.

El tanto por ciento en peso de Mg en MgCl_2 es de 25,55.

La cantidad a añadir del reactivo MgCl_2 por gramo de melaza diluida será:

$$0,00008526 \text{ g} * \frac{100}{25,55} = 0,0003340 \text{ g}$$

_ Para el cloro se añadirá MgCl_2

La cantidad a añadir del elemento por gramo de melaza diluida:
 $0,000368 - 0,000309 = 0,000059$ g.

El peso molecular de MgCl_2 es de 95,1 g.

El tanto por ciento en peso de Cl en MgCl_2 es de 74,45.

La cantidad a añadir del reactivo MgCl_2 por gramo de melaza diluida será:

$$0,000059 \text{ g} * \frac{100}{74,45} = 0,0000792 \text{ g}$$

Como para suplir la cantidad de magnesio y cloro se utiliza el mismo reactivo MgCl_2 , se adiciona la cantidad más alta calculada

de los dos elementos, para poder disponer la cantidad adecuada para los dos, en este caso ha sido con el cálculo del magnesio, 0,0003340 g de $MgCl_2$.

_ Para el zinc se añadirá ZnO

La cantidad a añadir del elemento por gramo de melaza diluida:
 $0,00000460-0,000000310=0,00000429$ g.

El peso molecular de ZnO es de 81,4 g.

El tanto por ciento en peso de Zn en ZnO es de 80,34.

La cantidad a añadir del reactivo $MgCl_2$ por gramo de melaza diluida será:

$$0,00000429 \text{ g} * \frac{100}{80,34} = 0,00000514 \text{ g}$$

_ Para el hierro se añadirá $FeCl_3 \cdot 6H_2O$

La cantidad a añadir del elemento por gramo de melaza diluida:
 $0,00000395-0,00000232=0,00000163$ g.

El peso molecular de $FeCl_3 \cdot 6H_2O$ es de 270 g.

El tanto por ciento en peso de Fe en $FeCl_3 \cdot 6H_2O$ es de 20,67.

La cantidad a añadir del reactivo $FeCl_3 \cdot 6H_2O$ por gramo de melaza diluida será:

$$0,00000163 \text{ g} * \frac{100}{20,67} = 0,00000788 \text{ g}$$

_ Para el boro se añadirá H_3BO_3

La cantidad a añadir del elemento por gramo de melaza diluida:
 $0,00000100$ g.

El peso molecular de H_3BO_3 es de 61,8 g.

El tanto por ciento en peso de B en H_3BO_3 es de 17,48.

La cantidad a añadir del reactivo H_3BO_3 por gramo de melaza diluida será:

$$0,00000100 \text{ g} * \frac{100}{17,48} = 0,00000572 \text{ g}$$

III CÁLCULO DE LOS CONSTITUYENTES DEL MEDIO DE CULTIVO COMPLEJO

Se procede a calcular la cantidad a añadir de los distintos reactivos para 1084 g de melaza diluida.

Reactivos	Cantidad a añadir por gramo de melaza diluida	Cantidad a añadir por 1084 g de melaza diluida
KH₂PO₄	0,0026 g	2,818 g
MgCl₂	0,0003340 g	0,362 g
ZnO	0,00000514 g	0,00557 g
FeCl₃·6H₂O	0,00000788 g	0,00854 g
H₃BO₃	0,00000572 g	0,00620 g

Tabla 3AC: Cantidades de reactivo a añadir a la melaza diluida

Los datos de la segunda columna se han calculado en el ANEXO II (SELECCIÓN Y CÁLCULO DE LA CANTIDAD DE REACTIVOS A AÑADIR A LA MELAZA DILUIDA PARA OBTENER EL MEDIO DE CULTIVO) y la tercera columna de la Tabla 3AC se ha obtenido simplemente multiplicando la segunda columna por 1084.

Constituyentes del medio de cultivo complejo	
Melaza de remolacha	84 g
Agua destilada	1000 g
KH₂PO₄	2,818 g
MgCl₂	0,362 g
ZnO	0,00557 g
FeCl₃·6H₂O	0,00854 g
H₃BO₃	0,00620 g
Peso total	1087,20077 g

Tabla 4AC: Constituyentes del medio de cultivo complejo

Esta tabla indica la proporción que tiene que tener cada uno de los constituyentes en el medio. A continuación se calcula el volumen

que ocupará esta proporción de constituyentes. Entre los constituyentes del medio de cultivo se encuentra el agua destilada con una capacidad de 1000 ml y la melaza de remolacha (84g) que tiene un 25% de humedad (Mirar Tabla 5), por tanto de esos 84g, 21 g son de agua. De manera que en este medio hay 1021 ml de agua, y teniendo en cuenta el peso total, se puede calcular la densidad que tendrá nuestro medio de cultivo, ya que los reactivos y el resto de la melaza estarán disueltos en estos 1021 ml.

$$\rho = \frac{1087,20077 \text{ g}}{1021 \text{ ml}} = 1,0648 \frac{\text{g}}{\text{ml}}$$

Composición detallada del medio de cultivo

Elementos y compuestos	% en peso
Sacarosa	3,786
Ácido glutámico	0,193
Compuestos nitrogenados	0,773
P	0,0621
K	0,3526
Mg	0,0123
Cl	0,0560
Na	0,06953
S	0,0270
Zn	0,000443
B	0,000100
Fe	0,000394
Ca	0,0309

Tabla 5AC: Composición detallada del medio de cultivo

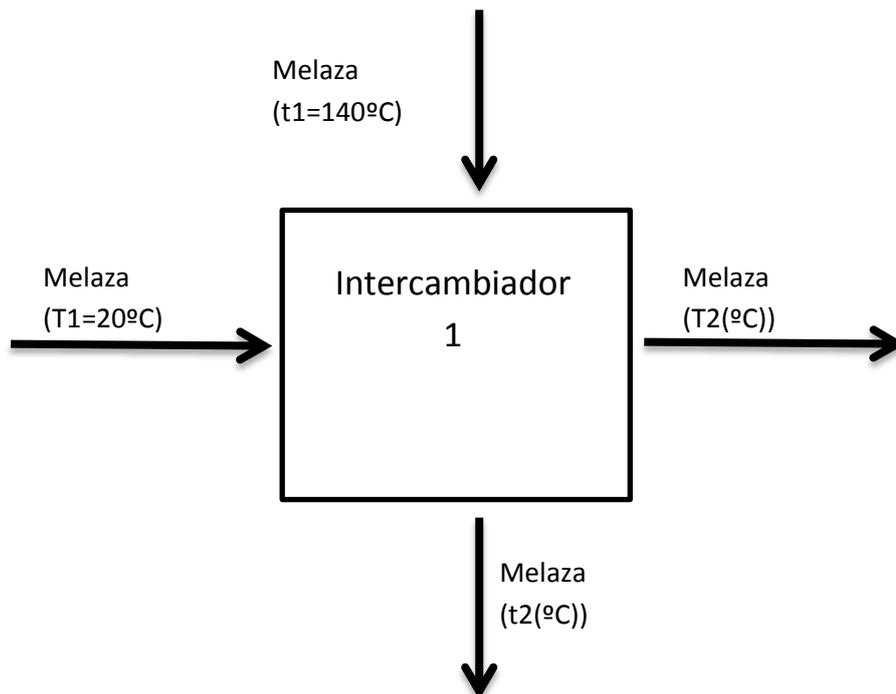
El cálculo del tanto por ciento en peso de los distintos elementos y compuestos se ha realizado en una tabla Excel. Se detalla el cálculo con el elemento fosforo para que sirva de ejemplo del cálculo que se ha realizado con todos los demás elementos y compuestos.

$$\% \text{ en peso del P} = \frac{2,818 \text{ g } KH_2PO_4 * 0,2278 \frac{\text{g de P}}{\text{g } KH_2PO_4} + 84 \text{ g de melaza} * \frac{0,0004 \text{ g de P}}{\text{g de melaza}}}{1087,20077 \text{ g}} * 100$$

$$\% \text{ en peso del P} = 0,0621$$

IV DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR PREVIOS AL BIORREACTOR

El caldo de cultivo antes de entrar en el biorreactor va a ser tratado térmicamente, para que la materia prima esté esterilizada y no haya ningún tipo de bacteria que pueda crecer en ella. La planta dispone de dos intercambiadores previos al biorreactor para este propósito. Hay que decir que para lograr esto, la materia prima debe permanecer a 140°C durante al menos medio minuto (www.miliarium.com). En el primer intercambiador se hace un precalentamiento de la materia prima utilizando como fluido caliente la propia materia prima que se encuentra a 140°C , tras salir del segundo intercambiador. Operando de esta forma se va a lograr un aprovechamiento energético.



En el análisis de este intercambiador se conocen las temperaturas y los caudales máxicos de entrada. Así mismo se conoce el área que es de $8m^2$, en un intercambiador de carcasa y tubos en U, de un paso por carcasa y doble paso por los tubos. Todas estas características del intercambiador se han escogido.

Este tipo de intercambiadores está formado por tubos que se doblan en forma de U y se rolan después en el espejo o cabezal de tubos. Los tubos pueden dilatarse libremente, eliminando la necesidad de cabezal de tubos flotante, la tapa del cabezal, la brida de la coraza y la tapa removible de esta última. Este tipo de intercambiador es más barato, aunque tiene el inconveniente de que es más difícil de limpiar. Es el intercambiador más frecuente para líquidos y altas presiones. Se pueden instalar deflectores de la manera convencional en arreglos tubulares cuadrados o triangulares. El diámetro más pequeño al cual se puede doblar un tubo sin deformar el diámetro exterior es una doblez en U, de tres a cuatro veces el diámetro exterior del tubo. Esto significa que de ordinario es necesario omitir algunos tubos en el centro del haz, dependiendo de la distribución (Kern Donald Q. ;1984).

Con los datos del área de transferencia de calor, el tipo de intercambiador, los caudales y temperaturas de entrada se van a determinar la velocidad de transferencia de calor y las temperaturas de salida de los fluidos caliente y frío. Existe un procedimiento inventado por Kays y London en 1955, para resolver este tipo de problemas conocido como el método de la efectividad-NUT. El método se basa en la determinación de un parámetro adimensional llamado efectividad de la transferencia de calor ε , definido como el cociente entre la velocidad real de transferencia de calor y la máxima que podría alcanzarse con las especificaciones dadas de las corrientes.

$$\varepsilon = \frac{q}{q_{m\acute{a}x}}$$

Dónde:

q : velocidad de transferencia de calor real

$q_{m\acute{a}x}$: velocidad máxima de transferencia de calor

La velocidad de transferencia de calor real de un intercambiador de calor es la misma tanto para el fluido frío como para el fluido caliente, pero de signo contrario. Usando la expresión de intercambio de calor de un fluido, para los fluidos frío y caliente se obtiene:

$$\begin{aligned}q_{total} = q_f = q_c &= M_f * Cp_f * (T_{f,sal} - T_{f,ent}) = \\ &= M_c * Cp_c * (T_{c,ent} - T_{c,sal})\end{aligned}$$

Las razones de capacidad calorífica es la misma para los dos fluidos, ya que el caudal másico en ambos es el mismo, así como la capacidad calorífica.

La velocidad máxima de transferencia de calor se da cuando la diferencia de temperaturas es máxima. Y la máxima diferencia de temperaturas que puede ocurrir en el intercambiador es la que hay entre las temperaturas de entrada y salida

$$\Delta T_{m\acute{a}x} = T_{c,ent} - T_{f,ent} = 140^{\circ}C - 20^{\circ}C = 120^{\circ}C$$

La transferencia de calor alcanzará su valor máximo cuando se da alguna de las siguientes circunstancias:

- 1 El fluido frío se calienta hasta la temperatura de entrada del líquido caliente.
- 2 El fluido caliente se enfría hasta la temperatura de entrada del líquido frío.

Como las razones de capacidades caloríficas de los fluidos caliente y frío en este caso son idénticas, estas dos condiciones se darían de forma simultánea. Para el resto de los casos, en el que se trabaja con fluidos con capacidades caloríficas distintas el fluido que alcanza antes una de estas condiciones se corresponde con el que tiene una capacidad calorífica menor, ya que este fluido experimenta un cambio de temperatura mayor por unidad de calor que intercambia.

La expresión general de la velocidad máxima de transferencia de calor es la siguiente:

$$q_{m\acute{a}x} = C_{m\acute{i}n} * \Delta T_{m\acute{a}x}$$

Dónde:

$C_{m\acute{i}n}$: es la capacidad calorífica mínima

Los caudales másicos para el fluido frío y para el caliente son de $1604,2 \frac{Kg}{h}$. El calor específico y la densidad de la melaza son de $2,14 \frac{KJ}{Kg * ^\circ C}$ (<http://www.ciademelazas.com/viscosidad.asp>) y $1450 \frac{Kg}{m^3}$ respectivamente.

$$C_{m\acute{i}n} = 900,0 \frac{Kg}{h} * 2,14 \frac{KJ}{Kg * ^\circ C} = 1926 \frac{KJ}{h * ^\circ C}$$

Con la ayuda de la Figura1 (ANEXOS DE GRÁFICAS) obtenido de los estudios de Kays y London, se obtiene la efectividad de transferencia de calor para un intercambiador de calor de un paso de carcasa y doble paso por tubos. El gráfico muestra distintas curvas según la relación que hay entre la capacidad calorífica para el fluido frío y para el fluido caliente. En este caso el cociente $\frac{C_{m\acute{i}n}}{C_{m\acute{a}x}} = 1$.

En el eje de abscisas de la Figura1 está lo que se conoce como número de unidad de transferencia (NUT). Aplicando la fórmula de NUT se puede calcular:

$$NUT = \frac{A * U}{C_{m\acute{i}n}}$$

Dónde:

A: es el área de intercambio

U: coeficiente global de transmisión de calor

Se necesita antes de aplicar la fórmula de NUT, obtener el valor del coeficiente global de transmisión de calor.

El coeficiente global de transmisión de calor va a ser tomado de la bibliografía (Perry et al., 2001). En la Figura2 (ANEXOS DE GRÁFICAS) aparece una tabla en la que se muestra un rango del

coeficiente global de transmisión de calor, para el sistema en el que interviene aceite lubricante de alta viscosidad y agua. Se supone que la melaza tiene propiedades similares al aceite lubricante de alta viscosidad. Se asigna un valor intermedio al rango como coeficiente global de transmisión de calor $60,0 \frac{BTU}{\text{°F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{h}}$.

$$U = 60,0 \frac{BTU}{\text{°F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{h}} = 5,6783 \cdot 60,0 = 340,7 \frac{J}{K \cdot \text{m}^2 \cdot \text{s}} = 1226,51 \frac{kJ}{K \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

En el caso de un sistema melaza-agua se considera que el coeficiente global de calor es de $1226,51 \frac{kJ}{K \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}}$.

La expresión global de transmisión de calor es la siguiente:

$$q = \frac{\Delta T}{R} = U \cdot A \cdot \Delta T$$

Dónde:

R: es la resistencia térmica total

De esta expresión se deduce que:

$$U = \frac{1}{R \cdot A}$$

El coeficiente global de transmisión de calor suele estar dominado por el coeficiente individual de convección más pequeños de los líquidos que intervienen en la transmisión de calor. La resistencia térmica total la proporciona mayoritariamente también el coeficiente individual de convección más pequeño. En el sistema melaza-agua, este coeficiente lo proporciona la melaza. En un sistema melaza-melaza se va a suponer que la resistencia térmica total será aproximadamente el doble de un sistema melaza-agua, con lo cual el coeficiente global del sistema melaza-melaza será la mitad del de melaza-agua. El coeficiente global de transmisión de calor del intercambiador se considera de $613,26 \frac{kJ}{K \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}}$.

$$NUT = \frac{A \cdot U}{C_{\text{mín}}} = \frac{8 \text{m}^2 \cdot 613,26 \frac{kJ}{K \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}}}{1926 \frac{kJ}{\text{h} \cdot K}} = 2,54$$

Mirando al gráfico de la Figura1 (ANEXOS DE GRÁFICAS) se adquiere la altura que tiene el punto con este NUT. Se obtiene que la efectividad es de 0,52 ($\epsilon=0,52$). De la definición de la efectividad se puede calcular la velocidad de transferencia de calor real.

$$q = \epsilon * q_{m\acute{a}x} = \epsilon * C_{m\acute{i}n} * \Delta T_{m\acute{a}x} = 0,58 * 1926 \frac{kJ}{h * ^\circ C} * 120^\circ C = 134049,6 \frac{kJ}{h}$$

Entonces utilizando la expresión del balance energético para cada fluido:

$$\begin{aligned} q_{total} = q_f = q_c &= M_f * Cp_f * (T_{f,sal} - T_{f,ent}) = \\ &= M_c * Cp_c * (T_{c,ent} - T_{c,sal}) \end{aligned}$$

Por un lado el fluido frío:

$$134049,6 \frac{kJ}{h} = 900 \frac{kg}{h} * 2,14 \frac{kJ}{kg * ^\circ C} * (T_{f,sal} - 20^\circ C)$$

$$\text{Despejando, } T_{f,sal} = 89,6^\circ C$$

Por otro lado para el fluido caliente:

$$134049,6 \frac{kJ}{h} = 900 \frac{kg}{h} * 2,14 \frac{kJ}{kg * ^\circ C} * (140^\circ C - T_{c,sal})$$

$$\text{Despejando, } T_{c,sal} = 70,40^\circ C$$

Las temperaturas de los fluidos fríos y calientes son de $89,60^\circ C$ y $70,40^\circ C$ respectivamente. El fluido frío que sale de este intercambiador entrará a otro intercambiador, donde se logrará que los componentes del medio de cultivo alcancen una temperatura de $140^\circ C$, para ello se empleará vapor seco a 6bar de presión. El caudal de entrada del caldo de cultivo al segundo intercambiador va a ser por tanto lógicamente de $900 \frac{kg}{h}$.

El calor que recibe la corriente de melazas del fluido de vapor es proporcional a la cantidad de melaza que pasa a través del intercambiador, a su calor específico y a la diferencia de temperaturas que sufre, es decir:

$$q_f = M_f * Cp_f * (T_{f,sal} - T_{f,ent})$$

$$q_f = 900 \frac{kg}{h} * 2,14 \frac{kJ}{kg * ^\circ C} * (140 - 89,6)^\circ C = 97070,4 \frac{kJ}{h}$$

Con el dato del calor latente del agua a 6bar, que es de $2086,3 \frac{kJ}{Kg}$, se calcula el caudal de vapor necesario que pase por el intercambiador.

$$q_{total} = q_f = q_c$$

$$q_c = \dot{m}_v * h_{f,g}$$

$$\dot{m}_v = \frac{q_c}{h_{f,g}} = \frac{97070,4 \frac{kJ}{h}}{2086,3 \frac{kJ}{Kg}} = 46,53 \frac{kg}{h}$$

La cantidad de melaza que hay que añadir al biorreactor es de 8400Kg. El tiempo que se tarda en introducir la melaza en el contenedor es de:

$$\frac{8400 kg}{900 \frac{kg}{h}} = 9,33 \text{ horas} = 560 \text{ minutos}$$

El coeficiente global de transmisión de calor del sistema melaza-agua es de $1226,51 \frac{KJ}{K * m^2 * h}$ como se ha comentado anteriormente en este capítulo. Se va a considerar este coeficiente global de transmisión de calor aunque uno de los fluidos no es agua, sino vapor de agua.

$$T_{c,ent} = 158,9^\circ C$$

$$T_{c,sal} = 158,9^\circ C$$

$$T_{f,ent} = 89,60^\circ C$$

$$T_{f,sal} = 140^\circ C$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_C - T_F)_{sal} - (T_C - T_F)_{ent}}{\ln \left[\frac{(T_C - T_F)_{sal}}{(T_C - T_F)_{ent}} \right]} = \frac{(158,9 - 140) - (158,9 - 89,6)}{\ln \left[\frac{18,9}{69,3} \right]} = \frac{-50,4}{\ln[0,273]} = 38,79^\circ C$$

La fórmula del área para un intercambiador es la siguiente:

$$q = U \cdot A \cdot \Delta T_{ml} \cdot F$$

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml} \cdot F} = \frac{97070,4 \frac{KJ}{h}}{1226,51 \frac{KJ}{K \cdot m^2 \cdot h} \cdot 38,70 K \cdot 1} = 2,04 m^2$$

Esto quiere decir que con un intercambiador con al menos $2,04 m^2$ se puede lograr la transferencia de calor deseada para la melaza.

La elección del caudal de melaza se hizo realizando un estudio de cómo influye éste en el consumo de vapor (Figura 3 (ANEXOS DE GRÁFICAS)). Se ha escogido el caudal que logra la esterilización con un consumo más bajo de vapor y que además tarda menos tiempo en tratar la melaza.

Todos los cálculos hasta ahora realizados se han hecho considerando que los fluidos son melazas. Pero los intercambiadores también se emplearán para esterilizar el agua desmineralizada. Los pasos que se van seguir para estudiar la capacidad de los intercambiadores con el agua van a ser similares a los de la melaza. Hay que tener en cuenta que los coeficientes globales de transmisión de calor van a ser distintos al trabajar con fluidos diferentes.

El rango del coeficiente global de transmisión de calor para el sistema agua de la carcasa y agua es de 230 a $300 \frac{BTU}{\text{ft}^2 \cdot h}$. Se utiliza como coeficiente un valor intermedio $265 \frac{BTU}{\text{ft}^2 \cdot h}$.

$$U = 265 \frac{BTU}{\text{ft}^2 \cdot h} = 5,6783 \cdot 265,0 = 1504,75 \frac{J}{K \cdot m^2 \cdot s} = 5417,1 \frac{KJ}{K \cdot m^2 \cdot h}$$

El rango del coeficiente global de transmisión de calor para el sistema agua de alimentación y vapor es de 400 a $1000 \frac{BTU}{^{\circ}F \cdot ft^2 \cdot h}$. Se utiliza como coeficiente un valor intermedio $700 \frac{BTU}{^{\circ}F \cdot ft^2 \cdot h}$.

$$U = 700 \frac{BTU}{^{\circ}F \cdot ft^2 \cdot h} = 5,6783 \cdot 700,0 \frac{BTU}{^{\circ}F \cdot ft^2 \cdot h} = 3974,81 \frac{J}{K \cdot m^2 \cdot s} = 14309,3 \frac{KJ}{K \cdot m^2 \cdot h}$$

Los caudales máxicos para el fluido frío y para el caliente para el agua son de $4000,0 \frac{Kg}{h}$. El calor específico y la densidad del agua son de $4,186 \frac{KJ}{Kg \cdot ^{\circ}C}$ y $1000 \frac{Kg}{m^3}$ respectivamente.

$$C_{mín} = 4000,0 \frac{Kg}{h} \cdot 4,186 \frac{KJ}{kg \cdot ^{\circ}C} = 16744 \frac{kJ}{h \cdot ^{\circ}C}$$

$$NUT = \frac{A \cdot U}{C_{mín}} = \frac{8m^2 \cdot 5417,1 \frac{kJ}{K \cdot m^2 \cdot h}}{16744 \frac{kJ}{h \cdot K}} = 2,58$$

Mirando en el gráfico de la Figura 1 (ANEXOS DE GRÁFICAS) se observa la altura que tiene el punto con este NUT y se adquiere la efectividad, que es de 0,58 ($\epsilon = 0,58$). De la definición de la efectividad se obtiene la velocidad de transferencia de calor real.

$$q = \epsilon \cdot q_{máx} = \epsilon \cdot C_{mín} \cdot \Delta T_{máx} = 0,58 \cdot 16744 \frac{KJ}{h \cdot ^{\circ}C} \cdot 120^{\circ}C = 1165382,4 \frac{KJ}{h}$$

Entonces utilizando la expresión del balance energético para cada fluido

$$q_{total} = q_f = q_c = M_f \cdot Cp_f \cdot (T_{f,sal} - T_{f,ent}) = M_c \cdot Cp_c \cdot (T_{c,ent} - T_{c,sal})$$

Por un lado el fluido frío:

$$1165382,4 \frac{KJ}{h} = 4000 \frac{Kg}{h} \cdot 4,186 \frac{KJ}{Kg \cdot ^{\circ}C} \cdot (T_{f,sal} - 20^{\circ}C)$$

Despejando, $T_{f,sal} = 89,6^{\circ}C$

Por otro lado para el fluido caliente:

$$1165382,4 \frac{KJ}{h} = 4000 \frac{kg}{h} * 4,186 \frac{KJ}{kg * ^\circ C} * (140^\circ C - T_{c,sal})$$

Despejando, $T_{c,sal} = 70,40^\circ C$

El calor que recibe la corriente de agua desmineralizada del fluido de vapor es proporcional a la cantidad de agua desmineralizada que pasa a través del intercambiador, a su calor específico y a la diferencia de temperaturas que sufre, es decir:

$$q_f = M_f * Cp_f * (T_{f,sal} - T_{f,ent})$$

$$q_f = 4000 \frac{kg}{h} * 4,186 \frac{kJ}{kg * ^\circ C} * (140 - 89,6)^\circ C = 843897,6 \frac{kJ}{h}$$

Con el dato del calor latente del agua a 6bar, que es de $2086,3 \frac{kJ}{kg}$, se calcula el caudal de vapor necesario que pase por el intercambiador.

$$q_{total} = q_f = q_c$$

$$q_c = \dot{m}_v * h_{f,g}$$

$$\dot{m}_v = \frac{q_c}{h_{f,g}} = \frac{843897,6 \frac{kJ}{h}}{2086,3 \frac{kJ}{kg}} = 404,49 \frac{kg}{h}$$

La cantidad de agua que hay que añadir al biorreactor es de $100m^3$. El tiempo que se tarda en introducir el agua en el contenedor es de:

$$\frac{100000 kg}{4000 \frac{kg}{h}} = 25 \text{ horas} = 1500 \text{ minutos}$$

Ahora se conoce las temperaturas de entradas y salidas de los fluidos del segundo intercambiador y se puede calcular la diferencia de temperaturas media logarítmica:

$$T_{c,ent} = 158,9^{\circ}C$$

$$T_{c,sal} = 158,9^{\circ}C$$

$$T_{f,ent} = 89,60^{\circ}C$$

$$T_{f,sal} = 140^{\circ}C$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_C - T_F)_{sal} - (T_C - T_F)_{ent}}{\ln \left[\frac{(T_C - T_F)_{sal}}{(T_C - T_F)_{ent}} \right]} = \frac{(158,9 - 140) - (158,9 - 89,6)}{\ln \left[\frac{18,9}{69,3} \right]} = \frac{-50,4}{\ln[0,273]} = 38,79^{\circ}C$$

La fórmula del área para un intercambiador es la siguiente:

$$q = U * A * \Delta T_{ml} * F$$

F=1, porque se produce un cambio de fase de unas de las corrientes del intercambiador.

$$A = \frac{q}{U * \Delta T_{ml} * F} = \frac{843897,6 \frac{KJ}{h}}{14309,3 \frac{KJ}{K * m^2 * h} * 38,79 K * 1} = 1,52 m^2$$

Esto quiere decir que con un intercambiador con al menos $1,52 m^2$ se puede lograr la transferencia de calor de deseada.

La elección del caudal de agua desmineralizada se hizo realizando un estudio de cómo influye éste en el consumo de vapor. Se ha escogido el caudal que logra la esterilización con un consumo más bajo de vapor y que tarda menos en tratar los $100 m^3$ de agua desmineralizada.

Se ha visto que el área mínima del segundo intercambiador para la melaza es de $2,04 m^2$ y para el agua de $1,52 m^2$ para que se puede esterilizar la materia prima, con lo cual en el diseño del segundo intercambiador se le va a otorgar un área de $2,04 m^2$.

El esquema de la relación que hay entre los dos intercambiadores para lograr la esterilización de la materia prima se encuentra en la Figura 5 (ANEXOS DE GRÁFICAS).

	Caudal de operación de: ($\frac{kg}{h}$)	Cantidad a tratar por biorreactor	Tiempo (horas)	Caudal de vapor ($\frac{kg}{h}$)
Melaza	900	8400Kg	9,33	46,53
El agua desmineralizada	4000	100m ³	25	404,49

Tabla 6AC: Caudales de la materia prima y consumo de vapor.

El tiempo total que tardaría los dos intercambiadores de los que se ha estado hablando en tratar la materia prima sería de 34,33 horas, un tiempo que es algo superior al tiempo de fermentación por parte de los biorreactores de la planta. Sin embargo en los tres fermentadores de cada Cadena hay un desfase de 14 horas en la fermentación, por lo que se necesita tratar la materia prima de un biorreactor de 100m³ en ese tiempo. Se decide por tanto que otras dos parejas de intercambiadores trabajen para disminuir el tiempo en tratar la materia prima. Un tercio de 34,33 horas es 11,44 horas, que es el tiempo con el que se logra tratar la materia prima trabajando con tres parejas de intercambiadores a la vez.

V DIMENSIONES DEL “INTERCAMBIADOR 2A”

Diámetro, espesor y longitud de los tubos del “Intercambiador 2A”

En este apartado se fijan los espesores que deben tener los tubos y la carcasa del intercambiador de calor con los datos previamente calculados (ANEXO IV).

La fórmula utilizada para el cálculo del espesor está en la Pág. 22 del ASME B31.2010.

$$t = \frac{P_D * D}{2 * (S * E * W + P_D * Y)}$$

t: espesor del haz del haz de tubos

P_D : presión de diseño interna manométrica

D: diámetro externo de tubo

S: valor del esfuerzo del material

E: factor de calidad, se suele asignar el valor de 0,8.

W: factor de reducción de la resistencia de la junta de soldadura

Y: coeficiente que se conoce conocido el material y la temperatura de diseño, según la Norma ASME B31.1, el coeficiente Y tiene el valor de 0,4. Mirar Figura 7 (ANEXOS DE GRÁFICAS) .

La presión de diseño de una tubería es un 10% más de la presión máxima de operación a la que se encontrará sometido el fluido que circula por el interior de la tubería.

$$P_D = 1,1 * 6 \text{ bar} = 6,6 \text{ bar}$$

Se ha seleccionado para los tubos del intercambiador de calor un diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ in. $\frac{3}{4}$ in es un buen diámetro de prueba para comenzar a realizar los cálculos de un intercambiador de calor (R.K. Sinnott, 2005). El diámetro exterior de una tubería de $\frac{3}{4}$ in de diámetro nominal es de 26,67mm.

$$21614 \text{ KPa} * \frac{1000 \text{ Pa}}{\text{KPa}} * \frac{1 \text{ bar}}{100000 \text{ Pa}} = 216,14 \text{ bar}$$

Con todos estos valores se opera y se obtiene el espesor:

$$t = \frac{P_D * D}{2 * (S * E * W + P_D * Y)} = \frac{6,6 \text{ bar} * 0,02667 \text{ m}}{2 * (216,14 \text{ bar} * 0,8 + 6,6 \text{ bar} * 0,4)} = 5,01 * 10^{-4} \text{ m}$$

Este es el espesor mínimo requerido para la tubería.

El número de Schedule se calcula con la siguiente fórmula(R.K. Sinnott, 2005):

$$\text{Schedule number} = \frac{P_s * 1000}{\sigma_s}$$

Dónde:

P_s : presión de trabajo seguro ($\frac{N}{\text{mm}^2}$)

La presión de trabajo seguro es el mismo que la presión de diseño.

6,6 bar son $0,66 \frac{N}{\text{mm}^2}$.

σ_s : valor del esfuerzo del material ($\frac{N}{\text{mm}^2}$), es lo mismo que la máxima tensión admisible.

$$\text{Schedule number} = \frac{0,66 * 1000}{21,614} = 30,54$$

Se escoge el número de Schedule inmediatamente superior a éste para el diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ in, este número es 40. Con estos datos se obtiene con la tabla de la Figura 9 y 11 (ANEXOS DE GRÁFICAS), que el espesor de la tubería es de 2,87mm y el diámetro interno de 20,93mm. El espesor es mayor que el espesor mínimo calculado más arriba. El diámetro externo es 26,67mm.

Las longitudes más comunes para los intercambiadores de calor son: 6 ft (1,83m), 8ft (2,44m), 12ft (3,66m), 16ft (4,88m), 20ft (6,10m) y 24ft (7,32m). Para una superficie dada de intercambio, el uso de tubos más largos reduce el diámetro de la carcasa, lo que conlleva generalmente un coste más bajo para el intercambiador, particularmente para altas presiones por el lado de la carcasa (R.K. Sinnott, 2005). La longitud seleccionada para los intercambiadores es de 6ft, para que luego el número de tubos en el intercambiador sea más cercano al estandarizado (Figura10(ANEXOS DE GRÁFICAS)).

El número de tubos (n_t) que componen el haz de tubos del intercambiador de calor se determinará mediante la siguiente expresión:

$$A = L * \pi * D_0 * n_t$$

Dónde:

L: longitud de cada tubo

D_0 : Diámetro exterior de cada tubo

Sustituyendo el valor del diámetro y la longitud de los tubos y el área calculada anteriormente para el intercambiador, se obtiene el número de tubos:

$$n_t = \frac{A}{L * \pi * D_0} = \frac{2,04\text{m}^2}{1,83\text{m} * \pi * 0,02667\text{m}} = 13,30$$

$$n_t = 13,30 \text{ tubos}$$

El número de tubos de una carcasa está estandarizado. En la tabla de la Figura10(ANEXOS DE GRÁFICAS) se muestra que para una disposición cuadrada, tubos de 1 in de diámetro exterior, pitch de 1 in y $\frac{1}{4}$ y dos pasos por el lado de los tubos, el número de tubos inmediatamente superior al calculado (13,30) es 16 tubos. Por eso el intercambiador tiene 16 tubos.

El área de un tubo es igual a:

$$A = L * \pi * D_0 = 1,83m * \pi * 0,02667m = 0,15m^2$$

Así que 16 tubos hacen que el área de transmisión de calor del intercambiador sea de $2,4m^2$. El diámetro interior de la carcasa es de 8in, es decir 203,2mm.

Cálculo del espesor de la carcasa del “Intercambiador IC-2A”

Según el código ASME VIII – Div. 1, existen dos expresiones distintas para calcular el espesor de la envolvente cilíndrica. Esto se debe a que existe dos tipos de tensiones a las que puede estar sometido el recipiente, la tensión circunferencial y la tensión longitudinal. Se halla el espesor necesario para soportar cada una de dichas tensiones y se toma en consideración el mayor de los dos valores obtenidos.

Tensiones circunferenciales

La fórmula aparece en la página 19 ASME Sección VIII División I:

$$t_{\text{circ}} = \frac{P_D * R}{S * E - 0,6 * P_D}$$

P_D : presión de diseño interna manométrica

R: Radio interior de la envolvente

S: Máxima tensión admisible

E: Eficiencia de soldadura. Se suele asignar el valor de 0,8.

La presión de diseño interna manométrica tiene que tener en cuenta la presión debida a la altura del líquido.

Presión debida a la altura (P_h)

$$P_h = \rho * g * h$$

Dónde:

ρ : densidad del líquido

g: aceleración de la gravedad

h: altura del líquido, se va a considerar que la altura es el diámetro de la carcasa

$$P_h = \rho * g * h = 1450 \frac{Kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * 0,2032m = 2890,42Pa = 0,029bar$$

El fluido al lado de la carcasa trabaja a presión atmosférica, 1,01325 bar.

Se suma estas dos presiones y se obtiene la presión de trabajo 1,04225bar.

La presión de diseño es la que se considera para diseñar el equipo. Es aconsejable diseñar el recipiente para una presión mayor a la de operación. Esta presión suele ser un diez por ciento mayor que la presión de trabajo. Por tanto:

$$P_D = 1,1 * 1,04225bar = 1,14648bar$$

El valor de la eficiencia de junta se considera, según la tabla UW-12 del código ASME VIII – Div. 1, para una junta a tope a doble cordón de soldadura o mediante otro método con el que se obtenga la misma calidad de soldadura de material examinado, y siendo una junta examinada por zonas, con un valor de $E=0,85$. Sin embargo se va a asignar un valor de 0,80 que es el habitual y proporciona un espesor algo mayor.

El radio interior de la envolvente tendrá un valor que será la mitad del diámetro interior de la carcasa, por tanto el valor de R es de 4in o 101,6mm.

El dato de la máxima tensión admisible se obtiene de la tabla de la Figura11(ANEXOS DE GRÁFICAS).

$$t_{circ} = \frac{P_D * R}{S * E - 0,6 * P_D} = \frac{1,14648bar * 0,1016m}{2204,8bar * 0,80 - 0,6 * 1,14648bar}$$
$$t_{circ} = 6,57 * 10^{-5}m$$

La expresión para el cálculo de la tensión longitudinal es la siguiente, en la que interviene las mismas variables que para el cálculo de la circunferencial:

$$t_{long} = \frac{P_D * R}{2 * S * E + 0,4 * P_D}$$
$$t_{long} = \frac{P_D * R}{2 * S * E + 0,4 * P_D} = \frac{1,14648bar * 0,1016m}{2 * 2204,8bar * 0,8 + 0,4 * 1,14648bar} = 3,30 * 10^{-5}m$$

La tolerancia a la corrosión de un material se basa en las propiedades químicas del recipiente con el fluido y la vida de diseño de la tubería. A veces se emplea el valor de 2mm o 0,08pul. (Mecánica de Fluidos, Robert L. Mott)

$$t_{min} = t + C$$

$$t_{min} = 0,06mm + 2mm = 2,06mm$$

Separación entre placas deflectoras

Las normas TEMA establecen una separación mínima y otra máxima que debe existir entre placas deflectoras.

La separación mínima de las placas deflectoras (P_{defmin}) será el mayor de estos valores:

- 1/5 del diámetro de la carcasa (en este caso 1,6in)
- 2in

Luego la separación mínima es de dos pulgadas.

La separación máxima para tubos de 1in de diámetro exterior es de 60in.

Como los tubos tienen forma de U, la extensión del equipo donde se pueden colocar las placas deflactoras es la mitad de la longitud de los tubos, esto es 0,915m.

Se decide que los tubos estén sujetos por dos placas deflactoras que divide al intercambiador en tres partes. La separación entre las dos placas deflactoras es de 0,305m, que es la extensión de cada una de las zonas.

VI DIMENSIONES DEL “INTERCAMBIADOR IC-1A”

Diámetro, espesor y longitud de los tubos del “Intercambiador IC-1A”

En este apartado se fijan los espesores que deben tener los tubos y la carcasa del intercambiador de calor con los datos previamente calculados.

La fórmula utilizada para el cálculo del espesor está en la Pág. 22 del ASME B31.2010.

$$t = \frac{P_D * D}{2 * (S * E * W + P_D * Y)}$$

t: espesor del haz del haz de tubos

P_D : presión de diseño interna manométrica

D: diámetro externo de tubo

S: valor del esfuerzo del material

E: factor de calidad, se suele asignar el valor de 0,8.

W: factor de reducción de la resistencia de la junta de soldadura

Y: coeficiente que se conoce conocido el material y la temperatura de diseño, según la Norma ASME B31.1, el coeficiente Y tiene el valor de 0,4. Mirar Figura7 (ANEXOS DE GRÁFICAS) .

La presión de diseño de una tubería es un 10% más de la presión máxima de operación a la que se encontrará sometido el fluido que circula por el interior de la tubería. La presión de trabajo en este caso para los dos fluidos que están dentro del intercambiador es la atmosférica. Por tanto la presión de diseño es:

$$P_D = 1,1 * 1,01325 \text{ bar} = 1,11458 \text{ bar}$$

Se ha seleccionado para los tubos del intercambiador de calor un diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ in. $\frac{3}{4}$ in es un buen diámetro de prueba para comenzar a realizar los cálculos de un intercambiador de calor (R.K. Sinnott, 2005). El diámetro exterior de una tubería de $\frac{3}{4}$ in de diámetro nominal es de 26,67mm. Para este diámetro nominal y la temperatura máxima que hay en intercambiador la máxima tensión admisible según se puede ver en la tabla de la Figura9 (ANEXOS DE GRÁFICAS) es de 21614KPa.

$$21614 \text{ KPa} * \frac{1000 \text{ Pa}}{\text{KPa}} * \frac{1 \text{ bar}}{100000 \text{ Pa}} = 216,14 \text{ bar}$$

Con todos estos valores se opera y se obtiene el espesor:

$$t = \frac{P_D * D}{2 * (S * E * W + P_D * Y)} = \frac{1,11458 \text{ bar} * 0,02667 \text{ m}}{2 * (216,14 \text{ bar} * 0,8 + 1,11458 \text{ bar} * 0,4)} = 8,57 * 10^{-5} \text{ m}$$

Este es el espesor mínimo requerido para la tubería.

El número de Schedule se calcula con la siguiente fórmula (R.K. Sinnott, 2005):

$$\text{Schedule number} = \frac{P_s * 1000}{\sigma_s}$$

Dónde:

P_s : presión de trabajo seguro ($\frac{N}{\text{mm}^2}$)

La presión de trabajo seguro es el mismo que la presión de diseño.

1,11458 bar son $0,111458 \frac{N}{\text{mm}^2}$.

σ_s : valor del esfuerzo del material ($\frac{N}{\text{mm}^2}$), es lo mismo que la máxima tensión admisible.

$$\text{Schedule number} = \frac{0,111458 * 1000}{21,614} = 5,16$$

Se escoge el número de Schedule inmediatamente superior a éste para el diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ in, este número es 40. Con estos datos se obtiene con la tabla de la Figura 9 y 11 (ANEXOS DE GRÁFICAS), que el espesor de la tubería es de 2,87mm y el diámetro interno de 20,93mm. El espesor es mayor que el espesor mínimo calculado más arriba. El diámetro externo es 26,67mm.

Las longitudes más comunes para los intercambiadores de calor son: 6 ft (1,83m), 8ft (2,44m), 12ft (3,66m), 16ft (4,88m), 20ft (6,10m) y 24ft (7,32m). Para una superficie dada de intercambio, el uso de tubos más largos reduce el diámetro de la carcasa, lo que conlleva generalmente un coste más bajo para el intercambiador, particularmente para altas presiones por el lado de la carcasa (R.K. Sinnott, 2005). Se ha seleccionado una longitud de los tubos de 20ft, por ser la más común (Perry et al., 2001).

El número de tubos (n_t) que componen el haz de tubos del intercambiador de calor se determinará mediante la siguiente expresión:

$$A = L * \pi * D_0 * n_t$$

Dónde:

L: longitud de cada tubo

D_0 : Diámetro exterior de cada tubo

Sustituyendo el valor del diámetro y la longitud de los tubos y el área calculada anteriormente para el intercambiador, se obtiene el número de tubos:

$$n_t = \frac{A}{L * \pi * D_0} = \frac{8m^2}{6,10m * \pi * 0,02677m} = 13,26$$

$$n_t = 13,26 \text{ tubos}$$

El número de tubos de una carcasa está estandarizado. En la tabla de la Figura10 (ANEXOS CÁLCULOS) se muestra que para una disposición cuadrada, tubos de 1pulgada de diámetro exterior (un tubo de $\frac{3}{4}$ de diámetro nominal tiene aproximadamente ese diámetro exterior), pitch de 1in $\frac{1}{4}$ y dos pasos por el lado de los tubos, el número de tubos inmediatamente superior al calculado (13,26) es 16tubos. Por eso el intercambiador tiene 16 tubos.

El área de un tubo es igual a:

$$A = L * \pi * D_0 = 6,10m * \pi * 0,02677m = 0,513m^2$$

Así que 16 tubos hacen que el área de transmisión de calor del intercambiador sea de $8,21m^2$. El diámetro interior de la carcasa es de 8in, es decir 203,2mm.

Cálculo del espesor de la carcasa del “Intercambiador IC-1A”

Según el código ASME VIII – Div. 1, existen dos expresiones distintas para calcular el espesor de la envolvente cilíndrica. Esto se debe a que existe dos tipos de tensiones a las que puede estar sometido el recipiente, la tensión circunferencial y la tensión longitudinal. Se halla el espesor necesario para soportar cada una de dichas tensiones y se toma en consideración el mayor de los dos valores obtenidos.

Tensiones circunferenciales

La fórmula aparece en la página 19 ASME Sección VIII División I:

$$t_{\text{circ}} = \frac{P_D * R}{S * E - 0,6 * P_D}$$

P_D : presión de diseño interna manométrica

R: Radio interior de la envolvente

S: Máxima tensión admisible

E: Eficiencia de soldadura. Se suele asignar el valor de 0,8.

La presión de diseño interna manométrica tiene que tener en cuenta la presión debida a la altura del líquido.

Presión debida a la altura (P_h)

$$P_h = \rho * g * h$$

Dónde:

ρ : densidad del líquido

g : aceleración de la gravedad

h : altura del líquido, se va a considerar que la altura es el diámetro de la carcasa

$$P_h = \rho * g * h = 1450 \frac{Kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * 0,2032m = 2890,42Pa = 0,029bar$$

El fluido al lado de la carcasa trabaja a presión atmosférica, 1,01325 bar.

Se suma estas dos presiones y se obtiene la presión de trabajo 1,04225bar.

La presión de diseño es la que se considera para diseñar el equipo. Es aconsejable diseñar el recipiente para una presión mayor a la de operación. Esta presión suele ser un diez por ciento mayor que la presión de trabajo. Por tanto:

$$P_D = 1,1 * 1,04225bar = 1,14648bar$$

El valor de la eficiencia de junta se considera, según la tabla UW-12 del código ASME VIII – Div. 1, para una junta a tope a doble cordón de soldadura o mediante otro método con el que se obtenga la misma calidad de soldadura de material examinado, y siendo una junta examinada por zonas, con un valor de $E=0,85$. Sin embargo se va a asignar un valor de 0,80 que es el habitual y proporciona un espesor algo mayor.

El radio interior de la envolvente tendrá un valor que será la mitad del diámetro interior de la carcasa, por tanto el valor de R es de 4in o 101,6mm.

El dato de la máxima tensión admisible se obtiene de la tabla de la Figura11(ANEXOS DE GRÁFICAS).

$$32 \text{ Ksi} * \frac{68,9\text{bar}}{\text{Ksi}} = 2204,8 \text{ bar}$$

$$t_{circ} = \frac{P_D * R}{S * E - 0,6 * P_D} = \frac{1,14648\text{bar} * 0,1016\text{m}}{2204,8\text{bar} * 0,80 - 0,6 * 1,14648\text{bar}}$$

$$t_{circ} = 6,57 * 10^{-5}\text{m}$$

La expresión para el cálculo de la tensión longitudinal es la siguiente, en la que interviene las mismas variables que para el cálculo de la circunferencial:

$$t_{long} = \frac{P_D * R}{2 * S * E + 0,4 * P_D}$$

$$t_{long} = \frac{P_D * R}{2 * S * E + 0,4 * P_D} = \frac{1,14648\text{bar} * 0,1016\text{m}}{2 * 2204,8\text{bar} * 0,8 + 0,4 * 1,14648\text{bar}} = 3,30 * 10^{-5}\text{m}$$

La tolerancia a la corrosión de un material se basa en las propiedades químicas del recipiente con el fluido y la vida de diseño de la tubería. A veces se emplea el valor de 2mm o 0,08pul. (Mecánica de Fluidos, Robert L. Mott)

$$t_{mín} = t + C$$

$$t_{mín} = 0,06\text{mm} + 2\text{mm} = 2,06\text{mm}$$

Separación entre placas deflectoras

Las normas TEMA establecen una separación mínima y otra máxima que debe existir entre placas deflectoras.

La separación mínima de las placas deflectoras ($P_{def\ min}$) será el mayor de estos valores:

- 1/5 del diámetro de la carcasa (en este caso 1,6in)
- 2in

Luego la separación mínima es de dos pulgadas (5,08cm).

La separación máxima para tubos de in es de 60in (152,4cm).

Como los tubos tienen forma de U, la extensión del equipo donde se pueden colocar las placas deflectoras es la mitad de la longitud de los tubos, esto es 3,05m.

Se decide que los tubos estén sujetos por tres placas deflectoras que divide al intercambiador en cuatro partes. La separación entre las placas deflectoras es de 0,76m, que es la extensión de cada una de las cuatro zonas.

VII DISEÑO DEL CALDERÍN DE LA TORRE DE DESTILACIÓN

Los requerimientos del calderín (reboiler) se han obtenido en el apartado del diseño de la torre de destilación:

Reboiler	
Temperature	95,2196 °C
Heat duty	1293476,33 cal/seg
Bottoms rate	7800 Kg/h
Boilup rate	11643,6 Kg/h
Boilup ratio	1,49277

Tabla 7AC: Resultados del reboiler

Heat duty es el calor que debe transmitir el intercambiador. El calor de transferencia, en otras unidades al de la tabla es de $19491239,6 \frac{KJ}{h}$.

Con el dato del calor latente del agua a 6bar, que es de $2086,3 \frac{KJ}{Kg}$, se calcula el caudal de vapor necesario que pase por el intercambiador.

$$q_{total} = q_f = q_c$$

$$q_c = \dot{m}_v * h_{f,g}$$

$$\dot{m}_v = \frac{q_c}{h_{f,g}} = \frac{19491239,6 \frac{KJ}{h}}{2086,3 \frac{KJ}{Kg}} = 9342,49 \frac{Kg}{h}$$

La fórmula del área para un intercambiador es la siguiente:

$$A = \frac{q}{U * \Delta T_{ml} * F}$$

El coeficiente global de transmisión de calor va a ser tomado de la bibliografía (Perry et al., 2001) En la tabla de la Figura6 (ANEXOS DE GRÁFICAS) se observa un rango del coeficiente global de transmisión de calor, para el sistema en el que interviene agua y vapor de condensación en el apartado de vaporizadores, 250-400 $\frac{BTU}{^{\circ}F*ft^2*h}$. Se supone que la caldera de la planta tendrá un valor del coeficiente global intermedio al del rango, 325 $\frac{BTU}{^{\circ}F*ft^2*h}$.

$$U=325 \frac{BTU}{^{\circ}F*ft^2*h} = 5,6783 * 325 = 1845,4 \frac{J}{K*m^2*s} = 6643,6 \frac{KJ}{K*m^2*h}$$

Se conoce las temperaturas de entradas y salidas de los fluidos del segundo intercambiador y se puede calcular la diferencia de temperaturas media logarítmica:

$$T_{c,ent} = 158,9^{\circ}C$$

$$T_{c,sal} = 158,9^{\circ}C$$

$$T_{f,ent} = 95,22^{\circ}C$$

$$T_{f,sal} = 95,22^{\circ}C$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_C - T_F)_{sal} - (T_C - T_F)_{ent}}{\ln \left[\frac{(T_C - T_F)_{sal}}{(T_C - T_F)_{ent}} \right]} = \frac{(158,9 - 95,22) - (158,9 - 95,22)}{\ln \left[\frac{63,68}{63,68} \right]} = \frac{0}{0}$$

Esto quiere decir que la diferencia de temperatura entre los fluidos caliente y frío permanece constante a lo largo del intercambiador. Mediante la aplicación de la regla de l'Hôpital, se puede demostrar que:

$$\Delta T_{ml} = (T_C - T_F)_{sal} = (T_C - T_F)_{ent}$$

Por lo que:

$$\Delta T_{ml} = 158,9 - 95,22 = 63,68^{\circ}C$$

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml} \cdot F} = \frac{19491239,6 \frac{KJ}{h}}{6643,6 \frac{KJ}{K \cdot m^2 \cdot h} \cdot 63,68 K \cdot 1} = 46,07 m^2$$

El calderín o reherbido que tendrán las torres de destilación de la planta es del tipo de intercambiador de carcasa y tubo, más concretamente Kettle (Kettle Reboiler).

Diámetro, espesor y longitud de los tubos

En este apartado se fijan los espesores que deben tener los tubos del intercambiador de calor con los datos previamente calculados.

La fórmula utilizada para el cálculo del espesor está en la Pág. 22 del ASME B31.2010.

$$t = \frac{P_D \cdot D}{2 \cdot (S \cdot E \cdot W + P_D \cdot Y)}$$

t: espesor del haz del haz de tubos

P_D : presión de diseño interna manométrica

D: diámetro externo de tubo

S: valor del esfuerzo del material

E: factor de calidad, se suele asignar el valor de 0,8.

W: factor de reducción de la resistencia de la junta de soldadura

Y: coeficiente que se conoce conocido el material y la temperatura de diseño, según la Norma ASME B31.1, el coeficiente Y tiene el valor de 0,4. Mirar Figura 7 (ANEXOS DE GRÁFICAS) .

La presión de diseño de una tubería es un 10% más de la presión máxima de operación a la que se encontrará sometido el fluido que circula por el interior de la tubería.

$$P_D = 1,1 * 6 \text{ bar} = 6,6 \text{ bar}$$

Se ha seleccionado para los tubos del intercambiador de calor un diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ in. $\frac{3}{4}$ in es un buen diámetro de prueba para comenzar a realizar los cálculos de un intercambiador de calor (R.K. Sinnott, 2005). El diámetro exterior de una tubería de $\frac{3}{4}$ in de diámetro nominal es de 26,67mm. Para este diámetro nominal y la temperatura máxima que hay en intercambiador la máxima tensión admisible según se puede ver en la tabla de la Figura9 (ANEXOS DE GRÁFICAS) es de 21614KPa.

$$21614 \text{ KPa} * \frac{1000 \text{ Pa}}{\text{KPa}} * \frac{1 \text{ bar}}{100000 \text{ Pa}} = 216,14 \text{ bar}$$

Con todos estos valores se opera y se obtiene el espesor:

$$t = \frac{P_D * D}{2 * (S * E * W + P_D * Y)} = \frac{6,6 \text{ bar} * 0,02667 \text{ m}}{2 * (216,14 \text{ bar} * 0,8 + 6,6 \text{ bar} * 0,4)} = 5,01 * 10^{-4} \text{ m}$$

Este es el espesor mínimo requerido para la tubería.

El número de Schedule se calcula con la siguiente fórmula (R.K. Sinnott, 2005):

$$\text{Schedule number} = \frac{P_s * 1000}{\sigma_s}$$

Dónde:

P_s : presión de trabajo seguro ($\frac{N}{\text{mm}^2}$)

La presión de trabajo seguro es el mismo que la presión de diseño. 6,6 bar son $0,66 \frac{N}{\text{mm}^2}$.

σ_s : valor del esfuerzo del material ($\frac{N}{\text{mm}^2}$), es lo mismo que la máxima tensión admisible.

$$\text{Schedule number} = \frac{0,66 * 1000}{21,614} = 30,54$$

Se escoge el número de Schedule inmediatamente superior a éste para el diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ in, este número es 40. Con estos datos se obtiene con la tabla de la Figura 9 y 11 (ANEXOS DE GRÁFICAS), que el espesor de la tubería es de 2,87mm y el diámetro interno de 20,93mm. El espesor es mayor que el espesor mínimo calculado más arriba. El diámetro externo es 26,67mm.

Las longitudes más comunes para los intercambiadores de calor son: 6 ft (1,83m), 8ft (2,44m), 12ft (3,66m), 16ft (4,88m), 20ft (6,10m) y 24ft (7,32m). Para una superficie dada de intercambio, el uso de tubos más largos reduce el diámetro de la carcasa, lo que conlleva generalmente un coste más bajo para el intercambiador, particularmente para altas presiones por el lado de la carcasa (R.K. Sinnott, 2005). La longitud más común es la de 20ft, por lo que será la longitud seleccionada (Perry et al., 2001)

El número de tubos (n_t) que componen el haz de tubos del intercambiador de calor se determinará mediante la siguiente expresión:

$$A = L * \pi * D_0 * n_t$$

Dónde:

L: longitud de cada tubo

D_0 : Diámetro exterior de cada tubo

Sustituyendo el valor del diámetro y la longitud de los tubos y el área calculada anteriormente para el intercambiador, se obtiene el número de tubos:

$$n_t = \frac{A}{L * \pi * D_0} = \frac{46,07\text{m}^2}{6,10\text{m} * \pi * 0,02667\text{m}} = 90,14$$

$$n_t = 90,14 \text{ tubos}$$

El número de tubos de una carcasa está estandarizado. En la tabla de la Figura 10 (ANEXOS DE GRÁFICAS) se muestra que para una disposición cuadrada, tubos de 1 de diámetro exterior, pitch de 1 in

y $\frac{1}{4}$ y dos pasos por el lado de los tubos, el número de tubos inmediatamente superior al calculado (90,14) es 112 tubos. Se decide que el intercambiador sea de 112 tubos.

El área de un tubo es igual a:

$$A = L * \pi * D_0 = 6,10\text{m} * \pi * 0,02667\text{m} = 0,511\text{m}^2$$

Así que 112 tubos hacen que el área de transmisión de calor del intercambiador sea de $57,23 \text{ m}^2$. El diámetro interior de la carcasa es de 17in y $\frac{1}{4}$, es decir 438,15mm.

Cálculo del espesor de la carcasa

Según el código ASME VIII – Div. 1, existen dos expresiones distintas para calcular el espesor de la envolvente cilíndrica. Esto se debe a que existe dos tipos de tensiones a las que puede estar sometido el recipiente, la tensión circunferencial y la tensión longitudinal. Se halla el espesor necesario para soportar cada una de dichas tensiones y se toma en consideración el mayor de los dos valores obtenidos.

Tensiones circunferenciales

La fórmula aparece en la página 19 ASME Sección VIII División I:

$$t_{\text{circ}} = \frac{P_D * R}{S * E - 0,6 * P_D}$$

P_D : presión de diseño interna manométrica

R: Radio interior de la envolvente

S: Máxima tensión admisible

E: Eficiencia de soldadura. Se suele asignar el valor de 0,8.

La presión de diseño interna manométrica tiene que tener en cuenta la presión debida a la altura del líquido.

Presión debida a la altura (P_h)

$$P_h = \rho * g * h$$

Dónde:

ρ : densidad del líquido

g : aceleración de la gravedad

h : altura del líquido, se va a considerar que la altura es el diámetro de la carcasa

La densidad del líquido, que la densidad del producto de colas se calcula conociendo la composición y la densidad del IPA ($786 \frac{Kg}{m^3}$) y la del agua ($1000 \frac{Kg}{m^3}$).

$$\rho = 3,2\% * 786 \frac{Kg}{m^3} + 96,8\% * 1000 \frac{Kg}{m^3} = 993,2 \frac{Kg}{m^3}$$

$$P_h = \rho * g * h = 993,2 \frac{Kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2} * 0,3366m = 3279,59Pa = 0,0328bar$$

El fluido al lado de la carcasa trabaja a presión atmosférica, 1,04000 bar.

Se suma estas dos presiones y se obtiene la presión de trabajo 1,07300bar.

La presión de diseño es la que se considera para diseñar el equipo. Es aconsejable diseñar el recipiente para una presión mayor a la de operación. Esta presión suele ser un diez por ciento mayor que la presión de trabajo. Por tanto:

$$P_D = 1,1 * 1,07300bar = 1,1803bar$$

El valor de la eficiencia de junta se considera, según la tabla UW-12 del código ASME VIII – Div. 1, para una junta a tope a doble cordón de soldadura o mediante otro método con el que se obtenga la

misma calidad de soldadura de material examinado, y siendo una junta examinada por zonas, con un valor de $E=0,85$. Sin embargo se va a asignar un valor de 0,80 que es el habitual y proporciona un espesor algo mayor.

El radio interior de la envolvente tendrá un valor que será la mitad del diámetro interior de la carcasa, por tanto el valor de R es de 8,62in o 219,1mm.

El dato de la máxima tensión admisible se obtiene de la tabla de la Figura11(ANEXOS DE GRÁFICAS).

$$t_{circ} = \frac{P_D * R}{S * E - 0,6 * P_D} = \frac{1,1803bar * 0,2191m}{2204,8bar * 0,80 - 0,6 * 1,1803bar}$$
$$t_{circ} = 1,47 * 10^{-4}m$$

La expresión para el cálculo de la tensión longitudinal es la siguiente, en la que interviene las mismas variables que para el cálculo de la circunferencial:

$$t_{long} = \frac{P_D * R}{2 * S * E + 0,4 * P_D}$$
$$t_{long} = \frac{P_D * R}{2 * S * E + 0,4 * P_D} = \frac{1,1803bar * 0,2191m}{2 * 2204,8bar * 0,8 + 0,4 * 1,1803bar} = 7,09 * 10^{-5}m$$

La tolerancia a la corrosión de un material se basa en las propiedades químicas del recipiente con el fluido y la vida de diseño de la tubería. A veces se emplea el valor de 2mm o 0,08pul. (Mecánica de Fluidos, Robert L. Mott)

$$t_{mín} = t + C$$
$$t_{mín} = 0,14mm + 2mm = 2,14mm$$

Separación entre placas deflectoras

Las normas TEMA establecen una separación mínima y otra máxima que debe existir entre placas deflectoras.

La separación mínima de las placas deflectoras (P_{defmin}) será el mayor de estos valores:

- 1/5 del diámetro de la carcasa (en este caso 3,45in)
- 2in

Luego la separación mínima es de 3,45 pulgadas (8,76cm).

La separación máxima para tubos de 1 in y $\frac{1}{4}$ es de 60in (152,4cm).

La media de la separación máxima y la separación mínima es de 80,58cm.

Como los tubos tienen forma de U, la extensión del equipo donde se pueden colocar las placas deflectoras es la mitad de la longitud de los tubos, esto es 3,05m.

Se decide que los tubos estén sujetos por tres placas deflectoras que divide al intercambiador en cuatro partes. La separación entre las dos placas deflectoras es de 0,762m, que es la extensión de cada una de las zonas.

VIII DISEÑO DE UNA CALDERA DE VAPOR

A continuación se va a realizar el diseño de una caldera de vapor. El momento en el que la caldera necesita proporcionar más calor corresponde a cuando se aumenta la temperatura del biorreactor, para dar por finalizada la fermentación y matar los microorganismos. La cantidad de energía a proporcionar para llegar a 80°C es de 19278204 kJ.

La cantidad de vapor que se condensa en el interior del serpentín del biorreactor se conoce sabiendo que la entalpía de vaporización es de $2086,3 \frac{KJ}{Kg}$ (para el agua a una presión de 6 bar y 158,9 °C).

$$\frac{19278204 KJ}{2086,3 \frac{KJ}{Kg}} = 9240,4 kg$$

$$\frac{9240,4 Kg}{1,01h} = 9148,9 \frac{kg}{h}$$

La cantidad de vapor que circularán aproximadamente durante 61 minutos por el serpentín es de $9148,9 \frac{kg}{h}$. La distribución de tareas de una unidad de la serie BIO-200A dura en total 42 horas. Por lo que se considera que el consumo de vapor por unidad de biorreactor y por hora es la siguiente como consecuencia de la pasteurización:

$$\frac{9240,4 kg}{42 h * unidad BIO - 200A} = 220,0 \frac{kg}{h * unidad BIO - 200A}$$

Otro origen de consumo de vapor se produce como consecuencia de la pasteurización de la materia prima. La siguiente tabla muestra los consumos que se producen:

	Caudal de operación de: ($\frac{kg}{h}$)	Cantidad a tratar por biorreactor	Tiempo (horas)	Caudal de vapor ($\frac{kg}{h}$)
Melaza	2700	8400Kg	3,11	139,59
El agua desmineralizada	12000	100m ³	8,33	1213,47

Tabla 8AC: Suma de caudales de la materia prima y consumo de vapor por las tres parejas de intercambiadores de una Cadena.

Para más detalle ir al “ANEXO IV :DISEÑO DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR PREVIOS AL BIORREACTOR”. En la segunda columna de la tabla (Cantidad a tratar por el biorreactor) viene las cantidades a añadir de materia prima para poder comenzar con la fermentación en una de las unidades de la serie BIO-200A.

La cantidad de vapor necesario para la esterilización de la materia prima por unidad de la serie BIO-200A es:

$$139,59 \frac{Kg}{h} * 3,11 h + 1213,47 \frac{Kg}{h} * 8,33h = 10542,3 Kg$$

Por lo que se considera que el consumo de vapor por unidad de biorreactor y por hora es la siguiente como consecuencia de la esterilización de la materia prima es de:

$$\frac{10542,3 Kg}{42 h * unidad BIO - 200A} = 251,0 \frac{Kg}{h * unidad BIO - 200A}$$

Por otro lado el calor que debe transferir el calderín de las torres de destilación de forma continua es de $19491239,6 \frac{KJ}{h}$. Esto se corresponde con $9342,49 \frac{kg}{h}$ de vapor seco. El tiempo que tarda la torre de destilación en tratar la fermentación de una unidad de la serie BIO-200A es de 13,24h.

La cantidad de vapor necesario para tratar la fermentación de una unidad de la serie BIO-200A por parte de la torre de destilación es de:

$$9342,49 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 13,24\text{h} = 123694,6 \text{ kg}$$

Por lo que se considera que el consumo de vapor por unidad de biorreactor y por hora es la siguiente como consecuencia del tratamiento de la fermentación por parte de la torre de destilación es de:

$$\frac{123694,6 \text{ kg}}{42 \text{ h} * \text{unidad BIO} - 200\text{A}} = 2945,1 \frac{\text{kg}}{\text{h} * \text{unidad BIO} - 200\text{A}}$$

En la Tabla9AC se muestra el caudal másico de vapor que se transmite por parte de las calderas por unidad de la serie BIO-200A. Para conocer el consumo de vapor para la obtención de goma xantana por unidad de la serie BIO-200A se multiplica cada caudal másico por 42 horas (tiempo que tarda una unidad BIO-200A en realizar todas sus tareas).

Destino del vapor	Caudal másico de vapor por unidad BIO-200A
Pasteurización	220,0 $\frac{\text{Kg}}{\text{h}}$
Esterilización	251,0 $\frac{\text{Kg}}{\text{h}}$
Destilación	2945,1 $\frac{\text{Kg}}{\text{h}}$
Total	3416,1 $\frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

Tabla 9AC: Distribución del consumo de vapor promedio en la planta por unidad de la serie BIO-200A.

La siguiente tabla muestra los picos de consumo de cada uno de los destinos del vapor de las calderas.

Destino del vapor	Pico de caudal másico de vapor de la Cadena A
Pasteurización	9148,9 $\frac{\text{Kg}}{\text{h}}$
Esterilización	1213,5 $\frac{\text{Kg}}{\text{h}}$
Destilación	9342,5 $\frac{\text{Kg}}{\text{h}}$
Total	19704,9 $\frac{\text{Kg}}{\text{h}}$

Tabla 10AC: Picos de caudal másico de vapor de la Cadena A.

Diseño de una caldera

Se va a imponer como requisito que cada una de las calderas de la planta sea capaz de proporcionar como mínimo un caudal másico de de $9148,9 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$ de vapor seco a 6 bar.

Existe una normativa en lo referente al límite máximo del contenido en sólidos suspendidos y sales en el interior de una caldera. Según la norma UNE 9075 para calderas pirotubulares el tope es de $300 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$ para sólidos en suspensión. Para evitar sobrepasar este límite en la caldera, se realizan purgas, o sea, se va retirando en forma líquida cierto contenido de la caldera. Esto conlleva un gasto energético para la caldera pero permite que aumente la duración de la caldera. Utilizar agua de alimentación de la caldera de calidad y controlar el caudal de purga ayuda a luchar contra las incrustaciones, corrosiones, arrastres y depósitos.

Caudal de purga en la caldera

El valor del caudal de purga se establece haciendo un equilibrio entre la salinidad del agua de alimentación y la de la propia caldera. El balance másico de los fluidos es el siguiente.

$$\dot{m}_w = \dot{m}_v + \dot{m}_{pur}$$

Dónde:

\dot{m}_w : Caudal de agua de alimentación de la caldera

\dot{m}_v : Caudal de vapor generado

\dot{m}_{pur} : Caudal de purga

Multiplicamos a cada lado por la concentración de sólidos en suspensión de la alimentación:

$$\dot{m}_w * S_{alim} = (\dot{m}_v + \dot{m}_{pur}) * S_{alim}$$

El flujo de sólidos en suspensión que entra en la caldera debe ser exactamente el mismo que el flujo que sale de la caldera, para que no haya acumulación de sólidos. Esto se expresa matemáticamente de la siguiente forma:

$$\dot{m}_w * S_{alim} = \dot{m}_{pur} * S_{cal}$$

Dónde:

S_{alim} : Concentración de sólidos en suspensión en el agua de alimentación

S_{cal} : Concentración de sólidos en suspensión en el agua que hay en el interior de la caldera

Esta ecuación es equivalente a la de abajo si sustituimos \dot{m}_w , utilizando la ecuación del balance másico de los fluidos.

$$(\dot{m}_v + \dot{m}_{pur}) * S_{alim} = \dot{m}_{pur} * S_{cal}$$

Se despeja \dot{m}_{pur} de la ecuación anterior, para obtener la expresión que va a permitir calcular el caudal de purga:

$$\dot{m}_{pur} = \frac{\dot{m}_v * S_{alim}}{S_{cal} - S_{alim}}$$

Los datos de las variables del segundo término de la ecuación, son variables de diseño que son conocidas:

$\dot{m}_v = 9148,9 \frac{kg}{h}$ Es la máxima capacidad de producción de vapor que se le va a exigir a la caldera. Utilizar este valor nos dará el valor máximo \dot{m}_{pur} para la caldera.

$S_{alim} = 10 \frac{mg}{L} = 10^{-5} \frac{kg}{L}$ Se proporciona a la caldera agua con esta concentración de sólidos en suspensión, haciendo pasar previamente el agua de red por una serie de filtros.

$S_{cal} = 290 \frac{mg}{L} = 29 * 10^{-5} \frac{kg}{L}$ Se elige este valor, para que la caldera no llegue nunca a sobrepasar los $300 \frac{mg}{L}$ de sólidos en suspensión, que el tope que marca la norma UNE 9075.

$$\dot{m}_{pur} = \frac{9148,9 \frac{kg}{h} * 10^{-5} \frac{kg}{L}}{29 * 10^{-5} \frac{kg}{L} - 10^{-5} \frac{kg}{L}} = 326,75 \frac{kg}{h}$$

El valor de caudal de purga coincide con la cantidad de agua que se va a proporcionar a la caldera para que forme parte del caudal de agua de alimentación de la caldera. Hay dos orígenes del agua de alimentación de la caldera, por un lado, una parte de esta agua corresponde al vapor generado en la caldera, una vez que ha sido condensador al ser empleado en alguna operación de la planta en la que necesitamos suministrar calor y otra parte del agua de alimentación corresponde con el agua de red que ha sido tratada en equipos de filtración (agua aportada a la caldera).

Para el cálculo de \dot{m}_{pur} se ha considerado que la concentración de la alimentación es de $S_{alim} = 10 \frac{mg}{L} = 10^{-5} \frac{Kg}{L}$, sin embargo esta concentración es la del agua de red una vez tratada y todo el agua de alimentación no viene de agua de red, la mayor parte del agua viene del vapor condensado y en esta parte, la concentración de sólidos es cercana a cero. De todos modos se va a considerar esta concentración de sólidos para el diseño de la caldera ya que es un valor bastante bajo (llegar a tener valores mucho más bajos es complicado en la práctica) y además nos proporciona un valor más alto del caudal de purga, por lo que en el diseño de la caldera, se considera las condiciones más adversas, hay más pérdidas energéticas. En el diseño de cualquier unidad es preferible trabajar con los parámetros en las peores condiciones, para que luego, en la práctica los equipos trabajen con intervalos más amplios de seguridad.

Energía que debe proporcionar el combustible

Por un lado está la energía que la caldera pierde por el fluido caloportador, en este caso vapor de agua a 6bar, pero no se pierde todo, porque el fluido regresa de nuevo a la caldera como líquido saturado a 6bar, por lo tanto el calor que ha perdido la caldera por este fluido, corresponde al calor de cambio de fase. El calor latente del agua a 6bar es de $2086,3 \frac{KJ}{Kg}$. El calor que pierde la caldera por el fluido caloportador y que habrá que proporcionar mediante la combustión del combustible se calcula conociendo el vapor de caldera que sale de la unidad.

$$9148,9 \frac{Kg}{h} * 2086,3 \frac{KJ}{Kg} = 19087350,1 \frac{KJ}{h}$$

Otro origen de la energía que se pierde en la caldera es del caudal de purga. En la caldera se introducirá un caudal de líquido a 20°C y sobre 6 bar de presión para que no haya variación en el volumen de la caldera debido a la purga.

La entalpía del agua líquida saturada a 6bar es de $670,56 \frac{KJ}{Kg}$.

La entalpía del agua líquida a 6bar y a 20°C se calcula conociendo el calor específico del agua, que es de $4,34 \frac{KJ}{Kg \cdot K}$.

$$h_{L\ 6bar,20^{\circ}C} = h_{L\ 6bar,158,9^{\circ}C} - c_{p\ L\ 6bar} * (158,9 - 20)$$

$$h_{L\ 6bar,20^{\circ}C} = 670,56 \frac{KJ}{Kg} - 4,34 \frac{KJ}{Kg \cdot K} * (158,9 - 20)K = 67,734 \frac{KJ}{Kg}$$

La diferencia entre el estado del agua de la purga ,y el agua que se introduce en la alimentación para compensar la purga, indica la perdida de energía calorífica por kilogramo de agua.

$$h_{L\ 6bar,158,9^{\circ}C} - h_{L\ 6bar,20^{\circ}C} = 670,56 \frac{KJ}{Kg} - 67,734 \frac{KJ}{Kg} = 602,83 \frac{KJ}{Kg}$$

$$326,75 \frac{Kg}{h} * 602,83 \frac{KJ}{Kg} = 196974,70 \frac{KJ}{h}$$

Sumamos el flujo de calor que se pierde con el caudal de vapor y el de la purga:

$$19087350,1 \frac{KJ}{h} + 196974,7 \frac{KJ}{h} = 19284324,8 \frac{KJ}{h}$$

La eficiencia de una caldera refleja la cantidad de calor que logra transmitir al fluido con respecto al calor liberado en la combustión. En las calderas normales funcionando en condiciones de diseño la eficiencia está entre el 80 y el 90% referido al PCI del combustible. Esto significa que entre un 80 y un 90% del calor de combustión pasa al fluido térmico (Mariano Alarcón García, 2007).

$$\eta_{PCI} = \frac{\text{Energía útil}}{\dot{m}_f * PCI}$$

Dónde:

η_{PCI} : Eficiencia de la caldera referida al poder calorífico inferior

\dot{m}_f : Caudal másico del combustible

PCI: Poder calorífico inferior

El poder calorífico inferior es la cantidad de energía desprendida por unidad de combustible enfriando los gases quemados hasta 0°C a presión atmosférica, pero sin considerar el calor latente de condensación del vapor de agua producido. El combustible que se va emplear para alimentar la caldera va a ser gas natural. El gas natural tiene un poder calorífico inferior de $13,05 \frac{\text{KWh}}{\text{Kg}}$ o lo que es lo mismo $46980 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$ (Guía Básica de Calderas Industriales de la Comunidad de Madrid).

Despejamos en la ecuación de arriba el caudal másico del combustible:

$$\dot{m}_f = \frac{\text{Energía útil}}{\eta_{\text{PCI}} * \text{PCI}} = \frac{19284324,8 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}}{0,85 * 46980 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}} = 482,92 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

Se ha supuesto que la eficiencia de la caldera es de 0,85.

El calor total que aporta el gas natural es el siguiente:

$$\dot{m}_f * \text{PCI} = 482,92 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 46980 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} = 22687581,6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

El desglose del calor total de combustión según a donde vaya destinado es el siguiente:

$$\text{Energía útil: } 0,85 * 22687581,6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}} = 19284324,8 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$\text{Energía térmica que se pierde por los gases de escape: } 0,12 * 22687581,6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}} = 2722509,8 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

$$\text{Pérdidas por transmisión de calor al entorno, inquemados, etc. : } 0,03 * 22687581,6 \frac{\text{KJ}}{\text{h}} = 680627,4 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Los coeficientes utilizados en el desglose del calor total están en:
Alarcón García Mariano, 2007.

Área de intercambio de calor mínima para la caldera

La ecuación que expresa de forma genérica la velocidad de transferencia de calor de un intercambiador de calor es la siguiente:

$$q = U * A * \Delta T_{ml} * F$$

Dónde:

U: el coeficiente global de transmisión de calor ($\frac{kW}{m^2 * ^\circ C}$)

A: es el área de intercambio de calor (m^2)

ΔT_{ml} : es la media logarítmica entre la diferencia de temperaturas en la entrada del cambiador y la diferencia de temperaturas en la salida del mismo.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_C - T_F)_{sal} - (T_C - T_F)_{ent}}{\ln \left[\frac{(T_C - T_F)_{sal}}{(T_C - T_F)_{ent}} \right]}$$

F: coeficiente que varía según el tipo de intercambiador utilizado, en el caso de que se trate intercambiadores donde hay cambio de fase, F=1

El coeficiente global de transmisión de calor va a ser tomado de la bibliografía (Perry et al., 2001) En la tabla de la Figura6 (ANEXOS CÁLCULOS) se observa un rango del coeficiente global de transmisión de calor, para el sistema en el que interviene agua como líquido y como gas, mezclas de gas natural que contienen el oxígeno. Se supone que la caldera de la planta tendrá un valor del coeficiente global intermedio al del rango, $102,5 \frac{BTU}{^\circ F * ft^2 * h}$.

$$U = 102,5 \frac{BTU}{^\circ F * ft^2 * h} = 5,6783 * 102,5 = 582,0 \frac{J}{K * m^2 * s} = 2095,3 \frac{KJ}{K * m^2 * h}$$

Ahora se va a calcular la media logarítmica de la diferencia de temperaturas en la entrada del cambiador y la salida de temperaturas a la salida del mismo. El fluido caliente es el gas natural y el fluido frío el agua.

La temperatura adiabática de la llama del gas natural es de 2035°C. Esta es la temperatura que se obtendría en una combustión estequiométrica con mezcla perfectamente homogénea y en un tanque que permita evitar cualquier pérdida de calor al exterior. Aunque luego realmente en el hogar la temperatura suele ser unos 200°C menos, en este caso será de 1835°C. Esta temperatura se va a considerar la temperatura de entrada del gas, este gas es el producto de la combustión del gas natural, y se va a considerar que a la salida los humos salen a unos 180°C. Hay que tener en cuenta que la temperatura del agua en la caldera es de 158,9°C por lo que suponer que el humo sale a 180°C, quiere decir que se pierde cierta cantidad de energía térmica pero la mayor parte se aprovecha. Esta suposición de la temperatura a la que sale el humo nos va a permitir calcular el área de intercambio de calor si el humo cumple con esta condición. Expresando esto con los términos que expresan las variables:

$$T_{c,ent} = 1835^{\circ}\text{C}$$

$$T_{c,sal} = 180^{\circ}\text{C}$$

$$T_{f,ent} = 158,9^{\circ}\text{C}$$

$$T_{f,sal} = 158,9^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_C - T_F)_{sal} - (T_C - T_F)_{ent}}{\ln \left[\frac{(T_C - T_F)_{sal}}{(T_C - T_F)_{ent}} \right]} = \frac{(180 - 158,9) - (1835 - 158,9)}{\ln \left[\frac{21,1}{1676,1} \right]}$$

$$\Delta T_{ml} = \frac{-1655}{\ln[0,01259]} = 378,29^{\circ}\text{C}$$

La fórmula del área para un intercambiador es la siguiente:

$$A = \frac{q}{U \cdot \Delta T_{ml} \cdot F} = \frac{19284324,8 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}}{2095,3 \frac{\text{KJ}}{\text{K} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{h}} \cdot 378,29 \text{ K} \cdot 1} = 24,33 \text{ m}^2$$

La velocidad de liberación calor en el horno, depende de la superficie del hogar. La superficie radiante eficaz proyectada del gas natural es de $630800 \frac{W}{m^2}$ (Pág. 9-80, Perry et al.,2001). En otra unidad la superficie radiante es de $22708800 \frac{KJ}{h*m^2}$. La superficie mínima del hogar debe ser de:

$$\text{Superficie} = \frac{22687581,6 \frac{KJ}{h}}{22708800 \frac{KJ}{h*m^2}} = 0,999m^2$$

El dato del numerador corresponde con el calor total que desprende el gas natural.

Ahora se va a calcular el caudal de aire para la combustión completa del gas natural, para ello utilizamos el dato del poder comburivoro del gas natural, que es de $0,96 \frac{Nm^3 \text{ aire}}{Kwh \text{ PCI}}$ (Guía de Calderas, Comunidad de Madrid). El poder comburivoro es el volumen mínimo de aire seco, medido en condiciones normales ($T=0^{\circ}C$ y $P=1atm$), necesario para la combustión completa y estequiométrica de la unidad de combustible.

$$0,96 \frac{Nm^3 \text{ aire}}{Kwh \text{ PCI}} * \frac{13,05 \text{ Kwh}}{\text{Kg de gas natural}} = 12,53 \frac{N m^3 \text{ aire}}{\text{Kg de gas natural}}$$

La densidad del aire a $0^{\circ}C$ y presión atmosférica es de $1,29 \frac{Kg}{m^3}$.

$$12,53 \frac{N m^3 \text{ aire}}{\text{Kg de gas natural}} * 1,29 \frac{Kg}{m^3} = 16,16 \frac{\text{Kg de aire}}{\text{Kg de gas natural}}$$

El porcentaje máximo en volumen de dióxido de carbono del humo que sale de como producto de la combustión del gas natural si la combustión se realiza de forma estequiométrica es del 12,2 por ciento. (Pág. 9-44 Perry et al., 2001).

En resumen:

Datos para el diseño de la caldera	
$\dot{m}_v = 9148,9 \frac{Kg}{h}$ de vapor seco a 6 bar	$\dot{m}_{pur} = 326,75 \frac{Kg}{h}$
Agua a añadir = $326,75 \frac{Kg}{h}$	$U = 2095,3 \frac{KJ}{K \cdot m^2 \cdot h}$
Área mínima de intercambio = $24,33 m^2$	Superficie radiante eficaz mínima = $0,999 m^2$
$\dot{m}_f = 482,92 \frac{Kg}{h}$	$16,16 \frac{Kg \text{ de aire mínimo}}{Kg \text{ de gas natural}}$
Calor útil = $19284324,8 \frac{KJ}{h}$	

Tabla 11AC: Datos para el diseño de una caldera.

Estos son los datos con los que se podría comenzar con el diseño de una caldera. Sin embargo cuando se realiza la apertura de una planta industrial, la mayor parte de las unidades del proceso han sido compradas. Esto se hace así porque las empresas proporcionan unidades más eficaces y de mayor calidad, además se pueden recurrir a ellas ante cualquier tipo de avería. Esto no quiere decir que los datos calculados arriba no sirvan para nada. Estos valores permiten elegir la caldera adecuada para las necesidades de la planta. Las calderas que se van a utilizar en la planta son del tipo caldera marina escocesa y sus prestaciones no son las mismas que la caldera diseñada hasta ahora.

Caldera marina escocesa

Las calderas de la planta son del tipo marina escocesa. Los datos técnicos de la caldera aparecen en la Figura 16 (Memoria Descriptiva). Concretamente se ha elegido el modelo 300 HP. Esta caldera ofrece $10594260 \frac{KJ}{h}$ de energía calorífica y un caudal de vapor de $4688,55 \frac{Kg}{h}$.

Para conocer el número de calderas que necesita la planta es preciso saber el dato del pico de consumo de caudal másico de vapor en la planta. En la Tabla 10AC de este mismo ANEXO viene que el pico de caudal másico de vapor de la Cadena A es de $19704,9 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$. Como se sabe que la entalpía de vaporización del vapor es de $2086,3 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$ se puede averiguar el pico de energía calorífica que requiere la Cadena A. Con el siguiente simple cálculo se obtiene el valor:

$$19704,9 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 2086,3 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} = 41110332,87 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Con el dato del pico de energía calorífica que requiere la Cadena A y la energía calorífica que ofrece una caldera, se va a obtener el número de calderas que logran satisfacer la demanda de energía calorífica de la Cadena A.

$$\frac{41110332,87 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}}{10594260 \frac{\text{KJ}}{\text{caldera}}} = 3,88 \text{ calderas}$$

Con lo cual se instalarán en la Cadena A como mínimo cuatro calderas para ofrecer la energía calorífica requerida. Cuatro calderas de vapor ofrecen un caudal de vapor de $(4688,55 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$ es el caudal de vapor que ofrece una caldera):

$$4 \text{ Calderas} * \frac{4688,55 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{\text{Caldera}} = 18754,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Que es una cantidad algo menor a la cantidad que requiere la Cadena A:

$$19704,9 \frac{\text{kg}}{\text{h}} - 18754,2 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 950,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Con toda esta información se decide que la planta tendrá en total 9 calderas, 4 calderas para la Cadena A, 4 calderas para la Cadena B y una caldera que suplirá la cantidad de vapor que falte aún para las dos cadenas.

El caudal másico de vapor promedio por unidad BIO-200A es de $3416,1 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$ según se puede observar en la Tabla9AC. El consumo de vapor para la obtención de goma xantana lista para comercializar en una unidad BIO-200A es de:

$$3416,1 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 42 \text{ h} = 143476,2 \text{ kg de vapor a 6 bar de presión}$$

El caudal másico de combustible como se ha visto anteriormente se calcula con la siguiente fórmula:

$$\dot{m}_f = \frac{\text{Energía útil}}{\eta_{\text{PCI}} * \text{PCI}}$$

La Energía útil promedio es:

$$\text{Energía útil} = 3416,1 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 2086,3 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 7127009,43 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El caudal másico medio de combustible por unidad BIO-200A es:

$$\dot{m}_f = \frac{\text{Energía útil}}{\eta_{\text{PCI}} * \text{PCI}} = \frac{7127009,43 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{0,85 * 46980 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 178,47 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El consumo de combustible para la obtención de goma xantana lista para comercializar en una unidad BIO-200A es de:

$$178,47 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 42 \text{ h} = 7495,74 \text{ kg de gas natural}$$

En todos estos cálculos no se ha tenido en cuenta la energía calorífica que pierden las calderas debido a las purgas (es necesario realizar purgas en las calderas para mantener la calidad del agua). La ecuación es la misma que se ha utilizado más arriba para el diseño de una caldera.

$$\frac{\dot{m}_{\text{pur}}}{\dot{m}_{\text{v}}} = \frac{S_{\text{alim}}}{S_{\text{cal}} - S_{\text{alim}}} = \frac{10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{L}}}{29 * 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{L}} - 10^{-5} \frac{\text{Kg}}{\text{L}}} = 0,0357$$

Con esta relación se calcula el caudal másico de purga promedio del caudal másico de vapor promedio por unidad BIO-200A, que tiene un valor de $3416,1 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$.

$$\dot{m}_{\text{pur}} = 0,0357 * \dot{m}_{\text{v}} = 0,0357 * 3416,1 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} = 121,95 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

La cantidad de purga consumida para la obtención de goma xantana lista para comercializar en una unidad BIO-200A es de:

$$121,95 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 42 \text{ h} = 5121,9 \text{ Kg de agua de purga}$$

El flujo de calor perdido debido a las purgas promedio por unidad BIO-200A es de:

$$121,95 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 602,83 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}} = 73515,12 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

Donde $602,83 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$ es la diferencia del estado energético de 1Kg de agua líquida a 6bar de presión en equilibrio con el vapor y el agua a 20°C.

El caudal másico de combustible promedio debido a la purga es de:

$$\dot{m}_f = \frac{\text{Energía útil para purga}}{\eta_{\text{PCI}} * \text{PCI}} = \frac{73515,12 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}}{0,85 * 46980 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}} = 1,84 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}$$

La cantidad de combustible consumido para la purga para la obtención de goma xantana lista para comercializar en una unidad BIO-200A es de:

$$1,84 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} * 42 \text{ h} = 77,28 \text{ kg de gas natural}$$

El pico caudal de purga en la Cadena A es de:

$$\dot{m}_{\text{pur}} = 0,0357 * \dot{m}_v = 0,0357 * 19704,9 \frac{\text{kg}}{\text{h}} = 703,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

El pico del flujo de calor perdido debido a las purga en la Cadena A es de:

$$703,5 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 602,83 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 424090,9 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

El pico de caudal de consumo de combustible debido a la purga en la Cadena A es de:

$$\dot{m}_f = \frac{\text{Energía útil para purga}}{\eta_{\text{PCI}} * \text{PCI}} = \frac{424090,9 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{0,85 * 46980 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 10,62 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Se han elaborado tres tablas que resumen todos los cálculos realizados.

Consumo de Vapor, Combustible y Purga para la obtención del contenido de Goma Xantana de una unidad BIO-200A

Vapor	143476,2 kg de vapor
Combustible en producción de vapor	7495,74 kg de gas natural
Purga	5121,9 kg de agua
Combustible introducido en caldera para tener en cuenta purgas	77,28 kg de gas natural
Combustible total	7573,02 kg de gas natural

Tabla 12AC: Consumos de vapor, de combustible y de purga para la obtención del contenido de Goma Xantana de una unidad BIO-200A.

En la Tabla13AC aparecen datos de caudales de los consumos obtenidos dividiendo los datos de consumo de la Tabla12AC entre 42 horas. Por tanto estos valores de caudales promedio son hipotéticos pero dan una idea del consumo de fluido

por hora de funcionamiento de un biorreactor de la serie 200A. Recordar que 42 horas es el tiempo que tarda el fermentador en realizar todas sus tareas asignadas. En realidad este tiempo se interpreta como el espacio de tiempo necesario para que los equipos de la planta puedan proporcionar el contenido de goma xantana que hay en un biorreactor de $100m^3$. Por tanto trabajando con estos caudales es fácil transformar las horas de trabajo de un biorreactor en consumo de vapor, purga o de gas natural.

Caudales de Vapor, Combustible y Purga promedio de una unidad BIO-200A

Vapor	$3416,1 \frac{kg}{h}$ de vapor
Combustible en producción de vapor	$178,47 \frac{kg}{h}$ de gas natural
Purga	$121,95 \frac{kg}{h}$ de agua
Combustible introducido en caldera para tener en cuenta purgas	$1,84 \frac{kg}{h}$ de gas natural
Combustible total	$180,31 \frac{kg}{h}$ de gas natural

Tabla 13AC: Caudales de vapor, de combustible y de purga para la obtención del contenido de Goma Xantana de una unidad BIO-200A.

Así mismo se han calculado los picos de consumo de gas natural, utilizando para ello datos de la Tabla10AC y las cuentas realizadas en los apartados de este ANEXO. Cuatro calderas de la planta son capaces de proporcionar mayor energía calorífica que el total que aparece en la Tabla14AC.

$$4 \text{ Calderas} * \frac{10594260 \frac{kJ}{h}}{\text{Caldera}} = 42377040 \frac{kJ}{h}$$

Destino de la energía calorífica	Pico de energía calorífica para la Cadena A	Pico de consumo de gas natural
Pasteurización	19087350,1 $\frac{kJ}{h}$	477,98 $\frac{kg}{h}$
Esterilización	2531725,2 $\frac{kJ}{h}$	63,39 $\frac{kg}{h}$
Destilación	19491257,8 $\frac{kJ}{h}$	488,10 $\frac{kg}{h}$
Purga	406669,1 $\frac{kJ}{h}$	10,18 $\frac{kg}{h}$
Total	41517002,2 $\frac{kJ}{h}$	1039,65 $\frac{kg}{h}$

Tabla 14AC: Pico del consumo de gas natural para la Cadena A.

IX DISEÑO DEL CONDENSADOR DE LA TORRE DE DESTILACIÓN

Los requerimientos del condensador se han obtenido en el apartado del diseño de la torre de destilación:

Condensador	
Temperature	79,7689417 °C
Heat duty	-1254399,26 cal/seg
Distillate rate	14000,0131 kg/h
Reflux rate	5600,00525 kg/h
Reflux ratio	0,4

Tabla 12AC: Resultados del condensador

Heat duty es el calor que debe transmitir el intercambiador. El calor de transferencia, en otras unidades al de la tabla es de $-18903295,09 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$.

El líquido refrigerante es agua de red, que suponemos está a 20°C.

$$q_{\text{total}} = q_f = q_c$$

$$q_f = \dot{m}_f * c_{p,\text{agua}} * (T_{\text{sal}} - T_{\text{ent}})$$

$$\dot{m}_f = \frac{q_f}{c_{p,\text{agua}} * (T_{\text{sal}} - T_{\text{ent}})} = \frac{18903295,09 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{4,186 \frac{\text{KJ}}{\text{kg} * ^\circ\text{C}} * (T_{\text{sal}} - 20)^\circ\text{C}}$$

$$\dot{m}_f = \frac{4515837,336 \text{ kg}}{(T_{\text{sal}} - 20) \text{ h}}$$

La ecuación que está justo encima establece la relación que existe entre el caudal de líquido refrigerante y la temperatura de salida, si se desea condensar todo el vapor que sale de la torre de destilación.

La fórmula del área para un intercambiador es la siguiente:

$$A = \frac{q}{U * \Delta T_{ml} * F}$$

El coeficiente global de transmisión de calor va a ser tomado de la bibliografía (Perry et al., 2001) En la tabla de la Figura6 (ANEXOS DE GRÁFICAS) se observa un rango del coeficiente global de transmisión de calor, para el sistema en el que interviene vapor y agua de alimentación en el apartado de condensadores, $400-1000 \frac{BTU}{\text{°F} * ft^2 * h}$ (En la tabla el vapor circula por la carcasa y el agua por el interior de los tubos, se ha supuesto que el coeficiente global de transmisión de calor mismo aún que los fluidos circulen por lados diferentes). Se supone que los condensadores de las torres de destilación tendrán un valor del coeficiente global intermedio al del rango, $700 \frac{BTU}{\text{°F} * ft^2 * h}$.

$$U = 700 \frac{BTU}{\text{°F} * ft^2 * h} = 5,6783 * 700 \frac{BTU}{\text{°F} * ft^2 * h} = 3974,81 \frac{J}{K * m^2 * s} = 14309,32 \frac{KJ}{K * m^2 * h}$$

En el cálculo la diferencia de temperaturas media logarítmica sólo falta por asignar el valor de la temperatura de salida del fluido refrigerante. El resto de valores se conoce.

$$T_{c,ent} = 79,77^{\circ}\text{C}$$

$$T_{c,sal} = 79,77^{\circ}\text{C}$$

$$T_{f,ent} = 20^{\circ}\text{C}$$

$T_{f,sal}$: desconocida

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_C - T_F)_{sal} - (T_C - T_F)_{ent}}{\ln \left[\frac{(T_C - T_F)_{sal}}{(T_C - T_F)_{ent}} \right]} = \frac{(79,77 - T_{f,sal}) - (79,77 - 20)}{\ln \left[\frac{79,77 - T_{f,sal}}{59,77} \right]}$$

Si se coloca los valores de las variables del área de intercambio, se obtiene una relación entre el área de intercambio y la temperatura de salida del fluido refrigerante.

$$A = \frac{q}{U * \Delta T_{ml} * F} = \frac{18903295,09 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}}{14309,32 \frac{\text{kJ}}{\text{K} * \text{m}^2 * \text{h}} * \Delta T_{ml} \text{ K} * 1}$$
$$A = \frac{1321,05}{\frac{(79,77 - T_{f, \text{sal}}) - (79,77 - 20)}{\text{Ln} \left[\frac{79,77 - T_{f, \text{sal}}}{59,77} \right]}} \text{ m}^2$$

La relación entre el área de transferencia de calor, el caudal de salida del fluido refrigerante y su temperatura de salida está representada en el gráfico de la Figura13 (ANEXOS DE GRÁFICAS). Con base a estas relaciones se ha optado que el área de transferencia de calor sea de 41 m^2 , el caudal de agua refrigerante de $100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ y la temperatura de salida de 65°C .

Diámetro, espesor y longitud de los tubos

En este apartado se fijan los espesores que deben tener los tubos del intercambiador de calor con los datos previamente calculados.

La fórmula utilizada para el cálculo del espesor está en la Pág. 22 del ASME B31.2010.

$$t = \frac{P_D * D}{2 * (S * E * W + P_D * Y)}$$

t: espesor del haz del haz de tubos

P_D : presión de diseño interna manométrica

D: diámetro externo de tubo

S: valor del esfuerzo del material

E: factor de calidad, se suele asignar el valor de 0,8.

W: factor de reducción de la resistencia de la junta de soldadura

Y: coeficiente que se conoce conocido el material y la temperatura de diseño, según la Norma ASME B31.1, el coeficiente Y tiene el valor de 0,4. Mirar Figura7 (ANEXOS DE GRÁFICAS) .

La presión de diseño de una tubería es un 10% más de la presión máxima de operación a la que se encontrará sometido el fluido que circula por el interior de la tubería.

$$P_D = 1,1 * 1,013 \text{ bar} = 1,114 \text{ bar}$$

Se ha seleccionado para los tubos del intercambiador de calor un diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ in. $\frac{3}{4}$ in es un buen diámetro de prueba para comenzar a realizar los cálculos de un intercambiador de calor (R.K. Sinnott, 2005). El diámetro exterior de una tubería de $\frac{3}{4}$ in de diámetro nominal es de 26,67mm. Para este diámetro nominal y la temperatura máxima que hay en intercambiador la máxima tensión admisible según se puede ver en la tabla de la Figura9 (ANEXOS DE GRÁFICAS) es de 21614KPa.

$$21614 \text{ KPa} * \frac{1000 \text{ Pa}}{\text{KPa}} * \frac{1 \text{ bar}}{100000 \text{ Pa}} = 216,14 \text{ bar}$$

Con todos estos valores se opera y se obtiene el espesor:

$$t = \frac{P_D * D}{2 * (S * E * W + P_D * Y)} = \frac{1,114 \text{ bar} * 0,02667 \text{ m}}{2 * (216,14 \text{ bar} * 0,8 + 1,114 \text{ bar} * 0,4)} = 8,58 * 10^{-5} \text{ m}$$

Este es el espesor mínimo requerido para la tubería.

El número de Schedule se calcula con la siguiente fórmula (R.K. Sinnott, 2005):

$$\text{Schedule number} = \frac{P_s * 1000}{\sigma_s}$$

Dónde:

P_s : presión de trabajo seguro ($\frac{N}{\text{mm}^2}$)

La presión de trabajo seguro es el mismo que la presión de diseño.

1,114 bar son $0,1114 \frac{N}{mm^2}$.

σ_s : valor del esfuerzo del material ($\frac{N}{mm^2}$), es lo mismo que la máxima tensión admisible.

$$\text{Schedule number} = \frac{0,1114 * 1000}{21,614} = 5,15$$

Se escoge el número de Schedule inmediatamente superior a éste para el diámetro nominal de $\frac{3}{4}$ in, este número es 40. Con estos datos se obtiene con la tabla de la Figura 9 y 11 (ANEXOS DE GRÁFICAS), que el espesor de la tubería es de 2,87mm y el diámetro interno de 20,93mm. El espesor es mayor que el espesor mínimo calculado más arriba. El diámetro externo es 26,67mm.

Las longitudes más comunes para los intercambiadores de calor son: 6 ft (1,83m), 8ft (2,44m), 12ft (3,66m), 16ft (4,88m), 20ft (6,10m) y 24ft (7,32m). Para una superficie dada de intercambio, el uso de tubos más largos reduce el diámetro de la carcasa, lo que conlleva generalmente un coste más bajo para el intercambiador, particularmente para altas presiones por el lado de la carcasa (R.K. Sinnott, 2005). La longitud más común es la de 20ft, por lo que será la longitud seleccionada (Perry et al., 2001)

El número de tubos (n_t) que componen el haz de tubos del intercambiador de calor se determinará mediante la siguiente expresión:

$$A = L * \pi * D_0 * n_t$$

Dónde:

L: longitud de cada tubo

D_0 : Diámetro exterior de cada tubo

Sustituyendo el valor del diámetro y la longitud de los tubos y el área calculada anteriormente para el intercambiador, se obtiene el número de tubos:

$$n_t = \frac{A}{L * \pi * D_0} = \frac{41m^2}{6,10m * \pi * 0,02667m} = 80,22$$
$$n_t = 80,22 \text{ tubos}$$

El número de tubos de una carcasa está estandarizado. En la tabla de la Figura10(ANEXOS DE GRÁFICAS) se muestra que para una disposición cuadrada, tubos de 1 de diámetro exterior, pitch de 1 in y $\frac{1}{4}$ y un paso por el lado de los tubos, el número de tubos inmediatamente superior al calculado (80,22) es 81 tubos. Se decide que el intercambiador sea de 81 tubos.

El área de un tubo es igual a:

$$A = L * \pi * D_0 = 6,10m * \pi * 0,02667m = 0,511m^2$$

Así que 81 tubos hacen que el área de transmisión de calor del intercambiador sea de $41,4m^2$. El diámetro interior de la carcasa es de 15in y $\frac{1}{4}$, es decir 387,35mm.

Cálculo del espesor de la carcasa

Según el código ASME VIII – Div. 1, existen dos expresiones distintas para calcular el espesor de la envolvente cilíndrica. Esto se debe a que existe dos tipos de tensiones a las que puede estar sometido el recipiente, la tensión circunferencial y la tensión longitudinal. Se halla el espesor necesario para soportar cada una de dichas tensiones y se toma en consideración el mayor de los dos valores obtenidos.

Tensiones circunferenciales

La fórmula aparece en la página 19 ASME Sección VIII División I:

$$t_{circ} = \frac{P_D * R}{S * E - 0,6 * P_D}$$

P_D : presión de diseño interna manométrica

R: Radio interior de la envolvente

S: Máxima tensión admisible

E: Eficiencia de soldadura. Se suele asignar el valor de 0,8.

El fluido al lado de la carcasa trabaja a presión atmosférica, 1,013 bar.

La presión de diseño es la que se considera para diseñar el equipo. Es aconsejable diseñar el recipiente para una presión mayor a la de operación. Esta presión suele ser un diez por ciento mayor que la presión de trabajo. Por tanto:

$$P_D = 1,1 * 1,013bar = 1,114bar$$

El valor de la eficiencia de junta se considera, según la tabla UW-12 del código ASME VIII – Div. 1, para una junta a tope a doble cordón de soldadura o mediante otro método con el que se obtenga la misma calidad de soldadura de material examinado, y siendo una junta examinada por zonas, con un valor de $E=0,85$. Sin embargo se va a asignar un valor de 0,80 que es el habitual y proporciona un espesor algo mayor.

El radio interior de la envolvente tendrá un valor que será la mitad del diámetro interior de la carcasa, por tanto el valor de R es de 7,62in o 193,68mm.

El dato de la máxima tensión admisible se obtiene de la tabla de la Figura11(ANEXOS DE GRÁFICAS).

$$t_{circ} = \frac{P_D * R}{S * E - 0,6 * P_D} = \frac{1,114bar * 0,19368m}{2204,8bar * 0,80 - 0,6 * 1,114bar}$$

$$t_{circ} = 1,22 * 10^{-4}m$$

La expresión para el cálculo de la tensión longitudinal es la siguiente, en la que interviene las mismas variables que para el cálculo de la circunferencial:

$$t_{long} = \frac{P_D * R}{2 * S * E + 0,4 * P_D}$$

$$t_{long} = \frac{P_D * R}{2 * S * E + 0,4 * P_D} = \frac{1,114bar * 0,19368m}{2 * 2204,8bar * 0,8 + 0,4 * 1,114bar} = 6,12 * 10^{-5}m$$

La tolerancia a la corrosión de un material se basa en las propiedades químicas del recipiente con el fluido y la vida de diseño de la tubería. A veces se emplea el valor de 2mm o 0,08pul. (Mecánica de Fluidos, Robert L. Mott)

$$t_{mín} = t + C$$

$$t_{mín} = 0,12mm + 2mm = 2,12mm$$

Separación entre placas deflectoras

Las normas TEMA establecen una separación mínima y otra máxima que debe existir entre placas deflectoras.

La separación mínima de las placas deflectoras (P_{defmin}) será el mayor de estos valores:

- 1/5 del diámetro de la carcasa (en este caso 3,05in)
- 2in

Luego la separación mínima es de 3,05 pulgadas (7,75cm).

La separación máxima para tubos de 1 in y $\frac{1}{4}$ es de 60in (152,4cm).

La media de la separación máxima y la separación mínima es de 80,08cm.

Se decide que los tubos estén sujetos por ocho placas deflactoras que divide al intercambiador en nueve partes. La separación entre las dos placas deflactoras es de 0,339m, que es la extensión de cada una de las zonas.

X DIMENSIONES DEL BIORREACTOR

El diseño de los bioprocesos a escala industrial se basa generalmente en el rendimiento de los prototipos a pequeña escala. La determinación de las condiciones óptimas de operación a escala de producción es costosa tanto en tiempo como en dinero, por lo que siempre es mejor conocer si un proceso funcionará correctamente antes de ser construido a su tamaño final. El cambio de escala deberá realizarse de manera que las condiciones en los grandes biorreactores sea lo más parecida a los biorreactores de escala de laboratorio.

Se utilizará los estudios e informaciones que se encuentran en el artículo “Serrano-Carreón et al., 1998 “ para realizar el escalado del biorreactor.

La investigación en este trabajo se realizó en tanques agitados de 14L (construido por Instrumentation Center-UNAM). El fermentador tenía un diámetro (D) de 0,205m y fue equipado con deflectores verticales de 0,1*D de ancho y dos turbinas de Rushton de diámetro 0,53*D.

Se utilizará el principio de semejanza geométrica para conocer las dimensiones de un biorreactor de 100m³. Este principio expresa que para que dos sistemas tengan semejanza geométrica, todas las dimensiones lineales de un sistema aumentan o disminuyen en una misma proporción respecto al otro sistema. A esta proporción se le denomina factor de escala geométrico.

Se procede en primer lugar a calcular la altura de llenado “H” en el biorreactor a escala de laboratorio, ya que en el artículo no se proporciona ese dato. Recurrimos para ello a la ecuación de volumen de un cilindro:

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

Al utilizar esta ecuación no se está teniendo en cuenta el volumen que ocupan las turbinas de Rushton y los deflectores verticales.

$$H = \frac{4 * V}{\pi * D^2} = \frac{4 * 0,014}{\pi * 0,205^2} = 0,424m$$

Se calcula el factor de forma que relaciona diámetro del tanque y altura de llenado:

$$\frac{H}{D} = \frac{0,424}{0,205} = 2,069$$

A continuación se realiza el cálculo de las dimensiones de un fermentador de $100m^3$:

$$D^2 = \frac{4*V}{\pi*H} = \frac{4*V}{\pi*2,069*D} \rightarrow D^3 = \frac{4*V}{\pi*2,069} \rightarrow D = \sqrt[3]{\frac{4*100}{\pi*2,069}} \rightarrow D=3,948m$$

$H=2,069*D=2,069*3,948=8,168m$ siendo H: altura de llenado

Estas serían las dimensiones para un reactor de $100 m^3$, una vez realizado el escalado del reactor utilizado en el artículo “Serrano-Carreón et al., 1998 “, que es de donde se han sacado los parámetros cinéticos utilizados en el proyecto.

Se va a realizar también el escalado de un reactor utilizado en el estudio de “A. Sánchez et a., 1992”, en el que se investiga el consumo de potencia para combinaciones distintas de rodetes en un fermentador de goma xantana.

Para el estudio de la potencia absorbida en un reactor aireado, es necesario recurrir a gráficas en el que se relacione el número de potencia con el número de Reynolds del rodete. La geometría del reactor, la altura del líquido en el reactor, la posición de los rodetes, su configuración, el tipo de rodete utilizado, son factores que hacen que las gráficas sean diferentes.

Los reactores utilizados en los artículos “L. Serrano-Carreón et al., 1998 “ y “A. Sánchez et a., 1992” son prácticamente iguales en la configuración geométrica y la posición de los rodetes salvo en la relación altura de llenado del líquido y diámetro del reactor, en el primer artículo es de 2,069 (según los cálculos), y en el segundo

artículo es de 1,38. Considerando la relación 1,38; la altura de llenado es 6,236 m y el diámetro del fermentador es de 4,519 m.

Se utilizará el dimensionado del reactor basándonos en el artículo de “A. Sánchez et a., 1992” para poder conocer el consumo de potencia en un reactor de $100m^3$.

Configuración del Biorreactor

Medida de	Símbolo	Relación	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	$D = \sqrt[3]{\frac{4*V}{\pi*1,38}}$	4,519 m
Altura de llenado	H(m)	1,38*D	6,236 m
Volumen del fermentador	V(m ³)	$V = \frac{D^2 * 3,1416 * H}{4}$	100 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	$\frac{T}{3}$	1,506 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	0,53*D	2,395 m
Diámetro de turbinas Rusthon	W1(m)	0,53*D	2,395 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,1*D	0,452 m

Tabla 13AC: Configuración del Biorreactor

El volumen de trabajo de un fermentador es aproximadamente el 80% del volumen total.(Alicia Hernández, 2003)

$$\text{Altura del fermentador} = \frac{100\%}{80\%} * H = \frac{100\%}{80\%} * 6,236 \text{ m} = 7,795 \text{ m}$$

XI TABLA DE DATOS DE CONCENTRACIÓN DE SACAROSA, BIOMASA Y GOMA XANTANA

Se utiliza el modelo de Verhurst-Pearl para obtener la concentración de la bacteria *Xanthomonas campestris* con el tiempo en un biorreactor que opera de forma discontinua.

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m * X * \left(1 - \frac{X}{X_m}\right) \text{ Ecuación de Verhurst-Pearl}$$

Para la adquirir los valores de la concentración de sacarosa y la formación de goma xantana se recurrirá a la cinética de Luedeking-Piret.

$$\frac{dP}{dt} = m * \frac{dX}{dt} + \lambda * X$$

$$-\frac{dS}{dt} = \alpha * \frac{dX}{dt} + \beta * X$$

Parámetros cinéticos	Valores
$\mu_m (h^{-1})$	0,25
$X_0 (\frac{g}{L})$	0,05
$X_m (\frac{g}{L})$	4,42
$\alpha (\frac{g \text{ de sacarosa}}{g \text{ de biomasa}})$	3
$\beta (\frac{g \text{ de sacarosa}}{g \text{ de biomasa} * hora})$	0,26
$m (\frac{g \text{ de xantano}}{g \text{ de biomasa}})$	2
$\lambda (\frac{g \text{ de xantano}}{g \text{ de biomasa} * hora})$	0,25

Tabla 14AC: Parámetros cinéticos de la producción de goma xantana con *X. campestris* **Fuente:** L. Serrano-Carreón et al., 1998

Se recurre al método de Runge-Kutta para la resolución numérica de estas ecuaciones diferenciales con un paso de $h=0,002$. Runge-Kutta resuelve el problema del valor inicial siguiente:

$$\frac{dX}{dt} = \mu_m * X * \left(1 - \frac{X}{X_m}\right), \text{ donde } \frac{dX}{dt} \text{ es función de "X" y de "t"}$$

$$X_0(t = 0) = 0,05$$

Una vez resuelta esta ecuación diferencial, se puede calcular $\frac{dP}{dt}$ (velocidad de generación de producto) y $-\frac{dS}{dt}$ (velocidad de consumo de sustrato) para cada instante de tiempo, considerando las relaciones de Luedeking-Piret, ya que estas ecuaciones dependen de "X" y " $\frac{dX}{dt}$ ", y ya se dispone de los valores de estas variables a distintos tiempos. Como se puede ver, las relaciones cinéticas de Luedeking-Piret dependen de la cinética de crecimiento del microorganismo, dada por la ecuación de Verhurst-Pearl. Posteriormente se realiza el cálculo de las concentraciones P y S para cada intervalo de tiempo, partiendo de las condiciones iniciales $P(t=0)=0$ y $S(t=0)=40$.

A continuación, se muestra una parte de los cálculos realizados con Excel, para que se pueda conocer de forma clara, la manera en la que se han realizado los cálculos. Se muestran los cálculos realizados de tiempo 0 hasta tiempo 0,04 horas, los cálculos en Excel están hechos hasta 42,102 horas.

Tiempo (horas)	K1	K2	K3	K4	$\frac{dX}{dt}(\frac{g}{L \cdot h})$	$X(\frac{g}{L})$
0	0,012359	0,012362	0,012362	0,012365	0,012362	0,05
0,002	0,012365	0,012368	0,012368	0,012371	0,012368	0,050025
0,004	0,012371	0,012374	0,012374	0,012377	0,012374	0,050049
0,006	0,012377	0,01238	0,01238	0,012383	0,01238	0,050074
0,008	0,012383	0,012386	0,012386	0,012389	0,012386	0,050099
0,01	0,012389	0,012392	0,012392	0,012395	0,012392	0,050124
0,012	0,012395	0,012398	0,012398	0,012401	0,012398	0,050149
0,014	0,012401	0,012404	0,012404	0,012407	0,012404	0,050173
0,016	0,012407	0,01241	0,01241	0,012413	0,01241	0,050198
0,018	0,012413	0,012416	0,012416	0,012419	0,012416	0,050223
0,02	0,012419	0,012422	0,012422	0,012425	0,012422	0,050248
0,022	0,012425	0,012428	0,012428	0,012431	0,012428	0,050273
0,024	0,012431	0,012434	0,012434	0,012437	0,012434	0,050297
0,026	0,012437	0,01244	0,01244	0,012443	0,01244	0,050322
0,028	0,012443	0,012446	0,012446	0,01245	0,012446	0,050347
0,03	0,01245	0,012453	0,012453	0,012456	0,012453	0,050372
0,032	0,012456	0,012459	0,012459	0,012462	0,012459	0,050397
0,034	0,012462	0,012465	0,012465	0,012468	0,012465	0,050422
0,036	0,012468	0,012471	0,012471	0,012474	0,012471	0,050447
0,038	0,012474	0,012477	0,012477	0,01248	0,012477	0,050472
0,04	0,01248	0,012483	0,012483	0,012486	0,012483	0,050497

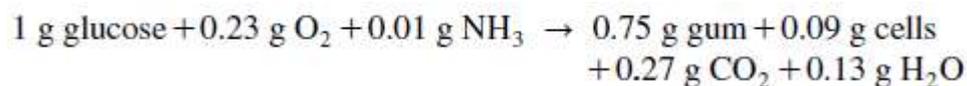
Tabla 15AC: Parámetros del método de Runge-Kutta de cuarto orden.

La tabla colocada abajo muestra los cálculos para el producto y el microorganismo.

Tiempo (horas)	$\frac{dX}{dt}(\frac{g}{L \cdot h})$	$X(\frac{g}{L})$	$\frac{-dS}{dt}(\frac{g}{L \cdot h})$	$S(\frac{g}{L})$	$\frac{dP}{dt}(\frac{g}{L \cdot h})$	$P(\frac{g}{L})$
0	0,012362	0,05	0,050085	40	0,037223	0
0,002	0,012368	0,050025	0,050109	39,9999	0,037242	7,44465E-05
0,004	0,012374	0,050049	0,050134	39,9998	0,03726	0,000148929
0,006	0,01238	0,050074	0,050159	39,9997	0,037278	0,000223449
0,008	0,012386	0,050099	0,050183	39,9996	0,037296	0,000298005
0,01	0,012392	0,050124	0,050208	39,9995	0,037315	0,000372598
0,012	0,012398	0,050149	0,050232	39,9994	0,037333	0,000447227
0,014	0,012404	0,050173	0,050257	39,9993	0,037351	0,000521893
0,016	0,01241	0,050198	0,050282	39,9992	0,03737	0,000596596
0,018	0,012416	0,050223	0,050306	39,9991	0,037388	0,000671335
0,02	0,012422	0,050248	0,050331	39,999	0,037406	0,000746111
0,022	0,012428	0,050273	0,050356	39,9989	0,037425	0,000820923
0,024	0,012434	0,050297	0,05038	39,99879	0,037443	0,000895773
0,026	0,01244	0,050322	0,050405	39,99869	0,037461	0,000970659
0,028	0,012446	0,050347	0,05043	39,99859	0,03748	0,001045581
0,03	0,012453	0,050372	0,050454	39,99849	0,037498	0,001120541
0,032	0,012459	0,050397	0,050479	39,99839	0,037517	0,001195537
0,034	0,012465	0,050422	0,050504	39,99829	0,037535	0,00127057
0,036	0,012471	0,050447	0,050529	39,99819	0,037553	0,00134564
0,038	0,012477	0,050472	0,050553	39,99809	0,037572	0,001420747
0,04	0,012483	0,050497	0,050578	39,99799	0,03759	0,00149589

Tabla 16AC: Concentración de biomasa, sustrato y producto aplicando el método de Runge-Kutta de cuarto orden.

El crecimiento celular y las actividades metabólicas son descritas habitualmente como una simple reacción química. En el libro “Pauline M. Doran, 1998” aparece la siguiente ecuación:



Los nutrientes del caldo de cultivo en los biorreactores de la planta, no son los mismos que los de la ecuación. Sin embargo los rendimientos para la producción de la biomasa y goma no tiene valores muy lejanos. Un gramo de sacarosa produce 0,84 g de goma y 0,14 g de célula (estos datos se obtienen considerando que la fermentación acaba en la hora 34).

XII CÁLCULO DE LA VISCOSIDAD APARENTE EN EL BIORREACTOR

Conocer la viscosidad de un caldo de cultivo en un fermentador es muy importante, porque esta propiedad influye en el tiempo de mezclado, la velocidad de agitación de los rodetes, el coeficiente de transferencia de masa y la potencia absorbida por el fermentador.

Las propiedades reológicas en un cultivo en discontinuo para producir goma xantana cambian con el tiempo. Esto se puede explicar por la variación de concentración de goma xantana, el cual es un producto polimérico; el aumento de la concentración celular (también influye la morfología celular) y la velocidad de cizalla con la que se trabaja.

Las disoluciones de goma xantana son fluidos no newtonianos. Existe una clasificación de los fluidos no newtonianos dependiendo de la relación existente entre el esfuerzo cortante aplicado al fluido y la velocidad de cizalla desarrollada. La diferencia entre un fluido newtoniano y uno que no lo es, está que en los primeros la relación entre el esfuerzo cortante y la velocidad de cizalla es constante (viscosidad constante), mientras que en los fluidos no newtonianos la relación entre el esfuerzo constante y la velocidad de cizalla no lo es (la viscosidad depende de la fuerza de cizalla ejercida sobre el fluido, a esta viscosidad se le denomina viscosidad aparente). Para un fluido no newtoniano no tiene sentido especificar la viscosidad aparente sin citar el esfuerzo cortante o la velocidad de cizalla a la que se ha medido. (Pauline M. Doran, 1998)

Existe una clasificación de fluidos no newtonianos, las disoluciones de goma xantana pertenecen al grupo de los pseudoplásticos (para estos fluidos, la viscosidad aparente disminuye conforme aumenta la velocidad de cizalla; estos fluidos se dice que presentan un enrarecimiento de cizalladura).

Las disoluciones de goma xantano obedecen a la ley de Ostwald-de Waele o ley exponencial:

$$\tau = K * \dot{\gamma}^n$$

τ : esfuerzo cortante

K: índice de consistencia

$\dot{\gamma}$: velocidad de cizalla

n: índice de comportamiento de flujo (adimensional), para los pseudoplásticos $n < 1$

Los valores “K” y “n” se calculan en función de la concentración de goma xantana usando las siguientes ecuaciones (Francisco Cacik et al., 2001):

$$\log K = 0,07327 + 1,49319 * \log P + 0,2763 * (\log P)^2$$

$$n = 0,12865 + 0,4675 * e^{\frac{-P}{0,5002}} + 0,4156 * e^{\frac{-P}{7,79}}$$

La velocidad de cizalla está definido para turbinas de Rushton por la correlación de Metzner-Otto (Francisco Cacik et al., 2001):

$$\dot{\gamma} = 11,5 * N_i$$

N_i : velocidad de rotación del impulsor en rps

$\dot{\gamma}$: velocidad de cizalla (s^{-1})

Conocidos “K”, “n” y “ $\dot{\gamma}$ ”, se puede ya calcular los valores de τ , con la fórmula :

$$\tau = K * \dot{\gamma}^n$$

$$\tau: \frac{kg}{m * s^2}$$

K: $\frac{kg * s^{n-2}}{m}$; las unidades de “K” dependen del valor de “n”

La relación entre el esfuerzo cortante y la velocidad de cizalla aporta el valor de la viscosidad aparente:

$$\mu_a = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = K \dot{\gamma}^{n-1}$$

μ_a : viscosidad aparente $\frac{kg}{m*s}$

En resumen la viscosidad aparente depende de la concentración de goma xantana que hay en el cultivo y de la velocidad de agitación de las turbinas de Rushton.

La concentración de producto a cada tiempo se ha calculado en el ANEXO XI: TABLA DE DATOS DE CONCENTRACIÓN DE SACAROSA, BIOMASA Y GOMA XANTANA en ANEXOS DE CÁLCULOS.

Las dimensiones y las condiciones de operación del biorreactor de $100m^3$ se han elegido en base al biorreactor del artículo “L. Serrano-Carreón, 1998” realizando un escalado.

En este artículo, para la fermentación controlada DOT, la velocidad de agitación inicial en la fermentación fue fijada a 350 rpm y fue aumentada después de 25h a 750 rpm No fue posible mantener esta velocidad y fue reducida a 600 rpm después de 28h hasta el final de la fermentación.

El biorreactor de la planta de proceso de $100m^3$ operará a una velocidad de agitación diferente a la del artículo “L. Serrano-Carreón, 1998” , durante toda la fermentación la velocidad de agitación se mantendrá constante a 47rpm. Los agitadores industriales giran a velocidades comprendidas entre 20 y 150rpm (Warren L. McCabe et al., 1991)

La viscosidad durante la fermentación aparece en la Figura14 (ANEXOS GRÁFICAS).

XIII POTENCIA

El número de potencia es un parámetro adimensional que se define de la siguiente forma (A. Sánchez, 1992):

$$P_o = \frac{P}{\rho * N_i^3 * D_i^5}$$

Dónde:

P_o : es el número de potencia (es adimensional)

P : es la potencia para condiciones no aireadas (W)

ρ : es la densidad $1064,8 \frac{kg}{m^3}$

N_i : la velocidad de rotación del impulsor del biorreactor de nuestra planta de proceso es de $0,7833 \frac{rev}{s}$ durante la fermentación.

D_i : diámetro de la turbina de Rushton, en metros, en el ANEXO X: DIMENSIONES DEL BIORREACTOR (ANEXOS CÁLCULOS) para el fermentador de $100 m^3$ se indica que son 2,395 m.

Lo que interesa conocer es la potencia que consume el agitador a cada instante de tiempo. Se calcula la potencia del siguiente modo:

$$P = P_o * \rho * N_i^3 * D_i^5$$

En esta expresión se observa que el consumo de potencia del agitador está fuertemente influenciado por la velocidad de agitación y por el diámetro del impulsor. El diámetro del impulsor está determinado por el volumen que se desea que tenga el reactor. Así que se puede decir que a mayor volumen del reactor siempre se va a esperar un consumo mayor de potencia.

El consumo de potencia para un reactor que opera en condiciones aireadas, o sea un reactor al que se le inyecta gas en el medio de cultivo, se calcula del siguiente modo:

$$P_a = P * (0,1564 + 0,8493 * e^{-16,58*N_a}) \quad (\text{Francisco Cacik et al., 2001})$$

Dónde:

P_a : es la potencia consumida para condiciones aireadas (W)

P : es la potencia para condiciones no aireadas (W)

N_a : es el parámetro adimensional para la velocidad de aireación

La fórmula de la velocidad de aireación adimensional es la siguiente:

$$N_a = \frac{F_{air}}{N_i * D_i^3}$$

Dónde F_{air} es la velocidad de flujo de aire volumétrico con dimensiones de $\frac{m^3}{s}$

El aire se introduce en el medio de cultivo con la ayuda de un microburbujeador (sparger) a una velocidad de 0,5 vvm. (L. Serrano-Carreón et al., 1997)

$$F_{air} = 0,5 \text{ vvm} * \text{volumen de llenado}(m^3) * \frac{1min}{60s} =$$

$$0,5 \frac{\text{volumen de aire}}{\text{volumen de llenado} * min} * \text{volumen llenado}(m^3) * \frac{1min}{60s}$$

$$F_{air}(100m^3) = 0,83333 \frac{m^3}{s}$$

$$N_a = \frac{F_{air}}{N_i * D_i^3} = \frac{0,83333 \frac{m^3}{s}}{0,7833 \frac{rev}{s} * (2,395 m)^3} = 0,077441$$

$$P = P_0 * \rho * N_i^3 * D_i^5 = 7 * 1064,8 \frac{Kg}{m^3} * (0,7833 \frac{rev}{s})^3 * (2,395 m)^5 = 282278,66 W$$

$$P_a = 282278,66 W * (0,1564 + 0,8493 * e^{-16,58*0,077441})$$

$$P_a = 0,391601 * 282278,66 \text{ W} = 110540,62 \text{ W}$$

La velocidad de agitación a la que va a operar el reactor se obtuvo probando distintas velocidades de agitación para que el consumo de potencia del biorreactor por metro cúbico fuera el que se da en todos los procesos industriales de producción de goma xantana. El artículo “Aarthy Palaniraj, Vijayakumar Jayaraman, 2011” indica que, en los procesos industriales, el consumo de potencia por metro cúbico para la agitación está en torno a $1 \frac{KW}{m^3}$. El biorreactor de $100m^3$ del presente proyecto fin de carrera tiene un consumo de $1,1 \frac{KW}{m^3}$. Este consumo se logra haciendo que el reactor opere a 47 rpm durante toda la fermentación. Si el reactor de $100m^3$ se programa en una hoja de cálculo para que trabaje a las mismas velocidades de agitación que los biorreactores de laboratorio de la bibliografía, el resultado del cálculo es un consumo de potencia elevadísimo que hace inviable técnica y económicamente el proceso.

Esto es lógico si uno se atiene a la expresión para el cálculo de potencia:

$$P = P_0 * \rho * N^3 * D_i^5$$

El escalado del reactor de laboratorio de 14L siempre va a suponer un mayor consumo de potencia por metro cúbico para el reactor a gran escala, si en el escalado mantenemos todas las variables de operación iguales y lo único que se hace es aumentar el tamaño y los componentes del reactor.

Lo que se hace en estos casos, cuando se realiza el escalado de un reactor, para conocer el modo de operar adecuado para el reactor a gran escala es, modificar los valores de la velocidad de agitación. A mayor tamaño del reactor, se opera con velocidades de agitación más bajas. Si se observa la expresión del cálculo de la potencia,

que está arriba, uno se da cuenta que lo que se persigue con ello es que con el escalado la variación en el consumo de potencia sea el menor posible.

Se ha deducido la expresión que relaciona el consumo de potencia por metro cúbico en condiciones no aireadas con la velocidad de agitación y el volumen de llenado de tanque de fermentación.

$$\frac{P}{V} = \frac{P_0 * \rho * N^3 * D^5}{V} = \frac{P_0 * \rho * N^3}{V} * \left(0,53 * \sqrt[3]{\frac{4}{PI * 1,38}} \right)^5 * V^{\frac{5}{3}} = 274,30 * N^3 * V^{\frac{2}{3}}$$

Esta expresión sólo se puede utilizar cuando la configuración del biorreactor sea la descrita en el ANEXO X: DIMENSIONES DEL BIORREACTOR (ANEXOS CÁLCULOS) y si el número de potencia es 7.

Desde luego, la modificación de la velocidad de agitación respecto al reactor a pequeña escala, no es un aspecto irrelevante del proceso, que se deba desconsiderar. La disminución de la velocidad de agitación debe llevarse a cabo siempre que se garantice ciertos aspectos como son el grado de mezcla del caldo de cultivo y cierto valor del oxígeno disuelto en el medio, para que el microorganismo actúe de forma adecuada durante la fermentación. En este proyecto se han realizado cálculos tanto de los tiempos de mezcla del reactor de la planta de proceso como del tanto por ciento de oxígeno disuelto que tiene el medio respecto al saturado y todo esto se verá en las siguientes secciones de los ANEXOS DE CÁLCULOS.

Observando los valores del consumo de potencia en condiciones no aireadas y aireadas se ve que la introducción al reactor de aire a 0,5 vvm supone una disminución de la potencia de consumo de algo más de la mitad, por lo que es algo muy positivo. Aunque también hay que tener en cuenta el consumo de potencia del compresor de aire que introducirá el gas desde la zona baja del biorreactor. El artículo "Aarthy Palaniraj, Vijayakumar Jayaraman, 2011" hablaba también de la velocidad de aireación adecuada en un biorreactor industrial y ponía que fuera superior a 0,3(v/v), el valor que se le asignado al biorreactor cumple este aspecto al ser de 0,5 vvm.

XIV CÁLCULO DEL REYNOLDS DEL RODETE

El número de Reynolds del rodete es un parámetro adimensional muy utilizado para caracterizar el flujo en recipientes agitados. Este valor permite saber si el flujo se encuentra en régimen laminar, en régimen de transición o turbulento. Se calcula con la siguiente fórmula:

$$Re_i = \frac{N_i * D_i^2 * \rho}{\mu}$$

Re_i : número de Reynolds del rodete (adimensional)

N_i : la velocidad de rotación del impulsor del biorreactor de nuestra planta de proceso es de $0,7833 \frac{rev}{s}$ durante la fermentación.

D_i : diámetro de la turbina de Rushton, en metros, en el ANEXO X: DIMENSIONES DEL BIORREACTOR (ANEXOS CÁLCULOS) para el fermentador de $100 m^3$ se indica que son 2,395 m.

ρ : la densidad es de $1064,8 \frac{kg}{m^3}$

μ_a : viscosidad aparente $\frac{kg}{m*s}$, los datos están en el ANEXO XII: CÁLCULO DE LA VISCOSIDAD APARENTE EN EL BIORREACTOR (ANEXOS CÁLCULOS).

Con toda esta información se ha podido calcular el Reynolds a cada instante. El cálculo del número de Reynolds va a ser útil porque después, utilizando gráficas, se pueden calcular otros parámetros interesantes del proceso como son el número de potencia y el tiempo de mezclado.

En la Figura 15 (ANEXOS GRÁFICAS) se puede apreciar la gran diferencia entre el número de Reynolds al principio y al final de la fermentación. El comportamiento del número de Reynolds responde a la variación de la viscosidad, ya que el resto de variables que intervienen en el Reynolds permanecen constantes. Cuando está acabando la fermentación, la viscosidad alcanza

valores elevados debido a la concentración de goma xantana y esto explica unos números de Reynols particularmente tan bajos.

XV OBTENCIÓN DEL NÚMERO DE POTENCIA EN EL BIORREACTOR

En la Figura16 (ANEXOS GRÁFICAS) se muestra la relación existente entre el número de potencia y el número de Reynolds para un biorreactor con dos turbinas de Rushton y con deflectores que contenga en su interior goma xantana. En fluidos pseudoplásticos, como la goma xantana, el régimen laminar se extiende a números de Reynolds mayores que en los sistemas newtonianos. Los resultados para fluidos newtonianos y no newtonianos son prácticamente iguales a Re_i por debajo de 10 y por encima de 200. En el intervalo comprendido entre ambos valores, los líquidos pseudoplásticos consumen menos energía que los fluidos newtonianos. (Pauline M. Doran, 1998.)

El número de potencia tiene sus valores más bajos en el régimen de transición (Reynolds entre 20 y 100), teniendo el valor mínimo de número de potencia para Reynolds igual a 30.

Como se conocen los valores de Reynolds del rodete para cada instante de tiempo para el reactor de $100m^3$ (ver ANEXO XIV: CALCULO DE REYNOLDS DEL RODETE en ANEXOS CÁLCULOS), con la ayuda de la Figura16 determinamos el valor del número de potencia a lo largo de la fermentación.

A Reynolds superiores a 100, el número de potencia es 7 y se mantiene constante (A. Sánchez et al., 1992). En el biorreactor siempre se trabajará con números de Reynolds mayores a 100, tal y como se puede apreciar en la Figura15 y por tanto el valor del número de potencia durante la fermentación no variará y será siempre de 7.

XVI CÁLCULO DE LOS TIEMPOS DE MEZCLA DEL BIORREACTOR

El mezclado es una operación muy importante para los biorreactores, un buen mezclado proporciona uniformidad en las propiedades del caldo de cultivo. Un mal mezclado provoca que en determinadas zonas del reactor no se hallen nutrientes, esto suele ocurrir cuando en el medio de cultivo no hay una dispersión uniforme de la biomasa y por tanto hay puntos del reactor donde el consumo de nutrientes por parte del microorganismo es mayor. El mezclado influye además en la velocidad de transmisión de calor, y por tanto es un factor a tener en cuenta para lograr mantener el reactor a una temperatura determinada.

Cuando se trabaja con biorreactores, se recurre a un parámetro denominado tiempo de mezcla para valorar la efectividad de la mezcla y caracterizar su flujo. El tiempo de mezcla t_m es el tiempo necesario para alcanzar un cierto grado de homogeneidad. Éste puede medirse inyectando un trazador en el recipiente y midiendo su concentración en un punto determinado del tanque a diferentes tiempos. Generalmente, el tiempo de mezcla se define como el tiempo transcurrido hasta que la concentración del trazador difiere de la concentración final C_f en menos del 10% de la diferencia de concentración ($C_f - C_i$). Siendo C_i la concentración del trazador del tanque agitado antes de inyectarle más cantidad al tanque. (Pauline M. Doran, 1998)

Los Reynolds del rodete a distintos tiempos, están calculados en el ANEXO XIV: CÁLCULO DEL REYNOLDS DEL RODETE en ANEXOS CÁLCULOS. Por otro lado también se conoce la velocidad de agitación a la que trabaja el fermentador que es de $0,7833 \frac{rev}{s}$. Con la Figura17 (ANEXOS GRÁFICAS) se puede conocer el valor del producto $N_i * t_m$ a cada instante de tiempo partiendo de los Reynolds del rodete. Una vez que se tiene el valor de $N_i * t_m$, se despeja el valor de t_m , para conocer los valores del tiempo de

mezcla a lo largo de la fermentación (Figura 18(ANEXOS GRÁFICAS)).

Hay un primer tramo en la curva en el que el valor del tiempo de mezcla es de 39,57 s, que se mantiene constante hasta que alcanza la hora 18,69, a partir de ese instante el tiempo de mezcla no dejará de subir durante la fermentación. El tramo de tiempo en el que el tiempo de mezcla permanece constante se debe a que los números de Reynolds del rodete son superiores a 5000, en la Figura 17 (ANEXOS GRÁFICAS) se observa que a partir de ese valor el producto $N_i * t_m$ tiende a tener un valor constante, como se indica en “Pauline M. Doran, 1998”.

Los tiempos de mezcla para reactores pequeños son valores bajos, esto quiere decir que se consigue la mezcla del contenido del biorreactor en pocos segundos. Los tanques agitados a escala industrial que trabajan con volúmenes entre 1 y $100m^3$ presentan tiempos de mezcla entre 30 y 120 s, dependiendo de las condiciones. (Pauline M. Doran, 1998)

Lo ideal en el escalado de reactores, es que los tiempos de mezclado coincidan para el reactor más pequeño y el grande, pero por motivos de consumo de potencia esto no suele ocurrir.

Se toma el valor de 120 s de tiempo de mezcla como máximo para poder operar, con valores más altos no se obtiene el grado de mezcla requerido para la fermentación. Se finaliza la fermentación a la hora 34, que es cuando alcanza los 120 s de tiempo de mezcla.

El caldo de cultivo en ese instante tiene $4,343 \frac{g}{L}$ de biomasa, $8,574 \frac{g}{L}$ de sacarosa y $26,420 \frac{g}{L}$ de goma xantana.

XVII CÁLCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE OXÍGENO VOLUMÉTRICO

En la bibliografía existen correlaciones empíricas que permiten calcular el coeficiente de transferencia de materia ($K_L a$) para cultivos de goma xantana.

$$K_L a = C * V_s^{\frac{2}{3}} * \left(\frac{P}{V}\right)^{0,6} * \mu_a^{\frac{-2}{3}}$$

Esta expresión calcula $K_L a$ en función de la velocidad superficial del gas, de la potencia suministrada para la agitación por unidad de volumen y de la viscosidad aparente. Esta correlación se ha sacado del artículo "Felix García-Ochoa, Emilio Gómez, 1997".

Las unidades de las variables de la expresión son las siguientes:

$K_L a$: Coeficiente de transferencia de materia (s^{-1})

C: constante sin dimensiones con un valor de $(6,23 \pm 0,17) * 10^{-4}$

V_s : velocidad del gas superficial ($\frac{m}{s}$)

P: potencia suministrada al biorreactor para la agitación en condiciones aireadas (W) ; ANEXO XIII (POTENCIA)

V: volumen de líquido en el reactor (m^3)

μ_a : viscosidad aparente $\frac{kg}{m*s}$; ANEXO XII (VISCOSIDAD APARENTE EN EL BIORREACTOR)

El cálculo de V_s se realiza del siguiente modo:

$$V_s = \frac{0,21 * F_{air}}{\text{Sección del reactor}} = \frac{0,21 * F_{air} * 4}{\pi * D^2}$$

El término 0,21 se utiliza porque el 21% del volumen del aire es oxígeno.

La fórmula de cálculo de F_{air} está en el ANEXO XIII (POTENCIA).

$$F_{air}(100m^3) = 0,83333 \frac{m^3}{s}$$

D: es el diámetro del tanque

La concentración de oxígeno en el cultivo y el oxígeno disuelto (DO) como un porcentaje de la concentración de oxígeno saturado se pueden calcular con la velocidad de consumo de oxígeno por parte del microorganismo.

La velocidad de transferencia de oxígeno (OTR) de la fase gaseosa a la fase líquida está dada por la siguiente expresión:

$$OTR = K_L a^* (C_{O_2}^* - C_{O_2})$$

La velocidad de absorción de oxígeno volumétrico (OUR):

$$OUR = q_{O_2} * C_X = m_{O_2} * C_X + \frac{1}{Y_{XO_2}} * \frac{dC_X}{dt}$$

La velocidad de consumo de oxígeno por parte del microorganismo sigue una cinética del tipo Luedeking-Piret. La velocidad de consumo de oxígeno depende de la concentración de microorganismos y de la velocidad de formación.

m_{O_2} : Coeficiente de consumo de oxígeno disuelto $\left(\frac{mol O_2}{Kg X * h}\right)$

Y_{XO_2} : Coeficiente del rendimiento de biomasa por cantidad de oxígeno $\left(\frac{Kg X}{mol O_2}\right)$

q_{O_2} : velocidad de absorción de oxígeno específica $\left(\frac{mol O_2}{Kg X * h}\right)$

C_X : Concentración de biomasa $\left(\frac{Kg X}{m^3}\right)$

$\frac{dC_X}{dt}$: velocidad de crecimiento de biomasa $\left(\frac{kg X}{m^3 * h}\right)$

OUR : velocidad de absorción de oxígeno volumétrico $\left(\frac{mol O_2}{m^3 * h}\right)$

La siguiente expresión permite el cálculo de OUR:

$OUR = 0,96 * C_X + \frac{1}{53,6} * \frac{dC_X}{dt}$ (F. García-Ochoa, E. Gómez Castro, V.E. Santos, 2000)

Los valores de C_X y $\frac{dC_X}{dt}$ están en el ANEXO XI (ANEXOS CÁLCULOS).

Para calcular la concentración de oxígeno disuelto en el medio durante la fermentación, se realiza un balance de materia al oxígeno sobre el caldo de cultivo del fermentador:

(Acumulación)=(Entrada)-(Salida)+(Generación)-(Consumo)

$$(A)=\frac{dC_{O_2}}{dt}$$

$$(E)= OTR=K_L a^*(C_{O_2}^* - C_{O_2})$$

$$(S)=0$$

$$(G)=0$$

$$(C)= OUR=q_{O_2} * C_X=m_{O_2} * C_X+\frac{1}{Y_{XO_2}} * \frac{dC_X}{dt}$$

Total:

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} = K_L a^*(C_{O_2}^* - C_{O_2}) - q_{O_2} * C_X = OTR - OUR$$

Se conoce las condiciones del caldo de cultivo a tiempo=0, cuando la fermentación aún no ha comenzado. A t=0, $C_{O_2}=C_{O_2}^*$, ya que antes de añadir el inóculo se airea el caldo de cultivo y se asegura que la concentración de oxígeno en el caldo es el de saturación, para comenzar la fermentación de la mejor forma.

$$\text{Por tanto a } t=0, \frac{dC_{O_2}}{dt}_{t=0} = -(q_{O_2} * C_X)_{t=0}$$

Los valores de OUR a cualquier tiempo están en la Figura20 (ANEXOS GRÁFICAS).

A tiempo t_1 , $C_{X t_1} = C_{X t_0} + \left(\frac{dC_X}{dt}_{t=0}\right) * (t_1 - t_0)$. Una vez calculado $C_{X t_1}$ se calcula $\frac{dC_{O_2}}{dt}_{t_1} = K_L a^*(C_{O_2}^* - C_{X t_1}) - (q_{O_2} * C_X)_{t=0}$.

Resumiendo:

$$C_{X_{t_{n+1}}} = C_{X_{t_n}} + \left(\frac{dC_{O_2}}{dt} \right)_{t_n} * (t_{n+1} - t_n).$$

$$\frac{dC_{O_2}}{dt} \Big|_{t_{n+1}} = K_L a * (C_{O_2}^* - C_{X_{t_{n+1}}}) - (q_{O_2} * C_X)_{t_n}.$$

A $t_{n+1} - t_n$ se le ha fijado un valor de 0,02h.

Los valores de $K_L a$ varían con el tiempo. Estos valores se pueden ver en la Figura 19 (ANEXOS GRÁFICAS).

$C_{O_2}^*$: es la solubilidad del oxígeno en el caldo de cultivo o concentración máxima de oxígeno posible en el caldo. Este valor se modifica con la composición del medio. Para simplificar los cálculos se supone un valor constante de $0,005 \frac{g}{L}$. Este valor se ha elegido teniendo en cuenta que para el agua, la solubilidad a 29°C es de $0,008 \frac{g}{L}$.

En la Figura 21 se representa el oxígeno disuelto en tanto por ciento del caldo frente al tiempo de fermentación.

XVIII DATOS DE DISEÑO DEL SERPENTÍN HELECOIDAL DEL FERMENTADOR

Para realizar el diseño del serpentín helecoidal de un reactor biológico se hace uso de un balance de energía:

$$\Delta H_r + Q_{ag} + Q_{gas} = Q_{acc} + Q_{exch} + Q_{evap} + Q_{sen}$$

ΔH_r : es el calor generado por unidad de volumen debido al metabolismo del microorganismo

Q_{ag} : es el calor generado por unidad de volumen debido a la agitación

Q_{gas} : es el calor aportado o retirado por unidad de volumen debido a la aireación

Q_{acc} : es el calor acumulado por unidad de volumen en el sistema

Q_{exch} : es el calor retirado por el fluido refrigerante del serpentín helicoidal por unidad de volumen

Q_{evap} : es la pérdida de calor por unidad de volumen debido a la evaporación

Q_{sen} : es la tasa aumentada de entalpía sensible por unidad de volumen de las corrientes de flujo (salida-entrada)

A continuación, se va a realizar una consideración de cada uno de los términos.

El calor de reacción o calor de fermentación tiene una relación directa con el consumo de oxígeno:

$$\Delta H_r = Q_{O_2} * \lambda_{O_2} * V * \frac{1}{PM_{O_2}} \quad (\text{J.L. Marchetti, 2004})$$

Q_{O_2} : es la velocidad de consumo de oxígeno ($\frac{g O_2}{h * L}$) (Figura 20 (ANEXOS GRÁFICAS))

λ_{O_2} : representa la energía liberada ($451,44 \frac{kJ}{mol O_2}$)

V: volumen del reactor (L)

PM_{O_2} : peso molecular del oxígeno ($32 \frac{g O_2}{mol O_2}$)

ΔH_r : es el calor de reacción ($\frac{kJ}{h}$)

El calor de reacción frente al tiempo de fermentación se muestra en la Figura 22 (ANEXOS GRÁFICOS).

El calor generado debido a la agitación es de 110540,62 W (ANEXO XIII: POTENCIA) o lo que es lo mismo $26,40 \frac{kcal}{h}$.

El calor aportado o retirado debido a la aireación, se va a despreciar frente a otros términos, puesto que se va a introducir aire a la misma temperatura que el biorreactor. Además se va a considerar que el biorreactor no va a tener pérdidas de energía calorífica, aun no tratándose de un sistema totalmente cerrado y existir una corriente de aire que sale por la parte de arriba del biorreactor. La corriente de aire saldrá a una temperatura similar a la de operación del biorreactor y en ningún caso podrá entrar aire del exterior, que podría perturbar la temperatura del biorreactor, por la razón de que la presión dentro del biorreactor es mayor que la atmosférica.

El calor acumulado dentro del biorreactor se expresa matemáticamente de la siguiente forma:

$$Q_{acc} = m_r * c_{pr} * \frac{dT}{dt}$$

m_r : es la masa del caldo de cultivo del reactor

c_{pr} : es la capacidad calorífica del caldo de cultivo ($3,55 \frac{KJ}{Kg * ^\circ C}$ (J.L. Marchetti, 2004))

Para calcular la cantidad de calor, que es capaz de retirar el agua que pasa a través del serpentín helicoidal del biorreactor, se utiliza la expresión siguiente:

$$Q_{exch} = U * A * \Delta T_A$$

Siendo:

U: el coeficiente global de transmisión de calor ($\frac{kW}{m^2 \cdot ^\circ C}$)

A: es el área de intercambio de calor (m^2)

ΔT_A la diferencia de temperatura media aritmética (Pauline M. Doran, 1998):

$$\Delta T_A = \frac{2T_F - (T_1 + T_2)}{2}$$

$T_F = 29^\circ C = 302K$ (Temperatura del fermentador)

T_1 y T_2 , son las temperaturas de entrada y salida del agua de refrigeración respectivamente.

El área de intercambio de calor se calcularía con la expresión de abajo, si el intercambiador se tratará de una camisa externa, ya que la camisa es un cuerpo cilíndrico, que rodea al recipiente que contiene al caldo de cultivo, y el agua refrigerante circularía en el espacio anular entre la camisa y la pared del recipiente:

$$A = \pi \cdot D \cdot H = \pi \cdot 4,52 \cdot 6,24 = 88,52 m^2$$

Pero para biorreactores de grandes dimensiones, como es el de la planta, se suele optar por utilizar serpentines internos helicoidales, puesto que estos proporcionan más área de intercambio. Se van a utilizar serpentines de 8" de diámetro nominal con 80 de cédula y el material utilizado será acero ASTM A106 grado B. Se establece un área de intercambio de $100 m^2$.

$$A = \pi \cdot D \cdot L \rightarrow 100 m^2 = \pi \cdot 0,1937 \cdot L \rightarrow L = 164,33 m$$

El coeficiente global de transferencia de calor U está dominado por el coeficiente individual de convección más pequeño. En el cálculo de diseño del serpentín interno helicoidal va a desprejarse la contribución en U del coeficiente del agua de refrigeración y la resistencia de la conducción de calor por la pared, considerando el coeficiente de transmisión de calor del caldo de cultivo.

U=h

El coeficiente de transmisión de calor en tanques agitados depende del grado de agitación y de las propiedades de fluido. Se utiliza la siguiente expresión, para el cálculo del número de Nusselt, puesto que empleamos para la transmisión de calor un serpentín helicoidal, en un reactor con turbinas de Rushton y con deflectores. (R.K. Sinnott, 2005)

$$Nu = 0,87 * Re_i^{0,62} * Pr^{0,33} * \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

Re_i : número de Reynolds del rodete (ANEXO XIV :ANEXOS CÁLCULOS)

Pr: número de Prandtl $\left(\frac{C_p * \mu}{K_f}\right)$

$C_p = 3,55 \frac{KJ}{Kg * ^\circ C}$ (J.L. Marchetti, 2004) (Se supone que este valor permanece constante durante la fermentación)

μ : viscosidad aparente del caldo de cultivo $\left(\frac{Kg}{m * s}\right)$ (ANEXO XII: ANEXOS CÁLCULOS)

$K_f = 6,13 * 10^{-4} \frac{KW}{m * ^\circ C}$, conductividad térmica del fluido. Se ha supuesto que la conductividad térmica tiene el mismo valor que para el agua a 29°C.

μ_w : la viscosidad del fluido en la pared. Para el cálculo del número de Nu se va a despreciar el cambio de la viscosidad en la pared.

$$Nu = \frac{h * D_i}{K_f}$$

h: coeficiente de transferencia de calor $\left(\frac{KW}{m^2 * ^\circ C}\right)$

D_i : diámetro de la turbina de Rushton

En la Figura 23 (ANEXOS GRÁFICAS) se representa el coeficiente de transferencia de calor frente al tiempo de fermentación.

En el fermentador no se van a producir pérdidas de calor debidas a la evaporación, puesto que se va introducir aire saturado al biorreactor, a la misma temperatura de operación.

Finalmente, el último término del balance de energía, el que se refiere al flujo de calor causado por una variación de las entalpías sensibles de las corrientes de flujo es cero, ya que el fermentador opera en batch.

Considerando todo esto, la expresión del balance de energía queda:

$$\Delta H_r + Q_{ag} = Q_{acc} + Q_{exch}$$

Este balance energético coincide con el que se muestra en el artículo “Francisco Cacik et al., 2001”

A continuación se va a estudiar, si el serpentín es capaz de retirar el calor suficiente, para mantener el biorreactor a 29°C durante la fermentación. Para ello, se calcula el calor que debe retirar el serpentín, en el instante en el que el calor de fermentación es máximo y en el momento en el que el coeficiente global de transmisión de calor es mínimo, ese instante coincide en ambos y ocurre cuando se da por finalizada la fermentación, a la hora 34. Si el intercambiador es capaz de retirar el flujo calor en el instante más desfavorable, el resto del tiempo podrá cumplir adecuadamente su labor de mantener la temperatura de fermentación constante.

$$\Delta H_r(t=34h) = 376,45 \frac{KJ}{h} = 89,91 \frac{Kcal}{h}$$

$$Q_{ag} = 26,40 \frac{Kcal}{h}$$

El intercambiador de calor, en este caso un serpentín debe ser capaz de retirar este flujo de calor del biorreactor, para que la temperatura se mantenga en torno a 29°C y el término Q_{acc} sea prácticamente cero.

$$Q_{exch}(t = 34h) = \Delta H_r(t = 34h) + Q_{ag} = 89,91 \frac{Kcal}{h} + 26,40 \frac{Kcal}{h} = 116,31 \frac{Kcal}{h} = 0,13527 \text{ kW}$$

$$Q_{exch} = U * A * \Delta T_A$$

El coeficiente global de transmisión de calor en ese instante es de:

$$U(t=34h) = 0,39739 \frac{KW}{m^2 * ^\circ C}$$

$$0,13527 \text{ KW} = 0,39739 \frac{KW}{m^2 * ^\circ C} * 100 m^2 * \Delta T_A \rightarrow \Delta T_A = 0,00340 ^\circ C$$

Que salga como resultado una diferencia de temperatura media aritmética tan pequeña, casi cero, quiere decir que la temperatura del agua de refrigeración será prácticamente la misma que la del fermentador, o sea 29°C. Por consiguiente el serpentín con la ayuda de un controlador PID puede sin ningún problema mantener la temperatura a 29°C, ya que el calor a retirar por este es poco en relación a la capacidad del intercambiador, lo cual se refleja en el valor del coeficiente global de transmisión de calor.

Con la intención de conocer si los flujos de calor son relevantes en el proceso, se va estudiar cuanto variaría la temperatura del caldo de cultivo en el caso de que no se dispusiera de serpentín. Para ello, se va a suponer que la transferencia de calor es la máxima, durante toda la fermentación para que haya sencillez en el cálculo:

$$Q_{acc} = m_r * c_{pr} * \frac{dT}{dt} = 0,13527 \text{ KW} \rightarrow dT = \frac{0,13527 \text{ KW} * dt}{m_r * c_{pr}} \rightarrow T_1 - T_0 = \frac{0,13527 \text{ KW}}{m_r * c_{pr}} * (t_1 - t_0)$$

$$T_1 - T_0 = \frac{0,13527 \text{ KW}}{100 m^3 * 1064,8 \frac{Kg}{m^3} * 3,55 \frac{KJ}{Kg * ^\circ C}} * (34h - 0h) * \frac{3600 s}{h}$$

$$T_1 - T_0 = 0,044 ^\circ C$$

Este resultado refleja que en el sistema no se va a esperar cambios en la temperatura del fermentador. De todos modos, el biorreactor dispondrá de un controlador que si detectará un cambio de temperatura del caldo de cultivo importante modificaría el caudal de refrigeración mediante una válvula. El coste de mantener la temperatura del caldo de cultivo constante no va a ser significativo ya que el flujo de calor entre los dos fluidos es despreciable.

Aunque no se espera un uso del serpentín durante la fermentación, sí que será necesario su empleo para cuando se vaya acondicionar el medio de cultivo. También se utilizará para dar por finalizada la fermentación, el caldo de cultivo alcanzará una temperatura en la que se acabará con el crecimiento de los microorganismos y la formación de xantano.

Para lograr dar por finalizada la fermentación, se introducirá por el interior del serpentín helicoidal, vapor de agua seco proveniente de una caldera, a 6 bar de presión y una temperatura de 162°C. En primer lugar se tratará que el fermentador alcance una temperatura de 35°C, ya que a esa temperatura en un gráfico del artículo "F. García-Ochoa et al. ,2000" se observa no hay crecimiento por parte del microorganismo.

La energía que el serpentín debe intercambiar para alcanzar esos 35°C se calcula de la siguiente forma:

$$Q = m_r * c_{pr} * (35^{\circ}C - T_F) = 100m^3 * 1064,8 \frac{Kg}{m^3} * 3,55 \frac{KJ}{Kg * ^{\circ}C} * (35 - 29)^{\circ}C = 2268024 KJ$$

El aporte de calor que nos proporciona el intercambiador es de:

$$Q_{exch} = U * A * (T_{serpentín} - T_F) = 0,39739 \frac{KW}{m^2 * ^{\circ}C} * 100m^2 * (162 - 29)^{\circ}C = 5285 KW$$

El tiempo que tarda el intercambiador en que el caldo tenga 35°C es de:

$$\frac{2268024 kJ}{5285 kW} = 429 s = 7,2 min$$

Para lograr una pasteurización del caldo de cultivo, sin degradación térmica de la goma xantana, se eleva la temperatura del caldo de cultivo hasta los 80°C y se mantiene esta temperatura durante 15 min con un pH entre 6,3 y 6,9 (“F. García-Ochoa et al. ,2000”)

$$Q(T=80^{\circ}\text{C})=19278204 \text{ KJ}, t=\frac{19278204 \text{ KJ}}{5285 \text{ KW}} = 3648 \text{ s} = 60,8 \text{ min} = 1,01\text{h}$$

La cantidad de vapor que se condensa en el interior del serpentín se conoce sabiendo que la entalpía de vaporización es de $2075 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}$ (para el agua a una presión de 6 bar y 162 °C).

$$\frac{19278204 \text{ KJ}}{2075 \frac{\text{KJ}}{\text{Kg}}} = 9290,7 \text{ kg}$$

$$\frac{9290,7 \text{ Kg}}{1,01\text{h}} = 9198,7 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

Este caudal másico se pasará a caudal volumétrico, utilizando el dato de volumen específico del agua de acuerdo con estas condiciones obtenido de tablas de vapor:

$$\bar{V}_{\text{líquido}}=1,10 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3}{\text{Kg}}$$

$$\bar{V}_{\text{vapor}}=0,296 \frac{\text{m}^3}{\text{Kg}}$$

$$9198,7 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \cdot 0,296 \frac{\text{m}^3}{\text{Kg}} = 2722,8 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 0,7563 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

La velocidad de flujo en tuberías para vapores puede ser de $30 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ según “R.K. Sinnott, 2005”. Con el cociente entre el caudal volumétrico y la velocidad de flujo se obtiene el área de la sección de la tubería, para luego conseguir el diámetro de la tubería:

$$\frac{0,7563 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{25 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 0,030 \text{m}^2 \rightarrow D=0,196 \text{ m}, \text{ por lo tanto se utilizará una tubería}$$

de 8 pulgadas de diámetro nominal (0,2191 m), por ser el dato que más se acerca este diámetro, aunque el diámetro nominal hace

referencia al diámetro externo. Tuberías con un mismo diámetro nominal pueden tener diferentes diámetros internos.

El diámetro nominal de tubos representa el tamaño estándar para tuberías de presión. El tamaño de los números se especifica mediante dos números adimensionales: el diámetro nominal (NPS, del inglés Nominal Pipe Size) y la cédula (SCH, del inglés Schedule). El valor del NPS en pulgadas se relaciona con el Schedule.

Para conocer el espesor mínimo de la tubería se va a emplear la siguiente expresión:

$$t = \frac{P * D}{2 * (S * E * W + P * Y)} = \frac{6 \text{ bar} * 0,2191 \text{ m}}{2 * (1371,11 \text{ bar} * 0,8 + 6 \text{ bar} * 0,4)} = 5,98 * 10^{-4} \text{ m}$$

P: presión de diseño interna manométrica

D: diámetro externo de tubo

S: valor del esfuerzo del material

E: factor de calidad, se suele asignar el valor de 0,8.

W: factor de reducción de la resistencia de la junta de soldadura

Y: coeficiente que se conoce conocido el material y la temperatura de diseño, según la Norma ASME B31.1, el coeficiente Y tiene el valor de 0,4.

Algunos de los datos cogidos se han obtenido del ASME para un material ASTM A106 grado B. Ahora se va a calcular el número de cédula. La fórmula está en el libro (R. K. Sinnott, 2005):

$$\text{Schedule number} = \frac{P_s * 1000}{\sigma_s}$$

Dónde:

P_s : presión de trabajo seguro ($\frac{N}{mm^2}$)

Como se va a trabajar con vapor a 6bar, se elige este valor como presión de trabajo seguro, que son $0,6 \frac{N}{mm^2}$.

σ_s : valor del esfuerzo del material ($\frac{N}{mm^2}$)

$$Schedule\ number = \frac{0,6 * 1000}{137,111} = 4,37$$

Se escoge el número de Schedule inmediatamente superior a éste para el diámetro nominal de 8in, este número es 20. Con estos datos se obtiene con una tabla que el espesor de la tubería es de 6,35mm y el diámetro interno de 206,28mm. El espesor es mayor que el espesor mínimo calculado más arriba.

La velocidad de circulación del vapor es de:

$$\frac{0,7563 \frac{m^3}{s}}{3,1416 * \left(\frac{0,20628}{2}\right)^2 m^2} = 22,63 \frac{m}{s}$$

Esta velocidad es inferior a la máxima a la que circula el vapor $30 \frac{m}{s}$ por lo que el fluido circula por la tubería sin ningún problema.

Tras la realización de todos estos cálculos, se decide que el serpentín esté constituido por ASTM A106 grado B con un diámetro nominal de 8 pulgadas y 20 de cédula libre (la tubería será sin costuras).

XIX TRABAJO NECESARIO DEL COMPRESOR

Para introducir aire en el biorreactor se utiliza un compresor. La carga adiabática del compresor se calcula con la siguiente fórmula (Perry Green Maloney, 1997):

$$H_{ad} = \frac{K}{K-1} * \frac{R * T_1}{9,806} * \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{K-1}{K}} - 1 \right]$$

H_{ad} : carga adiabática (m)

$R=8314 \frac{J}{Kg * K P_M}$, constante de los gases, $P_M = 28,84 \frac{g}{mol}$ para el aire (la unidades del P_M están en Kg en "R")

K: razón del calor específico a presión constante al calor específico a volumen constante, $K=1,395$

T_1 : temperatura de entrada del gas (K)

P_1 : presión absoluta de entrada en el compresor(KPa)

P_2 : presión absoluta de descarga del compresor (KPa)

$$H_{ad} = \frac{1,395}{1,395-1} * \frac{8314 * 293 \frac{J}{Kg}}{9,806 \frac{m}{s^2}} * \left[\left(\frac{166,415}{101,325} \right)^{\frac{1,395-1}{1,395}} - 1 \right] = 4588,47m$$

En el compresor se introduce aire a presión atmosférica (101325 Pa) y el aire sale del compresor con la presión necesaria para ser introducida en parte inferior del biorreactor. Se calcula la presión en el fondo del biorreactor.

Si el caldo de cultivo estuviera en reposo, la presión en el fondo del tanque sería:

$$P_2 = P_1 + \rho * g * (Z_2 - Z_1) = 101325 + 1064,8 * 9,81 * (6,236 - 0) = 166415,370 \text{ Pa}$$

La presión hidrostática en el fondo del tanque sería de 166415,37 Pa o 1,64 atm.

Pero el caldo de cultivo no está en reposo sino que se encuentra en movimiento como consecuencia del movimiento de las turbinas, para provocar agitación y mezcla. La siguiente ecuación muestra a qué tipos de energía se transforma esta energía aportada:

$$h_A = h_f + \frac{\Delta P}{\rho * g} + h_C$$

h_A es el término utilizado para referirse a la energía aportada al sistema mediante el giro de turbinas por unidad de peso que fluye por el sistema. Es la carga aportada al sistema, su unidad está en metros.

h_f es un término utilizado para referirse a la pérdida de energía que hay en h_A como consecuencia de la viscosidad del fluido. Su unidad está en metros.

El término $\frac{\Delta P}{\rho * g}$ se refiere a la variación que se produce en la presión del fluido como consecuencia de la agitación del fluido con las turbinas.

h_C es un término utilizado para referirse a la energía cinética que se proporciona al fluido por unidad de peso que fluye por el sistema.

Presión hidrodinámica = Presión hidrostática + ΔP

En el trabajo vamos a considerar que la presión hidrodinámica va a ser la misma que la presión hidrostática, por sencillez en el cálculo y porque se considera que el valor de ΔP será pequeño al tratarse de un fluido viscoso.

El trabajo desarrollado durante la compresión del gas es igual al producto de la carga adiabática y el peso del gas manejado; entonces la potencia adiabática es:

(Perry Green Maloney, 1997)

$$W_{ad} = W * H_{ad}$$

$$W = F_{air} * \rho_{aire} * 9,806$$

$$F_{air}(100m^3) = 0,833333333 \frac{m^3}{s} \text{ (ANEXOS XIII: POTENCIA)}$$

Utilizando la ecuación de los gases ideales:

$$\rho_{aire} \left(\frac{Kg}{m^3} \right) = \frac{P * P_{M\ aire}}{0,082 * T} = \frac{P * 28,84}{0,082 * (273 + 29)} = 1,1646 * P(atm)$$

$$P_{media} = \frac{1+1,64}{2} = 1,32 atm \rightarrow \rho_{aire} = 1,537 \frac{Kg}{m^3}$$

$$W_{ad} = 0,83333 \frac{m^3}{s} * 1,537 \frac{Kg}{m^3} * 9,806 \frac{m}{s^2} * 4588,47m = 57630,27 \quad W = 57,630 \text{ kW}$$

W_{ad} es la potencia necesaria a suministrar al compresor para airear el bioreactor a una velocidad de 0,5 vvm. Para llegar a este resultado se ha supuesto que la presión hidrodinámica del caldo de cultivo es muy similar a la presión hidrostática.

XX DISEÑO MECÁNICO DEL BIORREACTOR

El diseño mecánico de los equipos se calculará en base al código ASME (American Society of Mechanical Engineers), sección VIII, división 1, en el que se detalla el diseño, construcción e inspección de recipientes a presión.

Las ecuaciones de los cálculos de los espesores de la pared de los equipos sometidos a presión interna, con cuerpo cilíndrico, con cuerpo cilíndrico y fondo superior e inferior toriesférico son las siguientes:

Espesor de pared

$$t_{\text{pared}} = \frac{P_D * D_i}{2 * S * E - 1,2 * P_D}$$

P_D : presión de diseño interna manométrica

D_i : Diámetro interno de la pared

S: Máxima tensión admisible

E: Eficiencia de soldadura. Se suele asignar el valor de 0,8

P: presión de operación

Espesor de fondo toriesférico

$$t_{\text{fondo}} = \frac{0,885 * P_D * r_1}{S * E - 0,1 * P_D}$$

P_D : presión de diseño interna manométrica

r_1 : radio interno de la corona (ver Figura 24 (ANEXOS GRÁFICAS))

S: límite elástico o máximo valor de tensión admisible

E: Eficiencia de soldadura. Se suele asignar el valor de 0,8

Para escoger la presión de diseño que se utilizará, se sumará la presión de operación del equipo a la presión hidrostática que ejerza el líquido que contenga. A este resultado se le añadirá a su vez un 10% del total por motivos de seguridad, y se redondeará en alza. El valor obtenido será el utilizado como presión de diseño. Así se muestra en la ecuación:

$$P_D = P_{\text{operación}} + \Delta P + (P_{\text{operación}} + \Delta P) * 0,10$$

La presión de operación de la planta es la atmosférica:

$$P_{\text{operación}} = 1,01325 \text{ bar}$$

La presión hidrostática se calcula de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\Delta P = \rho * g * h = 1047 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 6,62\text{m} = 67994,48 \text{ Pa} = 0,67994\text{bar}$$

$$P_D = 1,01325 + 0,67994 + (1,01325 + 0,67994) * 0,10$$

$$P_D = 1,86251 \text{ bar}$$

El valor de la máxima tensión admisible que se debe usar, se ha obtenido de la Figura 25 (ANEXOS GRÁFICAS). E es $130 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2}$ para el acero inoxidable 304 a una temperatura de 150°C. Se ha elegido esa temperatura en la tabla, puesto que para la esterilización de la superficie interior del reactor, se llegan a temperaturas aproximadamente a esas. Pasando E a unidades de bar:

$$E = 130 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} = 130 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} * \frac{10^6 \text{mm}^2}{1\text{m}^2} * \frac{\text{Pa}}{\frac{\text{N}}{\text{m}^2}} * \frac{1 \text{ bar}}{10^5 \text{Pa}}$$

$$E = 130 \frac{\text{N}}{\text{mm}^2} = 1300 \text{ bar}$$

Por último el diámetro interno de pared para el biorreactor es de 4,519m. Con todo esto ya se puede calcular el espesor mínimo para el cuerpo cilíndrico del biorreactor.

$$t_{\text{pared}} = \frac{P_D * D_i}{2 * S * E - 1,2 * P_D} = \frac{1,86251\text{bar} * 4,519\text{m}}{2 * 1300\text{bar} * 0,8 - 1,2 * 1,86251\text{bar}}$$
$$t_{\text{pared}} = 4,05 * 10^{-3}\text{m} = 4,05\text{mm}$$

Por otro lado, para el cálculo del espesor del fondo toriesférico se necesita el dato del radio interno de la corona.

El tipo de fondo toriesférico que se va a emplear en los tanques es Klöpper. Este fondo se caracteriza por tener un radio interno de la corona igual al diámetro externo de la envolvente del cuerpo cilíndrico que envuelve.

El diámetro externo del cuerpo cilíndrico tiene un valor de:

$$D_{\text{ext}} = 4,519 + 2 * 0,05 = 4,529\text{m}$$

Se ha considerado que el espesor de la pared del cuerpo cilíndrico va a ser de 5mm (mayor que el espesor mínimo, 4,05mm).

$$r_1 = D_{\text{ext}} = 4,529\text{m}$$

Con todo esto ya se puede calcular el espesor mínimo para el fondo toriesférico del biorreactor:

$$t_{\text{fondo}} = \frac{0,885 * P_D * r_1}{S * E - 0,1 * P_D} = \frac{0,885 * 1,86251\text{bar} * 4,529\text{m}}{1300\text{bar} * 0,8 - 0,1 * 1,86251\text{bar}}$$
$$t_{\text{fondo}} = 7,179 * 10^{-3}\text{m} = 7,179\text{mm}$$

Existe una serie de relaciones para fondos toriesféricos tipo Klöpper que permiten detallar de forma más precisa los fondos. Mirar Figura 24 (ANEXOS GRÁFICOS) para saber a qué se hace referencia con cada parámetro.

$$r_2 = 0,1 * D_{\text{ext}} = 0,4529\text{m}$$

$$h_1 \geq 3,5 * t_{\text{fondo}}$$

$$h_1 \geq 3,5 * 7,179\text{mm} = 25,1265\text{mm}$$

$$h_2 - h_1 = 0,1935 * D_{ext} - 0,455 * t$$

$$h_2 - h_1 = 0,1935 * 4529\text{mm} - 0,455 * 7,179\text{mm}$$

$$h_2 - h_1 = 873,10\text{mm}$$

Se ha usado una calculadora, que verifica que todas estas dimensiones son correctas. Esta calculadora se ajusta a la normativa DIN-28011. Los resultados de la calculadora se muestran en la Figura 26.

Las dimensiones de la tapa del biorreactor van a ser exactamente las mismas que las del fondo.

Altura de llenado del biorreactor

El volumen de líquido que cabe en el fondo toriesférico es de 9603,9L y el volumen que ocupa el serpentín en el biorreactor es de $6,19\text{m}^3$.

De entrada se va a calcular el volumen de interior mínimo que debe de contener el cuerpo cilíndrico para que el biorreactor pueda contener 100m^3 de líquido. En el cálculo se va a considerar que todo el espacio que ocupa el serpentín en el biorreactor está en el cuerpo cilíndrico.

Primero se va a calcular el volumen de caldo que va a contener el cuerpo cilíndrico.

$$V_{\text{caldo biorreactor}} = V_{\text{caldo fondo toriesférico}} + V_{\text{caldo cilindro}}$$

$$V_{\text{caldo cilindro}} = V_{\text{caldo biorreactor}} - V_{\text{caldo fondo toriesférico}}$$

$$V_{\text{caldo cilindro}} = 100\text{m}^3 - 9,6039\text{m}^3 = 90,3961\text{m}^3$$

El volumen mínimo interior que debe tener el cuerpo cilíndrico es la suma del volumen del caldo cilindro y el espacio que ocupa el serpentín.

$$V_{\text{interior cuerpo cilíndrico}}^{\text{mínimo}} = V_{\text{caldo cilindro}} + V_{\text{Serpentín}}$$

$$V_{\text{interior cuerpo cilíndrico}}^{\text{mínimo}} = 90,3961\text{m}^3 + 6,19\text{m}^3 = 96,5861\text{m}^3$$

La altura mínima que debe tener el cuerpo cilíndrico se va a calcular con la fórmula del volumen del cilindro.

$$H = \frac{V}{\pi * R_{\text{interior biorreactor}}^2} = \frac{96,5861}{\pi * 2,2595^2} = 6,022\text{m}$$

Se decide que la altura del cuerpo cilíndrico sea de 30 cm más a la altura mínima para asegurar que en el biorreactor caben bien 100m^3 .

La altura del fermentador será definitivamente la altura del cuerpo cilíndrico más la altura de la tapa y el fondo, esto es:

$$H_3 = 6,052\text{m} + 0,905\text{m} + 0,905\text{m} = 7,862\text{m}$$

XXI DISEÑO DE LOS TANQUES DE MEZCLA

El isopropanol se añade al caldo de cultivo para que precipite la goma xantana. Cuando se añade un gramo de cloruro potásico por litro de caldo de cultivo, hay que añadir un litro y medio de isopropanol puro por cada litro de caldo de cultivo (F. García-Ochoa et al., 2000).

En la precipitación de la goma xantana en los tanques de mezcla, no se va a emplear alcohol puro puesto que la torre de destilación que se va a utilizar para la recuperación del isopropanol consigue llegar como máximo aun 86 por ciento en volumen de isopropanol en el destilado. La razón de esto es que el isopropanol y el agua forman azeótropo.

Como para la precipitación de la goma xantana no se va a emplear isopropanol puro, se tendrá en cuenta la cantidad de agua que lleva consigo el isopropanol para estimar que cantidad hay que añadir al caldo de cultivo para la precipitación usando isopropanol al 86 por ciento.

IPA puro (m^3)	IPA al 86% en volumen que contiene el volumen de IPA deseado (m^3)	Contenido en agua del IPA al 86% en volumen (m^3)
150	174,4186	24,4186
36,62791	42,59059	5,962683
8,944024	10,40003	1,456004
2,184006	2,539542	0,355536
0,533304	0,620121	0,086817
0,130225	0,151425	0,021199
0,031799	0,036976	0,005177
0,007765	0,009029	0,001264
0,001896	0,002205	0,000309
0,000463	0,000538	7,54E-05
0,000113	0,000131	1,84E-05
Total	Total	Total
198,462	230,769	32,708

Tabla 17AC: Muestra la cantidad de isopropanol al 86% en volumen necesario para tratar $100m^3$ de caldo de cultivo.

El primer dato de la tabla es $150m^3$, que es el isopropanol puro necesario para precipitar $100m^3$ de caldo de cultivo. Estos $150m^3$ están en un volumen de isopropanol al 86% en volumen de $174,4186m^3$, en los cuales hay $24,4186m^3$ de agua. Estos $24,4186m^3$ de agua hay que valorarlos en la precipitación y se considera en el cálculo como si se tratara de volumen de caldo de cultivo. Habría que añadir $36,62791 m^3$ de IPA puro para precipitar $24,4186m^3$, que se corresponde con un volumen de IPA al 86 de $42,59059m^3$. Estos $42,59059m^3$ a su vez contiene agua, por lo tanto se calcula el volumen de IPA a añadir para la precipitación, este dato aparece en la fila 3. Cuando la cantidad de IPA a añadir para la precipitación se vuelve despreciable para la precipitación se dejó de calcular y se sumó todo.

En resumen, hay que mezclar $230,769m^3$ de isopropanol al 86% en volumen con los $100m^3$ del caldo de cultivo para hacer que precipite todo el contenido en goma xantana del biorreactor.

El volumen de IPA que hay respecto a la suma del caldo de cultivo y agua, es de 1,5, y por tanto la mezcla cumple con la condición para la precipitación de la goma xantana.

Volumen de IPA puro= $198,462m^3$

Volumen de caldo= $100m^3$

Volumen de agua= $32,708m^3$

$$\frac{V_{IPA\ puro}}{V_{caldo} + V_{agua}} = \frac{198,462m^3}{100m^3 + 32,708m^3} = 1,49$$

XXII DISEÑO MECÁNICO DE LA TORRE DE DESTILACIÓN

El diseño mecánico de los equipos se calculará en base al código ASME (American Society of Mechanical Engineers), sección VIII, división 1, en el que se detalla el diseño, construcción e inspección de recipientes a presión.

Las ecuaciones de los cálculos de los espesores de la pared de los equipos sometidos a presión interna, con cuerpo cilíndrico, con cuerpo cilíndrico y fondo superior e inferior toriesférico son las siguientes:

Espesor de pared

$$t_{\text{pared}} = \frac{P_D * D_i}{2 * S * E - 1,2 * P_D}$$

P_D : presión de diseño interna manométrica

D_i : Diámetro interno de la pared

S: Máxima tensión admisible

E: Eficiencia de soldadura. Se suele asignar el valor de 0,8

P: presión de operación

Espesor de fondo toriesférico

$$t_{\text{fondo}} = \frac{0,885 * P_D * r_1}{S * E - 0,1 * P_D}$$

P_D : presión de diseño interna manométrica

r_1 : radio interno de la corona (ver Figura 24 (ANEXOS GRÁFICAS))

S: límite elástico o máximo valor de tensión admisible

E: Eficiencia de soldadura. Se suele asignar el valor de 0,8

Para escoger la presión de diseño que se utilizará, se sumará la presión de operación del equipo a la presión hidrostática que ejerza el líquido que contenga. A este resultado se le añadirá a su vez un 10% del total por motivos de seguridad, y se redondeará en alza. El valor obtenido será el utilizado como presión de diseño. Así se muestra en la ecuación:

$$P_D = P_{\text{operación}} + \Delta P + (P_{\text{operación}} + \Delta P) * 0,10$$

La presión de operación más alta de la planta es:

$$P_{\text{operación}} = 1,040 \text{ bar}$$

La presión hidrostática se va a despreciar.

$$P_D = 1,040 + 1,040 * 0,10$$

$$P_D = 1,144 \text{ bar}$$

El valor de la máxima tensión admisible que se debe usar, se ha obtenido de la Figura 25 (ANEXOS GRÁFICAS). E es $145 \frac{N}{mm^2}$ para el acero inoxidable 304 a una temperatura de 100°C. Se ha elegido esa temperatura en la tabla, puesto que se llega hasta una temperatura de 80°C. Pasando E a unidades de bar:

$$E = 145 \frac{N}{mm^2} = 145 \frac{N}{mm^2} * \frac{10^6 mm^2}{1m^2} * \frac{Pa}{\frac{N}{m^2}} * \frac{1 bar}{10^5 Pa}$$

$$E = 145 \frac{N}{mm^2} = 1450 \text{ bar}$$

Por último el diámetro interno de pared para la torre es de 1,5312m. Con todo esto ya se puede calcular el espesor mínimo para el cuerpo cilíndrico del biorreactor.

$$t_{\text{pared}} = \frac{P_D * D_i}{2 * S * E - 1,2 * P_D} = \frac{1,144\text{bar} * 1,5312\text{m}}{2 * 1450\text{bar} * 0,8 - 1,2 * 1,144\text{bar}}$$
$$t_{\text{pared}} = 7,55 * 10^{-4}\text{m} = 0,755\text{mm}$$

El espesor de pared será de 2mm (mayor que 0,755mm)

Por otro lado, para el cálculo del espesor del fondo toriesférico se necesita el dato del radio interno de la corona.

El tipo de fondo toriesférico que se va a emplear en los tanques es Klöpfer. Este fondo se caracteriza por tener un radio interno de la corona igual al diámetro externo de la envolvente del cuerpo cilíndrico que envuelve.

El diámetro externo del cuerpo cilíndrico tiene un valor de:

$$D_{\text{ext}} = 1,5312 + 2 * 0,002 = 1,5352\text{m}$$

$$r_1 = D_{\text{ext}} = 1,5352\text{m}$$

Con todo esto ya se puede calcular el espesor mínimo para el fondo toriesférico del biorreactor:

$$t_{\text{fondo}} = \frac{0,885 * P_D * r_1}{S * E - 0,1 * P_D} = \frac{0,885 * 1,144\text{bar} * 1,5352\text{m}}{1450\text{bar} * 0,8 - 0,1 * 1,144\text{bar}}$$
$$t_{\text{fondo}} = 1,34 * 10^{-3}\text{m} = 1,34\text{mm}$$

Existe una serie de relaciones para fondos toriesféricos tipo Klöpfer que permiten detallar de forma más precisa los fondos. Mirar Figura 24 (ANEXOS GRÁFICOS) para saber a qué se hace referencia con cada parámetro.

$$r_2 = 0,1 * D_{\text{ext}} = 0,1535\text{m}$$

$$h_1 \geq 3,5 * t_{\text{fondo}}$$

$$h_1 \geq 3,5 * 1,34\text{mm} = 4,69\text{mm}$$

$$h_2 - h_1 = 0,1935 * D_{ext} - 0,455 * t$$

$$h_2 - h_1 = 0,1935 * 1535,2\text{mm} - 0,455 * 1,34\text{mm}$$

$$h_2 - h_1 = 296,4\text{mm}$$

Las dimensiones de la tapa de la torre van a ser exactamente las mismas que las del fondo.

XXIII CÁLCULOS DE UNA TORRE DE DESTILACIÓN SALINA

Ahora se va explicar los cálculos que se han realizado en el diseño de una columna salina para separar isopropanol y agua. Para calcular el número de platos teóricos de la columna de rectificación se emplea el método de McCabe-Thiele. Cada escalón corresponde al equilibrio de cada uno de los platos.

Se decide que la torre de destilación opere de forma que el destilado tenga una composición de 0,85 de fracción molar de IPA, esto significa que el 95% en peso del destilado es IPA.

La siguiente ecuación muestra la relación entre la fracción másica y la fracción molar de un componente "i":

$$\text{Fracción másica}_i = \text{Fracción molar}_i \frac{M_i (\text{masa molecular del componente } i)}{MP (\text{masa molecular promedio})}$$

$$M_{IPA} = 60,1 \frac{g}{mol}$$

$$MP = 0,85 * 60,1 + 0,15 * 18 = 53,785 \text{ g}$$

$$\text{Fracción másica}_{IPA} = 0,85 * \frac{60,1}{53,785} = 0,9498 \approx 95\%$$

Para colocar sobre las gráficas las líneas de rectificación y de agotamiento se necesita decidir cuál será la relación de reflujo. Existe una relación que permite escoger la mejor relación:

$$\left(\frac{L}{V}\right) = 1,4 * \left(\frac{L}{V}\right)_{min} = 1,4 * 0,44 = 0,616$$

El valor de 0,44 de relación de reflujo mínimo se ha obtenido al trazar una recta tangente a la curva de equilibrio que pasa por el punto $(x_D, x_D) = (0,85, 0,85)$, cuya pendiente es la relación de reflujo mínima.

Como base de cálculo se elige $F=100$ como caudal de alimentación y para el caudal de destilado se opta por $D=26$ (es el valor que se

elige tras saber que la fracción molar de IPA del caudal de alimentación es de 0,26.

En la siguiente tabla aparece el valor de las variables que se conocen por ahora:

F	100
x_F	0,26
D	26
x_D	0,85

Tabla18AC: Variables conocidas.

Se utilizan 5 ecuaciones para despejar 5 variables de operación del proceso:

1º Ecuación: Balance de materia al IPA

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + W \cdot x_W$$

$$100 \cdot 0,26 = D \cdot 0,85 + W \cdot x_W$$

$$26 = D \cdot 0,85 + W \cdot x_W$$

2º Ecuación: Balance de materia global

$$F = D + W$$

$$100 = D + W$$

3º Ecuación: Balance de materia en el plato de alimentación

$$F + L = L'$$

$$100 + L = L'$$

4º Ecuación: Balance de materia en el condensador

$$V = L + D$$

$$V = L + 26$$

5º Ecuación: Relación de reflujo

$$\frac{L}{V} = 0,616$$

Tras esto se consigue el valor de las siguientes variables:

V	67,708
L	41,708
L'	141,708
W	74
xw	0,0527

Tabla19AC: Variables calculadas.

La recta de rectificación es la siguiente:

$$y = \frac{L}{V} * x + \frac{D}{V} * x_D$$

$$y = 0,616 * x + 0,326$$

La recta de agotamiento es la siguiente:

$$y = \frac{L'}{V} * x + \frac{W}{V} * x_W$$

$$y = 2,093 * x + 0,058$$

En el cálculo del número de platos de la columna de destilación, no se ha tenido en cuenta el hecho de la adición de sal a la corriente que se condensa y que retorna a la columna. A continuación se tendrá en cuenta este aspecto y también de la variación de la relación de reflujo que esto puede ocasionar.

El balance de energía a la zona de rectificación si no se añade sal es el siguiente:

$$V * H_V = L * H_L + D * H_D + q_c$$

H_V : entalpía de vapor

H_L : entalpía de líquido

H_D : entalpía del destilado

q_c : flujo de calor que retira el condensador

Se puede simplificar la ecuación realizando las siguientes consideraciones:

_ $H_L=H_D$ ya que el líquido está en las mismas condiciones para el destilado y el líquido que retorna a la columna.

_ El balance de materia a la zona de rectificación es: $V=L+D$

$$q_c = V * (H_V - H_L)$$

El término $(H_V - H_L)$ corresponde con el valor de la entalpía de vaporización o calor de vaporización.

Existe una expresión en "Perry Green Maloney, 1997" apartado 3-321 que permite calcular el calor de vaporización para mezclas:

$$\frac{\Delta H_V}{R * T_c} = 7,08 * (1 - T_R)^{0,354} + 10,95 * w * (1 - T_R)^{0,456}$$

Se necesita conocer la composición del primer plato, para calcular el calor de vaporización. La composición se conoce ya de la Figura 27 y el perfil de temperatura de la Figura 28 (ANEXOS GRÁFICOS). Los datos de las composiciones de equilibrio y de temperatura de cada uno de los platos se muestran en la siguiente tabla:

Platos	T(°C)	x	y
1	83,25	0,790	0,861
2	82,94	0,733	0,822
3	82,52	0,677	0,786
4	82,16	0,615	0,753
5	81,75	0,528	0,709
6	81,54	0,394	0,659
7	82,06	0,145	0,572
8	93,66	0,017	0,254

Tabla 20AC: Composición y temperatura de cada uno de los platos de la torre de destilación

El perfil de temperatura de la torre de destilación aparece en la Figura 29. Normalmente se observa en las torres de destilación un perfil de temperatura lineal y ascendente. En esta torre el perfil de temperatura es este, debido al último tramo de las curvas “x” e “y” de la Figura 28, en el que se observa que para obtener IPA puro hay que aumentar la temperatura, un comportamiento curioso ya que el isopropanol es un compuesto más volátil que el agua, lo más probable es que esto se deba a que la fuerza de los puentes de hidrógeno es más débil al haber menor cantidad de agua. En la torre se entiende que en la zona de rectificación, el líquido se enfriará ligeramente a medida que baja (el líquido le transfiere calor al vapor, que viene de un plato más abajo y está a menor temperatura), y los vapores en la zona de rectificación subirán de temperatura a medida que suben.

El plato 6 es el único plato de la zona de rectificación en el que no se cumple lo anterior. El líquido proveniente del plato 5 y el vapor proveniente del plato 7 están a mayor temperatura que el plato. Esto no puede ser así ya que lo lógico es que la temperatura del plato sea una intermedia a la de los platos contiguos. La única forma de lograr que la temperatura del plato 6 sea 81,54°C es enfriando externamente.

Una vez visto todo esto, se puede calcular el calor de vaporización en el primer plato de la torre, para ello se emplearán los datos que ya se disponen de composición y temperatura

La razón por la que se debe conocer la composición es que $T_{c,mezcla}$ y que w_{mezcla} están en función de la composición.

$$T_{c,mezcla} = \sum_{i=1}^n y_i * T_{c,i}$$

$$w_{mezcla} = \sum_{i=1}^n y_i * w_i$$

$$T_{c,IPA} = 508,15 \text{ K}$$

$$T_{c,water} = 647,4 \text{ K}$$

$$y_1 = 0,861$$

$$y_2 = 0,139$$

$$T_{c,mezcla} = 0,861 * 508,15 + 0,139 * 647,4 = 527,478 \text{ K}$$

$$w_{IPA} = 0,6790$$

$$w_{water} = 0,34184$$

$$w_{mezcla} = 0,861 * 0,6790 + 0,139 * 0,34184 = 0,6322$$

La temperatura del primer plato es de 83,25°C. La temperatura reducida se calcula del siguiente modo:

$$T_R = \frac{T}{T_{c,mezcla}} = \frac{83,25 + 273}{527,478} = 0,67566$$

Ya se puede utilizar la expresión del cálculo de la entalpía de vaporización:

$$\frac{\Delta H_V}{1,987 * 527,478} = 7,08 * (1 - 0,67566)^{0,354} + 10,95 * 0,6322 * (1 - 0,67566)^{0,456}$$

$$\Delta H_V = 9323,123 \frac{cal}{mol}$$

$$P_M^V = \sum_{i=1}^n y_i * P_{Mi} = 0,861 * 60,1 + 0,139 * 18 = 54,256 \frac{g}{mol}$$

$$\Delta H_V = 9323,123 \frac{cal}{mol} * \frac{4,186 * 10^{-3} KJ}{1 cal} * \frac{1 mol}{54,256 * 10^{-3} Kg} = 719,3 \frac{KJ}{Kg}$$

$$q_c = V * (H_V - H_L) = 67,708 mol * 9323,123 \frac{cal}{mol} = 631250,01 cal$$

Ahora se va calcular H_V , para ello se calculará primero H_L y luego se despejará H_V de la expresión de abajo.

$$\Delta H_V = 9323,123 \frac{cal}{mol} = H_V - H_L$$

Para el cálculo de H_L suponemos que la mezcla es una solución ideal, en ese caso es posible calcular la entalpía con la siguiente fórmula:

$$\widehat{H}^{SI} = \sum_i x_i * \widehat{H}_i$$

$$\widehat{H}_{water}(T = 83,25^\circ C) = 1494,34 \frac{cal}{mol}$$

$$\widehat{H}_{IPA}(T = 83,25^\circ C) = 944,35 \frac{cal}{mol}$$

\widehat{H}_{IPA} se ha calculado con la ayuda del calor específico que proporciona el gráfico de la Figura 20 (ANEXOS GRÁFICOS).

$$\widehat{H}^{SI} = \sum_i x_i * \widehat{H}_i = 0,861 * 944,35 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} + 0,139 * 1494,34 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} = 1020,7 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$\Delta H_V = 9323,123 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} = H_V - H_L = H_V - 1020,7 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} \rightarrow H_V = 10343,82 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

De la misma forma se pueden calcular los calores de vaporización de cada uno de los platos y las entalpías de los líquidos.

Platos	$\Delta H_V(\text{cal/mol})$	$h_L(\text{cal/mol})$
1	9322,941	1059,696
2	9412,246	1086,725
3	9495,158	1112,205
4	9565,517	1142,86
5	9653,822	1188,584
6	9741,424	1264,37
7	9860,07	1411,402
8	9979,563	1667,969

Tabla 21AC: Calores de vaporización y entalpía de los líquidos en cada uno de los platos.

Uno de los requisitos para poder emplear el método de McCabe-Thiele es que el calor de vaporización sea constante e independiente de la composición. La tabla muestra unos valores de calor de vaporización muy parecidos por lo cual es correcto utilizar este método para el diseño de la torre de destilación.

Ahora se estudiará cómo influye en la torre de destilación la adición de sal al reflujo. Lo primero que ocurre añadir la sal a la mezcla isopropanol-agua es que la temperatura de ebullición aumenta, se produce lo que se denomina un incremento de temperatura ebulloscópico.

El vapor que sale del primer plato de la torre de destilación al dejar de estar en contacto con el líquido del plato que contiene la sal, disminuye su temperatura de ebullición. Esta temperatura corresponde a la temperatura de condensación de la mezcla, la cual se obtiene de datos de equilibrio.

Los datos de equilibrio del sistema isopropanol-agua están en el depósito de la Universidad de Sonora y proporcionados por el departamento de Ingeniería Química y Metalurgia, también están estos datos en ASPEN PLUS, Figura 29 de la Memoria Descriptiva.

La temperatura de condensación para una composición $x=0,861$ es de $80,64^{\circ}\text{C}$. El incremento de temperatura de ebullición del primer plato es de:

$$\Delta T_{eb} = 83,25 - 80,64 = 2,61^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta H_V(T = 80,64^{\circ}\text{C}) = 9379,739 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

El balance de energía a la zona de rectificación si se añade sal es:

$$V'' * H_V = L'' * H_L + D * H_D + q_c$$

Con la ecuación anterior y sabiendo que:

$$V'' = L'' + D$$

Se despejan los valores de V'' y L'' .

$$10343,82 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} * V'' = 977,47 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} * L'' + 26 \text{mol} * 1020,7 \frac{\text{cal}}{\text{mol}} + 657788,21 \text{cal}$$

$$V'' = L'' + 26 \text{mol}$$

Los valores que se obtienen despejando son:

$$V'' = 67,516 \text{ mol} \quad L'' = 41,516 \text{ mol}$$

$$\frac{L''}{V''} = \frac{41,516 \text{ mol}}{67,516 \text{ mol}} = 0,615$$

Hay que recordar que $\frac{L}{V} = 0,616$, por lo que la adición de la sal a la torre de destilación, no modifica la relación de reflujo.

Tras realizar estos cálculos para estudiar el diseño y las condiciones de operación de una torre de destilación salina, se trató de comenzar con el diseño con el programa Aspen Plus. Desgraciadamente Aspen Plus no dispone de un modelo adecuado para realizar la simulación, se necesita un modelo que tenga en cuenta los electrolitos y el comportamiento de un alcohol con el agua. En bibliografía se ha visto que este modelo es el UNIFAC-E, que básicamente es el modelo UNIFAC al que se le suma un término en el cálculo, el término de Debye-Hückel.

Debido a no disponer del modelo apropiado en Aspen Plus, el inconveniente económico de la destilación salina que supone tener que instalar otras dos unidades en la planta para la recuperación de la sal y la corrosión que provoca las sales en las torres de destilación, se optado por el diseño de una torre de destilación en la que hay una destilación sencilla aunque limitada por el hecho de que no se rompe el punto azeotrópico.

XXIV RETIRADA DE LA GOMA XANTANA

La concentración en sal de goma xantana después de la precipitación es de:

$$\frac{2642 \text{ kg de goma xantana}}{330,769 \text{ m}^3} = 7,987 \frac{\text{g de goma xantana}}{\text{L}}$$

La concentración en sal de goma xantana en tanto por ciento en peso, se calcula sabiendo que la densidad del fluido es de 891g por litro de disolución.

$$7,987 \frac{\text{g de goma xantana}}{\text{L}} * \frac{\text{L}}{891 \text{ g}} = 0,896\% \text{ en peso es goma xantana.}$$

Una vez que la goma xantana ha precipitado en los tanques de mezcla, el fluido se enviará a filtros de tambor rotatorio a vacío, para separar las sales de goma xantana del líquido.

Los filtros de tambor rotatorio son flexibles en el tratamiento de una gran variedad de materiales, se estima que estas unidades tienen una capacidad de separación de sólidos de entre $24,41 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ y $976,51 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ por metro cuadrado de medio filtrante (Gene Haug et al., 1999). A efectos de cálculos se considera un valor medio entre estos para la separación de sólidos, cuyo valor es $500,46 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$ por metro cuadrado de medio filtrante.

El caudal filtrado por metro cuadrado de área de filtro se calcula con el dato de concentración en sal de goma xantana.

$$500460 \frac{\text{g}}{\text{h} * \text{m}^2} * \frac{1 \text{ L}}{7,987 \text{ g}} = 62659,32 \frac{\text{L}}{\text{h} * \text{m}^2}.$$

La empresa “BAS Ingeniería” ofrece filtros rotatorios a vacío con distintas dimensiones. Se escoge el modelo con un menor área de filtrado, el de 63 ft^2 ($5,8527 \text{ m}^2$). La capacidad de filtrado de esta unidad será de:

$$62659,32 \frac{\text{L}}{\text{h} * \text{m}^2} * 5,8527 \text{ m}^2 = 366,72 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

El tamaño del filtro es de 5x4 ft (1,524x1,219 m), el diámetro del tambor rotatorio es de 1,2 m y el peso del equipo de 2000Kg.

XXV DIMENSIONES APROXIMADAS DE LOS BIORREACTORES DEL INÓCULO

Configuración del Biorreactor			
Medida de	Símbolo	Relación	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	$D = \sqrt[3]{\frac{4*V}{\pi*1,38}}$	0,205 m
Altura de llenado	H(m)	1,38*D	0,283m
Volumen del fermentador	V(m ³)	$V = \frac{D^2 * 3,1416 * H}{4}$	0,01 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	$\frac{D}{3}$	0,068 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	0,53*D	0,109 m
Diámetro de turbinas Rusthon	W1(m)	0,53*D	0,109 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,1*D	0,020 m
Altura del fermentador	L(m)	1,25*H	0,354 m

Tabla 22AC: Dimensiones del biorreactor de 10L encargado del inóculo

Configuración del Biorreactor			
Medida de	Símbolo	Relación	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	$D = \sqrt[3]{\frac{4*V}{\pi*1,38}}$	0,452 m
Altura de llenado	H(m)	1,38*D	0,624 m
Volumen del fermentador	V(m ³)	$V = \frac{D^2*3,1416*H}{4}$	0,1 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	$\frac{D}{3}$	0,150 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	0,53*D	0,239 m
Diámetro de turbinas Rusthon	W1(m)	0,53*D	0,239 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,1*D	0,045 m
Altura del fermentador	L(m)	1,25*H	0,779 m

Tabla 23AC: Dimensiones del biorreactor de 100L encargado del inóculo

Configuración del Biorreactor			
Medida de	Símbolo	Relación	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	$D = \sqrt[3]{\frac{4*V}{\pi*1,38}}$	0,974 m
Altura de llenado	H(m)	1,38*D	1,343 m
Volumen del fermentador	V(m ³)	$V = \frac{D^2*3,1416*H}{4}$	1 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	$\frac{D}{3}$	0,324 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	0,53*D	0,516 m
Diámetro de turbinas Rusthon	W1(m)	0,53*D	0,516 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,1*D	0,097 m
Altura del fermentador	L(m)	1,25*H	1,679 m

Tabla 24AC: Dimensiones del biorreactor de 1m³ encargado del inóculo

Configuración del Biorreactor			
Medida de	Símbolo	Relación	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	$D = \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot 1,38}}$	2,097 m
Altura de llenado	H(m)	1,38*D	2,894 m
Volumen del fermentador	V(m ³)	$V = \frac{D^2 \cdot 3,1416 \cdot H}{4}$	10 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	$\frac{D}{3}$	0,699 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	0,53*D	1,112 m
Diámetro de turbinas Rusthon	W1(m)	0,53*D	1,112 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,1*D	0,210 m
Altura del fermentador	L(m)	1,25*H	3,618 m

Tabla 25AC: Dimensiones del biorreactor de 10m³ encargado del inóculo

XXVI CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN Y CONSUMOS DE LA PLANTA

La capacidad de producción de la planta depende del número días que se trabaja en ella. La empresa cerrará el mes de agosto por vacaciones y se darán días libres los días de Semana Santa y de feria de Jerez.

Días hábiles al año= 365 -30 -7 -7= 7704 horas

Se conoce la producción de xantana por biorreactor por 42 horas de funcionamiento. Con esto se puede saber el número de kg que produce un biorreactor al año:

$$\frac{2642 \text{ kg xantano}}{42h * \text{biorreactor}} * 7704h = 484618,29 \frac{\text{kg xantano}}{\text{biorreactor} * \text{año}}$$

La planta posee 6 biorreactores por que la producción de la planta sería de:

$$\frac{6 \text{ biorreactores}}{\text{planta}} * 484618,29 \frac{\text{kg xantano}}{\text{biorreactor} * \text{año}} = 2907709,71 \frac{\text{kg}}{\text{planta}}$$

Redondeando, la producción sería de 2907,7 toneladas de xantano.

Pero en este cálculo, no se ha tenido en cuenta que en las fermentaciones industriales suele perderse cierta cantidad del producto por fallos en la esterilización. Se estima frecuentemente que el 5% de las fermentaciones se pierden por esta causa.

Por lo que la producción real esperada de producto es de:

$$2907,7 \text{ toneladas} * 0,95 = 2762,3 \text{ toneladas}$$

Por lo que la planta supera las 1500 toneladas que fue la capacidad de producción que se puso por objetivo en el diseño de la planta.

A continuación se va a calcular la cantidad de biomasa (*Xanthomonas Campestris*) que se produce en la planta. La biomasa es un biorresiduo que se retirará de la planta por una

empresa que se contratará y que la llevará a una planta de compostaje. De entrada se va a calcular la relación que existe entre la producción de biomasa y goma, según la concentración que hay de cada uno de ellos al finalizar la fermentación.

$$\frac{26,420 \frac{g}{L} \text{ xantano}}{4,343 \frac{g}{L} \text{ biomasa}} = 6,08 \frac{\text{xantano}}{\text{biomasa}}$$

$$2762,3 \text{ toneladas xantano} * \frac{1}{6,08} = 454,32 \text{ toneladas biomasa}$$

El consumo de melaza por cada 2642 Kg de xantano que se produce es de 8400 Kg. Por lo que:

$$\frac{8400 \text{ Kg}}{2624 \text{ Kg}} = 3,179 \frac{\text{melaza}}{\text{xantano}}$$

El consumo de melaza al año es de:

$$2907,7 \text{ toneladas xantano} * 3,179 \frac{\text{melaza}}{\text{xantano}} \\ = 9244,77 \text{ toneladas de melaza}$$

Operando de la misma manera para los reactivos añadidos al caldo de cultivo, se obtiene:

Reactivos al año en Kilogramos	
KH_2PO_4	310140
MgCl_2	39840
ZnO	613
$\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$	940
H_3BO_3	682

Tabla 26AC: Reactivos al año en Kilogramos.

Una fuente de residuos es el producto de colas que sale de las torres de destilación. Conociendo el caudal del producto de colas y el número de torres en la planta (2). Se determina el volumen de

residuos del producto de colas, el cual se manda a la red saneamiento.

$$7704 h * 7,84 \frac{m^3}{h * torre} * 2 torres = 120798,72m^3$$

El 3,2% de este volumen es IPA que se pierde en la planta.

Ahora se va a calcular el volumen de IPA y la cantidad de KCl que hay que añadir a los tanques de mezcla anualmente. Se sabe que por ciclo de fermentación hay que añadir $3,596m^3$ de IPA al 86% y 32,708 Kg de KCl. Se determina las relaciones que tienen estos productos con el xantano.

$$\frac{2642 kg xantano}{3,596m^3 IPA} = 734,705 \frac{kg xantano}{m^3 IPA}$$

$$2762300 kg xantano * \frac{1m^3 IPA}{734,705kg xantano} = 3759,73m^3 IPA$$

$$\frac{2642 kg xantano}{32,708Kg KCl} = 80,78 \frac{kg xantano}{kg KCl}$$

$$2762300 kg xantano * \frac{kg KCl}{80,78 kg xantano} = 34195,34 kg KCl$$

La relación que hay entre el gas natural que se necesita en la planta y el xantano es la siguiente:

$$\frac{7573,02 kg gas natural}{2642 kg xantano} = 2,866 \frac{gas natural}{xantano}$$

$$2762300 kg xantano * 2,866 \frac{gas natural}{xantano} = 7916751,8 kg gas natural$$

Operando de igual forma con el vapor consumido:

$$\frac{143476,2 kg vapor}{2642 kg xantano} = 54,30 \frac{vapor}{xantano}$$

$$2762300 \text{ kg xantano} * 54,30 \frac{\text{vapor}}{\text{xantano}} = 149992890 \text{ kg de vapor}$$

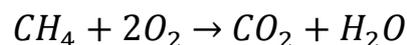
En las calderas existe una relación para la combustión completa del gas natural $16,16 \frac{\text{kg de aire}}{\text{kg de gas natural}}$. La cantidad de aire que hay que suministrar anualmente a las calderas es de:

$$16,16 \frac{\text{kg de aire}}{\text{kg de gas natural}} * 7916751,8 \text{ kg gas natural} = 127934709,1 \text{ kg de aire}$$

Con la densidad del aire y del gas natural en condiciones normales se puede calcular el volumen que sale por la chimenea debido a la combustión de las calderas.

$$16,16 \text{ kg aire} * \frac{\text{m}^3}{1,29 \text{ kg}} + \text{kg gas natural} * \frac{\text{m}^3}{0,78 \text{ kg}} \\ = 13,81 \frac{\text{m}^3 \text{ humo}}{\text{kg gas natural}}$$

Se ha podido calcular así porque el número de moles en los reactivos y en los productos es el mismo en la combustión estequiométrica del gas natural. El gas natural está formado mayoritariamente por metano.



El volumen de humos que sale anualmente es aproximadamente:

$$7916751,8 \text{ kg gas natural} * 13,81 \frac{\text{m}^3 \text{ humo}}{\text{kg gas natural}} \\ = 109330342,4 \text{ m}^3 \text{ humo}$$

En torno al 12,2% del volumen de este humo es dióxido de carbono.

Cantidad de compuestos anual en la planta

Melaza (t)	9244,77
Biomasa (t)	454,32
Xantano (t)	2762,3
IPA al 86% v/v (m³) a añadir	3759,73
KCl (t)	34,20
Gas natural (kg)	7916751,8
Vapor (kg)	149992890
Producto de colas (m³)	120798,72
Humos (m³)	109330342,4
Agua (m³)	109800

Tabla 27AC: Cantidad de compuestos anual en la planta

Consumo eléctrico aproximado en planta

Equipos	Potencia	Tiempo actuación por ciclo
Biorreactor	186,2 kW kW	34h
Centrifuga de cesta tubular (nº8)	24 kW	4
Tanque de mezcla	252,2 kW	1
Filtro de tambor rotatorio	11 kW	42
Molino Raymond	22 kW	42
Bombas (planta)	526,66 kW	-

Tabla 28AC: Consumos eléctricos de los equipos.

Se van a realizar cálculos del consumo eléctrico medio de los equipos de los equipos de la planta por ciclo. Un ciclo dura 42h.

Biorreactor

La eficacia del motor y del compresor se estima en 0,90. El consumo de potencia eléctrica para que el biorreactor esté en funcionamiento es de:

$$\frac{167,630 \text{ kW}}{0,9} = 186,2 \text{ kW}$$

$$6 \text{ biorreactor} * \frac{34h}{42h \text{ biorreactor}} * 186,2 \text{ kW} = 904,4 \text{ kW}$$

Centrifugas de cesta tubular

$$2 \text{ cadenas} * \frac{3 \text{ biorreactor}}{\text{cadena}} * \frac{4h}{42h * \text{ biorreactor}} * 24 \text{ kW} = 13,71 \text{ kW}$$

Tanques de mezcla

La eficacia del motor encargado de la agitación es de 0,90. El consumo de potencia eléctrica para que el biorreactor esté en funcionamiento es de:

$$\frac{227 \text{ kW}}{0,9} = 252,2 \text{ kW}$$

$$8 \text{ tanques} * 6 \text{ biorreactor} * \frac{1}{42h \text{ biorreactor}} * 252,2 \text{ kW} = 288,23 \text{ kW}$$

Filtro de tambor rotatorio

$$\frac{42h}{42h} * 11 \text{ kW} = 11 \text{ kW}$$

Molino Raymond

$$\frac{42h}{42h} * 22 \text{ kW} = 22 \text{ kW}$$

Cálculo del consumo de potencia medio de las bombas en una cadena

Línea 1:

126 kW (bomba engranaje interno)

Línea 2:

$$3 \text{ biorreactor} * \frac{2h}{42h \text{ biorreactor}} * 126 \text{ kW} = 18 \text{ kW (bomba engranaje interno)}$$

$$3 \text{ biorreactor} * \frac{0,84h}{42h \text{ biorreactor}} * 5,5 \text{ kW} = 0,33 \text{ kW (bomba centrífuga)}$$

Línea 3:

$$3 \text{ biorreactor} * \frac{4h}{42h \text{ biorreactor}} * 126 \text{ kW} = 36 \text{ kW} (\text{bomba engranaje interno})$$

Línea 4:

$$3 \text{ biorreactor} * \frac{4h}{42h \text{ biorreactor}} * 126 \text{ kW} = 36 \text{ kW} (\text{bomba engranaje interno})$$

Línea 5:

$$3 \text{ biorreactor} * \frac{4h}{42h \text{ biorreactor}} * 126 \text{ kW} = 36 \text{ kW} (\text{bomba engranaje interno})$$

Línea 6:

5,5 kW (bomba centrífuga)

Línea 7:

5,5 kW (bomba centrífuga)

Consumo de potencia media de las bombas de una cadena: 263,33 kW

Nº de bombas de engranaje interno por cadena: 5

Nº de bombas centrífugas: 3

El consumo de potencia eléctrico estima en 1766 kW.

El consumo eléctrico anual es de:

$$7704 \text{ h} * 1766 \text{ kW} = 13605264 \text{ kWh}$$

XXVII DISEÑO DEL SISTEMA DE TUBERÍAS DEL PROCESO

El sistema de tuberías de la planta está estructurado en diversas líneas de trasvase de fluidos, las cuales conectan equipos con dispositivos de impulsión, así como con los accesorios y demás equipos.

Las líneas consideradas se enumeran en la siguiente tabla:

LÍNEA	DESCRIPCIÓN	Diámetro interior(mm)	Longitud (m)
1	Tramo que transporta la materia prima sin esterilizar hasta los tanques de almacenamiento de la materia prima esterilizada, pasando por los intercambiadores de calor	46	25
2	Tramo que transporta la materia prima esterilizada desde los tanques de almacenamiento hasta los biorreactores	119	45
3	Tramo que transporta el caldo de cultivo desde los biorreactores hasta las centrifugadoras	66	30
4	Tramo que transporta el caldo de cultivo desde las centrifugadoras hasta los tanques de mezcla	66	45
5	Tramo que conduce el líquido generado en los tanques mezcla hasta el filtro	66	21
6	Tramo que conduce la corriente líquida que sale del filtro a la torre de destilación	66	12
7	Tramo que dirige el producto de cabeza de la torre de destilación a los tanques mezcla	55	33

Los datos de la columna de diámetro interior de las tuberías están calculados en este ANEXO. Estos valores muestran el diámetro mínimo que se le exigen a las conducciones para que el transporte de los fluidos se haga de forma adecuada. En la Memoria Descriptiva aparecen las tuberías comerciales seleccionadas, éstas tienen como diámetro interior el inmediatamente superior al que aparece en esta columna.

El cálculo de los diámetros de las conducciones para cada una de las líneas se muestra a continuación:

LÍNEA 1

En la LÍNEA 1 las materias primas que circulan son melaza y agua, en distintos momentos, con caudales de $2700 \frac{Kg}{h}$ y $12000 \frac{Kg}{h}$ respectivamente. En caudal volumétrico los valores son $1,86 \frac{m^3}{h}$ de melaza y $12 \frac{m^3}{h}$ de agua. Cuando se transportan líquidos, la velocidad con la que suele circular por las tuberías está entre 1 y $3 \frac{m}{s}$.

A continuación, se va a calcular el diámetro aproximado que tendrán las tuberías de la LÍNEA 1. El caudal volumétrico que circula por una tubería depende de dos factores: de la velocidad que lleva el fluido y de la sección de la conducción. La sección de una tubería se puede conocer realizando el cociente entre el caudal volumétrico y la velocidad de circulación.

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

$$A = \frac{1,86 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600s}}{0,5 \frac{m}{s}} = 1,03 * 10^{-3} m^2 \rightarrow D = 36mm$$

El diámetro interno de la tubería debe de ser igual o superior a 36mm. La velocidad que se ha supuesto de circulación de la melaza por la tubería es de $0,5 \frac{m}{s}$ por ser un fluido viscoso.

$$A = \frac{12 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600s}}{2 \frac{m}{s}} = 1,67 * 10^{-3} m^2 \rightarrow D = 46mm$$

El diámetro adecuado para circular el agua con un caudal de $12 \frac{m^3}{h}$ es de 46mm. Como por las tuberías van a circular tanto melaza como agua se escoge el diámetro mayor de los dos calculados, para que haya una buena circulación de la materia prima. Por tanto el diámetro interno de las tuberías de la LÍNEA 1 va a ser como mínimo de 46mm. La longitud de tubería de la LÍNEA 1 se estima en 25m considerando la distancia en planta entre los equipos.

LÍNEA 2

En la LÍNEA 2 las materias primas que circulan son melaza y agua esterilizada, en distintos momentos, con caudales de $10000 \frac{Kg}{h}$ y $80000 \frac{Kg}{h}$ respectivamente. En caudal volumétrico los valores son $6,89 \frac{m^3}{h}$ de melaza y $80 \frac{m^3}{h}$ de agua.

A continuación, se va a calcular el diámetro aproximado que tendrán las tuberías de la LÍNEA 2.

El diámetro mínimo de la tubería para la melaza.

$$A = \frac{6,89 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600s}}{0,5 \frac{m}{s}} = 3,83 * 10^{-3} m^2 \rightarrow D = 70mm$$

El diámetro mínimo de la tubería para el agua.

$$A = \frac{80 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600s}}{2 \frac{m}{s}} = 0,011m^2 \rightarrow D = 11,9 cm$$

Como por las tuberías van a circular tanto melaza como agua se escoge el diámetro mayor de los dos calculados, para que haya una buena circulación de la materia prima. Por tanto el diámetro interno de las tuberías de la LÍNEA 2 va a ser como mínimo de 11,9 cm. La longitud de tubería de la LÍNEA 2 se estima en 45m considerando la distancia en planta entre los equipos.

LÍNEA 3

A través de las tuberías de la LÍNEA 3 circulará el caldo de cultivo. El diámetro mínimo de la tubería será:

$$A = \frac{25 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600s}}{2 \frac{m}{s}} = 3,47 * 10^{-3} m^2 \rightarrow D = 66mm$$

La longitud de tubería de la LÍNEA 3 se estima en 30 m considerando la distancia en planta entre los equipos.

LÍNEA 4

A través de las tuberías de la LÍNEA 4 circulará el caldo de cultivo. El diámetro mínimo de la tubería será:

$$A = \frac{25 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600 s}}{2 \frac{m}{s}} = 3,47 * 10^{-3} m^2 \rightarrow D = 66mm$$

La longitud de tubería de la LÍNEA 4 se estima en 45 m considerando la distancia en planta entre los equipos.

LÍNEA 5

A través de las tuberías de la LÍNEA 5 circulará la mezcla formada en los tanques de mezcla. El diámetro mínimo de la tubería será:

$$A = \frac{25 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600 s}}{2 \frac{m}{s}} = 3,47 * 10^{-3} m^2 \rightarrow D = 66mm$$

La longitud de tubería de la LÍNEA 5 se estima en 21 m considerando la distancia en planta entre los equipos.

LÍNEA 6

A través de las tuberías de la LÍNEA 6 circulará la mezcla constituida esencialmente por isopropanol y que se dirigirá a la torre de destilación. El diámetro mínimo de la tubería será:

$$A = \frac{25 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600 s}}{2 \frac{m}{s}} = 3,47 * 10^{-3} m^2 \rightarrow D = 66mm$$

La longitud de tubería de la LÍNEA 6 se estima en 12 m considerando la distancia en planta entre los equipos.

LÍNEA 7

A través de las tuberías de la LÍNEA 7 circulará el producto de cabeza de la torre de destilación. El diámetro mínimo de la tubería será:

$$A = \frac{17,16 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600 s}}{2 \frac{m}{s}} = 2,38 * 10^{-3} m^2 \rightarrow D = 55 mm$$

La longitud de tubería de la LÍNEA 7 se estima en 33 m considerando la distancia en planta entre los equipos.

XXVIII DISEÑO DE LAS BOMBAS

En este apartado se determinará la potencia necesaria que deben tener las bombas para impulsar los fluidos que intervienen en todo el proceso en estudio.

Cálculo de la potencia

La altura útil es la presión efectiva o carga total que debe aportar la bomba para elevar el fluido desde su nivel más bajo hasta el punto de elevación más alto, venciendo el desnivel existente, las presiones y las resistencias que pueden existir, tales como codos, válvulas, etc. Aplicando la ecuación de Bernoulli, se calcula la altura útil (H) que debe aportar la bomba para transportar un fluido de un punto a otro de la planta:

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + h_f$$

Siendo el punto 1 el de aspiración de la bomba y el punto 2 el de descarga, y expresando cada uno de los términos en unidades del S.I..

$\frac{P_2 - P_1}{\rho * g}$: Carga debida a la diferencia de presiones entre los puntos considerados [m]

$(z_2 - z_1)$: Carga debida a la diferencia de altura entre los puntos considerados [m]

$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g}$: Carga debida a la diferencia de velocidad entre los puntos considerados [m]

h_f : Carga debida a la fricción entre los puntos considerados [m]

Cálculo de la potencia que deben aportar las bombas de la LÍNEA 1

En la LÍNEA 1 una gran parte de la pérdida de presión se produce en los intercambiadores de calor y más concretamente cuando la materia prima circula por el interior de los tubos.

La fórmula para calcular la pérdida de presión por el lado de los tubos en los intercambiadores está indicado en “R.K. Sinnott, 2005”.

$$\Delta P_t = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-m} + 2,5 \right] \frac{\rho u_t^2}{2}$$

Dónde:

ΔP_t : pérdida de presión por el lado de los tubos (Pa)

N_p : número de pases del fluido que circula por el interior de los tubos

j_f : factor de fricción adimensional

L : longitud de uno de los tubos

d_i : diámetro interior del tubo

μ : viscosidad del fluido

μ_w : viscosidad del fluido en la pared

m : factor indicativo del régimen de flujo

ρ : densidad del fluido

u_t : velocidad del fluido por los tubos

Después de esto, se procede al cálculo de la pérdida de presión que se produce en los intercambiadores cuando circula por ellos la melaza. Se va a suponer que toda la pérdida de presión en los intercambiadores se produce cuando la melaza circula por el interior de los tubos.

$$\Delta P_t = 2 \left[8 * 8 \left(\frac{6,10}{0,02667} \right) + 2,5 \right] \frac{1450 * 0,024^2}{2}$$
$$\Delta P_t = 12227,89 Pa$$

Los valores de los parámetros utilizados en la ecuación son los siguientes:

$$N_p = 2$$

El factor de fricción $j_f = 8$

El factor de fricción se ha calculado con la ayuda de un gráfico disponible en "R.K. Sinnott, 2005". Este gráfico pide calcular el nº de Reynolds del fluido para calcular el factor de fricción.

$$Re = \frac{\rho * u_t * d_i}{\mu}$$

Lo primero que se ha hecho, ha sido calcular la velocidad que lleva la melaza al circular por el interior de los tubos. Conociendo la sección de los tubos y el caudal que circula por ellos se puede calcular.

Sección de los tubos =

$$= \frac{\text{Área tubo}}{\text{tubo}} * \frac{16 \text{ tubos}}{\text{intercambiador}} * 3 \text{ intercambiador}$$

$$\text{Área tubo} = \pi * \left(\frac{d_i}{2} \right)^2 = \pi * \left(\frac{0,0238m}{2} \right)^2 = 4,449 * 10^{-4} m^2$$

$$\text{Sección de los tubos} = 0,02135 m^2$$

$$u_t = \frac{Q_v}{S} = \frac{1,86 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3600 s}}{0,02135 m^2} = 0,024 \frac{m}{s}$$

El dato de viscosidad de la melaza en el cálculo del Re es de 0,5 Pa * s (viscosidad de la melaza a una temperatura de 30°C).

$$Re = \frac{\rho * u_t * d_i}{\mu} = \frac{1450 * 0,024 * 0,0238}{0,5} = 1,65$$

En el cálculo de la pérdida de presión se ha supuesto que la viscosidad del fluido pegado a la pared de la tubería es similar a la del fluido que se encuentra más alejado de ella.

De igual forma, se procede al cálculo de la pérdida de presión que se produce en los intercambiadores cuando circula por ellos agua desmineralizada.

$$u_t = \frac{Q_v}{S} = \frac{12 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3600 s}}{0,02135 m^2} = 0,156 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{\rho * u_t * d_i}{\mu} = \frac{1000 * 0,156 * 0,0238}{0,001} = 3712,8$$

El factor de fricción que le corresponde a este n° de Re es $j_f = 0,06$.

$$\Delta P_t = 2 \left[8 * 0,06 \left(\frac{6,10}{0,02667} \right) + 2,5 \right] \frac{1000 * 0,156^2}{2} = 2732,6 Pa$$

Aparte de la pérdida de presión que se produce en el intercambiador, otra fuente de pérdida de presión se produce en el transporte de la materia prima.

La fórmula de pérdida de presión que se produce por el transporte de fluidos por tuberías es una variación de la ecuación de Fanning:

$$h_{f TUBERIA} = (4f) \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 * g}$$

El cálculo del factor de rozamiento ($4f$) necesita el n° de Reynolds. El cálculo de la pérdida de presión se va a realizar solamente para la melaza, ya que es el fluido más viscoso con el que se trabaja y del que se espera más pérdida de carga.

$$v = \frac{Q_v}{A} = \frac{1,86 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3600 s}}{\pi * \left(\frac{0,046}{2} \right)^2 m^2} = 0,31 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{\rho * v * d_i}{\mu} = \frac{1450 * 0,31 * 0,046}{0,5} = 41,354$$

Este número de Re indica que circula el fluido en régimen laminar. El factor de rozamiento para fluidos en régimen laminar, se calcula con la siguiente expresión:

$$(4f) = \frac{64}{Re} = \frac{64}{41,354} = 1,55$$

$$h_{f\ TUBERIA} = 1,55 \frac{25}{0,046} \frac{0,31^2}{2 * 9,81} = 4,126m$$

La pérdida de presión máxima que se produce en la LÍNEA 1 es la suma de la pérdida de presión por la tubería y por intercambiador:

$$h_f = h_{f\ TUBERIA} + h_{f\ INTERCAMBIADOR}$$

$$h_{f\ INTERCAMBIADOR} = \frac{\Delta P}{\rho * g} = \frac{12227,89\ Pa}{1450 \frac{Kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}} = 0,86m$$

$$h_f = 4,126m + 0,86m = 4,986m$$

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + h_f$$

$$H = \frac{101325 - 121382}{1450 * 9,81} + (1,410 - 0) + \frac{0,31^2 - 0,31^2}{2 * 9,81} + 4,986$$

$$H = -1,41 + 1,41 + 0 + 4,986 = 4,986m$$

La potencia hidráulica (W) es la potencia precisada por la bomba exclusivamente para bombear el fluido, es decir, es la potencia necesaria para impulsar el caudal requerido a la altura útil. Se calcula mediante la siguiente expresión:

$$W = H * Q * \rho * g$$

Dónde:

H: altura útil [m]

Q: caudal que suministra la bomba [$\frac{m^3}{s}$]

ρ : densidad del fluido [$\frac{Kg}{m^3}$]

g : aceleración de la gravedad [$\frac{m}{s^2}$]

$$W = 4,986m * 1,86 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600 s} * 1452 \frac{Kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}$$

$$W = 36,69 W$$

Cálculo de la potencia que deben aportar las bombas de la LÍNEA 2

$$h_{f TUBERIA} = (4f) \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 * g}$$

$$v = \frac{Q_v}{A} = \frac{6,89 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3600 s}}{\pi * \left(\frac{0,119}{2}\right)^2 m^2} = 0,172 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{\rho * v * d_i}{\mu} = \frac{1450 * 0,172 * 0,119}{0,5} = 59,36$$

$$(4f) = \frac{64}{Re} = \frac{64}{59,36} = 1,078$$

$$h_{f TUBERIA} = 1,078 \frac{45}{0,119} \frac{0,172^2}{2 * 9,81} = 0,61m$$

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + h_f$$

$$H = \frac{101325 - 121382}{1452 * 9,81} + (6,236 - 0) + \frac{0,172^2 - 0,172^2}{2 * 9,81} + 0,61$$

$$H = 5,438m$$

$$W = H * Q * \rho * g$$

$$W = 5,438m * 6,89 \frac{m^3}{h} * \frac{1h}{3600 s} * 1452 \frac{Kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}$$

$$W = 148,25 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia que debe aportar la bomba de la LÍNEA 3

$$h_{f \text{ TUBERIA}} = (4f) \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 * g}$$

$$v = \frac{Q_v}{A} = \frac{25 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3600 s}}{\pi * \left(\frac{0,066}{2}\right)^2 m^2} = 2,03 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{\rho * v * d_i}{\mu} = \frac{1450 * 2,03 * 0,066}{0,001} = 194271$$

Se ha supuesto que la viscosidad del caldo de cultivo que sale de los biorreactores y se dirige a las centrifugadoras es similar a la del agua por no tener forma de calcular la viscosidad. De todas formas, cuando a un fluido pseudoplástico se le somete a grandes fuerzas de cizallas, como se supone que sucede en el interior de la bomba, su viscosidad es más baja que en condiciones cercanas al reposo.

A ese nº de Reynolds el factor de fricción según la gráfica de Moody es de:

$$(4f) = 0,016$$

$$h_{f \text{ TUBERIA}} = 0,016 \frac{30}{0,066} \frac{2,03^2}{2 * 9,81} = 1,53 \text{ m}$$

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + h_f$$

$$H = \frac{101325 - 165375}{1064,8 * 9,81} + (0 - 0) + \frac{2,03^2 - 2,03^2}{2 * 9,81} + 1,53$$

$$H = -4,60 \text{ m}$$

La altura útil es negativa, por lo que podría esperarse que el caldo de cultivo, por la presión estática en el fondo del biorreactor no necesitase al principio del vaciado la bomba. Pero es cierto que conforme el nivel de líquido de biorreactor baja se necesita un

aporte de energía para el transporte del fluido, por lo que se considera que la altura útil es de 1,53 m.

$$W = H * Q * \rho * g$$

$$W = 1,53 \text{ m} * 25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * 1064,8 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$W = 110,9 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia que debe aportar la bomba de la LÍNEA 4

$$h_{f \text{ TUBERIA}} = (4f) \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 * g}$$

$$v = \frac{Q_v}{A} = \frac{25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,066}{2}\right)^2 \text{ m}^2} = 2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Re = \frac{\rho * v * d_i}{\mu} = \frac{1450 * 2,03 * 0,066}{0,001} = 194271$$

A ese nº de Reynolds el factor de fricción según la gráfica de Moody es de:

$$(4f) = 0,016$$

$$h_{f \text{ TUBERIA}} = 0,016 \frac{45}{0,066} \frac{2,03^2}{2 * 9,81} = 2,29 \text{ m}$$

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + h_f$$

$$H = \frac{101325 - 101325}{1047 * 9,81} + (5,46 - 0) + \frac{2,03^2 - 2,03^2}{2 * 9,81} + 2,29$$

$$H = 7,75 \text{ m}$$

$$W = H * Q * \rho * g$$

$$W = 7,75 \text{ m} * 25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * 1047 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$W = 552,8 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia que debe aportar la bomba de la LÍNEA 5

$$h_{f \text{ TUBERIA}} = (4f) \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 * g}$$

$$v = \frac{Q_v}{A} = \frac{25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,066}{2}\right)^2 \text{ m}^2} = 2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Re = \frac{\rho * v * d_i}{\mu} = \frac{890 * 2,03 * 0,066}{0,001} = 119242$$

A ese n° de Reynolds el factor de fricción según la gráfica de Moody es de:

$$(4f) = 0,016$$

$$h_{f \text{ TUBERIA}} = 0,016 \frac{21}{0,066} \frac{2,03^2}{2 * 9,81} = 1,07 \text{ m}$$

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + h_f$$

$$H = \frac{101325 - 148996}{890 * 9,81} + (0 - 0) + \frac{2,03^2 - 2,03^2}{2 * 9,81} + 1,07$$

$$H = -4,39 \text{ m}$$

Se considera una altura útil de 1,07 m para calcular la energía que tiene que transmitir la bomba al fluido cuando se está vaciando el tanque de mezcla.

$$W = H * Q * \rho * g$$

$$W = 1,07 \text{ m} * 25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * 890 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$W = 64,9 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia que debe aportar la bomba de la LÍNEA 6

$$h_{f \text{ TUBERIA}} = (4f) \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 * g}$$

$$v = \frac{Q_v}{A} = \frac{25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}}}{\pi * \left(\frac{0,066}{2}\right)^2 \text{ m}^2} = 2,03 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Re = \frac{\rho * v * d_i}{\mu} = \frac{890 * 2,03 * 0,066}{0,001} = 119242$$

A ese nº de Reynolds el factor de fricción según la gráfica de Moody es de:

$$(4f) = 0,016$$

$$h_{f \text{ TUBERIA}} = 0,016 \frac{12}{0,066} \frac{2,03^2}{2 * 9,81} = 0,61 \text{ m}$$

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + h_f$$

$$H = \frac{101325 - 101325}{890 * 9,81} + (1,521 - 0) + \frac{2,03^2 - 2,03^2}{2 * 9,81} + 0,61$$

$$H = 2,13 \text{ m}$$

$$W = H * Q * \rho * g$$

$$W = 2,13 \text{ m} * 25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * \frac{1 \text{ h}}{3600 \text{ s}} * 890 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$W = 129,1 \text{ W}$$

Cálculo de la potencia que debe aportar la bomba de la LÍNEA 7

$$h_{f\ TUBERIA} = (4f) \frac{L}{D} \frac{v^2}{2 * g}$$

$$v = \frac{Q_v}{A} = \frac{25 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3600 s}}{\pi * \left(\frac{0,066}{2}\right)^2 m^2} = 2,03 \frac{m}{s}$$

$$Re = \frac{\rho * v * d_i}{\mu} = \frac{890 * 2,03 * 0,066}{0,001} = 119242$$

A ese nº de Reynolds el factor de fricción según la gráfica de Moody es de:

$$(4f) = 0,016$$

$$h_{f\ TUBERIA} = 0,016 \frac{12}{0,066} \frac{2,03^2}{2 * 9,81} = 0,61\ m$$

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + (z_2 - z_1) + \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 * g} + h_f$$

$$H = \frac{101325 - 101325}{890 * 9,81} + (1,521 - 0) + \frac{2,03^2 - 2,03^2}{2 * 9,81} + 0,61$$

$$H = 2,13\ m$$

$$W = H * Q * \rho * g$$

$$W = 2,13\ m * 25 \frac{m^3}{h} * \frac{1 h}{3600 s} * 890 \frac{Kg}{m^3} * 9,81 \frac{m}{s^2}$$

$$W = 129,1\ W$$

Cálculo de la altura de aspiración neta disponible

La cavitación es el fenómeno por el cual la presión total a la entrada de la bomba (lugar de más baja presión en el sistema) alcanza la presión de vapor del líquido bombeado, a la temperatura de trabajo; el líquido hierve y forma burbujas. Conforme las burbujas se mueven del área de baja presión de la bomba hacia el área de

alta presión, el vapor regresa nuevamente a la fase líquida. Esta condensación genera una poderosa onda de choque en el líquido que, incluso, puede llegar a retirar partículas en las superficies sólidas circundantes (la carcasa de la bomba) creando cavidades. Con el paso del tiempo, este fenómeno puede causar daños irreparables en los equipos. La altura de aspiración neta positiva disponible (NPSH_d) es la carga total, medida en la succión de la bomba, menos la presión de vapor del líquido. En palabras simples, es un análisis de las condiciones energéticas en el lado de succión de la bomba, para determinar si el líquido se evaporara en el punto de presión más bajo de la bomba. La expresión que permite el cálculo de la NPSH_d es la siguiente:

$$NPSH_d = \frac{P_a - P_v}{\rho * g} + \frac{v_a^2}{2 * g} - h_{f\ a-e} + (z_a - z_e)$$

Dónde:

P_a : presión en el punto de aspiración [Pa]

P_v : presión de vapor del líquido a la temperatura de trabajo [Pa]

v_a : velocidad de aspiración [$\frac{m}{s}$]

$h_{f\ a-e}$: pérdidas de carga entre la superficie de aspiración y la entrada de la bomba [m]

z_a : altura del punto de aspiración [m]

z_e : altura a la entrada a la bomba

LÍNEA 1

$$NPSH_d = \frac{101325 - 2617}{1452 * 9,81} + \frac{0,5^2}{2 * 9,81} - 0,6 + (0 - 0)$$

$$NPSH_d = 6,34 \text{ m}$$

LÍNEA 2

$$NPSH_d = \frac{101325 - 2617}{1452 * 9,81} + \frac{0,5^2}{2 * 9,81} - 0,2 + (0 - 0)$$

$$NPSH_d = 6,74 \text{ m}$$

LÍNEA 3

$$NPSH_d = \frac{101325 - 51000}{1064,8 * 9,81} + \frac{2^2}{2 * 9,81} - 0,4 + (0 - 0)$$

$$NPSH_d = 4,4 \text{ m}$$

LÍNEA 4

$$NPSH_d = \frac{101325 - 51000}{1064,8 * 9,81} + \frac{2^2}{2 * 9,81} - 0,6 + (0 - 0)$$

$$NPSH_d = 6,54 \text{ m}$$

LÍNEA 5

$$NPSH_d = \frac{101325 - 4300}{890 * 9,81} + \frac{2^2}{2 * 9,81} - 0,27 + (0 - 0)$$

$$NPSH_d = 11,04 \text{ m}$$

LÍNEA 6

$$NPSH_d = \frac{101325 - 4300}{890 * 9,81} + \frac{2^2}{2 * 9,81} - 0,53 + (0 - 0)$$

$$NPSH_d = 10,78 \text{ m}$$

LÍNEA 7

$$NPSH_d = \frac{101325 - 4300}{800 * 9,81} + \frac{2^2}{2 * 9,81} - 0,15 + (0 - 0)$$

$$NPSH_d = 12,41 \text{ m}$$

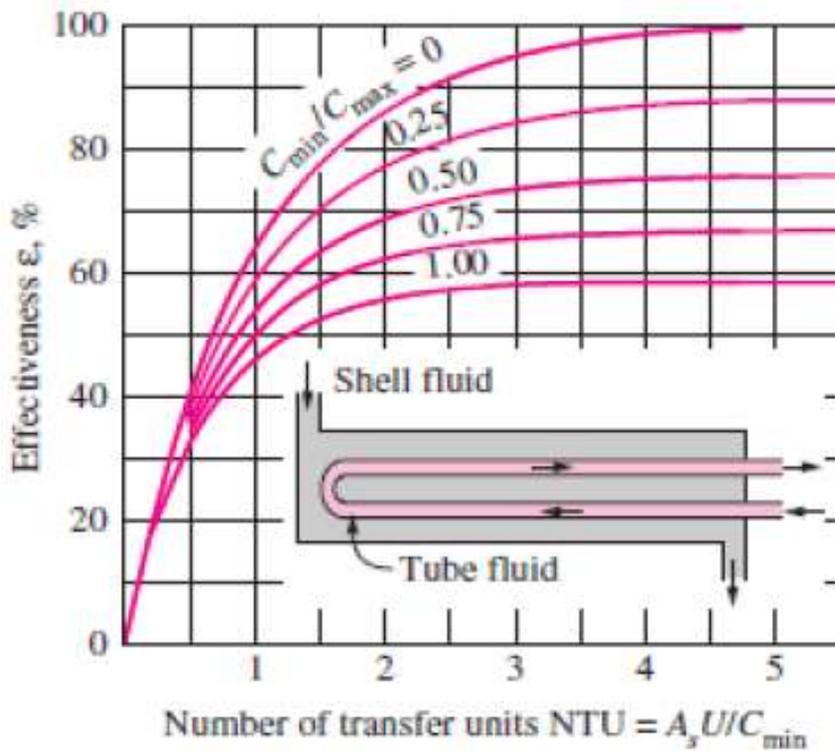
La altura de aspiración neta positiva requerida (NPSHr) es la presión de succión mínima que necesita la bomba para mantener un funcionamiento estable sin que aparezca la cavitación. Su valor se define de forma experimental y es proporcionado por el fabricante de la bomba.

La única manera de impedir los efectos no deseados de la cavitación es asegurar que la NPSH disponible sea mayor que la NPSH requerida por la bomba.

La altura de aspiración neta positiva requerida de la bomba comercial seleccionada es 0,150 m, por lo que las bombas no van a tener ningún problema de cavitación.

ANEXOS DE GRÁFICAS:

En el presente capítulo se muestran todas las gráficas originales que son utilizadas para el cálculo en el presente “**Anexo**”.



(c) One-shell pass and 2, 4, 6, ... tube passes

Figura 1: Efectividad de transferencia de calor frente al número de unidades de transferencia para un intercambiador de calor de carcasa y tubo de un paso por carcasa y un número par de paso por parte de los tubos. **Fuente:** estudios de Kays y London

Lado de la carcasa	Lado de los tubos	<i>U</i> de diseño	Incluye suciedad total
Sistemas líquido-líquido			
Aroclor 1248	Comb. aviación	100-150	0,0015
Asfalto diluido	Agua	10-20	0,01
Agua desmineralizada	Agua	300-500	0,001
Disoluciones de 10-25 % de etanolamina (MEA o DEA)	Disol. agua, DEA o MEA	140-200	0,003
Fuel-oil	Agua	15-25	0,007
Fuel-oil	Petróleo	10-15	0,008
Gasolina	Agua	60-100	0,003
Aceites pesados	Aceites pesados	10-40	0,004
Aceites pesados	Agua	15-50	0,005
Corriente de reformado rica en hidrógeno	Corr. reformado rica en hidrógeno	90-120	0,002
Queroseno o gasoil	Agua	25-50	0,005
Queroseno o gasoil	Petróleo	20-35	0,005
Queroseno o comb. aviación	Tricloroetileno	40-50	0,0015
Agua para la carcasa	Agua	230-300	0,002
Aceite lubr. (baja viscosid.)	Agua	25-50	0,002
Aceite lubr. (alta viscosid.)	Agua	40-80	0,003
Aceite lubricante	Petróleo	11-20	0,006
Nafta	Agua	50-70	0,005
Nafta	Petróleo	25-35	0,005
Disolventes orgánicos	Agua	50-150	0,003
Disolventes orgánicos	Salmuera	35-90	0,003
Disolventes orgánicos	Disolv. orgánic.	20-60	0,002
Derivados de aceite de resina, aceites vegetales, etc.	Agua	20-50	0,004
Agua	Disol. sosa c. (10-30%)	100-250	0,003
Agua	Agua	200-250	0,003
Destilado de cera	Agua	15-25	0,005
Destilado de cera	Petróleo	13-23	0,005

Figura 2: Coeficientes globales de transmisión de calor. $U = \text{BTU}/(^{\circ}\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{h})$. Fuente: Perry et al., 2001

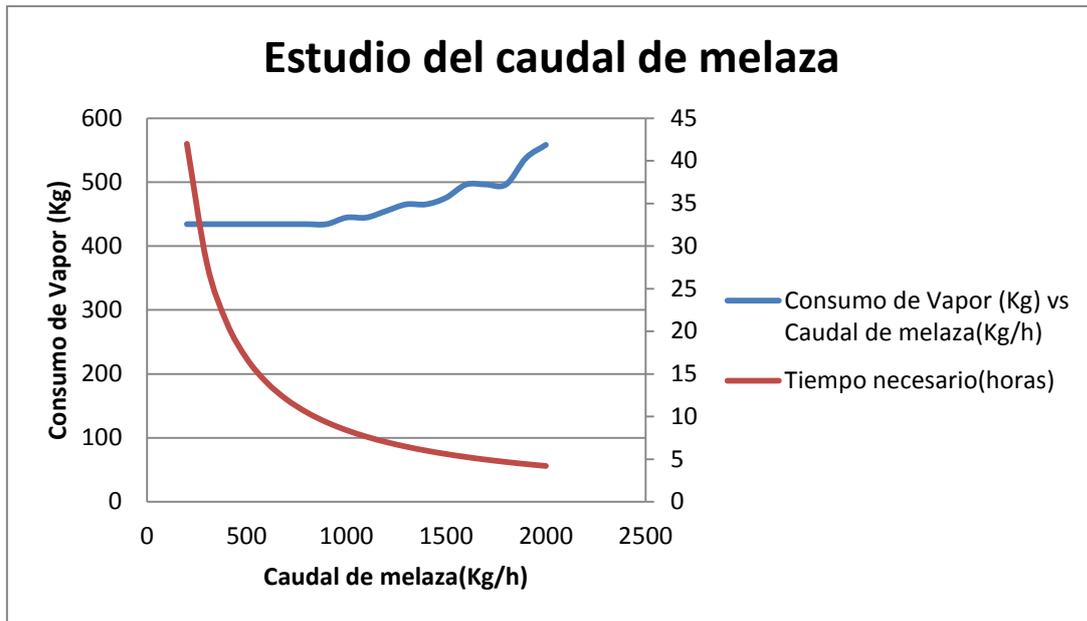


Figura 3: Estudio del caudal de melaza que pasa por los intercambiadores de calor previos al biorreactor.

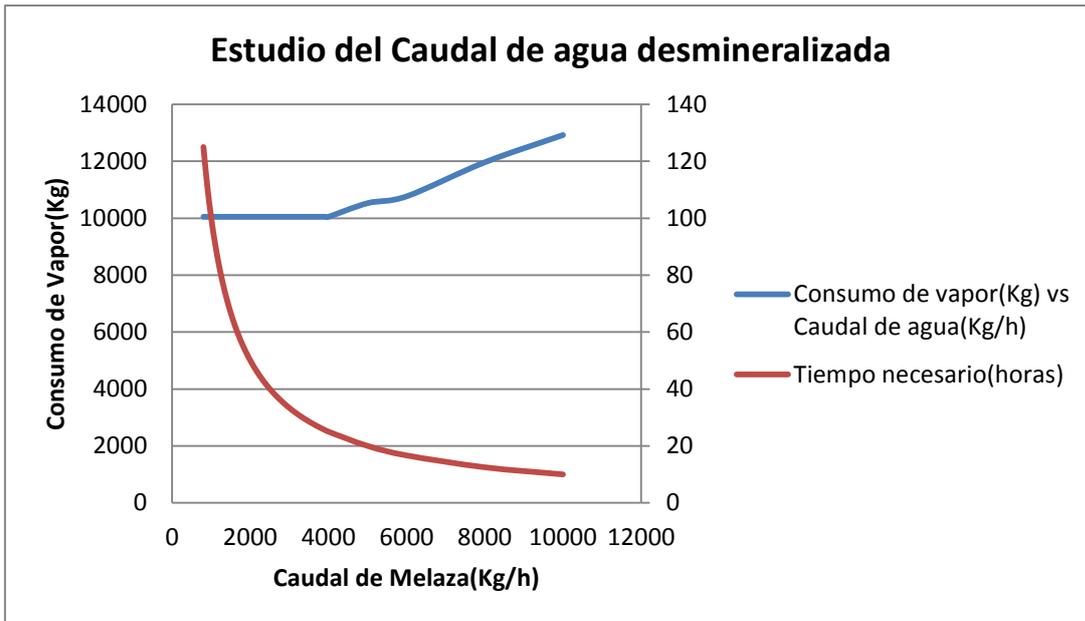


Figura 4: Estudio del caudal de agua desmineralizada que pasa por los intercambiadores de calor previos al biorreactor.

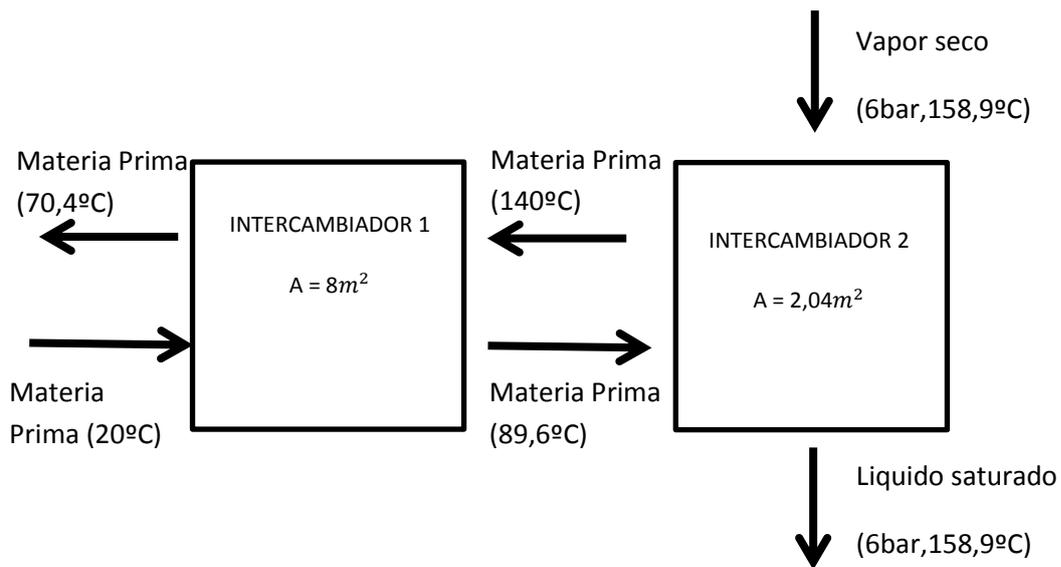


Figura 5: Relación que hay entre los dos intercambiadores para lograr la esterilización de la materia prima

Lado de la carcasa	Lado de los tubos	U de diseño	Incluye suciedad total
Sistemas vapor de condensación-líquido			
Hidrocarb. V alta ebullic.	Agua	20-50	0,003
Hidrocarb. A baja ebullic.	Agua	80-200	0,003
Vapores de hidrocarburos (condensación parcial)	Petróleo	25-40	0,004
Disolventes orgánicos A	Agua	100-200	0,003
Disolv. orgán. A alto NC	Agua o salmuera	20-60	0,003
Disolv. orgán. V bajo NC	Agua o salmuera	50-120	0,003
Queroseno	Agua	30-65	0,004
Queroseno	Petróleo	20-30	0,005
Nafta	Agua	50-75	0,005
Nafta	Petróleo	20-30	0,005
Vapores reflujo estabiliz.	Agua	80-120	0,003
Vapor	Agua alimentación	400-1000	0,0005
Vapor	Fuel-oil n.º 6	15-25	0,0055
Vapor	Fuel-oil n.º 2	60-90	0,0025
Dióxido de azufre	Agua	150-200	0,003
Derivados aceite resina, aceites vegetales (vapor)	Agua	20-50	0,004
Agua	Azeótropo aromático de corriente de vapor	40-80	0,005
Sistemas gas-líquido			
Aire, N ₂ , etc. (comprimidos)	Agua o salmuera	40-80	0,005
Aire, N ₂ , etc.	Agua o salmuera	10-50	0,005
Agua o salmuera	Aire, N ₂ (comprimidos)	20-40	0,005
Agua o salmuera	Aire, N ₂ , etc. A	5-20	0,005
Agua	Mezclas de gas natural que contienen oxígeno	80-125	0,003
Vaporizadores			
Amoniaco anhidro	Vapor condensación	150-300	0,0015
Cloro	Vapor condensación	150-300	0,0015
Cloro	Aceite ligero trans. Calor	40-60	0,0015
Propano, butano, etc.	Vapor condensación	200-300	0,0015
Agua	Vapor condensación	250-400	0,0015

Figura 6: Coeficientes globales de transmisión de calor. $U = \text{BTU}/(^{\circ}\text{F} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{h})$. Fuente: Perry et al., 2001

Tabla 304.1.1 Valores de coeficiente Y para $t < D/6$

Materiales	Temperatura, °C (°F)					
	≤ 482 (900 y menores)	510 (950)	538 (1.000)	566 (1.050)	593 (1.100)	≤ 621 (1.150 y mayores)
Aceros Ferriticos	0,4	0,5	0,7	0,7	0,7	0,7
Aceros Austeniticos	0,4	0,4	0,4	0,4	0,5	0,7
Otros metales ductiles	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4	0,4
Hierro Fundido	0,0

Figura 7: Valores de coeficiente Y para $t < D/6$.**Fuente:** Perry et al., 2001

Tabla 302.3.5 Factor de reducción de ~~resistencia~~ de soldadura, W

resistencia

Grupo de aceros	Temperatura del componente, T_c °C (°F)															
	427 (800)	454 (850)	482 (900)	510 (950)	538 (1,000)	566 (1,050)	593 (1,100)	621 (1,150)	649 (1,200)	677 (1,250)	704 (1,300)	732 (1,350)	760 (1,400)	788 (1,450)	816 (1,500)	
CrMo [Notas (1)–(3)]	1	0,95	0,91	0,86	0,82	0,77	0,73	0,68	0,64	
CSEF (N + T) [Notas (3)–(5)]	1	0,95	0,91	0,86	0,82	0,77	
CSEF [Notas (3) y (4)] (P/WT subcrítico)	1	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	0,5	
Soldaduras autógenas en acero inoxidable austenítico grado 3xx y aleaciones de níquel N088xx y N066xx [Nota (6)]	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	
Acero inoxidable austenítico grado 3xx y aleaciones de níquel N088xx [Notas (7) y (8)]	1	0,95	0,91	0,86	0,82	0,77	0,73	0,68	0,64	0,59	0,55	0,5	
Otros materiales [Nota (9)]	

resistencia

Figura8: Factor de reducción de la resistencia de la junta de soldadura. **Fuente:** Página 21 del ASME B31.2010.

Diseño de una planta de producción de Goma Xantana a partir de melaza de remolacha

Maximum allowable pressure and temperature ratings for petroleum refinery piping and chemical plant piping systems grade B with plain ends to [ANSI/ASME B31.3 Process Piping](#)

Nominal Size (mm)	Schedule no.		Wall Thickness (mm)	Maximum Allowable Pressure (kPa)							
				Temperature (°C)							
				-20 - 38	205	260	350	370	400	430 ¹⁾	450
				Maximum Allowable Stress (kPa)							
				53700	137800	130221	117130	115752	89570	74412	58943
15	STD	40	2.77	34410	34410	32528	29255	28910	22372	18560	14072
	XS	80	3.73	48062	48062	45406	40678	40366	31280	25000	20018
		160	4.78	62830	62830	59378	53404	52777	40837	32629	27333
20	XXS		7.47	88245	88245	82836	73507	72022	53857	43063	34739
	STD	40	2.87	28070	28070	26526	23880	23578	18245	15158	12039
	XS	80	3.91	39418	39418	37247	33500	33106	25017	21283	17142
25		160	5.58	59152	59152	54665	48428	48043	37799	31388	25293
	XXS		7.82	83107	83107	78539	70643	69800	54024	44881	36152
	STD	40	3.38	28251	28251	24804	22310	22048	17000	14173	11417
30	XS	80	4.55	38283	38283	34285	30862	30474	23594	19565	15785
		160	6.35	52481	52481	48594	44608	44302	34112	28339	23027
	XXS		9.09	77030	77030	72793	65478	64704	50070	41505	33506
40	STD	40	3.50	21814	21814	20421	18369	18155	14049	11572	9404
	XS	80	4.85	30178	30178	28018	25651	25348	19618	16258	13125
		160	6.35	40596	40596	38304	34505	34099	26399	21624	17559
50	XXS		9.70	84801	84801	81045	74608	74288	54888	44988	36807
	STD	40	3.86	19444	19444	18375	16529	16329	12638	10550	8454
	XS	80	5.58	27492	27492	25800	23295	23019	17811	14800	11919
60		160	7.14	38738	38738	37500	33816	33418	25658	21483	17308
	XXS		10.16	58779	58779	55547	49889	49374	38205	31742	25698
	STD	40	3.91	18378	18378	17488	15825	15750	12045	9947	7124
75	XS	80	5.54	23853	23853	22381	20105	19871	15378	12774	10287
		160	8.74	38886	38886	36731	33037	32852	25288	20967	16908
	XXS		11.07	50793	50793	48003	43173	42870	33017	27429	22098
90	STD	40	5.18	17914	17914	16829	15227	15048	11844	9874	7760
	XS	80	7.01	24818	24818	23447	21087	20849	16129	13401	10797
		160	9.53	34815	34815	32714	29429	29076	22503	18600	15055
100	XXS		14.02	53081	53081	50150	45118	44585	34408	28682	23088
	STD	40	5.49	19558	19558	18489	16722	16503	13018	1089	8786
	XS	80	7.62	21988	21988	20780	18803	18472	14200	11871	9583
125		160	11.13	33879	33879	31253	28111	27780	21497	17859	14388
	XXS		15.24	48978	48978	44302	38628	38450	30038	25300	20438
	STD	40	6.02	13187	13187	12494	11210	11079	8571	7124	5730
150	XS	80	8.58	19058	19058	18010	16168	16012	12388	10304	8289
		130	11.13	25190	25190	23805	21407	21150	16371	13601	10995
		160	13.49	31019	31019	29310	26368	26058	20180	16750	13208
175	XXS		17.12	40348	40348	38129	34298	33882	26230	21788	17548
	STD	40	8.55	11581	11581	10921	9629	9508	7510	6243	5038
	XS	80	9.53	17080	17080	16122	14503	14331	11003	9212	7421
200		130	12.70	23130	23130	21825	19857	19430	15034	12482	10059
		160	15.88	29407	29407	27787	24907	24701	19113	15861	12795
	XXS		19.05	38987	38987	36828	32518	32158	23337	19388	15620
225	STD	40	7.11	10550	10550	9928	8824	8819	6828	5770	4568
	XS	80	10.97	16474	16474	15571	14007	13842	10707	8885	7185
		130	14.27	21745	21745	20593	18448	18285	14138	11747	9460
250	XXS		18.26	28325	28325	26798	24074	23794	18410	15298	12319
	STD	20	6.35	7138	7138	6745	6083	5994	4837	3852	3100
		30	7.64	7924	7924	7489	6732	6658	5147	4279	3445
300	STD	40	8.18	8246	8246	8737	7825	7785	6008	4985	4024
	XS	80	10.31	11741	11741	11003	9677	9680	7827	6339	5105
		100	12.70	14872	14872	13788	12388	12237	9474	7868	6330
350		130	15.09	17452	17452	16488	14834	14655	11341	9428	7560
		140	18.28	21345	21345	20174	18148	17935	13878	11527	9288
	XXS		22.23	28334	28334	26877	23369	23124	17115	14221	11458
400		160	23.01	27340	27340	25838	23240	22984	17789	14785	11892
	STD	20	6.35	5588	5588	5388	4844	4789	3707	3080	2480
	XS	30	7.8	7028	7028	6942	5874	5805	4588	3798	3059
450	STD	40	9.27	8385	8385	7923	7131	7048	5450	4527	3652
	XS	80	12.7	11586	11586	10885	9683	9738	7538	6283	5043
		100	15.09	13883	13883	13008	11781	11644	9012	7483	6028
500		120	18.28	16822	16822	15882	14388	14214	10998	9138	7359
		130	21.44	20036	20036	19094	17032	16825	13022	10817	8716
	XXS		25.4	23868	23868	22898	20304	20153	15599	12990	10438

La imagen de la Figura continúa en la siguiente página.

Diseño de una planta de producción de Goma Xantana a partir de melaza de remolacha

		180	26.58	27229	27229	25734	23143	22875	17700	14703	11844
		20	6.35	4766	4766	4534	4072	4024	3114	2581	2088
		30	8.38	6369	6369	6008	5402	5540	4134	3431	2753
	STD		9.53	7241	7241	6842	6153	6284	4795	3914	3149
		40	10.31	7854	7854	7421	6670	6801	5015	4244	3417
	XS		12.70	9722	9722	9191	8288	8365	6218	5250	4230
		60	14.27	10908	10908	10363	9322	9212	7131	5925	4768
		80	17.48	13525	13525	12850	11492	11362	8722	7303	5884
		100	21.44	16736	16736	15819	14227	14082	10370	8640	7283
	XS		25.4	20015	20015	18913	17011	16811	13008	10904	8702
		140	28.58	22862	22862	21435	19278	19051	14744	12244	9881
		160	33.32	26740	26740	25273	22730	22461	17383	14441	11630
		10	6.35	4361	4361	4120	3707	3665	2831	2356	1885
		20	7.92	5457	5457	5181	4644	4589	3548	2949	2371
	STD		9.53	6580	6580	6222	5585	5533	4279	3555	2889
		40	11.13	7717	7717	7310	6559	6477	5015	4158	3355
	XS		12.70	8833	8833	8351	7510	7421	5739	4758	3845
		60	15.09	10541	10541	9983	8964	8861	6855	5691	4589
		80	19.05	13421	13421	12684	11410	11272	8722	7248	5835
		100	23.83	16949	16949	16019	14407	14242	11017	9157	7372
		120	27.79	19933	19933	18837	16843	16743	12900	10702	8675
		140	31.75	22954	22954	21703	19519	19292	14931	12402	9990
		160	36.71	26511	26511	24818	22144	21883	16806	14089	11304
		10	6.35	3810	3810	3603	3238	3197	2474	2060	1650
		20	7.92	4766	4766	4507	4051	4004	3100	2577	2074
	STD		9.53	5746	5746	5429	4885	4830	3734	3100	2501
	XS		12.70	7103	7103	6783	6145	6170	5009	4128	3349
		60	16.06	10176	10176	9610	8564	8500	6614	5488	4430
		80	21.44	13208	13208	12478	11224	11083	8585	7121	5746
		100	26.19	16274	16274	15328	13635	13670	10576	8785	7078
		120	30.96	19409	19409	18341	16481	16361	12616	10480	8440
		140	36.53	23133	23133	21885	19857	19430	15034	12402	10089
		160	40.49	25624	25624	24404	21952	21687	16784	13945	11238
		10	6.35	3383	3383	3197	2873	2830	2198	1825	1474
		20	7.92	4200	4200	3988	3597	3545	2749	2287	1830
	STD		9.53	5099	5099	4816	4334	4286	3314	2759	2219
	XS		11.13	5967	5967	5643	5071	5016	3879	3225	2588
		40	12.70	6835	6835	6466	5808	5739	4437	3688	2989
		60	14.27	7698	7698	7276	6545	6483	5000	4155	3349
		80	19.05	10349	10349	9784	8798	8695	6725	5588	4489
		100	23.83	13043	13043	12326	11086	10965	8475	7042	5670
		120	29.36	16219	16219	15323	13787	13622	10542	8757	7055
		140	34.93	19464	19464	18389	16543	16350	12650	10507	8468
		160	39.67	22862	22862	21686	19441	19113	14403	12000	9694
		180	45.24	26338	26338	24225	21793	21531	16900	13842	11155
		10	6.35	3036	3036	2838	2574	2556	1977	1640	1323
	STD		9.53	3640	3640	3427	3083	3052	2396	2074	1681
	XS		12.70	4139	4139	3881	3416	3354	2689	2314	1880
		40	15.09	5717	5717	5411	4715	4646	3574	2948	2353
		60	20.62	7380	7380	6922	6064	5988	4582	3743	2982
		80	26.19	9288	9288	8766	7682	7581	5831	4785	3803
		100	32.54	11171	11171	10587	9246	9100	6914	5730	4535
		120	38.10	13085	13085	12327	10629	10433	7800	6407	5102
		140	44.45	15476	15476	14542	12506	12279	9284	7640	6177
		160	50.01	18450	18450	17384	14954	14621	11077	9186	7483
		10	6.35	2529	2529	2381	2150	2129	1647	1364	1102
	STD		9.53	3010	3010	2833	2538	2517	1974	1630	1320
	XS		12.70	3507	3507	3288	2934	2896	2248	1856	1490
		30	14.27	4139	4139	3873	3407	3363	2614	2130	1694
		40	17.48	5055	5055	4736	4160	4104	3154	2580	2049
		60	24.61	6918	6918	6487	5616	5540	4211	3409	2701
		80	30.96	8981	8981	8402	7283	7188	5484	4488	3591
		100	38.89	11102	11102	10326	8966	8836	6700	5488	4387
		120	48.02	13523	13523	12588	10836	10580	7984	6580	5284
		140	57.37	16348	16348	15248	13086	12781	9800	8000	6400
		160	68.54	19579	19579	18288	15686	15286	11633	9440	7586

Figura9: Tabla con los datos de Maximun allowable strees values para el material ASTM A106 que se encuentra en la Sección II del ASME , Parte D, apartado UG-23 y que se deben utilizar en ANSI/ASME B31.3 Process Piping.

Fuente:www.EngineeringToolBox

Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de $1\frac{1}{4}$ plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45	40	38	36
13 $\frac{1}{4}$	97	90	82	76	70	13 $\frac{1}{4}$	61	56	52	48	44
15 $\frac{1}{4}$	137	124	116	108	108	15 $\frac{1}{4}$	81	76	68	68	64
17 $\frac{1}{4}$	177	166	158	150	142	17 $\frac{1}{4}$	112	112	96	90	82
19 $\frac{1}{4}$	224	220	204	192	188	19 $\frac{1}{4}$	138	132	128	122	116
21 $\frac{1}{4}$	277	270	246	240	234	21 $\frac{1}{4}$	177	166	158	152	148
23 $\frac{1}{4}$	341	324	308	302	292	23 $\frac{1}{4}$	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	596	574	562	544	532
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Figura10: Disposición de los espejos de tubos, arreglo en cuadro.

Fuente: Kern. Q, 1984. Pág 946.

Tabla de Espesor de Tubos según Norma Schedule

DN	DN (mm)		TUBOS												
			STD	XS	XXS	10	20	30	40	60	80	100	120	140	160
1/8	10.3	Esp. Kg/m	1.73 0.37	2.41 0.47	---	---	---	---	1.73 0.37	---	2041 0.47	---	---	---	---
1/4	13.7	Esp. Kg/m	2.24 0.63	3.03 0.80	---	---	---	---	2.24	---	3.03 0.80	---	---	---	---
3/8	17.1	Esp. Kg/m	2.31 0.84	3.20 1.10	---	---	---	---	2.31 0.84	---	3.20 1.10	---	---	---	---
1/2	21.3	Esp. Kg/m	2.77 1.27	3.73 1.62	7.47 2.56	---	---	---	2.77 1.27	---	3.73 1.62	---	---	---	4.78 1.95
3/4	26.7	Esp. Kg/m	2.87 1.69	3.91 2.20	7.82 3.64	---	---	---	2.87	---	3.91	---	---	---	5.58 2.90
1	33.4	Esp. Kg/m	3.38 2.50	4.55 3.24	9.09 5.45	2.77 2.09	---	---	---	3.38	---	4.55 3.24	---	---	6.36 4.24
1.1/4	42.2	Esp. Kg/m	3.58 3.39	4.85 4.47	9.70 7.77	2.77 2.09	---	---	---	3.58 3.39	---	4.85 4.47	---	---	6.35 4.24
1.1/2	48.3	Esp. Kg/m	3.68 4.05	5.08 5.41	10.16 9.56	2.77 3.11	---	---	---	3.68 4.05	---	5.08 5.41	---	---	7.14 7.25
2	60.3	Esp. Kg/m	3.91 5.44	5.54 7.48	11.07 13.44	2.77 3.93	---	---	---	3.91 5.44	---	5.54 7.48	---	---	8.74 11.11
2.1/2	73.0	Esp. Kg/m	5.16 8.63	7.01 11.41	14.02 20.39	3.05 5.26	---	---	---	5.16 8.63	---	7.01 11.41	---	---	9.53 14.92
3	88.9	Esp. Kg/m	5.49 11.29	7.62 15.27	15.24 27.68	3.05 6.46	---	---	---	5.49 11.29	---	7.62 15.27	---	---	11.13 21.35
3.1/2	101.6	Esp. Kg/m	5.74 13.57	8.08 18.64	---	3.05 7.41	---	---	---	5.74 13.57	---	8.08 18.64	---	---	---
4	114.3	Esp. Kg/m	6.02 16.08	8.56 22.32	17.12 41.03	3.05 8.37	---	---	---	6.02 16.08	---	8.56 22.32	11.13 28.32	---	13.49 33.54
5	141.3	Esp. Kg/m	6.55 21.77	9.53 30.97	19.05 57.43	3.40 11.58	---	---	---	6.55 21.77	---	9.53 30.97	12.70 4.28	---	15.88 49.12
6	168.3	Esp. Kg/m	7.11 28.26	10.97 42.56	21.95 79.22	3.40 13.83	---	---	---	7.11 28.26	---	1.97 42.56	14.27 54.21	---	18.26 67.57
8	219.1	Esp. Kg/m	8.18 42.55	12.70 64.64	22.23 107.93	4.78 25.26	6.35 33.32	7.04 36.82	8.18 42.55	10.31 53.09	12.70 64.64	15.09 75.92	18.26 90.44	20.62 100.93	23.01 111.27
10	273.0	Esp. Kg/m	9.27 60.29	12.70 81.53	25.40 155.10	4.19 27.78	6.35 41.76	7.80 51.01	9.53 61.92	12.70 81.53	15.09 95.98	18.26 114.71	21.44 133.01	25.40 155.10	28.58 172.27
12	323.8	Esp. Kg/m	9.52 73.79	12.70 97.44	25.40 186.92	4.57 35.98	6.35 49.71	8.38 65.19	10.31 79.71	14.27 108.93	17.48 132.05	21.44 159.87	25.40 186.92	28.58 208.08	33.32 238.69
14	355.6	Esp. Kg/m	9.52 81.25	12.70 107.40	---	6.35 54.69	7.92 67.91	9.52 81.25	---	15.09 126.72	19.05 158.11	23.83 194.98	27.79 224.66	31.75 253.58	35.71 281.72
16	406.4	Esp. Kg/m	9.52 93.18	12.70 123.31	---	6.35 62.65	7.92 77.83	9.52 93.18	12.70 123.31	16.66 160.13	21.44 203.55	26.19 245.57	30.96 286.66	36.53 333.21	40.49 365.38
18	457.2	Esp. Kg/m	9.52 105.11	12.70 139.22	---	6.35 70.60	7.92 87.75	11.13 122.44	14.27 155.88	19.05 205.84	23.83 254.69	29.36 309.78	34.93 363.76	39.67 408.48	45.24 459.62
20	508.0	Esp. Kg/m	9.52 117.03	12.70 155.13	---	6.35 78.56	9.52 117.03	12.70 155.13	15.09 183.43	20.62 247.84	26.19 311.19	32.54 381.55	38.10 442.52	44.45 508.15	50.01 564.85
24	609.6	Esp. Kg/m	9.52 140.89	12.70 186.95	---	6.35 94.47	9.52 140.89	14.27 209.51	17.48 255.25	24.61 355.04	30.96 441.80	38.89 547.36	46.02 639.62	52.37 719.68	59.54 807.68
30	762.0	Esp. Kg/m	9.52 176.67	12.70 234.68	---	7.92 147.29	12.70 234.68	15.88 292.20	---	---	---	---	---	---	---
36	914.4	Esp. Kg/m	9.52 212.45	12.70 182.41	---	7.92 177.05	12.70 282.41	15.88 351.88	19.05 420.64	---	---	---	---	---	---
42	1066.8	Esp. Kg/m	9.52 248.23	12.710 330.15	---	---	---	15.88 411.57	---	---	---	---	---	---	---

Figura11: Tabla de Espesor de Tubos según Norma Schedule.

Fuente:

http://www.provindus.com.py/Utilidades_EspesorTubos.html



ASTM A516/ASME SA516 Normalized Steel Plate

Scope

SSAB's ASTM A516 and ASME SA516 normalized steel plate products are produced to pressure vessel quality (PVQ) standards as delineated in ASTM A20/ASME SA20. These products are made from carbon-manganese steels and are suitable for the fabrication of welded pressure vessels designed for moderate and lower-temperature service requiring excellent notch toughness.

Available Grades and Thickness Ranges

SSAB A516/SA516 normalized plates are available in three ultimate tensile strength levels in a variety of chemistry and thickness combinations. The table below, which includes product carbon equivalent (CE)** maximums more restrictive than ASTM A20 - supplemental requirement S20.3, lists the products currently available from SSAB.

Tensile Properties (per ASTM A20)

Grade	Min. YS, ksi	UTS, ksi	Min.%Elong. in 8"	Min. %Elong. in 2"
516-70	38	70-90	17	21
516-65	35	65-85	19	23
516-60	32	60-80	21	25

Figura12: Propiedades para el acero ASTM A-516 sometido a tensión.

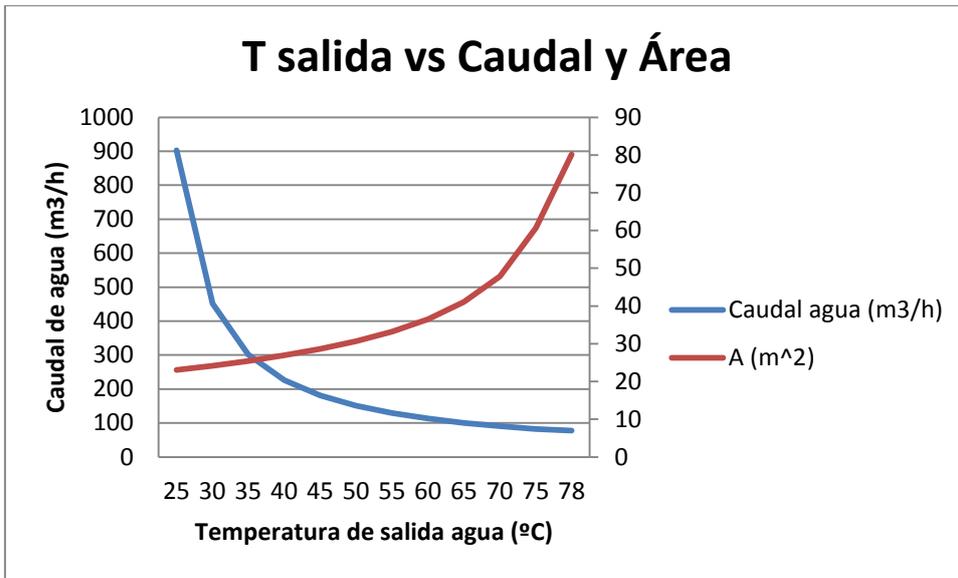


Figura 13: Relación de distintas variables del condensador de la torre de destilación.

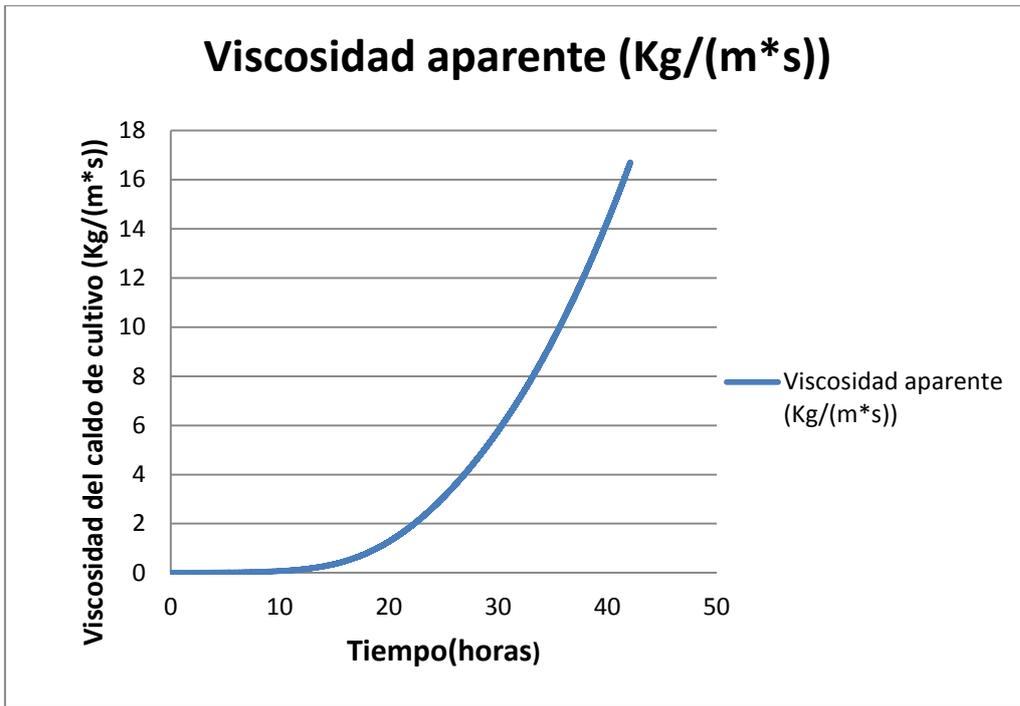


Figura14: Viscosidad aparente del caldo de cultivo en el transcurso de la fermentación. Para el reactor de $100m^3$ de nuestra planta de proceso.

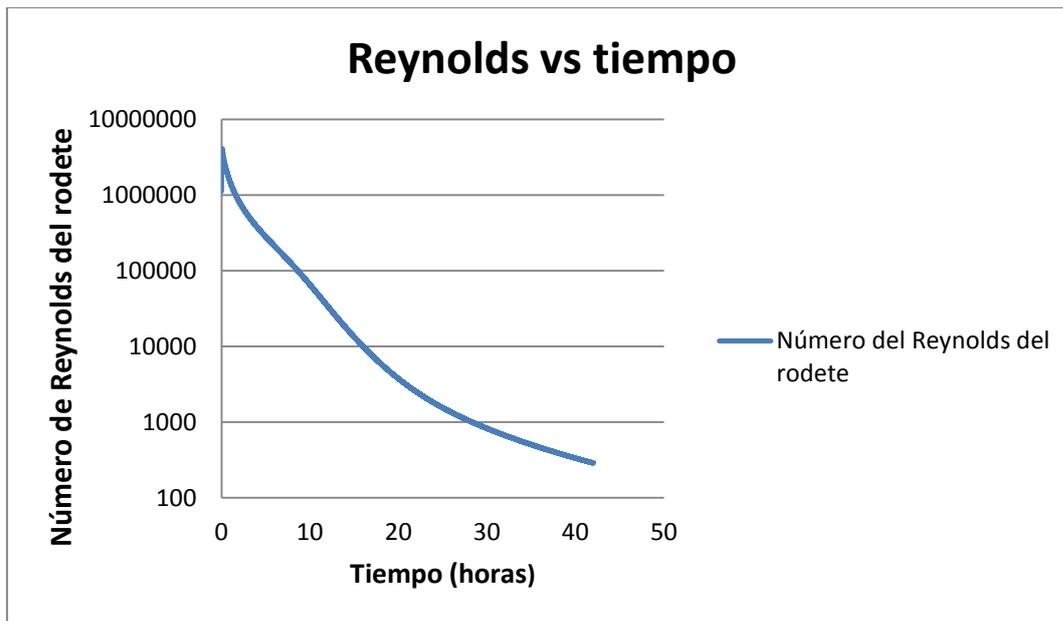


Figura 15: Número de Reynolds del rodete en el transcurso de la fermentación. Para el reactor de $100m^3$ de la planta de proceso.

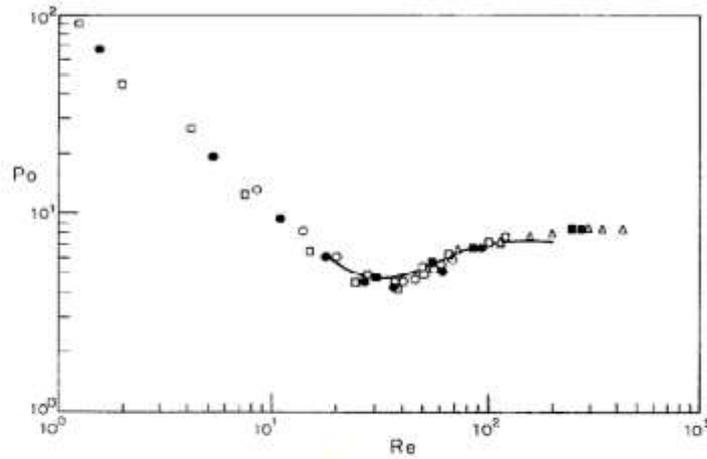


Fig. 3. Un-aerated power number vs. Reynolds number, for dual Rushton system. Xanthan concentration kg m^{-3} : \circ , 39.2; \bullet , 28.9; \square , 20.2; \blacksquare , 10.6; \triangle , 5.4; continuous line, fermentation broth 20 kg m^{-3} .

Figura16: Número de potencia en condiciones no aeróbicas frente al número de Reynolds, para un biorreactor con dos turbinas de Rushton que produce goma xantana **Fuente:** A. Sánchez et al., 1992.

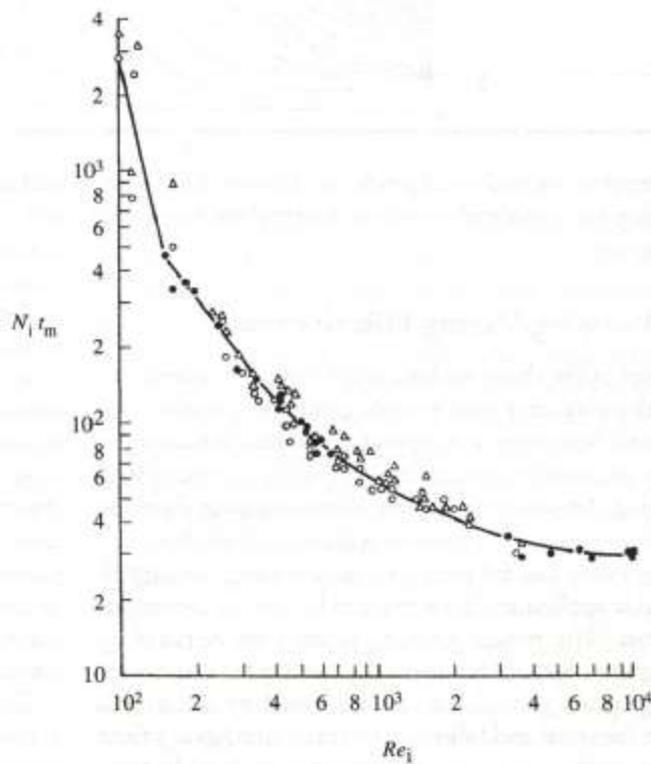


Figura17: Variación del tiempo de mezcla con el número de Reynolds en una turbina de Rushton de seis palas en un tanque con deflectores. **Fuente:** Pauline M. Doran, 1998

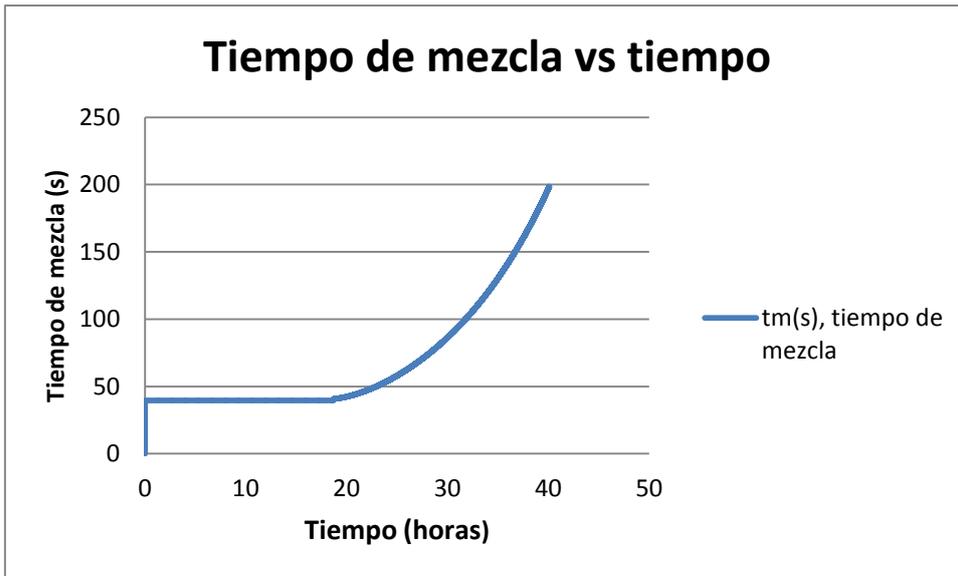


Figura18: Tiempo de mezcla frente al tiempo. Para el reactor de $100m^3$ de la planta de proceso.

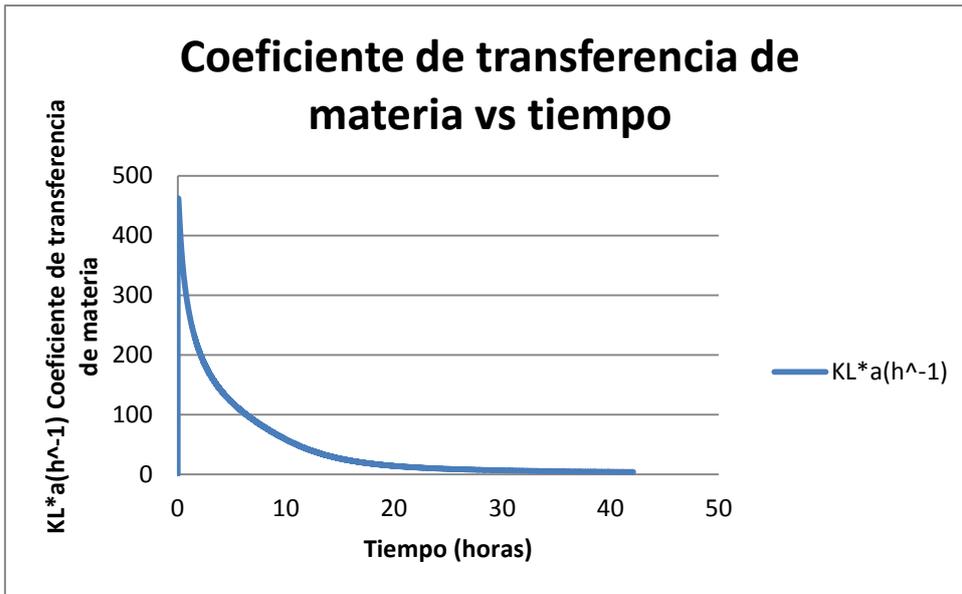


Figura 19: Coeficiente de transferencia de materia (h^{-1}) frente al tiempo. Para el reactor de $100m^3$ de la planta de proceso.

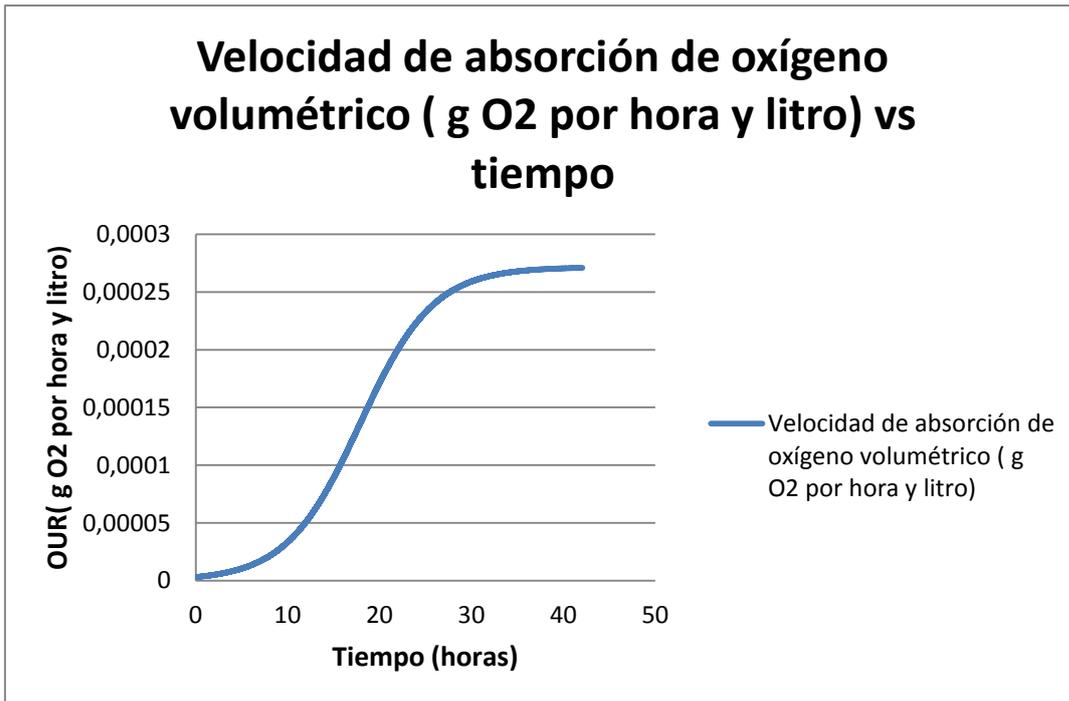


Figura 20: Velocidades de consumo de oxígeno por parte del microorganismo durante la fermentación.

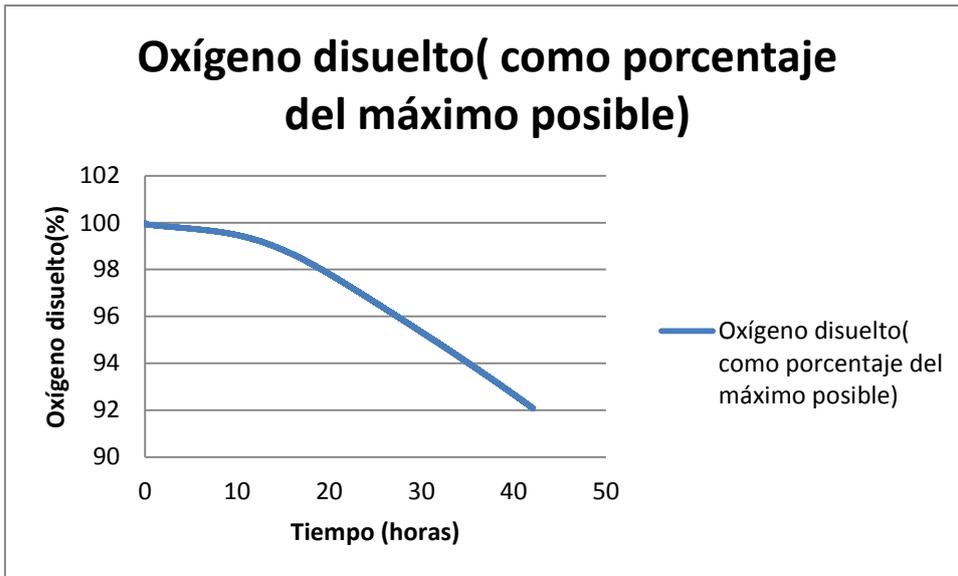


Figura 21 :Oxígeno disuelto (%) frente al tiempo de fermentación. Para el reactor de $100m^3$ de la planta de proceso.

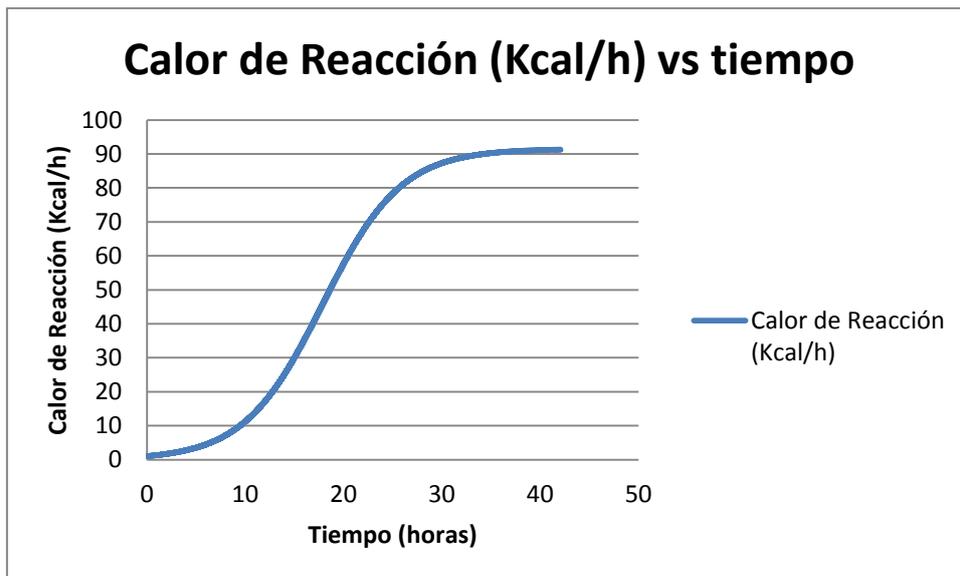


Figura 22: Calor de reacción frente al tiempo de fermentación. Para el reactor de $100m^3$ de la planta de proceso.

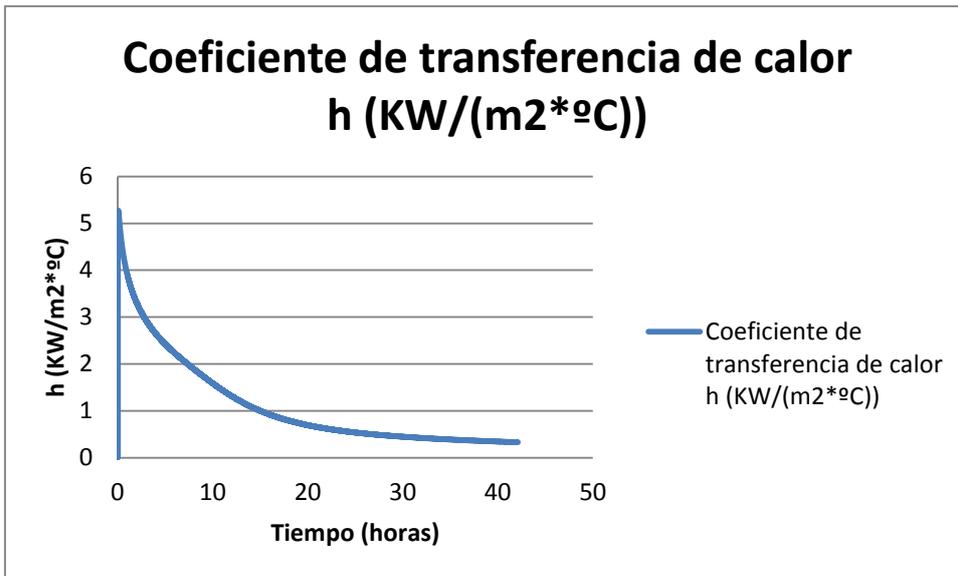


Figura 23: Coeficiente de transferencia de calor frente al tiempo de fermentación. Para el reactor de $100m^3$ de la planta de proceso.

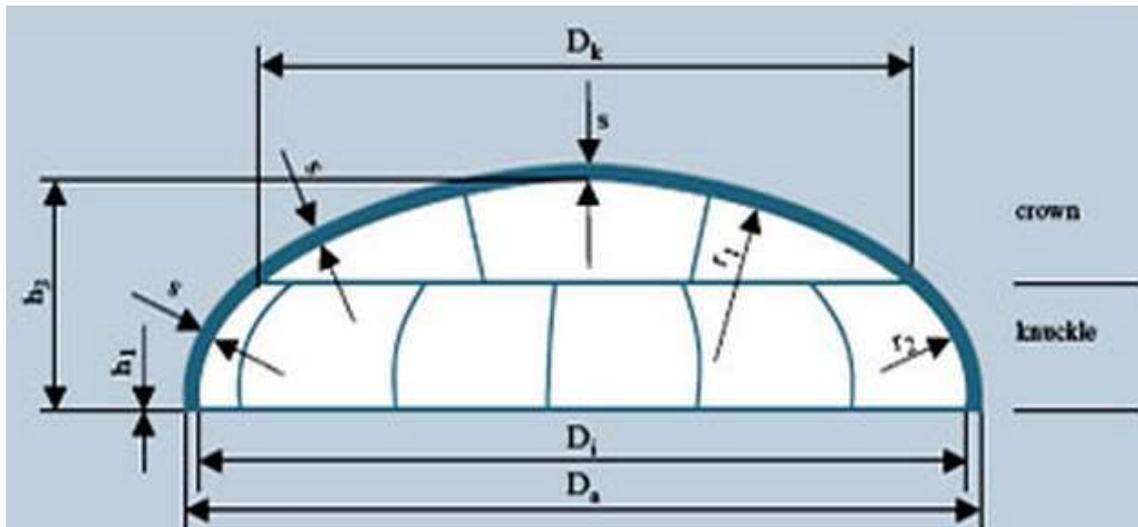


Figura 24: Detalle de fondo toriesférico. **Fuente:** <http://cerectmetalform.com/products.html>

Diseño de una planta de producción de Goma Xantana a partir de melaza de remolacha

Material	Tensile strength (N/mm ²)	Design stress at temperature °C (N/mm ²)									
		0 to 50	100	150	200	250	300	350	400	450	500
Carbon steel (semi-killed or silicon killed)	360	135	125	115	105	95	85	80	70		
Carbon-manganese steel (semi-killed or silicon killed)	460	180	170	150	140	130	115	105	100		
Carbon-molybdenum steel, 0.5 per cent Mo	450	180	170	145	140	130	120	110	110		
Low alloy steel (Ni, Cr, Mo, V)	550	240	240	240	240	240	235	230	220	190	170
Stainless steel 18Cr/8Ni unstabilised (304)	510	165	145	130	115	110	105	100	100	95	90
Stainless steel 18Cr/8Ni Ti stabilised (321)	540	165	150	140	135	130	130	125	120	120	115
Stainless steel 18Cr/8Ni Mo 2½ per cent (316)	520	175	150	135	120	115	110	105	105	100	95

Figura 25: Valores del límite elástico a diferentes temperaturas.
Fuente: Sinnott R.K.,1983.

Diseño de una planta de producción de Goma Xantana a partir de melaza de remolacha

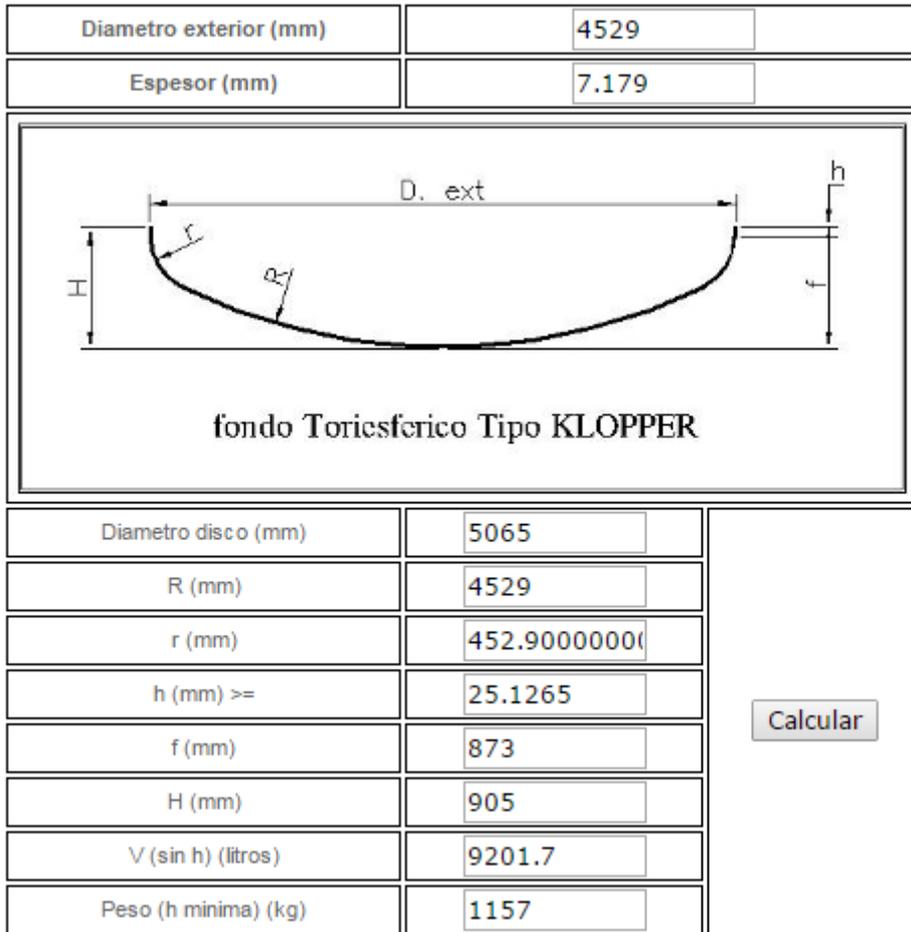


Figura 26: Dimensiones del fondo toriesférico. **Fuente:** <http://www.horfasa.com/>

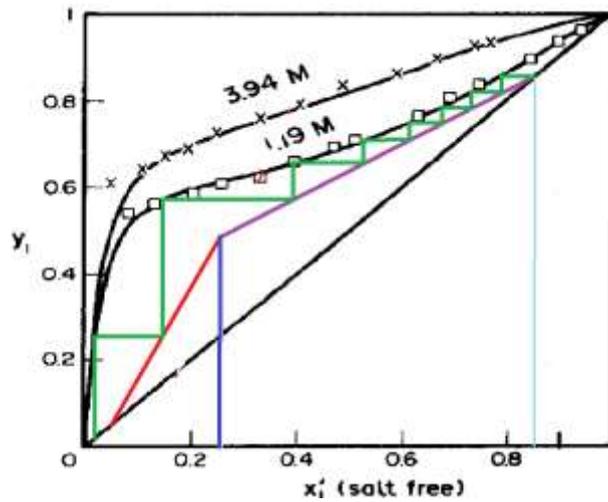


Figura 27: Diagrama de fases experimental para el sistema 2-propanol y agua añadiendo una concentración de la sal LiCl de 1,19 m (5% en peso de la sal) y 3,94 m a presión atmosférica.

Fuente: Bo Sander et al., 1986.

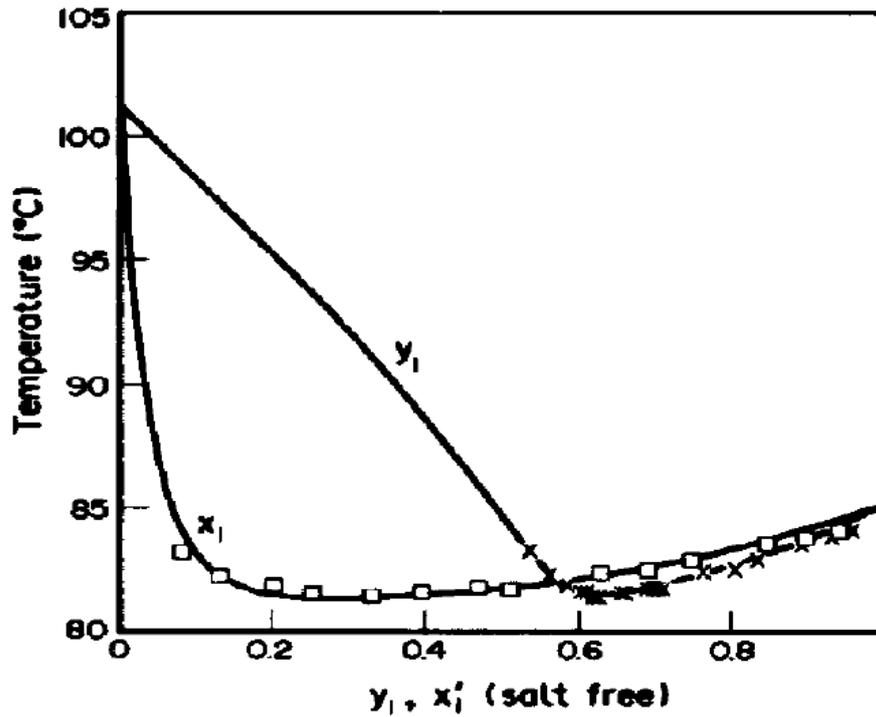


Figura 28: Diagrama de equilibrio líquido-vapor de la mezcla 2-propanol y agua añadiendo una concentración de la sal LiCl de 1,19 m (5% en peso de la sal) a presión atmosférica.

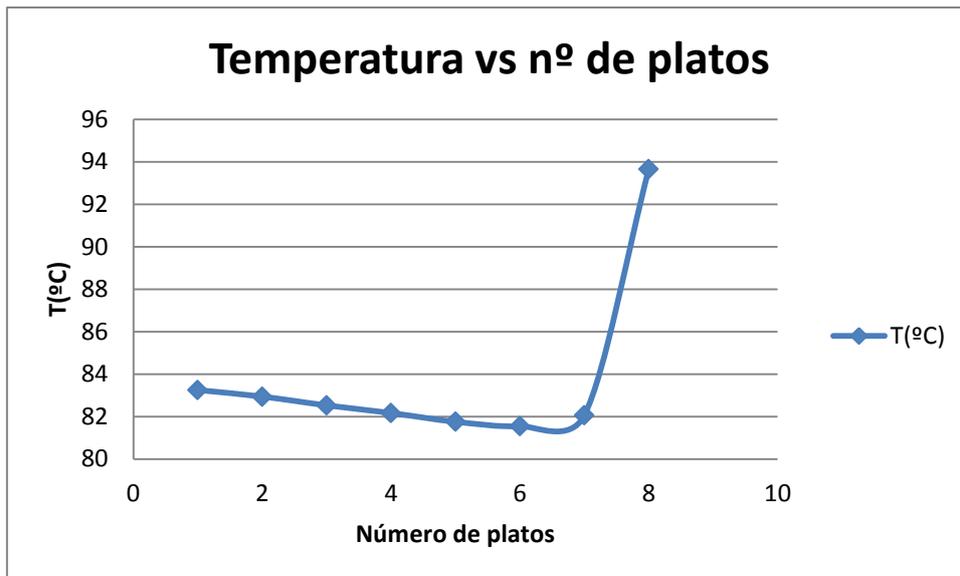


Figura 29: Perfil de temperatura de la torre de destilación salina.

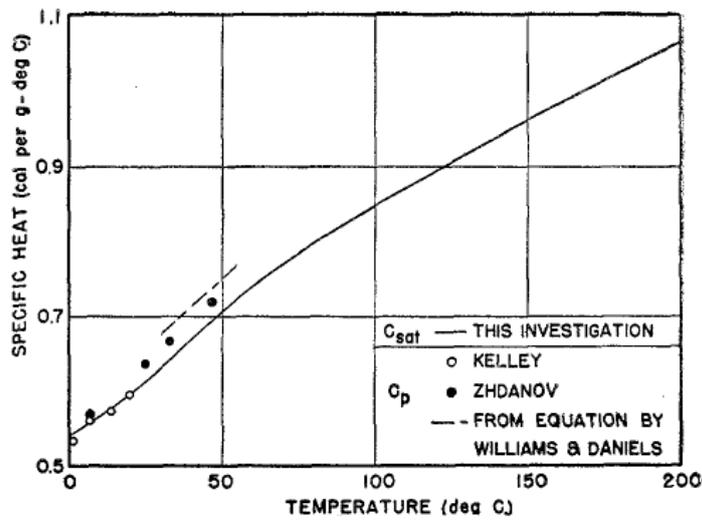


Figura 30: Calor específico del calor isopropílico **Fuente:** D.C.Ginnings and R.J.Corruccini, 1947.

REFERENCIAS

Aarthy Palaniraj, Vijayakumar Jayaraman, 2011. Production, recovery and applications of xanthan gum by *Xanthomonas campestris*. *Journal of Food Engineering*. 106, 1-12.

Alicia Hernández, 2003. *Microbiología Industrial*. Editorial EUNED. Código :978-9968-31-255-4

A. Sánchez, A. Martínez, L. Torres, E. Galindo, 1992. Power consumption of three impeller combinations in mixing xanthan fermentation broths. *Process Biochemistry*. 27, 351-365.

Bo Sander, Aage Fredenslund, Peter Rasmussen, 1986. Calculation of vapour-liquid equilibria in mixed solvent/ salt systems using an extended UNIQUAC equation. *Chemical Engineering Science*. Vol 41, No. 5, pp. 1171-1183.

D.C.Ginnings and R.J.Corrucini, 1947. Liquid Isopropyl Alcohol. Enthalpy, Entropy, and Specific Heat from 0°C to 200°C. *Industrial Engineering Chemistry*. Vol 40, No. 10, pp.1990-1991.

D. García-Cortés, U. Jáuregui-Haza, 2006. Hidrodinámica en tanques agitados con turbinas de disco con paletas planas. *Revista Facultad de Ingeniería N°38*, 97-113.

F. García-Ochoa, E. Gómez Castro, V.E. Santos, 2000. Oxygen transfer and uptake rates during xanthan gum production. *Enzyme and Microbial Technology* 27, 680-690.

Felix García-Ochoa, Emilio Gómez, 1998. Mass transfer coefficient in stirred tank reactors for xanthan gum solutions. *Biochemical Engineering Journal* 1, 1-10.

F. García-Ochoa, V.E.Santos, J.A. Casas, E.Gómez, 2000. Xanthan gum: production, recovery, and properties. *Biotechnology Advances*. 18, 549-579.

Filomena Freitas, Victor D. Alves, Maria A.M. Reis, 2011. Advances in bacterial exopolysaccharides: from production to biotechnological applications. *Trends in Biotechnology*, Vol. 29, No. 8, August, 2011.

Francisco Cacik, Rodolfo G. Dondo, Dardo Marqués, 2001. Optimal control of a batch bioreactor for the production of xanthan gum. *Computers and Chemical Engineering*. 25, 409-418.

Gene Haug, Eagle-Picher Minerals, Inc, 1999. Aspects of Rotary Vacuum Filter Design & Performance. *Fluid/ Particle Separation Journal*, Vol. 13, No. 1, April, 2000.

Granados Pérez Raquel; Villaverde Peris María del Carmen, 1997. *Microbiología*, Volumen 1. Editorial Paraninfo.

Hollman Mills J., 1998. *Transferencia de calor*, Ed. McGraw Hill.

J.L. Marchetti, 2004. Referencial Process- Reaction Curve for Batch Operations. *American Institute of Chemical Engineers*. 50, 3160-3168.

Kern Donald Q., 1999. *Procesos de Transferencia de Calor*. Editorial CECSA.

L. Serrano-Carreón, R.M. Corona, A. Sánchez, E. Galindo, 1998. Prediction of xanthan fermentation development by a model linking kinetics, power drawn and mixing. *Process Biochemistry*. 33 N° 2, 133-146.

Marceli Fernandes Silva, Rejane C.G. Fornari, A. Mazitti, Débora de Oliveira, Francine Ferreira Padilha, Alexandre José Cichoski, Rogério Luis Cansian, Marco Di Luccio, Helen Treichel, 2009. Production and characterization of xanthan gum by *Xanthomonas campestris* using cheese whey as sole carbon source. *Journal of Food Engineering*. 90, 119-123.

Mariano Alarcón García, 2007. Tecnología Energética de la Ingeniería Química, Edición Diego Marín Librero-editor, Primera edición.

Megyesy. E.F , 2001. Manual de recipientes a presión. Diseño y cálculo. Ed. Limusa.

Pauline M. Doran, 1998. Principios de ingeniería de los bioprocesos, Editorial Acribia, S.A, Zaragoza.

Perry Green Maloney, 1997. Perry Manual del Ingeniero Químico. Editorial McGraw-Hill

R.K. Sinnott, 2005. Chemical Engineering Design, Editorial Elsevier, cuarta edición.

Sandra Faria, Patrícia Angélica Vieira, Miriam María Resende, Eloízio Júlio Ribeiro, Vicelma Luiz Cardoso, 2010. Application of a model using the phenomenological approach for prediction of growth and xanthan gum production with sugar cane broth in a batch process. Food Science and Technology. 43, 498-506.

Warren L. McCabe, Julian C. Smith, Peter Harriott, 1991. Operaciones Unitarias en Ingeniería Química, editorial McGraw Hill, cuarta edición.

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA
A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA**



UCA

Universidad
de Cádiz

**DOCUMENTO 2:
PLANOS**

AUTOR:

DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ

CONTENIDO

DIAGRAMA DE FLUJO

PLANO DE LA PLANTA EN LA NAVE

DIMENSIONES DEL TANQUE DE FERMENTACIÓN

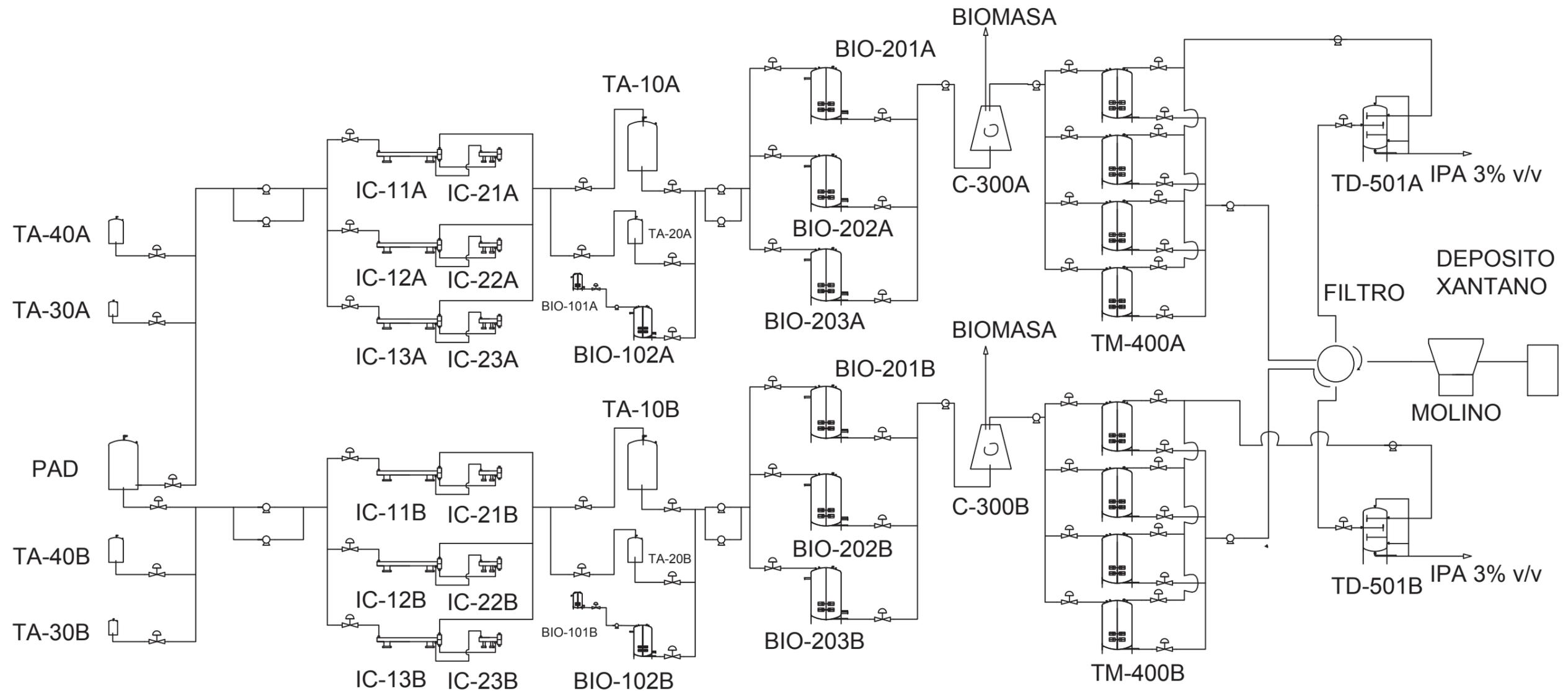
INTERIOR DEL TANQUE DE FERMENTACIÓN

TORRE DE DESTILACIÓN

DIMENSIONES DEL TANQUE DE MEZCLA

INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-1A

INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-2A

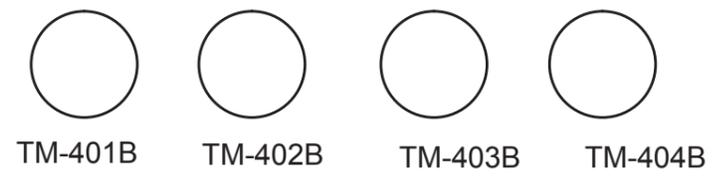
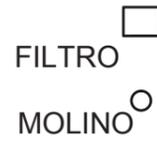
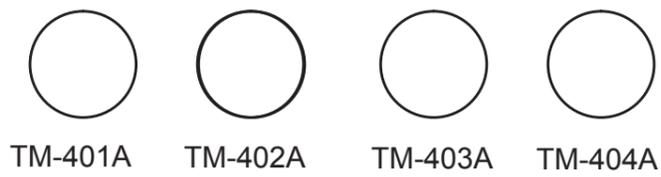
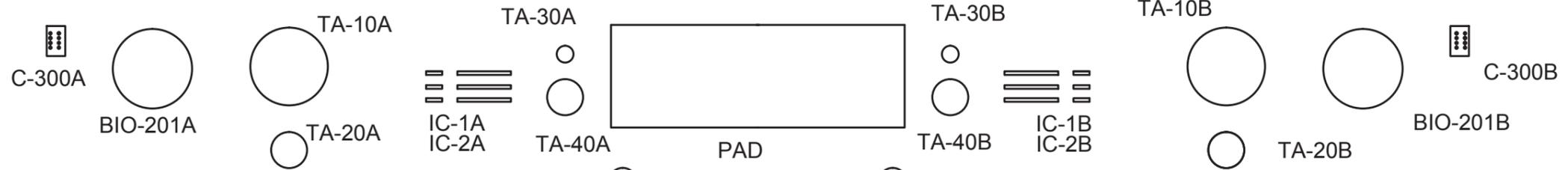
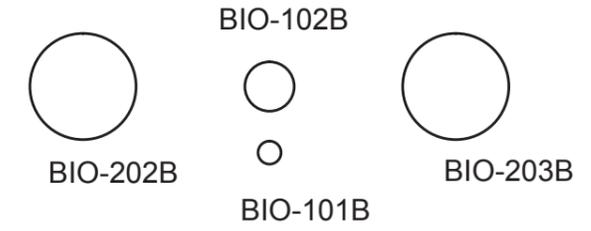
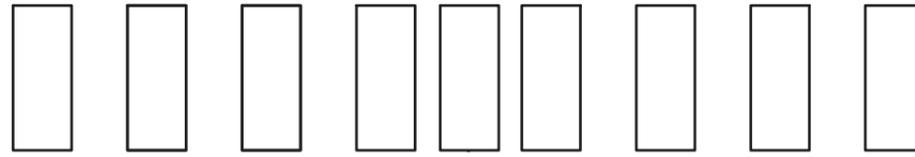
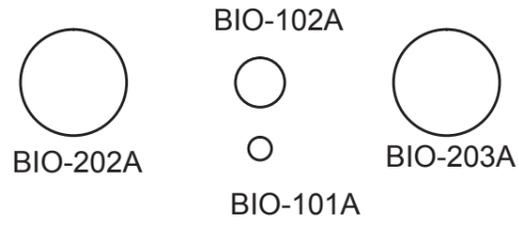


BIO: BIORREACTOR
 C: CENTRIFUGADORAS
 TA: TANQUE DE ALMACENAMIENTO
 IC: INTERCAMBIADOR DE CALOR
 TM: TANQUES DE MEZCLA
 TD: TORRE DE DESTILACIÓN
 PAD: PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA

PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA FIRMA:
ALUMNO: DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ	FORMATO A3 ESCALA -
TÍTULO: DIAGRAMA DE FLUJO	N° DEL PLANO: -

99451,65

CALDERAS



LABORATORIO

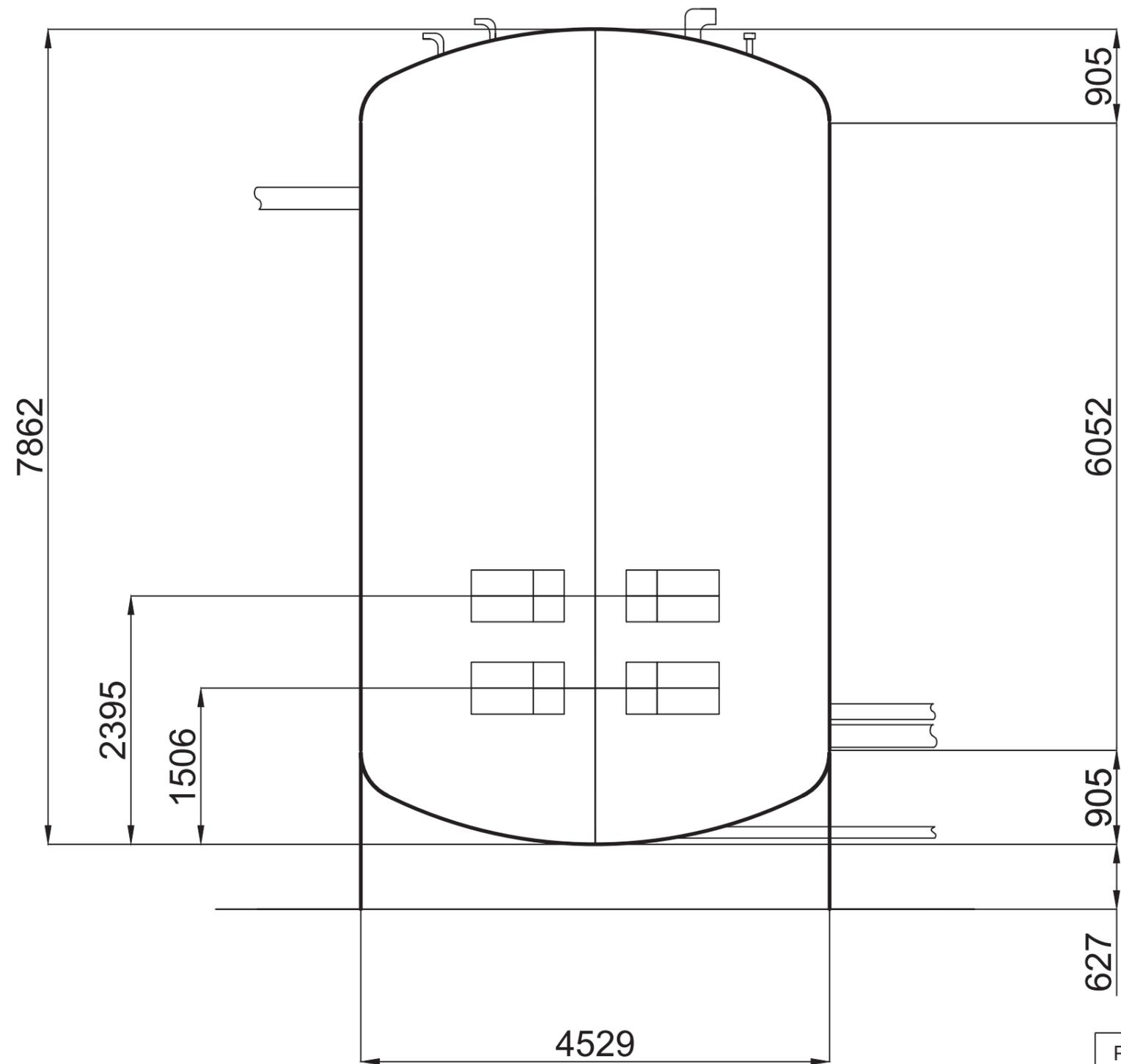
OFICINAS

APARCAMIENTOS

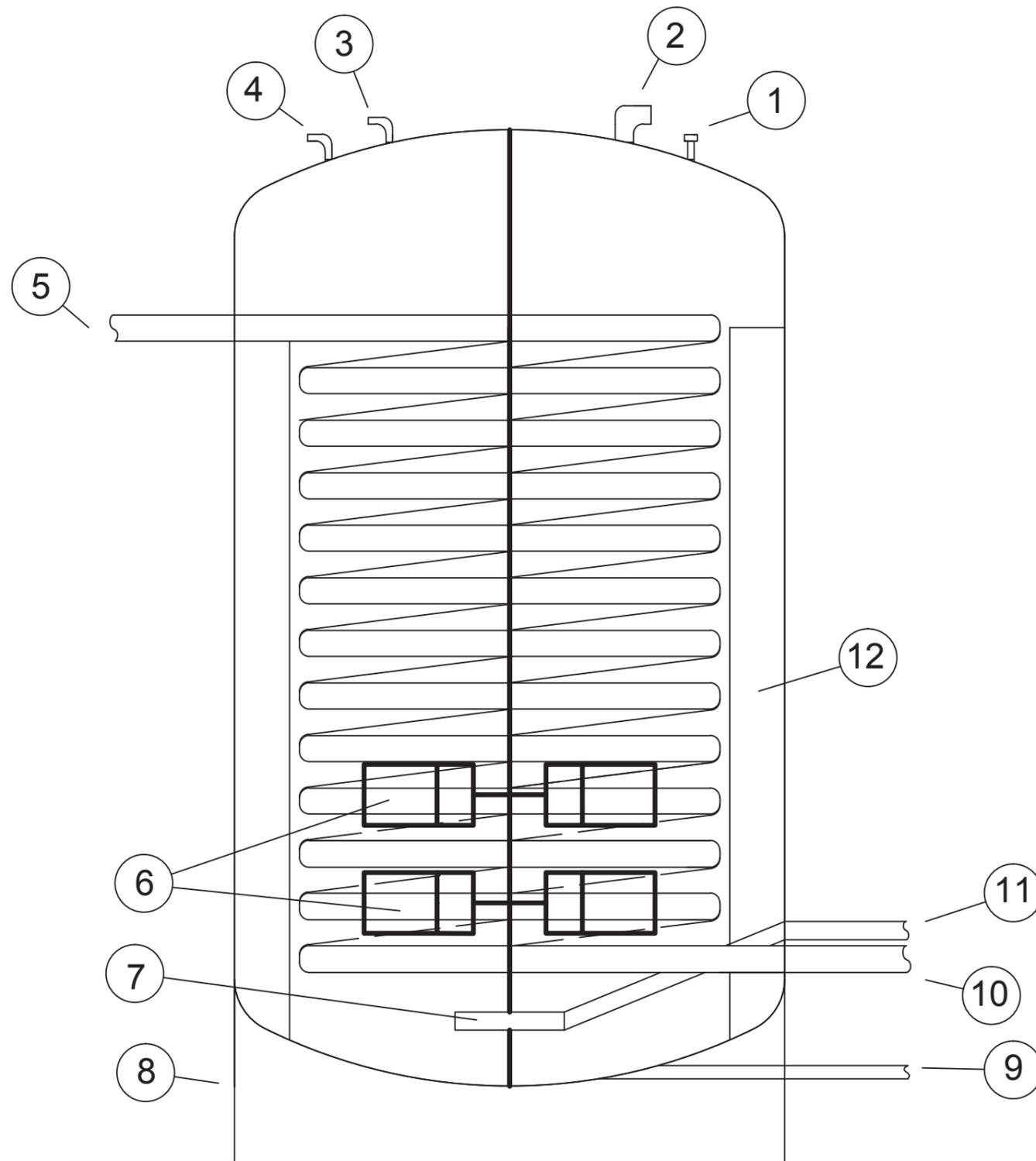
56108,54

BIO: BIORREACTORES
 C: CENTRIFUGADORAS
 TA: TANQUE DE ALMACENAMIENTO
 IC: INTERCAMBIADOR DE CALOR
 TM: TANQUE DE MEZCLA
 TD: TORRE DE DESTILACIÓN
 PAD: PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA

PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA
ALUMNO: DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ	FIRMA: FORMATO A3 ESCALA 1:300000
TÍTULO: PLANO DE LA PLANTA EN LA NAVE	Nº DEL PLANO: 1 DE 7

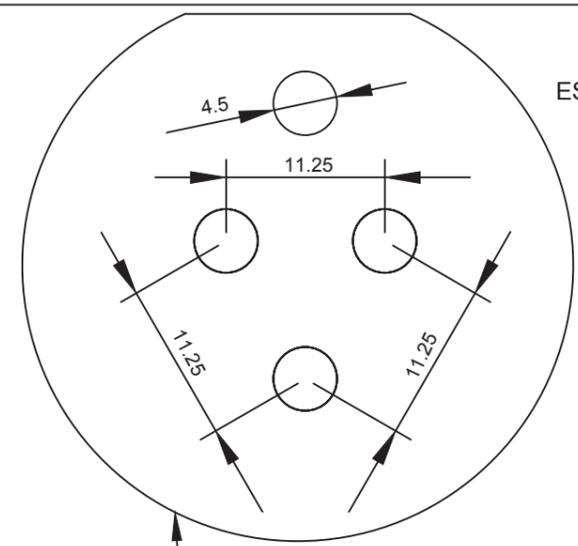
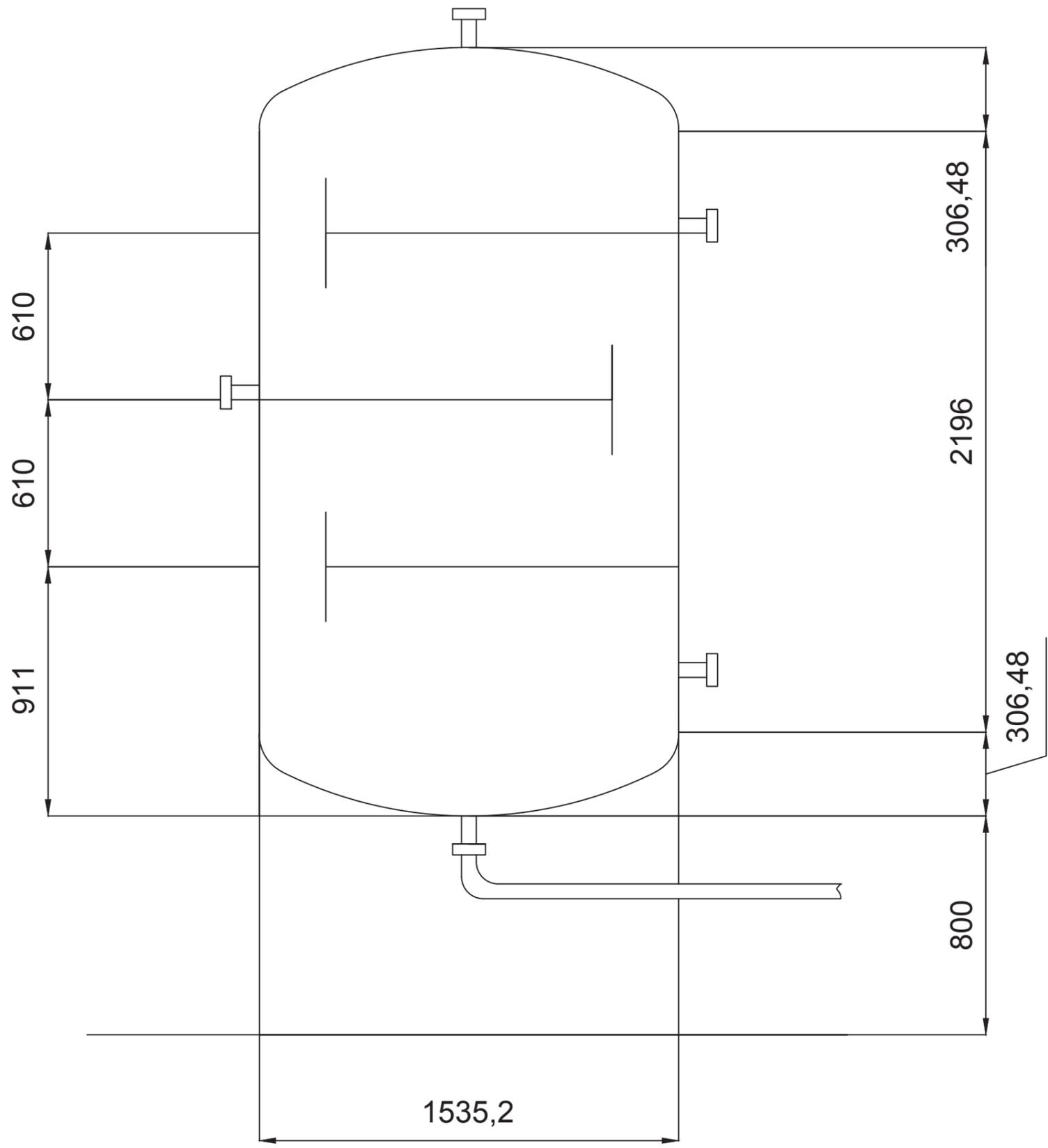


PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA
ALUMNO: DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ	FIRMA:
TÍTULO: DIMENSIONES DEL TANQUE DE FERMENTACIÓN	FORMATO ESCALA A3 1:50
	Nº DEL PLANO: 2 DE 7

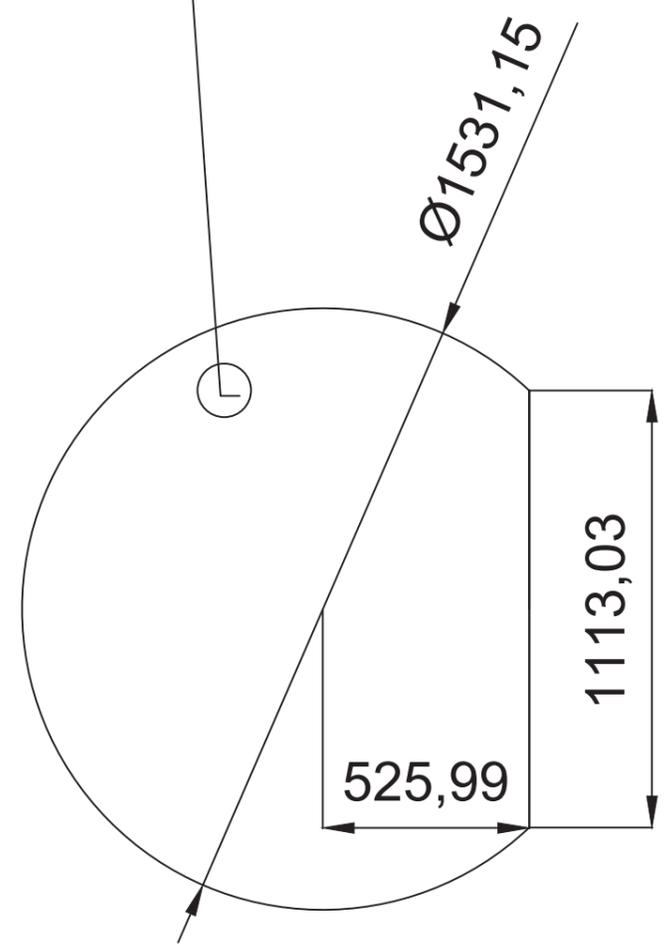


1. BOCA DE ALIVIO
2. SALIDA DE GAS
3. ENTRADA DE ANTIESPUMANTE, ACIDO O BASE
4. ENTRADA DE MATERIA PRIMA
5. ENTRADA DE VAPOR AL SERPENTÍN
6. TURBINAS DE RUSHTON
7. DIFUSOR DE BOQUILLA
8. FALDÓN
9. SALIDA DEL PRODUCTO
10. SALIDA DE VAPOR CONDENSADO DEL SERPENTÍN
11. ENTRADA DE AIRE
12. DEFLECTOR

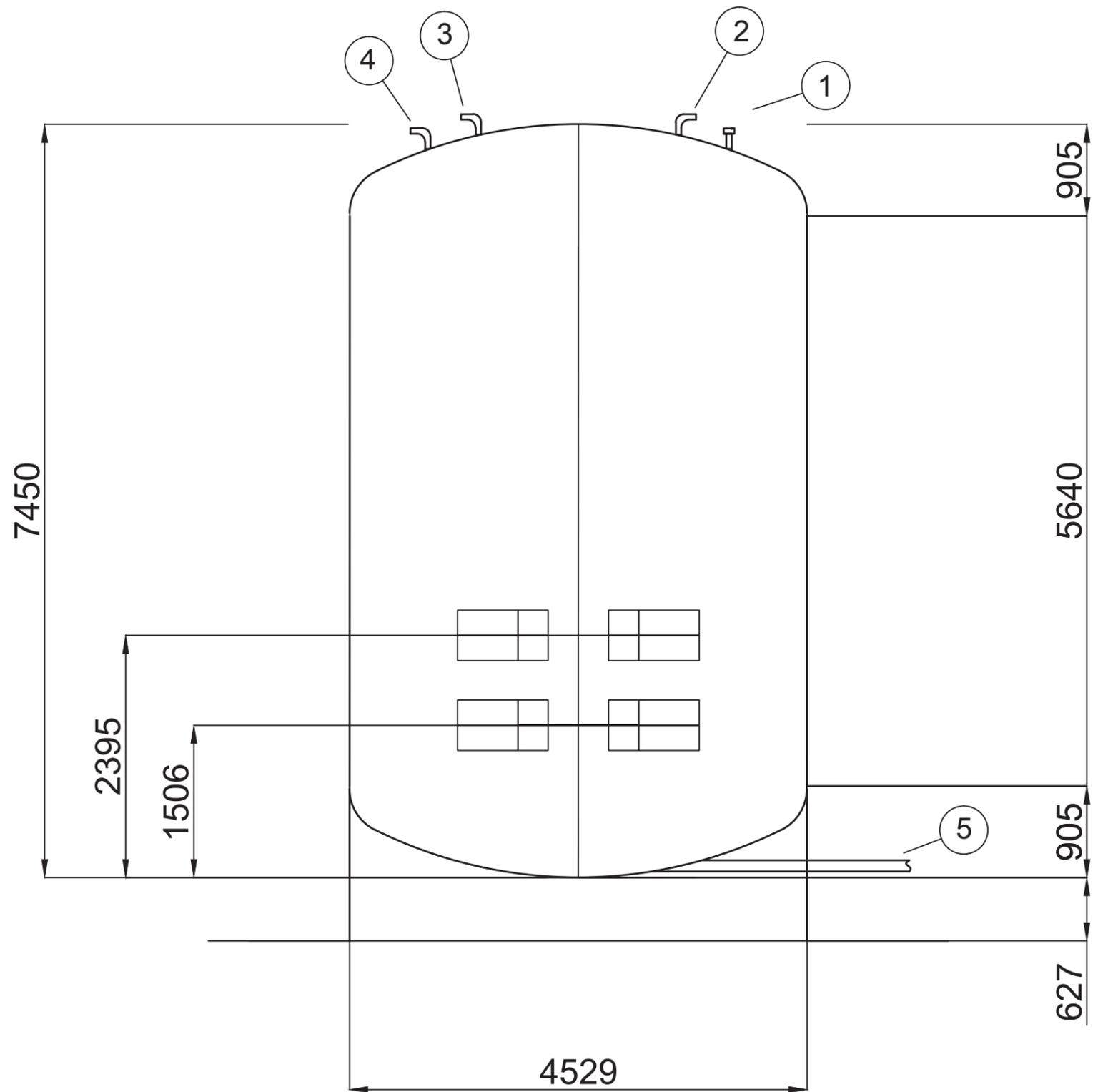
PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAÇA DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA
ALUMNO: DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ	FIRMA: FORMATO A3 ESCALA 1:45
TÍTULO: INTERIOR DEL TANQUE DE FERMENTACIÓN	Nº DEL PLANO: 3 DE 7



ESCALA: 1:500

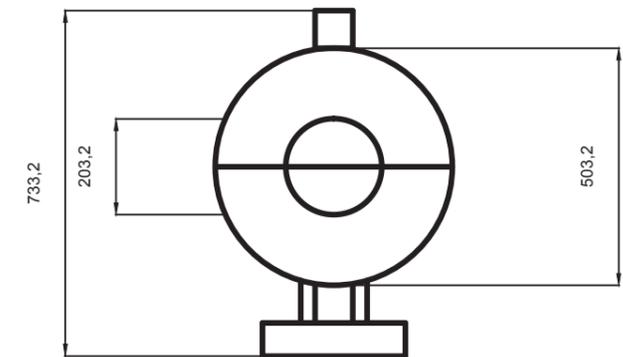
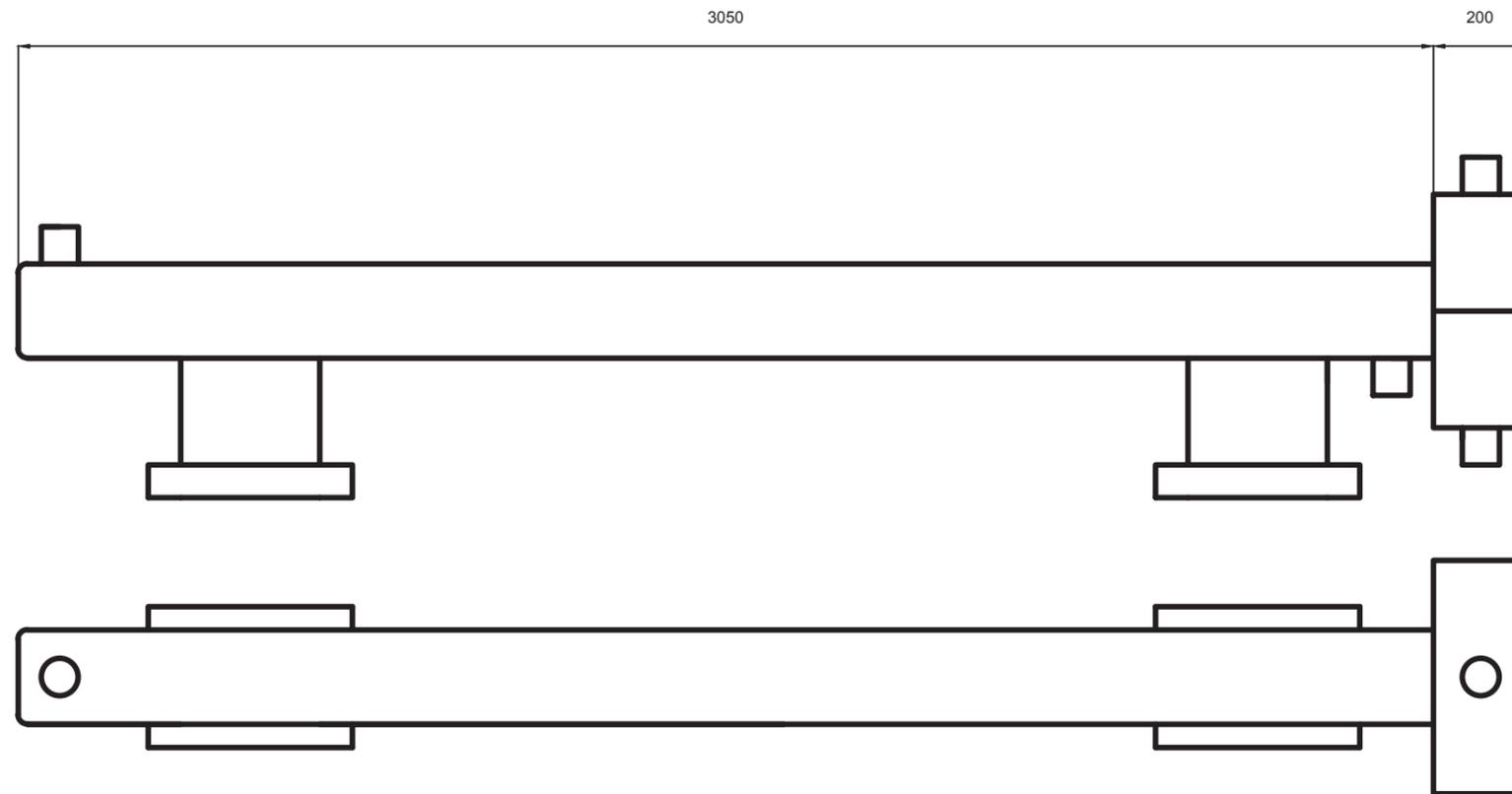


PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA
ALUMNO: DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ	FIRMA:
TÍTULO: TORRE DE DESTILACIÓN	FORMATO A3 ESCALA 1:18 Nº DEL PLANO: 4 DE 7

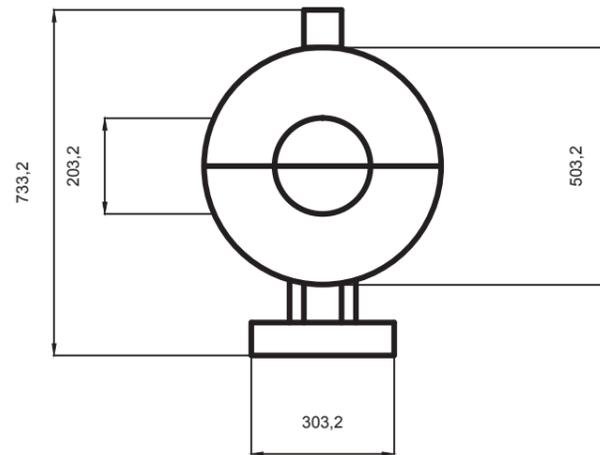
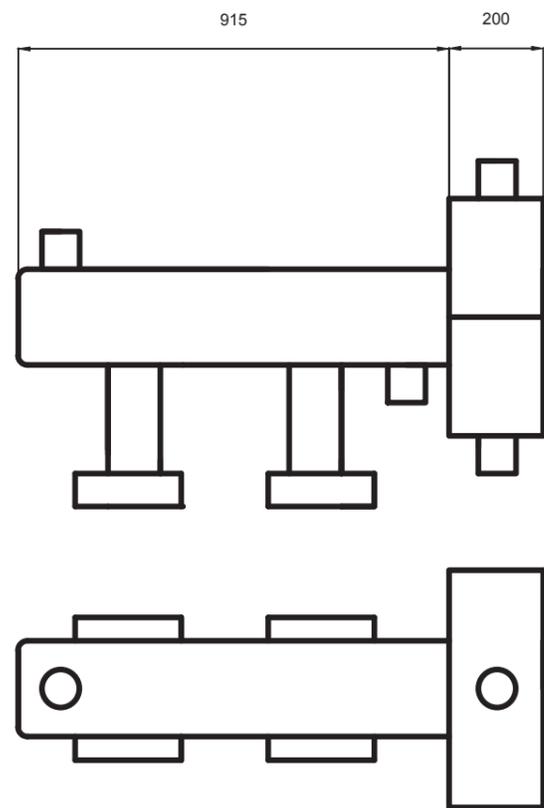


- 1. BOCA DE ALIVIO
- 2. ENTRADA DE IPA AL 86% DEL DESTILADO DE LA TORRE DE DESTILACIÓN
- 3. ENTRADA DE IPA AL 86% Y KCL
- 4. ENTRADA DEL CALDO DE CULTIVO
- 5. SALIDA DE LA MEZCLA CON DESTINO AL FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO

PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA	
	FIRMA:	
ALUMNO: DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ	FORMATO A3	ESCALA 1:50
TÍTULO: DIMENSIONES DEL TANQUE DE MEZCLA	N° DEL PLANO: 5 DE 7	



PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA
ALUMNO: DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ	FIRMA:
TÍTULO: INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-1A	FORMATO A3 ESCALA 1:15 Nº DEL PLANO: 6 DE 7



PROYECTO: DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA	FACULTAD DE CIENCIAS INGENIERÍA QUÍMICA
ALUMNO: DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ	FIRMA: FORMATO A3 ESCALA 1:15
TÍTULO: INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-2A	Nº DEL PLANO: 7 DE 7

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA
A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA**



UCA

Universidad
de Cádiz

**DOCUMENTO 3:
PLIEGO DE CONDICIONES**

AUTOR:

DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ

ÍNDICE DEL PLIEGO DE CONDICIONES

Índice del Pliego de Condiciones	2
Capítulo 1. DISPOSICIONES GENERALES	6
1.1. Objetivo del Pliego de Condiciones	6
1.2. Documentos del proyecto que definen las obras	6
1.3. Compatibilidad y relación entre los documentos	6
1.4. Normativa general de aplicación	7
Capítulo 2. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA	8
2.1. Dirección de Facultativa.....	8
2.2. Obligaciones y derechos generales del contratista.....	9
2.2.1. Representación del contratista.....	9
2.2.2. Presencia del contratista en la obra.....	9
2.2.3. Gastos de cuenta del contratista.....	9
2.2.4. Oficina en la obra.....	10
2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación .	10
2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones del documento	10
2.2.7. Subcontratas.....	11
2.2.8. Copias de documentos	11
2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección ..	11
2.2.10. Libro de Órdenes	12
2.2.11. Residencia del contratista	12

2.2.12. Despido del contratista	12
2.3. Obras y su ejecución.....	12
2.3.1. Replanteo de la obra	12
2.3.2. Calendario de trabajo	13
2.3.3. Comienzo de los trabajos y plazos de ejecución ..	14
2.3.4. Prórroga por causa de fuerza mayor.....	14
2.3.5. Maquinaria.....	14
2.3.6. Ensayos.....	15
2.3.7. Materiales	15
2.3.8. Acopios	16
2.3.9. Accidentes de trabajo.....	17
2.3.10. Descanso en días festivos	17
2.3.11. Trabajos defectuosos o no autorizados	18
2.3.12. Señalización de las obras	18
2.3.13. Precauciones especiales	18
2.4. Recepción provisional	19
2.5. Plazo de garantías	19
2.6. Recepción definitiva.....	20
Capítulo 3. CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA.....	21
3.1. Percepción económica del contratista.....	21
3.2. Garantía de cumplimiento.....	21
3.3. Fianzas	21

3.2. Garantía de cumplimiento	21
3.3. Fianzas	21
3.4. Penalizaciones y bonificaciones	22
3.5. Precios	22
3.5.1. Composición de los precios unitarios	22
3.5.2. Precios no contratados	23
3.5.3. Variaciones en los precios unitarios	23
3.6. Valoración y abono de los trabajos	24
3.6.1. Valoración de la obra	24
3.6.2. Valoración de obras incompletas	24
3.6.3. Abono de unidades de obra ejecutada	24
3.6.4. Liquidaciones parciales	25
3.6.5. Liquidación general	25
3.6.6. Carácter provisional de las liquidaciones parciales	25
3.6.7. Pagos	25
3.6.8. Suspensión por retraso de pagos	25
3.7. Seguros	26
Capítulo 4. CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL	27
4.1. Adjudicación	27
4.2. El contratos	27
4.3. Arbitrajes y jurisdicción	27
4.4. Responsabilidad del contratista	28
4.5. Seguridad	28

4.6. Licencias, permisos e impuestos.....	29
4.7. Causas de rescisión del contrato.....	29
Capítulo 5. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA	31
5.1. Condiciones para los materiales	31
5.1.1. Condiciones generales de los materiales.....	31
5.1.2. Materiales no especificados	31
5.1.3. Ensayos.....	31
5.2. Control de calidad	32
5.3. Obras o instalaciones no especificadas	32
Capítulo 6. CONDICIONES PARTICULARES DE EQUIPOS	33
6.1. Especificaciones particulares de los equipos.....	33
6.2. Intercambiador de calor IC-1A.....	34
6.3. Intercambiador de calor IC-2A.....	35
6.4. Biorreactor serie 200A	36
6.5. Tanque de mezcla serie 400A	37
6.6. Torre de destilación.....	38
6.7. Calderín de la torre de destilación	39
6.8. Condensador de la torre de destilación.....	40
6.9. Biorreactores semilla	41
6.10. Tanques de almacenamiento	42
6.11. Equipos comerciales.....	42
6.12. Tuberías.....	43

CAPÍTULO 1. DISPOSICIONES GENERALES

1.1. OBJETIVO DEL PLIEGO DE CONDICIONES

El objetivo del presente pliego es recoger las exigencias técnicas, económicas, administrativas y legales que han de regir para la ejecución del Proyecto “Diseño de una planta de producción de goma xantana a partir de melaza de remolacha” de forma que pueda materializarse en las condiciones especificadas, evitando posibles interpretaciones diferentes de las deseadas.

1.2. DOCUMENTOS DEL PROYECTO QUE DEFINEN LAS OBRAS

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entrega al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo. Se entiende por documentos contractuales aquellos que estén incorporados en el contrato y que sean de obligado cumplimiento, excepto modificaciones debidamente autorizadas.

El presente Proyecto consta de los siguientes documentos:

- Documento nº 1: Memoria y Anexos.
- Documento nº 2: Planos.
- Documento nº 3: Pliego de Condiciones
- Documento nº 4: Presupuesto.

Todos los documentos del proyecto son documentos contractuales, con excepción del Documento nº1.

1.3. COMPATIBILIDAD Y RELACION ENTRE LOS DOCUMENTOS

En este caso de contradicción entre los Planos y el Pliego de Condiciones, prevalecerá lo prescrito en este último. Lo mencionado en los Planos y omitido en el Pliego de Condiciones o viceversa, habrá de ser aceptado como si estuviera expuesto en ambos documentos.

1.4. NORMATIVA GENERAL DE APLICACIÓN

- _ Ley 31/1995, de 8 de noviembre, de prevención de Riesgos Laborales.
- _ Ley 32/2006, de 18 de octubre, reguladora de la subcontratación en el Sector de la Construcción.
- _ El reglamento de Equipos a Presión, publicado el 5 de febrero de 2009.
- _ Reglamento Electrotécnico para Baja Tensión, aprobado por decreto 842/2002 de 2 de Agosto, y sus Instrucciones Técnicas Complementarias.
- _ *Normas Básicas de la Edificación (NBE)*

CAPÍTULO 2. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA

2.1. DIRECCIÓN FACULTATIVA

La dirección facultativa de las obras e instalaciones recaerá sobre un ingeniero técnico o superior nombrado por la propiedad en su presentación, sobre quien recaerán las labores de dirección, control o vigilancia de las obras del presente proyecto.

Las funciones del ingeniero director de obras serán las siguientes:

_ Garantizar la ejecución de las obras con estricta sujeción al proyecto aprobado, o modificaciones debidamente autorizadas.

_ Definir aquellas condiciones técnicas que en el presente Pliego de Condiciones se dejen a su decisión.

_ Resolver todas las cuestiones técnicas que surjan en cuanto a la interpretación de los planos, condiciones de materiales y de ejecución de unidades de obra, siempre que no se modifiquen las condiciones del contrato.

_ Estudiar las incidencias o problemas planteados en las obras que impidan el normal cumplimiento del contrato o aconseje su modificación, tramitando, en su caso, las propuestas correspondientes.

_ Proponer las actuaciones procedentes para obtener, de los organismos oficiales y de los particulares, los permisos y autorizaciones necesarias para la ejecución de las obras y ocupaciones de los bienes afectados por ellas, y resolver los problemas planteados por los servicios y servidumbres relacionados con la misma.

_ Asumir personalmente bajo su responsabilidad, en casos de urgencia o gravedad, la dirección inmediata de determinadas operaciones o trabajos en curso, por lo cual, el contratista deberá poner a su disposición el personal y el material de la obra.

_ Acreditar al contratista las obras realizadas conforme a lo dispuesto en los documentos del contrato.

_ Participar en las recepciones provisionales y definitivas y redactar la liquidación de las obras conforme a las normas legales establecidas.

El director de obras no será responsable ante la propiedad de la tardanza de los organismos competentes en la tramitación del

proyecto. Una vez conseguidos todos los permisos, el director de obra dará orden de comenzar la misma.

2.2. OBLIGACIONES Y DERECHOS GENERALES DEL CONTRATISTA

2.2.1. Representación del contratista

Desde que se den principio las obras, hasta su recepción provisional, el contratista designara un jefe de obras como representante suyo autorizado que cuidará de que los trabajos sean llevados con diligencia y competencia. Este jefe será expresamente autorizado por el contratista para recibir notificaciones escritas o verbales emitidas por la dirección facultativa y para asegurar que dichas órdenes se ejecuten. Así mismo, estará expresamente autorizado para firmar y aceptar las mediciones realizadas por la dirección facultativa.

Cualquier cambio que el contratista desee realizar respecto a sus representantes y personal cualificado y, en especial, del jefe de obras, deberá comunicarse a la dirección facultativa.

2.2.2. Presencia del contratista en la obra

El contratista, por si o por medio de sus facultativos representantes o encargados, estará en la obra durante la jornada legal de trabajo y acompañara a la dirección facultativa en las visitas que hagan a la obra. Así mismo, y por si o por medio de sus representantes, asistirá a las reuniones de obra que se convoquen, no pudiendo justificar por motivos de ausencia ninguna reclamación a las ordenes cruzadas por la dirección facultativa en el transcurso de las reuniones.

2.2.3. Gastos de cuenta del contratista

Serán de cuenta del contratista, siempre que en el contrato no se prevea explícitamente lo contrario, los siguientes gastos:

- _ Los gastos de construcción y retirada de toda clase de construcciones auxiliares.
- _ Los gastos de alquiler o adquisición de terreno para depósito de maquinaria y materiales.

_ Los gastos de protección de acopio y de la propia obra contra deterioro, daño o incendio, cumpliendo los requisitos vigentes para almacenamientos de explosivos y carburantes.

_ Los gastos de limpieza y evacuación de desperdicios de basura.

_ Los gastos de suministros, colocación y conservación de señales de tráfico, balizamiento y demás recursos necesarios para proporcionar seguridad dentro de las obras.

_ Los gastos de montajes, conservación y retiradas de instalaciones para el suministro de agua y la energía eléctrica necesaria para las obras.

_ Los gastos de demolición y desmontaje de las instalaciones.

2.2.4. Oficina de la obra

El contratista habilitara en la obra una oficina en la que existirá una mesa o tablero adecuado, en el que se pueden extender y consultar los Planos. En la oficina de obras, tendrá siempre el contratista una copia autorizada de todos los documentos del proyecto que le hayan sido facilitados por la dirección facultativa y el “Libro de Órdenes”

2.2.5. Insuficiente especificación en la documentación del proyecto

Si alguna parte de la obra no quedara suficientemente especificada en esta documentación, a juicio de la contrata o de la propiedad, no se realizara hasta que la dirección facultativa diera las indicaciones precisas y concretas para su ejecución. Este extremo se advertirá a la citada dirección por escrito, con antelación suficiente para que se pueda estudiar el problema y aportar la solución más acertada sin que ello suponga retraso en la marcha de la obra. El tiempo de antelación variara con la importancia del estudio, siendo el mínimo de una semana.

2.2.6. Interpretaciones, aclaraciones y modificaciones de documentos del proyecto

Cuando se trate de aclarar, interpretar o modificar preceptos de los Pliegos de Condiciones o indicaciones de los Planos, las ordenes e instrucciones correspondientes se comunicaran por escrito al contratista, estando este obligado a su vez a devolver, ya los

originales, ya las copias, que figurara así mismo en todas las ordenes, avisos o instrucciones que reciba tanto de la propiedad como de la dirección técnica.

2.2.7. Subcontratas

El contratista podrá subcontratar capítulos o unidades de la obra a otros contratistas e industriales sin perjuicio de sus obligaciones como contratista general de la obra. Se permitirá las subcontrataciones de los trabajos siempre y cuando la empresa subcontratada garantice los niveles de formación y seguridad para realizar los trabajos mencionados.

2.2.8. Copia de documentos

El contratista tiene derecho a sacar copias, a su costa, de los Planos, Presupuestos, Pliego de Condiciones y demás documentos del proyecto. La dirección facultativa, si el contratista lo solicita, autorizara estas copias con su firma una vez confrontadas. En la obra, siempre se encontrara una copia completa del proyecto visada por el colegio oficial, que no se utilizara como planos de obra, sino en contados casos de comprobaciones.

2.2.9. Reclamaciones contra las órdenes de la dirección facultativa

Las reclamaciones que el contratista quiera hacer contra las órdenes emanadas de la dirección facultativa, solo podrá presentarlas a través de la misma, ante la propiedad, si ellas son de orden económico, y de acuerdo con las condiciones estipuladas en los Pliegos de Condiciones correspondientes. Contra disposiciones de orden técnico o facultativo de la dirección facultativa, no se admitirá reclamación alguna, pudiendo el contratista salvar su responsabilidad, si lo estima oportuno, mediante exposición razonada dirigida a la dirección facultativa, la cual podrá limitar su contestación al acuse de recibo, que en todo caso será obligatorio para este tipo de reclamaciones.

2.2.10. Libro de Órdenes

El contratista tendrá siempre en la oficina de la obra y a disposición de la dirección facultativa, un “Libro de Órdenes”, con sus hojas foliadas por triplicado y visado por el colegio oficial.

El cumplimiento de las órdenes expresadas en dicho libro es tan obligatorio para el contratista como las que figuran en el Pliego de Condiciones.

2.2.11. Residencia del contratista

Desde el inicio de las obras, hasta su recepción definitiva, el contratista o un representante suyo autorizado, deberá residir en un punto próximo al de ejecución de los trabajos y no podrá ausentarse de él sin previo conocimiento de la dirección facultativa, notificándole expresamente la persona que durante su ausencia le ha de representar en todas las funciones.

Cuando se falte a lo anteriormente prescrito, se consideraran válidas las notificaciones que se efectúen al individuo más caracterizado o de mayor categoría técnica de los empleados operarios de cualquier rama que, como dependiente de la contrata, intervengan en las obras.

2.2.12. Despido del contratista

Se considerara causa de despido del contratista, el incumplimiento de las instrucciones dadas por el director de obra, la manifiesta incapacidad de realización de sus cometidos y la realización de actos que comprometan o perturben la marcha de los trabajos.

2.3. OBRAS Y SU EJECUCION

2.3.1. OBRAS Y SU EJECUCION

Antes de dar comienzo las obras, el director de obra auxiliado por el personal subalterno necesario y por el contratista o su representante, procederá al replanteo general de la obra. En dicho replanteo se establecerán las líneas fundamentales y puntos de nivel necesarios para definir y delimitar perfectamente el terreno donde se va a ejecutar la obra.

El replanteo deberá incluir como mínimo los datos y referencias previstas para poder materializar las obras, así como los puntos fijos o auxiliares necesarios para los sucesivos replanteos de detalles y de otros elementos que puedan estimarse precisos.

Los puntos de referencia para los sucesivos replanteos se marcarán con los medios adecuados para evitar su aparición.

Una vez finalizado el replanteo, se levantará la correspondiente acta de comprobación del replanteo. El acta de comprobación de replanteo reflejará la conformidad o disconformidad del replanteo respecto a los documentos contractuales del proyecto, refiriéndose expresamente a las características geométricas de los trabajos, así como a cualquier punto que, en caso de disconformidad, pueda afectar al cumplimiento del contrato.

Cuando el acto de comprobación de replanteo refleje alguna variación respecto a los documentos contractuales del proyecto, deberá ser acompañada de un nuevo presupuesto, valorado a los precios del contrato.

2.3.2 CALENDARIO DE TRABAJO

En el plano que se determine en días hábiles a partir de la aprobación del acta de comprobación del replanteo, el adjudicatario presentará el programa de trabajos de las obras. Dicho programa de trabajo incluirá los siguientes datos:

_ Fijación de las clases de obras y trabajos que integran el proyecto e indicación de las mismas.

_ Determinación de los medios necesarios (instalaciones, equipos y materiales).

_ Valoración mensual y acumulada de la obra, programada sobre la base de los precios unitarios de adjudicación.

_ Representación gráfica de las diversas actividades mediante un diagrama P.E.R.T.

_ Cuando del programa de trabajos se deduzca la necesidad de modificar cualquier condición contractual, dicho programa deberá

ser redactado por el adjudicatario y por la dirección técnica de la obra, acompañándose de la correspondiente propuesta de modificación para su tramitación reglamentaria.

2.3.3 COMIENZO DE LOS TRABAJOS Y PLAZOS DE EJECUCION

El contratista empezara las obras al día siguiente de la fecha del acta de comprobación del replanteo, debiendo quedar terminado en la fecha acordada en dicho acta.

2.3.4 PRÓRROGA POR FUERZA DE CAUSA MAYOR

Si por causa de fuerza mayor o independientemente de la voluntad del contratista y siempre que esta causa sea distinta de las que se especifican como la rescisión en el capítulo “Condiciones de índole legal” aquel no pudiese comenzar las obras o tuviese que suspenderlas en los plazos prefijados, se le otorgara una prórroga proporcionada, para el cumplimiento de la contrata, previo informe a la dirección facultativa de la causa que impide la ejecución o la marcha de los trabajos y el retraso que por ello se originaria en los plazos acordados, razonando la prórroga que por dicha causa solicita.

2.3.5 MAQUINARIA

El contratista quedara obligado a situar en las obras los equipos de la maquinaria que se comprometan a aportar en la licitación, y que el director de las obras considere necesario para el correcto desarrollo de las mismas. Dichos equipos de maquinaria deberán ser aprobados por el director.

La maquinaria y demás elementos de trabajo deberán estar en perfectas condiciones de funcionamiento y quedar adscritos a la obra durante el curso de la ejecución de las unidades en las que deban utilizarse. No podrán retirarse sin el consentimiento del director.

2.3.6 ENSAYOS

El número de ensayos y su frecuencia, tanto sobre materiales como unidades de obras terminadas, será fijado por el director de obra, y

se efectuara con arreglo a las normas que afectan a cada unidad de obra o, en su defecto, con arreglo a las instrucciones que dicte el director de obra.

El adjudicatario abonara el costo de los ensayos que se realicen, que no podrá superar el 1% del presupuesto de adjudicación.

El contratista está obligado a realizar su autocontrol de cotas, tolerancias y geométricos en general, así como el de calidad, mediante ensayos de materiales, densidades de compactación, etc. Se entiende que no se comunicara a la dirección de obra que una unidad de obra está terminada a juicio del contratista para su comprobación hasta que el mismo contratista, mediante su personal facultativo para el caso, haya hecho sus propias comprobaciones y ensayos y se haya asegurado de cumplir las especificaciones.

Así, el contratista está obligado a disponer de los equipos necesarios para dichas mediciones y ensayos.

2.3.7 MATERIALES

Todos los materiales que se utilicen en las obras deberían cumplir las condiciones que se establecen en el Pliego de Condiciones, pudiendo ser rechazados por el director de obra. Por ello, todos los materiales que se propongan ser utilizados en obra, deben ser examinados y ensayados antes de su aceptación en primera instancia mediante el autocontrol del contratista y, eventualmente, con el control de dirección de obra.

Cuando la procedencia de los materiales no este fijada en el Pliego de Condiciones Particulares, los materiales requeridos para la ejecución del contratado serán fijados por el contratista de las fuentes de suministro que estime oportuno.

El contratista notificara al director, con la suficiente antelación, los materiales que se proponen utilizar y sus procedencias, aportando, cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a su cantidad como a su calidad.

En ningún caso podrán ser acoplados y utilizados en los trabajos, materiales cuya procedencia no haya sido aprobada por el director de obra.

Se deberán tener en cuenta las siguientes consideraciones:

_ Manipulación de materiales

Todos los materiales se manipularan con cuidado y de tal modo que se mantenga su calidad y aptitud para la obra.

_ Inspección de la planta

Si el volumen de la obra, la marcha de construcción y otras consideraciones lo justifican, el ingeniero puede proceder a la inspección del material o de los artículos manufacturados en sus respectivas fuentes.

_ Materiales defectuosos

Todos los materiales que no se ajusten a los requisitos del Pliego de Condiciones se consideraran defectuosos y, por tanto, se retiraran inmediatamente del lugar de la obra, a menos que el director de obra ordene lo contrario.

2.3.8 ACOPIOS

Quedará terminantemente prohibido, salvo autorización escrita del director, efectuar acopio de materiales, cuales quiera que sea su naturaleza, sobre la plataforma de obra y en aquellas zonas marginales que defina el director.

Se considera especialmente prohibido el depositar materiales, herramientas, maquinarias, escombros o cualquier otro elemento no deseable, en las siguientes zonas:

_ Áreas de procesos adyacentes o limítrofes con la zona donde se realizan trabajos.

_ Desagües y zonas de trabajo en general.

_ Vías de acceso a casetas de operación, puntos de reunión para estados de emergencia y puntos de situación de extintores.

_ Calles y vías de circulación interior, tanto de la zona de construcción como de áreas de procesos adyacentes a esta.

_ En general, cualquier lugar en el que la presencia de materiales, herramientas o utensilios pueda entorpecer las labores de mantenimiento y operación de las unidades de proceso, o pueda dificultar el proceso de emergencia de la planta.

Los materiales se almacenarán en forma, tal que se asegure la preservación de su calidad para su utilización en la obra, requisito que deberá de ser comprobado en el momento de su utilización.

Las superficies empleadas en la zona de acopios deberán acondicionarse de forma que, una vez terminada su utilización, recuperen su aspecto original. Todos los gastos que de ello se deriven, correrán por cuenta del contratista.

2.3.9 ACCIDENTE DE TRABAJO

El contratista está obligado a cumplir la legislación vigente en materia de seguro contra el riesgo de accidentes para su personal. El contratista y la dirección de obra fijarán de antemano las condiciones de seguridad en las que se llevarán a cabo los trabajos objeto del presente proyecto, así como las pruebas, ensayos, inspecciones y verificaciones necesarias, que, en cualquier caso, deberán ser como mínimo, las prescritas por los reglamentos actuales vigentes.

No obstante, en aquellos casos en el que el contratista o la dirección consideren que se deben tomar disposiciones adicionales de seguridad, podrán tomarse estas sin reserva alguna.

Por otra parte, el contratista será responsable de suministrar al personal a su cargo, los equipos necesarios para que este trabaje en las condiciones de seguridad adecuadas, tales como casco, botas reforzadas, gafas de protección, etc.

Asimismo, serán responsabilidad del contratista los posibles daños causados en las instalaciones, tanto terminadas o aún en construcción, ocasionados por personas ajenas a la obra durante el horario establecido de trabajo, así como de los accidentes personales que pueden ocurrir.

2.3.10 DESCANSO EN DÍAS FESTIVOS

En los trabajos concedidos a la contrata, se cumplirá puntualmente el descanso en días festivos, del modo que se señale en las disposiciones vigentes.

En casos excepcionales, en los que fuera necesario trabajar en dichos días, se procederá como indican las citadas disposiciones.

2.3.11 TRABAJOS DEFECTUOSOS O NO AUTORIZADOS

Los trabajos defectuosos no serán de abono, debiendo ser demolidos por el contratista, y reconstruidos en el plazo de acuerdo con las prescripciones del proyecto.

Si alguna obra no se hallase ejecutada con arreglo a las condiciones del contrato y fuera sin embargo, admisible a juicio del ingeniero director de obra, podrá ser recibida provisionalmente y, definitivamente en su caso, quedando el adjudicatario obligado a conformarse sin derecho a reclamación con la rebaja económica que el ingeniero director estime, salvo en el caso de que el adjudicatario opte por la demolición a su costa y las rehaga con arreglo a las condiciones del contrato.

2.3.12 SEÑALIZACIÓN DE LAS OBRAS

El contratista queda obligado a señalar a su costa, las obras objeto del contrato, con arreglo a las instrucciones y uso de aparatos que prescriba el director.

Las obras se ejecutaran de forma que el trafico ajeno a ellas, encuentre en todo momento un paso en buenas condiciones de viabilidad y seguridad.

2.3.13. PRECAUCIÓN ESPECIAL: INCENDIO

El contratista deberá atenerse a las disposiciones vigentes para la prevención y control de incendios y a las recomendaciones u órdenes que reciba del director. En todo caso, adoptara las medidas necesarias para evitar que se enciendan fuegos innecesarios, y será responsable de evitar la propagación de los que se requieren para la ejecución de las obras, así como de los daños y perjuicios que se puedan producir.

No obstante, el contratista podrá exigir el asesoramiento de un técnico de seguridad competente, elegido por la dirección, en todos los casos en los que lo estime conveniente.

2.3.14. RECEPCIÓN PROVISIONAL

El director de la obra junto con el propietario y el contratista, realizarán un examen global de la obra, una vez terminados los trabajos.

Si las obras se encuentran en buen estado y han sido ejecutadas con arreglo a las condiciones establecidas, se levantará el acta de recepción provisional de las obras, en donde constará la fecha y las condiciones de recepción de las mismas. Dicho documento será firmado por el director de obra, el propietario y el contratista.

El plazo de garantía de la obra empezará a contar a partir de esta fecha. Cuando las obras no se hallen en estado de ser recibidas, se hará constar en el acta, donde se especificarán los desperfectos encontrados y fijándose un plazo para subsanarlos, a cargo del contratista. Expirado el plazo, se efectuará un nuevo reconocimiento en idénticas condiciones, a fin de proceder a la recepción provisional de la obra. Si en dicho reconocimiento se comprueba que los desperfectos aún no han sido subsanados, el director de obra, en nombre y representación de la propiedad, encargará a otra entidad que los solucione con cargo a la fianza depositada por el contratista.

2.5. PLAZO DE GARANTÍAS

El plazo de garantía de las obras comprendidas en el presente Proyecto, será de un año, contado a partir de la fecha de recepción provisional. Durante dicho periodo, las posibilidades de conservación, reparación y sustitución debidas a defectos y vicios ocultos, serán por cuenta del contratista, siendo este el responsable de las faltas que puedan existir.

En caso de existir defectos o imperfecciones, no servirá de disculpa ni le dará derecho alguno al contratista el que el director o el subalterno hayan examinado durante la construcción, reconocido sus materiales o hecho su valoración en las relaciones parciales. En

consecuencia, si se observa vicios e imperfecciones antes de efectuarse la recepción definitiva de la obra, se dispondrá que el contratista demuela, reconstruya o repare, de su cuenta, las partes defectuosas.

2.6. RECEPCIÓN DEFINITIVA

Terminado el plazo de garantía, y previo a los trámites reglamentarios, se procederá a efectuar la recepción definitiva de las obras, una vez realizado el oportuno reconocimiento de las mismas y en el supuesto de que todas ellas se encuentren en las condiciones debidas. A partir de ese momento, el contratista quedara relevado de toda responsabilidad económica, con excepción de los gastos derivados de la aparición de vicios ocultos, los cuales serán responsabilidad suya durante un plazo de diez años contados a partir de la fecha de recepción definitiva de las obras.

En caso de que, al proceder al reconocimiento de las obras, estas no se encontrasen en estado de ser recibidas, se aplazara su recepción hasta que, a juicio del director de obra, y dentro del plazo que se marque, queden las obras del modo y forma que se determinan en el presente Pliego de Condiciones.

Al proceder a la recepción definitiva de las obras, se extenderá por triplicado el acta correspondiente, en donde figurara la fecha de recepción definitiva de las obras y la firma de cada una de las partes implicadas: director de obra, propiedad y contratista.

CAPÍTULO 3. CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA

3.1. PERCEPCIÓN ECONÓMICA DEL CONTRATISTA

El contratista debe percibir el importe de los trabajos realizados, siempre que estos se hayan ejecutado con arreglo y sujeción al Proyecto.

3.2. GARANTÍA DE CUMPLIMIENTO

El director de obra podrá exigir al contratista, la presentación de referencias o de otras entidades o personas, al objeto de cerciorarse de si éste reúne todas las condiciones requeridas para el exacto cumplimiento del contrato. Dichas referencias, si le son pedidas, las presentara el contratista antes de la firma del contrato.

3.3. FIANZAS

El contratista deberá abonar una fianza del 5% del presupuesto de las obras adjudicadas, con vistas a responder del cumplimiento de lo contratado. La fianza podrá ser depositada mediante cheque o aval bancario.

Si el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para terminar la obra en las condiciones contratadas, el director de obra en nombre y representación de la propiedad, los ordenara ejecutar a un tercero, abonando su importe con la fianza depositada por el contratista, sin perjuicio de las acciones legales a que tenga derecho el propietario.

La fianza depositada, o lo que quede de ella, será devuelta al contratista una vez firmada el acta de recepción definitiva de la obra en un plazo que no excederá de treinta días.

Siempre que el contratista haya acreditado por medio de un certificado del Alcalde del municipio en cuyo terminó se halle emplazada la obra contratada, que no existe reclamación alguna contra él por los daños y perjuicios que sean de su cuenta o por

deuda de los jornales o materiales, ni por indemnización derivadas de accidentes ocurridos en el trabajo.

3.4. PENALIZACIONES Y BONIFICACIONES

El contratista, director de obra y propiedad, firmaran un documento donde se especifique la cuantía y las condiciones de penalización económicas a cargo del contratista, debidas a retrasos en la ejecución de las obras. Del mismo modo, se especificará la cuantía y las condiciones de bonificación en beneficio del contratista, debidas a adelantos en la ejecución de la obra.

No se consideraran causa de penalización, los retrasos en la ejecución de las obras debido a:

- _ Incendios causados por electricidad atmosférica.
- _ Danos producidos por terremotos y maremotos.
- _ Danos producidos por vientos huracanados, mareas y crecidas de río superiores a la que sean de prever en el país, y siempre que exista constancia inequívoca de que el contratista tomo las medidas posibles, dentro de sus medios.
- _ Destrozos causados violentamente a mano armada, en tiempo de guerra, movimientos sediciosos populares o robos tumultuosos.

3.5. PRECIOS

3.5.1. COMPOSICIÓN DE LOS PRECIOS UNITARIOS

Una vez adjudicadas las obras, el contratista ha de presentar dentro de los quince días siguientes, los precios descompuestos de las unidades solicitadas. La no presentación indica que acepta en su día los precios descompuestos preparados por la Dirección.

La descomposición estará perfectamente detallada en cada unidad de obra, como a continuación se indica:

- a) Materiales, expresando las cantidades que en cada unidad de obra se precisen de cada uno de ellos y su precio unitario respectivo de origen.
- b) Mano de obra por categorías dentro de cada oficio, expresando el número de horas invertidas por cada operario en la ejecución de cada unidad de obra y los jornales horarios correspondientes.
- c) Transporte de materiales, desde el punto de origen al pie de la obra, expresando el precio del transporte de unidades.

- d) Tanto por ciento de medios auxiliares y de seguridad sobre la suma de conceptos anteriores en las unidades de obra que se precisen.
- e) Tanto por ciento de seguros sociales y cargas vigentes sobre el costo de la mano de obra, especificando en documento aparte, la cuantía de cada concepto del seguro o carga.
- f) Tanto por ciento de gastos generales, sobre la suma de conceptos anteriores.
- g) Tanto por ciento de beneficio industrial del contratista, aplicando a la suma total de los conceptos anteriores.

Se denominara Precio de Ejecución Material al resultado obtenido por la suma de los anteriores conceptos, a excepción del beneficio industrial.

La suma de todas las cantidades que importan los siete capítulos, se entiende que es el precio unitario contratado (Precio de Ejecución por Contrata).

3.5.2. PRECIOS NO CONTRATADOS

Los precios de las unidades de obra, de los materiales, así como de la mano de obra, que no figuren entre los contratados, se fijaran con acuerdo entre la dirección facultativa y el contratista.

El contratista formulara por escrito, bajo su firma, el precio que a su juicio, debe aplicarse a la nueva unidad de obra. Por su parte, el director de obra fijara el precio que, a su juicio, debe aplicarse a dicha unidad. Si ambos son coincidentes, se formulará por parte del director de obra el Acta de Avenencia, quedando así formalizado el precio contradictorio. Si no fuera posible conciliar por simple discusión los resultados, el director de obra propondrá a la propiedad que adopte la resolución que estime conveniente.

3.5.3. VARIACIONES EN LOS PRECIOS UNITARIOS

En el caso de altas o bajas oficiales en el precio de los materiales, mano de obra o de cualquier otro concepto que modifique los precios unitarios base, el contratista tiene la obligación de comunicar en la fecha de dicha variación, por duplicado, al director de obra y al propietario dichas valoraciones, así como una

valoración exacta hasta el día citado de la obra ejecutada con su importe.

El contratista solo tendrá derecho a las alzas oficiales de mano de obra del personal que intervenga directamente en la obra o instalación, no afectando a la mano de obra de preparación de materia prima o detalles.

3.6. VALORACIÓN Y ABONO DE LOS TRABAJOS

3.6.1. VALORACIÓN DE LA OBRA

La medición de la obra se hará por el tipo de unidad fijada en el correspondiente presupuesto.

La valoración deberá obtenerse aplicando a las diversas unidades de obra el precio que tuviese asignado en el presupuesto, añadiendo a este importe el de los tantos por ciento que corresponda al beneficio industrial.

Las valoraciones se realizarán mensualmente. Las llevara a cabo el director de obra, en presencia del contratista. De dicho acto, se levantara un acto por duplicado, que se firmara por ambas partes.

3.6.2. VALORACIÓN DE OBRAS INCOMPLETAS

Cuando a consecuencia de rescisión u otras causas, fuera preciso valorar las obras incompletas, se aplicaran los precios del presupuesto, sin que pueda pretenderse hacer la valoración de la unidad de obra fraccionándola en forma distinta a la establecida en los cuadros de descomposición de precios.

3.6.3. ABONO DE UNIDADES DE OBRA EJECUTADAS

El contratista deberá percibir el importe de todas aquellas unidades de obra que haya ejecutado con arreglo y sujeción a los documentos del proyecto, a las condiciones de la contrata y a las ordenes e instrucciones que por escrito entregue la dirección facultativa, siempre dentro de las cifras a que ascienden los presupuestos aprobados.

3.6.4. LIQUIDACIONES PARCIALES

Mensualmente, el contratista tendrá derecho a percibir una cantidad proporcional a la obra ejecutada en aquel periodo.

3.6.5. LIQUIDACION GENERAL

Terminadas las obras, se procederá a hacer la liquidación general, que constara de las mediciones y valoraciones de todas las unidades que constituyen la obra.

3.6.6. CARÁCTER PROVISIONAL DE LAS LIQUIDACIONES PARCIALES

Las liquidaciones parciales tienen carácter de documentos provisionales a buena cuenta, sujetos a certificaciones y variaciones que resulten de la liquidación final. Dichas certificaciones, no suponen tampoco la aprobación ni recepción de las obras que comprenden. La propiedad se reserva en todo momento y, especialmente, al hacer efectivas las liquidaciones parciales, el derecho a comprobar que el contratista ha cumplido los compromisos referentes al pago de jornales y materiales invertidos en la obra, a cuyo efecto deberá presentar los comprobantes que se exijan.

3.6.7. PAGOS

Los pagos se efectuarán por el propietario al contratista en los plazos previamente establecidos, y su importe corresponderá precisamente al de las certificaciones de obra expedidas por el director de obra, en virtud de las cuales se verifican aquellos.

3.6.8. SUSPENSIÓN POR RETRASO DE PAGOS

En ningún caso podrá el contratista, alegando retraso en los pagos, suspender trabajos ni ejecutarlos a menor ritmo que el que les corresponda, con arreglo al plazo en que deban terminarse. Cuando el contratista proceda de dicha forma, el propietario podrá rescindir la contrata.

3.7. SEGUROS

El contratista está obligado a asegurar la obra contratada durante todo el tiempo que dure su ejecución, hasta la recepción definitiva. La cuantía del seguro coincidirá, en todo momento, con el valor que tengan por contrata los objetos asegurados. El importe abonado por la sociedad aseguradora, en caso de siniestro, se ingresará a cuenta a nombre de la propiedad, para que a cargo de ella se abone la obra que se construya y, a medida que esta se vaya realizando.

El reintegro de dicha cantidad al contratista, se efectuará por certificaciones, como el resto de los trabajos de la construcción. En ningún caso, salvo por conformidad expresa del contratista, hecho en documento público, el propietario podrá disponer de dicho importe para menesteres ajenos a los de la construcción de la parte siniestrada.

Del mismo modo, el contratista deberá tener contratado un seguro de responsabilidad civil que cubra las indemnizaciones causadas por accidentes o perjuicios derivados de las obras, quedando la propiedad eximida de dicha responsabilidad.

CAPÍTULO 4. CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL

4.1. ADJUDICACION

La adjudicación de las obras se realizara mediante concurso. Las ofertas presentadas a dicho concurso, deberán incluir como mínimo, una estimación del precio de ejecución de las obras, el tiempo de ejecución y las calidades empleadas en las mismas.

4.2. EL CONTRATO

El contrato se formalizara mediante documento privado o público según convengan las partes, promotor y contratista, y en él se especificaran las particularidades que convengan a ambos.

El contratista y el promotor, firmaran previamente el presente pliego, obligándose a su cumplimiento, siendo nulas las cláusulas que se opongan o anulen disposiciones del mismo.

La ejecución de las obras se contratará por unidades de obra, ejecutadas con arreglo a los documentos del proyecto. Se admitirán subcontratas con firmas especializadas, siempre que estén dentro de los precios que fije el presupuesto del proyecto.

4.3. ARBITRAJES Y JURISDICCION

Para cuantas cuestiones, litigios o diferencias pudieran surgir durante o después de los trabajos, las partes se someterán a juicio de amigables componedores nombrado uno de ellos por el propietario, otro por el contratista y tres ingenieros del colegio oficial correspondiente, uno de los cuales será forzosamente el director de obra.

En caso de no haber llegado a un acuerdo por el anterior procedimiento, ambas partes quedan obligadas a someter la discusión de todas las cuestiones que puedan surgir como derivadas de su contrato, a las autoridades y tribunales administrativos, con arreglo a la legislación vigente.

4.4. RESPONSABILIDAD DEL CONTRATISTA

El contratista será responsable de la ejecución de la obra en las condiciones establecidas en el contrato y en los documentos que componen el proyecto. Como consecuencia de ello, vendrá obligado a la demolición y reconstrucción de todo lo mal ejecutado, sin que pueda servir de excusa el que la dirección técnica haya examinado y reconocido la construcción durante las obras, ni el que hayan sido abonadas en liquidaciones parciales.

Sera responsabilidad del contratista, el cumplimiento de todas las ordenanzas y disposiciones municipales que estén vigentes en la localidad donde la obra este emplazada.

El contratista será responsable de todos los accidentes o perjuicios de todo género que, por inexperiencia, descuido o incumplimiento de la legislación vigente en materia de seguridad, sobrevinieran tanto en la edificación donde se efectúen las obras como en las contiguas, ya que se consideran que en los precios contratados están incluidos todos los gastos precisos para cumplimentar dichas disposiciones legales. El contratista deberá tener contratado un seguro que cubra las indemnizaciones a quienes correspondan y cuando a ello hubiera lugar, los perjuicios que puedan causarse en las operaciones de ejecución de las obras, quedando la propiedad eximida de dicha responsabilidad. Sera de cargo y cuenta del contratista, el vallado y la política del solar, cuidando de la conservación de sus líneas de lindero y vigilando que, por los poseedores de las fincas contiguas, si las hubiere, u otras personas ajenas a las obras, no se realicen durante la obra actos que mermen o modifiquen a la misma.

4.5. SEGURIDAD

El contratista estará obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes preceptúen para evitar, en lo posible, accidentes a los obreros o viandantes, no solo en los andamios sino, en todos los lugares peligrosos de la obra, así como los accidentes en zonas ajenas a la misma, derivados de dichas obras.

4.6. LICENCIAS, PERMISOS E IMPUESTOS

El contratista deberá tramitar todas las licencias, permisos e impuestos necesarios para la normal ejecución de las obras, con excepción de las correspondientes a las expropiaciones, servidumbres y servicios definidos en el Contrato, corriendo el pago de los mismos por cuenta del propietario.

4.7. CAUSAS DE RESCISIÓN DEL CONTRATO

Las causas de rescisión del contrato son las que se enumeran a continuación:

- _ El incumplimiento por parte del contratista, de las condiciones fijadas en el presente Pliego de Condiciones, tanto por negligencias como por cualquier otra causa.
- _ Las modificaciones del proyecto en tal forma que presenten alteraciones fundamentales del mismo, a juicio del director de obra y en cualquier caso siempre que la variación del presupuesto de ejecución, como consecuencia de estas modificaciones, represente como mínimo, el 25% del importe.
- _ Las modificaciones de unidades de obra, siempre que estas modificaciones, presenten variaciones como mínimo del 40% de las unidades del proyecto modificadas.
- _ Cuando se llevara en el desarrollo de la obra una lentitud perjudicial para la buena marcha y terminación de las mismas.
- _ El no dar comienzo la contrata a los trabajos dentro del plano señalado en las condiciones del proyecto.
- _ La suspensión de la obra comenzada y, en todo caso, siempre que por razones ajenas a la contrata, no se dé comienzo a la obra adjudicada dentro del plazo de 3 meses, a partir de la adjudicación. En este caso, la devolución de la fianza será automática.
- _ La suspensión de la obra comenzada sin causa justificada.
- _ La no terminación de la obra en los plazos establecidos en el presente Pliego de Condiciones.
- _ Cuando sea aprobado por el director de obra que el contratista hubiera procedido de mala fe o ignorancia con el suministro de materiales o en la ejecución de las obras.
- _ Cuando el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para ultimar la obra en las condiciones contratadas. En este caso, el director de obra, en nombre y representación del propietario, ordenara ejecutarlas a un tercero, con cargo a la fianza depositada.

- _ El incumplimiento de las instrucciones dadas por el director de obra al contratista.
- _ La muerte o incapacidad del contratista.
- _ La quiebra del contratista.
- _ En los dos casos anteriores, si los herederos o síndicos ofrecieran llevar a cabo las obras, bajo las mismas condiciones estipuladas en el contrato, el propietario puede admitir o rechazar el ofrecimiento, sin que en este último caso tengan aquéllos derecho a indemnización alguna.

CAPÍTULO 5. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA

5.1. CONDICIONES PARA LOS MATERIALES

Los materiales a emplear para cada equipo, serán los expresados en el Capítulo 6 de este Pliego de Condiciones. De forma general, estos materiales estarán libres de defectos, irregularidades, etc., que puedan dificultar su instalación o montaje, o que puedan afectar negativamente a su comportamiento durante el proceso, pudiendo la dirección técnica desechar aquellos que a su juicio no reúnan las características requeridas.

Los materiales no podrán ser en ningún caso distintos en sus características a los tipos proyectados. Si hubiese que variar la clase de algunos inicialmente aprobados, los nuevos no podrán ser instalados sin la previa autorización de la dirección de obra, la cual podrá someterlos a cuantas pruebas estimen oportunas.

5.1.2. MATERIALES NO ESPECIFICADOS

Cualquier material que no haya sido especificado ni descrito en el presente Proyecto y fuese necesario utilizar, reunirá las condiciones que se requieran para su función, siendo fijadas por el contratista las fuentes de suministro que estime oportunas. En cualquier caso, el contratista notificará al director de obra, con la suficiente antelación, los materiales que se proponen utilizar y su procedencia, aportando cuando así lo solicite el director, las muestras y los datos necesarios para su posible aceptación, tanto en lo que se refiere a cantidad como a su calidad, siendo el criterio de la dirección facultativa totalmente inapelable.

5.1.3. ENSAYOS

Antes de proceder al empleo de los materiales serán examinados y aceptados por el director de obra, quien podrá disponer si así lo considera oportuno, de todas las pruebas, análisis, ensayos, etc., hasta su definitiva aprobación. Los ensayos de materiales deberán hacerse en Laboratorio Homologado por el Ministerio de Fomento.

5.2. CONTROL DE CALIDAD

Previamente al inicio de las obras, el contratista deberá presentar al Director facultativo, para su aprobación, el Plan de Control de Calidad y el de puntos de Inspección y Control de la obra, que será de aplicación tanto a la obra civil como a los equipos eléctricos y mecánicos a instalar.

Para la ejecución de todas las unidades de obra, estas se someterán a los controles establecidos por la normativa legal vigente de aplicación, o los que por cualquier motivo considere necesario la Dirección Facultativa.

En los mencionados planes, se recogerá de forma clara, la identificación de cada unidad de obra, el tipo de ensayo a realizar y la normativa de aplicación, la frecuencia de realización de cada tipo de ensayo, y las condiciones de aceptación o rechazo. Para materiales y equipos definirá los certificados de origen, pruebas y garantías que deberá aportar el proveedor de los mismos, así como las pruebas y ensayos a realizar en obra, la frecuencia de los mismos y las condiciones de aceptación o rechazo.

5.3. OBRAS O INSTALACIONES NO ESPECÍFICAS

Si en el transcurso de los trabajos fuera necesario ejecutar alguna clase de obra no regulada en el presente Pliego de Condiciones, el contratista queda obligado a ejecutarla con arreglo a las instrucciones que reciba del ingeniero director quien, a su vez, cumplirá la normativa vigente sobre el particular. El contratista no tendrá derecho a reclamación alguna.

CAPÍTULO 6. CONDICIONES PARTICULARES DE EQUIPOS

6.1. ESPECIFICACIONES PARTICULARES DE LOS EQUIPOS

El objeto del presente capítulo, es concretar las especificaciones técnicas que deben satisfacer los distintos equipos, diseñados o de adquisición directa por compra, para que sean aceptados en la instalación que se proyecta.

La instalación solo será recepcionada cuando se demuestre que todos los equipos de la planta funcionan perfectamente.

6.2. INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-1A

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	del AEU
Posición del intercambiador	Horizontal
TUBOS	
Material	Acero al carbono ASTM A-106
Diámetro exterior [mm]	26,67
Espesor [mm]	2,87
Longitud [m]	6,10
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0318
Número de tubos	16
Número de pasos	2
Área de transferencia [m^2]	8,21
CARCASA	
Material	Acero al carbono ASTM 516A Grado 60
Diámetro interior [mm]	203,2
Espesor [mm]	2,1
Número de pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	3
Distancia entre deflectores [m]	0,76
Diámetro [mm]	203,2
AISLAMIENTO	
Material	Colcha de fibra de vidrio
SOPORTE	
Tipo	Silletas

Tabla1: Datos de diseño del intercambiador IC-1A.

6.3. INTERCAMBIADOR DE CALOR IC-2A

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	del AEU
Posición del intercambiador	Horizontal
TUBOS	
Material	Acero al carbono ASTM A-106
Diámetro exterior [mm]	26,67
Espesor [mm]	2,87
Longitud [m]	1,83
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0318
Número de tubos	16
Número de pasos	2
Área de transferencia [m^2]	2,4
CARCASA	
Material	Acero al carbono ASTM 516A Grado 60
Diámetro interior [mm]	203,2
Espesor [mm]	2,1
Número de pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	2
Distancia entre deflectores [m]	0,305
Diámetro [mm]	203,2
AISLAMIENTO	
Material	Colcha de fibra de vidrio
SOPORTE	
Tipo	Silletas

Tabla2: Datos de diseño del intercambiador IC-2A.

6.4. BIORREACTOR SERIE 200A

Descripción	Biorreactor 201A
TAPA	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,905
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	7,179
CUERPO CILÍNDRICO	
Longitud [m]	6,052
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	5
FONDO	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,905
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	7,179
AISLAMIENTO	
Material	Fibra cerámica aislante
SERPENTÍN	
Espacio [m^3]	6,19
BIORREACTOR	
Altura total [m]	7,862
Altura de llenado[m]	6,9
Material	Acero inoxidable 304
SOPORTE	
Tipo	Faldón

Tabla3: Datos del diseño mecánico de los biorreactores de $100m^3$.

6.5. TANQUE DE MEZCLA SERIE 400A

Descripción	TM-401A
TAPA	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,905
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	7,179
CUERPO CILÍNDRICO	
Longitud [m]	5,640
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	5
FONDO	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,905
Diámetro exterior [m]	4,529
Espesor [mm]	7,179
AISLAMIENTO	
Material	Ninguno
TM-401A	
Altura total TM-401A [m]	7,45
Altura de llenado[m]	5,46
Material	Acero inoxidable 304
SOPORTE	
Tipo	Faldón

Tabla4: Datos del diseño mecánico de los tanques mezcla de $82,699m^3$.

6.6. TORRE DE DESTILACIÓN

Descripción	Torre de destilación
TAPA	
Tipo	Klöpper
Altura de la tapa [m]	0,305
Diámetro exterior [m]	1,5352
Espesor [mm]	2
CUERPO CILÍNDRICO	
Longitud [m]	2,196
Diámetro exterior [m]	1,5352
Espesor [mm]	2
FONDO	
Tipo	Klöpper
Altura del fondo [m]	0,305
Diámetro exterior [m]	1,5352
Espesor [mm]	2
POSICIÓN PLATOS	
Primer plato[m]	0,911
Segundo plato[m]	1,521
Alimentación	
Tercer plato[m]	2,131
Torre	
Altura total torre [m]	2,505
Material	Acero inoxidable 304
SOPORTE	
Tipo	Faldón

Tabla5: Datos del diseño mecánico de las torres de destilación.

6.7. CALDERÍN DE LA TORRE DE DESTILACIÓN

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	del AEU
Posición del intercambiador	Horizontal
TUBOS	
Material	Acero ASTM A-312
Diámetro exterior [mm]	26,67
Espesor [mm]	2,87
Longitud [m]	6,10
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0318
Número de tubos	112
Número de pasos	2
Área de transferencia [m^2]	57,23
CARCASA	
Material	Acero AISI 304
Diámetro interior [mm]	438,2
Espesor [mm]	2,2
Número de pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	2
Distancia entre deflectores [m]	0,305
Diámetro [mm]	438,2
AISLAMIENTO	
Material	Colcha de fibra de vidrio
SOPORTE	
Tipo	Silletas

Tabla6: Datos de diseño del calderín.

6.8. CONDENSADOR DE LA TORRE DE DESTILACIÓN

Descripción	Intercambiador de calor de carcasa y tubos
Designación del intercambiador	BEM
Posición del intercambiador	Vertical
TUBOS	
Material	Acero ASTM A-106
Diámetro exterior [mm]	26,67
Espesor [mm]	2,87
Longitud [m]	6,10
Disposición	Cuadrada
Pitch [m]	0,0318
Número de tubos	81
Número de pasos	1
Área de transferencia [m^2]	41,4
CARCASA	
Material	Acero al carbono ASTM 516A Grado 60
Diámetro interior [mm]	387,35
Espesor [mm]	2,2
Número de pasos	1
DEFLECTORES TRANSVERSALES	
Tipo	Segmentados
Número de deflectores	8
Distancia entre deflectores [m]	0,339
Diámetro [mm]	387,35
 AISLAMIENTO	
Material	Sin aislamiento
SOPORTE	
Tipo	Silletas

Tabla7: Datos de diseño del condensador.

6.9. BIORREACTORES SEMILLA

Biorreactor 101A		
Medida de	Símbolo	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	0,974 m
Altura de llenado	H(m)	1,343 m
Volumen del fermentador	V(m ³)	1 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	0,324 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	0,516 m
Diámetro de turbinas Rushton	W1(m)	0,516 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,097 m
Altura del fermentador	L(m)	1,679 m
Material	Acero inoxidable 304	

Tabla 8: Dimensiones Biorreactor 101A.

Biorreactor 102A		
Medida de	Símbolo	Dimensión
Diámetro del fermentador	D(m)	2,097m
Altura de llenado	H(m)	2,894 m
Volumen del fermentador	V(m ³)	10 m ³
Altura de la turbina inferior	H1(m)	0,699 m
Altura de la turbina superior	H2(m)	1,112 m
Diámetro de turbinas Rushton	W1(m)	1,112 m
Ancho de los deflectores verticales	W2(m)	0,210 m
Altura del fermentador	L(m)	3,618 m
Material	Acero inoxidable 304	

Tabla 9: Dimensiones Biorreactor 102A.

6.10. TANQUES DE ALMACENAMIENTO

Código del tanque de almacenamiento	Diámetro(m)	Altura(m)
TA-40A	2,040	3,060
TA-30A	0,940	1,410
TA-10A	4,400	6,600
TA-20A	2,040	3,060
Material	Acero al carbono	

Tabla 10: Dimensiones de tanque de almacenamiento.

6.11. EQUIPOS COMERCIALES

EQUIPO	EMPRESA	MODELO
CALDERA	Lattner Boiler Manufacturing Company	Caldera Marina Escocesa 300HP
CENTRIFUGA DE CESTA TUBULAR	Liaoyang Zhongliao	GQL
FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO AL VACÍO	BAS INGENIERÍA	Área de 63ft ²
MOLINO RAYMOND	Zhengzhou Machinery Co., Ltd.	General Mining 3R2715

Tabla 11: Equipos comerciales.

6.12. TUBERÍAS

LÍNEA	DESCRIPCIÓN	Diámetro Nominal	Longitud (m)	Material
1	Tramo que transporta la materia prima sin esterilizar hasta los tanques de almacenamiento de la materia prima esterilizada, pasando por los intercambiadores de calor	2"	25	SA-53B
2	Tramo que transporta la materia prima esterilizada desde los tanques de almacenamiento hasta los biorreactores	5"	45	SA-53B
3	Tramo que transporta el caldo de cultivo desde los biorreactores hasta las centrifugadoras	3"	30	SA-53B
4	Tramo que transporta el caldo de cultivo desde las centrifugadoras hasta los tanques de mezcla	3"	45	SA-53B
5	Tramo que conduce el líquido generado en los tanques mezcla hasta el filtro	3"	21	AISI 316
6	Tramo que conduce la corriente líquida que sale del filtro a la torre de destilación	3"	12	AISI 316
7	Tramo que dirige el producto de cabeza de la torre de destilación a los tanques mezcla	2 ½"	33	AISI 316

Tabla 12: Conducciones y diámetros nominales de las tuberías de la planta.

**DISEÑO DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE GOMA XANTANA
A PARTIR DE MELAZA DE REMOLACHA**



UCA

Universidad
de Cádiz

**DOCUMENTO 4:
PRESUPUESTO**

AUTOR:

DANIEL ROMÁN GONZÁLEZ

INDICE

Capítulo 1. Introducción.....	3
Capítulo 2. Estado de las mediciones.....	4
Capítulo 3. Costes de producción.....	8
Capítulo 4. Beneficio.....	11
Capítulo 5. Resumen económico.....	17
ANEXOS DE PRESUPUESTOS.....	18

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN

Este documento tiene como objetivo la estimación del presupuesto general de ejecución del proyecto “ Diseño de una planta de producción de goma xantana a partir de melaza de remolacha”. Para ello, se calculará el coste del inmovilizado, la mano de obra, los costes de producción, los impuestos del estado y los beneficios aportados por la venta y comercialización de la goma xantana.

El coste del inmovilizado se refiere al coste ocasionado por la compra de los equipos situados en el área de proceso. Este concepto incluye principalmente biorreactores, tanques de almacenamiento, intercambiadores de calor, tanques de agitación, torres de destilación, planta de agua desmineralizada, centrifugadoras de cesta tubular, filtro de tambor rotatorio, molino de Raymond, depósito de almacenamiento de goma xantana con deshumidificador, oficinas y laboratorio. Así como válvulas, bombas, equipos de control, equipos de seguridad, compresores e instrumentos de medida. La estimación del coste del inmovilizado viene en el apartado Estado de las Mediciones o el también llamado Presupuesto de Ejecución del Material (P.E.M).

Los costes de producción son todos aquellos que permiten mantener en funcionamiento la planta. Este apartado incluye un análisis detallado del gasto anual que supondrá la puesta en marcha, en lo referente a materias primas y servicios auxiliares.

Por último se calculará el beneficio neto anual de la planta, una vez restado al beneficio bruto, un volumen de impuestos y la depreciación que sufre cada año el inmovilizado de la planta. Tras todo esto, se determina la rentabilidad que proporciona la planta a los inversores, la cual deber ser superior al 15%, la habitual que tienen los inversores para la instalación y el desarrollo de plantas industriales.

CAPÍTULO 2. ESTADO DE LAS MEDICIONES

DESCRIPCIÓN	UNIDADES	PRECIO UNITARIO (€)	PRESUPUESTO PARCIAL (€)
Intercambiador de carcasa y tubos AEU-8in-20ft de 8,21m ²	6	5758	34548
Intercambiador de carcasa y tubos AEU-8in-6ft de 2,4m ²	6	5758	34548
Tanque de almacenamiento Tipo TA-40A	2	12580	25160
Tanque de almacenamiento Tipo TA-30A	2	5806	11612
Tanque de almacenamiento Tipo TA-10A	2	29033	58066
Tanque de almacenamiento Tipo TA-20A	2	12580	25160
Biorreactor serie 200A	6	91591	549546
Biorreactor Tipo BIO-102A	2	34217	68434
Biorreactor Tipo BIO-101A	2	14516	29032
Centrífuga de cesta tubular	16	4438	71008
Tanque mezcla Tipo TM-401A	8	84894	679152
Torre de destilación	2	150849	301698
Filtro de tambor	1	94983	94983

rotatorio al vacío				
Calderas		9	550000	4950000
Molino de Raymond		1	12000	12000
Planta Agua Desmineralizada		1	688000	688000
Total				7632947

Tabla1: Coste total de los equipos principales

El coste total de los equipos principales es de 7632947€. Existen otros costes para el funcionamiento de la planta, los costes directos adicionales. Estos costes directos adicionales, se pueden calcular con unos factores que están en función del coste total de los equipos principales.

A continuación se muestra una ecuación que permite calcular el coste directo total de la planta:

$$\text{Coste directo total} = \left(1 + \sum f_i\right) * I_E$$

Dónde:

I_E : el coste total de los equipos principales de la planta sin instalar

f_i : factor para calcular los costes directos de la planta

A continuación se muestran los factores típicos en una planta para calcular costes directos adicionales.

Costes directos adicionales	f_i
Mano de obra para la instalación de los equipos principales	0,10-0,20
Aislamiento	0,10-0,25
Conducciones	0,50-1,00
Cimientos	0,03-0,13
Edificios	0,07
Estructuras	0,05

Protección contra incendios	0,06-0,10
Instalación Eléctrica	0,07-0,15
Pintura y limpieza	0,06-0,10
$\sum f_i$	1,09-2,05

Tabla2: Costes directos adicionales. **Fuente:** Chemical Process Economics. Wiley, Nueva York, 1958.

$$\text{Coste directo total} = \left(1 + \sum f_i\right) * I_E = (1 + 1,57) * 7632947\text{€}$$

$$\text{Coste directo total} = 19616674\text{€}$$

Costes directos adicionales	€
Mano de obra para la instalación de los equipos principales	763295
Aislamiento	763295
Conducciones	7480289
Cimientos	381647
Edificios	534306
Estructuras	381647
Protección contra incendios	534306
Instalación Eléctrica	610636
Pintura y limpieza	534306
Suma Costes adicionales	11983727

Tabla3: Costes directos adicionales. **Fuente:** Chemical Process Economics. Wiley, Nueva York, 1958.

La construcción de una planta industrial también lleva asociado los llamados costes indirectos, estos costes incluyen los gastos de gerencia, servicios técnicos, honorarios de ingeniería e imprevistos. Los costes indirectos se pueden calcular con la ayuda de unos factores que están en función de los costes directos.

Costes indirectos		<i>f_i</i>
Gerencia	0,30	
Servicios técnicos, Honorarios de ingeniería	0,13	
Imprevistos	0,13	
	<i>f_I</i>	1+0,56

Tabla4: Costes indirectos . **Fuente:** Chemical Process Economics. Wiley, Nueva York, 1958.

$$\text{Coste total} = \left(1 + \sum f_i\right) * I_E * f_I$$

$$\text{Coste total} = 19616674\text{€} * 1,56 = 30602011\text{€}$$

CAPÍTULO 3. COSTES DE PRODUCCIÓN

A continuación se va a detallar el consumo anual de productos químicos en la planta y se mostrarán los precios por unidad de masa.

Cantidad de compuestos anual en la planta	
Melaza (t)	9244,77
Biomasa (t)	454,32
Xantano (t)	2762,3
IPA al 86% v/v (m^3) a añadir	3759,73
KCl (t)	34,20
Gas natural (t)	7917
Agua (m^3)	109800
Producto de colas (m^3)	120798,72
Humos (m^3)	10,9 millones
Vapor (t)	149993

Tabla 5: Cantidad de compuestos anual en la planta

Reactivos al año en Kilogramos	
KH_2PO_4	310140
$MgCl_2$	39840
ZnO	613
$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	940
H_3BO_3	682

Tabla 6: Reactivos al año en Kilogramos.

Precio del producto y coste anual		
Producto	Precio	Coste Anual(€)
Melaza	0,30 €/kg	2773431
IPA al 86% v/v	14,9 €/L	56019977
KCl	26,1 €/kg	892620
Gas natural	0,65 €/kg	5145889
KH_2PO_4	13,2 €/kg	4093848
$MgCl_2$	5,0 €/kg	199200
Agua	0,70 €/m ³	76860
$FeCl_3 \cdot 6H_2O$	47,0 €/kg	44180

H₃BO₃	99,20 €/Kg	67654
ZnO	74,60 €/kg	45730
Xantano	28,6 €/Kg	79001780

Tabla 7: Cantidad de compuestos anual en la planta

Es coste anual por tanto en compra de productos es de 69359550€.

Tras esto se va a estudiar el consumo eléctrico que se produce en la planta.

Equipos	Potencia(kW)	Tiempo actuación por ciclo	Número de equipos	Potencia total media(kW)
Biorreactor	167,630	34h	6	904,4
Centrifuga de cesta tubular (nº8)	24	4	2	13,71
Tanque de mezcla	252,2	1	8	288,23
Filtro tambor rotatorio	11	42	1	11
Molino Raymond	22	42	1	22
Bombas	-	-	-	526,66

Tabla 8: Consumos eléctricos de los equipos.

El consumo medio de potencia eléctrica se estima en 1766 kW.

El consumo eléctrico anual es de:

$$7704 h * 1766 kW = 13605264 kWh$$

La tarifa eléctrica de consumo es de $0,06 \frac{€}{kwh}$. El consumo eléctrico anual asciende a:

$$13605264 \text{ kWh} * 0,06 \frac{\text{€}}{\text{kWh}} = 816315\text{€}$$

El coste sumando el consumo de productos y el eléctrico es de 70175865€.

En la empresa trabajan en total veinte personas. Si se considera que el ingreso anual medio por trabajador es de 16000€, el coste para el pago a los trabajadores de la empresa es de 320000€.

El coste anual para que la planta esté en funcionamiento es de 70495865€.

CAPÍTULO 4. BENEFICIO

Cálculo de R (Beneficio bruto anual)

El beneficio bruto anual es la diferencia entre el ingreso neto por ventas anuales (S) y los costes de fabricación anuales (C).

El ingreso neto por ventas anuales de la planta (S) se calcula multiplicando la producción anual de goma por los ingresos que supondrá la venta por unidad de masa de la goma. Esto es:

$$S = 2762300 \frac{kg}{año} * 28,6 \frac{€}{kg} = 79001780 \frac{€}{año}$$

El beneficio bruto anual de la planta es de:

$$R = S - C = 79001780€ - 70495865€ = 8505915 €$$

Cálculo del BAIT (Beneficio antes de intereses e impuestos)

$$BAIT = R - DA$$

DA es la dotación de amortización.

El coste total de la instalación de la planta es de:

$$I_0 = 30602011€$$

El factor anual de amortización que se va a emplear, se ha elegido en base al Real Decreto 1777/2004, de 30 de julio, por el que se aprobó el Reglamento del Impuesto de Sociedades.

AGRUPACIÓN 25. INDUSTRIAS QUÍMICAS Y FARMACÉUTICAS

	Coefficiente lineal máximo = Porcentaje	Período máximo = Años
1. Instalaciones de fabricación de ácidos inorgánicos	15	14
2. Instalaciones de electrolisis y electrosíntesis	15	14
3. Hornos reactores para síntesis inorgánicas	15	14
4. Hornos reactores para fusión	15	14
5. Instalaciones de síntesis orgánicas a altas presiones y/o temperaturas	15	14
6. Instalaciones de cloración, nitración y sulfonación	15	14
7. Otras instalaciones específicas y maquinaria operativa para procesos químicos	12	18
a) Instalaciones de fabricación de lejías.		
b) Instalaciones de fabricación de detergentes sintéticos.		
c) Instalaciones de fabricación de explosivos y pólvoras.		
d) Instalaciones de fermentación.		

Figura1: Tabla oficial del coeficiente anual de amortización para sociedades mercantiles del sector químico y farmacéutico. **Fuente:** Reglamento del Impuesto de Sociedades del Real Decreto 1777/2004.

Se decide que el periodo de amortización sea de 9 años (menor que el periodo máximo, 18) El coeficiente lineal de amortización se obtiene al dividir uno entre el periodo de amortización, por tanto el factor anual de amortización es de un 11% (inferior a 12).

El valor residual de la planta es de 1,53 millones de euros (5% del coste de la planta). De esta forma el capital amortizable es de 29 millones de euros. Así, la dotación de amortización anual es de 3,22 millones de euros durante los 9 años.

Cálculo del BAT (Beneficio antes de impuestos)

$$BAT = BAIT - IB$$

Dónde:

IB: pago de intereses a los bancos

Se pedirá un préstamo a un banco con un valor de 12,2 millones de euros (40% del coste la planta) que se devolverá en 5 años con una tasa anual de un 30% (interés mensual de un 2,50%). La cuota del préstamo se calcula con base al método francés.

$$Cuota = C_0 * \frac{i * (1 + i)^m}{(1 + i)^m - 1}$$

Total préstamo	12240804€
Tasa	30%
Años	5
nº de cuotas	60
Interés	2,50
Pago cuota	396032€
Cuota sin intereses	204013€
Interés mensual	192018€
Interés anual	2304218€

Tabla 9: Resumen de las condiciones del préstamo.

Cálculo de P (Beneficio neto)

$$P = \text{BAT} - \text{Impuestos}$$

El valor del impuesto será de un 30% teniendo como base la Ley 35/2006, de 28 de noviembre, en la normativa reguladora del Impuesto sobre Sociedades (IS). En esta normativa se indica que el tipo general de gravamen para sociedades que se inicien a partir del 1 de enero de 2008 será del 30%.

La cifra de impuestos anual a pagar se calcula aplicando al BAT la tasa fraccional de impuestos.

$$\text{Impuestos} = 0,30 * \text{BAT}$$

Por tanto:

$$P = \text{BAT} - \text{Impuestos} = 0,70 * \text{BAT}$$

Cálculo del RN (Rendimiento Neto o Flujo de la caja por año)

$$\text{RN} = P + \text{DA}$$

El flujo de la caja en cada año es la suma del beneficio neto más la dotación de amortización.

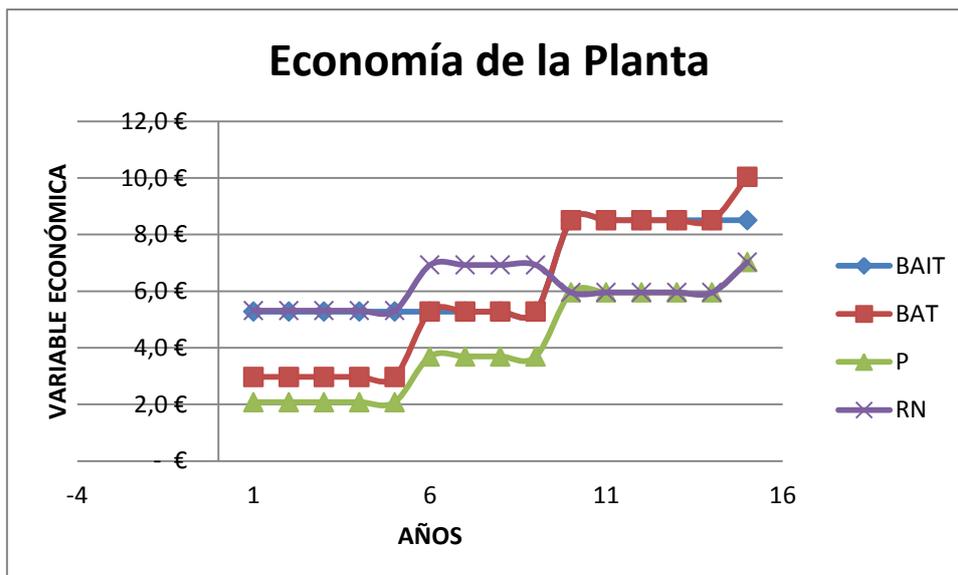


Figura2: Estudio de variables económicas de la planta durante la vida útil de la planta.

Cálculo del VAN (Valor actual neto)

El valor actual neto es un parámetro económico muy importante que permite valorar si un proyecto es rentable. El valor obtenido, indica el beneficio extra que se obtendría con un proyecto en relación a una inversión alternativa. Así que, si el VAN calculado tiene un valor positivo, la mejor opción para un inversor es apostar por este proyecto frente a una inversión alternativa.

La fórmula que permite calcular el Valor Actual Neto es:

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{V_t}{(1+k)^t} - I_0$$

Dónde:

V_t : representa los flujos de caja en cada periodo t.

I_0 : coste total de la instalación de la planta

n: es el número de periodos considerado

k: es la tasa de actualización o tasa de descuento

La tasa de actualización es la rentabilidad que nos proporcionaría una inversión alternativa. Para el estudio económico de este proyecto se va a considerar una tasa de actualización de un 5%.

La vida útil que se espera de la planta es de 15 años por ser la vida estándar de muchas industrias. Para el cálculo del VAN se calculará los flujo de cajas para cada año. En el último año el dato del flujo de caja llevará un valor extra que corresponderá con el valor residual de la planta

La fórmula del VAN aplicando una tasa de actualización de un 5% da un resultado es 31,6 millones de euros. El proyecto es rentable por tanto.

Una representación habitual en estudios económicos es la que muestra el valor de actual neto frente a distintas tasas de actualización.

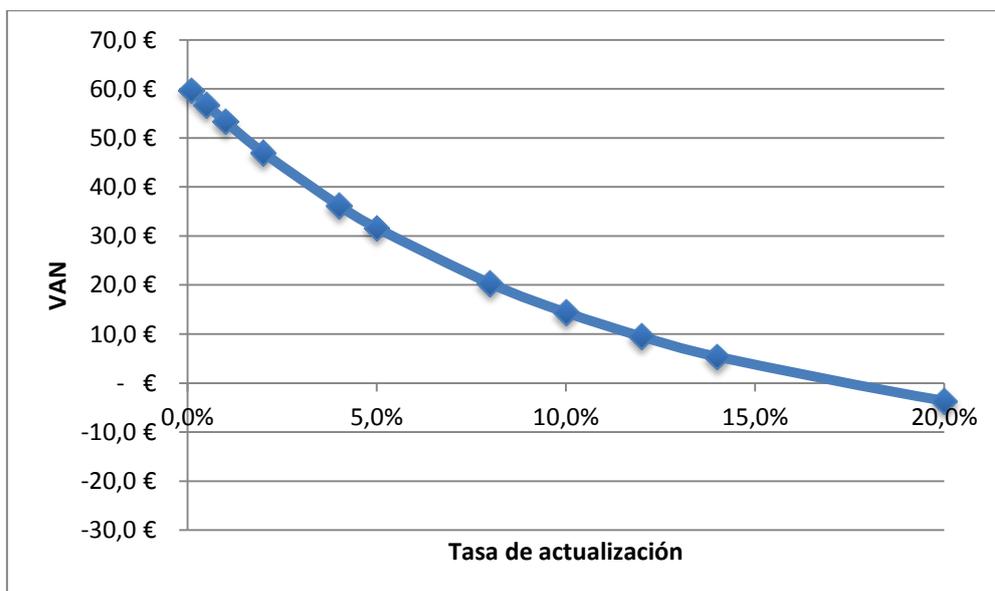


Figura3: Representación del VAN frente a la Tasa de actualización.

De esta gráfica se obtiene el valor la tasa de actualización que hace que el VAN sea 0, este parámetro es conocido como tasa interna de retorno. En este caso TIR=17,2%. Este parámetro le indica a un inversor que es preferible invertir en este proyecto, sino encuentra un negocio alternativo que tenga una rentabilidad superior al TIR.

En proyectos industriales las tasas internas de retorno exigibles son de al menos un 15%, por lo que el proyecto es atractivo.

CAPÍTULO 5. RESUMEN ECONÓMICO

A continuación aparece un resumen de las variables económicas del proyecto que han permitido el cálculo del VAN.

PARÁMETRO	VALOR
VIDA ÚTIL PLANTA	15 años
COSTE DE LA PLANTA	30602011 €
% VALOR RESIDUAL PLANTA	5%
VENTAS NETAS	79001780 €
COSTES TOTALES	70495865 €
TASA FRACCIONAL DE IMPUESTOS	30%
TASA DE ACTUALIZACIÓN	5%
PRESTAMO	40%
TASA AÑOS	30%
PERIODO DE AMORTIZACIÓN	5
COEFICIENTE	9 años
	11%

Tabla 9: Resumen económico del proyecto.

De estos datos se obtiene el valor de distintas variables económicas.

PARÁMETRO	VALOR
VAN	31,6 millones de euros
TASA INTERNA DE RENTABILIDAD	17,2%
TANTO MEDIO DE RENTABILIDAD	20%
RELACIÓN BENEFICIO-COSTE	1,033

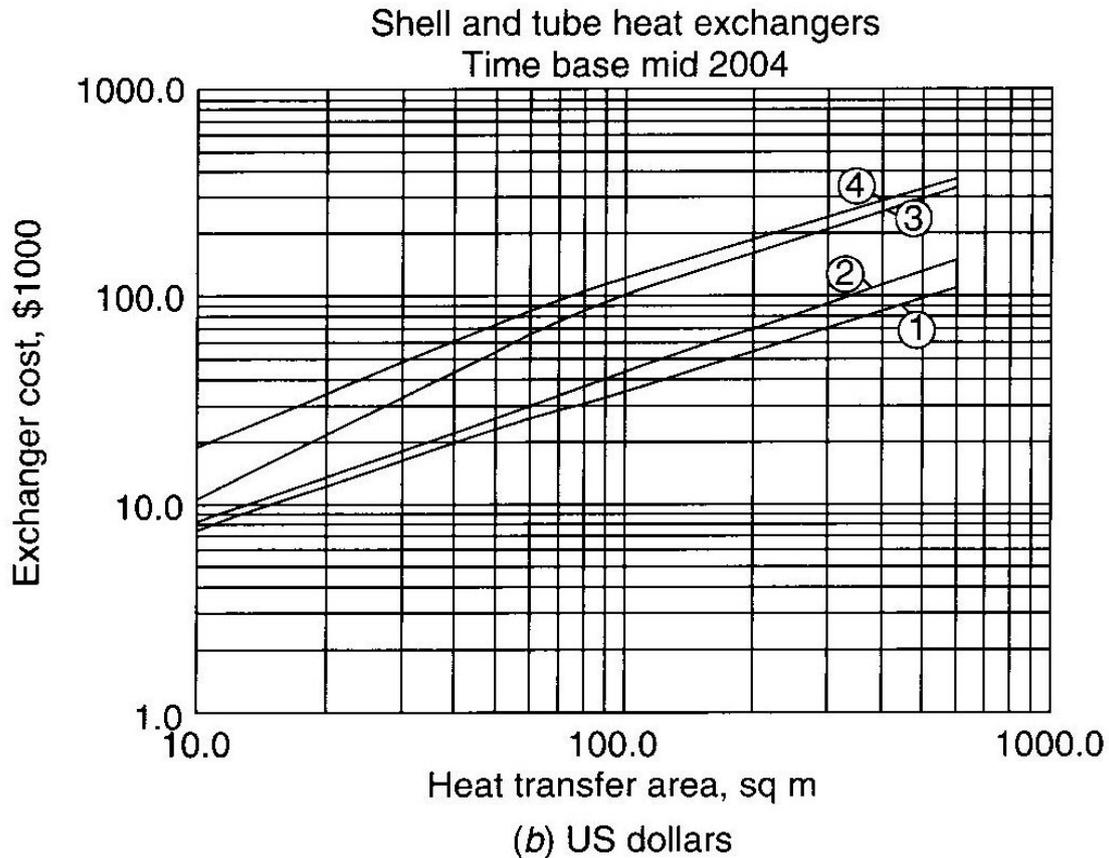
Tabla 10: Variables económicas importantes.

ANEXOS DE **PRESUPUESTO**

I.	ANEXO I : PRECIO UNITARIO INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	20
II.	ANEXO II : PRECIO UNITARIO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO.....	23
III.	ANEXO III : PRECIO UNITARIO DE LOS BIORREACTORES Y LOS TANQUES DE MEZCLA.....	25
IV.	ANEXO IV : PRECIO UNITARIO DE LAS CENTRIFUGADORAS DE CESTA TUBULAR.....	27
V.	ANEXO V: PRECIO UNITARIO DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN.....	28
VI.	ANEXO VI: PRECIO UNITARIO DEL FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO AL VACÍO.....	30

I PRECIO UNITARIO INTERCAMBIADORES DE CALOR

El cálculo estimado de los intercambiadores de calor de la planta, se realizará con la ayuda del siguiente gráfico.



Materials		Pressure factors		Type factors	
Shell	Tubes				
① Carbon steel	Carbon steel	1-10 bar	× 1.0	Floating head	× 1.0
② C.S.	Brass	10-20	× 1.1	Fixed tube sheet	× 0.8
③ C.S.	Stainless steel	20-30	× 1.25	U tube	× 0.85
④ S.S.	S.S.	30-50	× 1.3	Kettle	× 1.3
		50-70	× 1.5		

Figure 6.3a, b. Shell and tube heat exchangers. Time base mid-2004
 Purchased cost = (bare cost from figure) × Type factor × Pressure factor

Figura 1AP: Coste de un intercambiador de calor según tipo, material de diseño y presiones de trabajo. **Fuente:** R.K. Sinnott, 2005.

En primer lugar, se va a calcular el coste de los intercambiadores que tienen la función de precalentar la materia prima. Las características técnicas de estos intercambiadores son las de ser

Intercambiadores de carcasa y tubos AEU-8in-20ft de $8,21m^2$, construidos con tubos de acero al carbono ASTM A-106 y carcasa de acero al carbono ASTM 516A Grado 60.

Por el material que está hecho el intercambiador, la curva que hay que tener en cuenta en el diagrama es la uno y se saca el valor del coste del intercambiador con el área más baja que presenta el diagrama ($10m^2$). El coste es de 7000\$. Hay que tener en cuenta dos factores para precisar el coste del equipo: el factor de presión es uno y el factor por el tipo de intercambiador (tubo en forma de U) es de 0,85. El coste del equipo multiplicando los factores es de:

$$\text{Coste del equipo} = 7000\$ \cdot 0,85 \cdot 1 = 5950\$$$

Este sería el coste de este equipo para el año 2004. Para el año 2015 con la variación del precio de los equipos es otro. Existe un índice que permite calcular el coste de un equipo según el año en el que se compre. Este índice es el CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index).

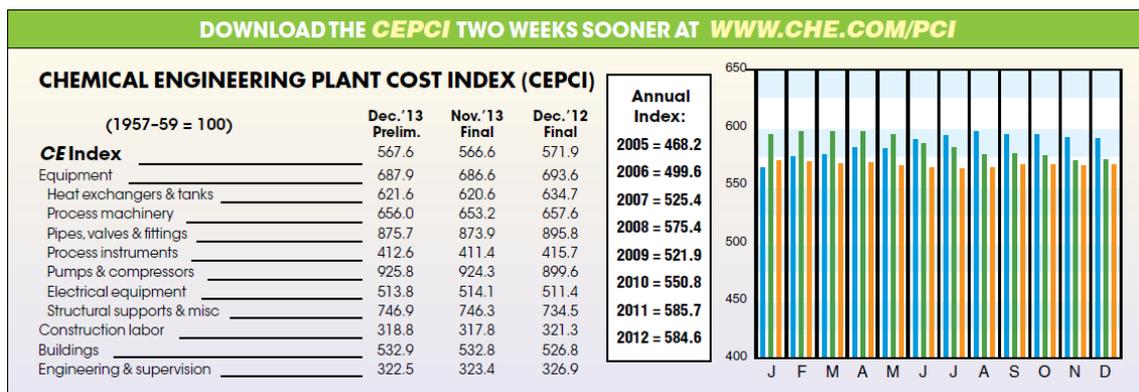


Figura 2AP: CEPCI para varios años.

Con la fórmula siguiente se va a calcular el coste del intercambiador para el año 2015.

$$\frac{C_{T2}}{C_{T1}} = \left(\frac{I_{T2}}{I_{T1}} \right)$$

Dónde:

C: precio de la compra

I: índice de coste

Para calcular el coste se van a usar los CEPCI generales del año 2005 y 2012 por ser los más cercanos que se disponen, al año 2004 (año con el que se ha calculado el coste del equipo con el diagrama) y 2015 (año actual).

$$\frac{C_{T2015}}{C_{T2004}} = \frac{I_{T2015}}{I_{T2004}} \rightarrow \frac{C_{T2015}}{5950\$} = \frac{584,5}{468,2} \rightarrow C_{T2015} = 7428\$$$

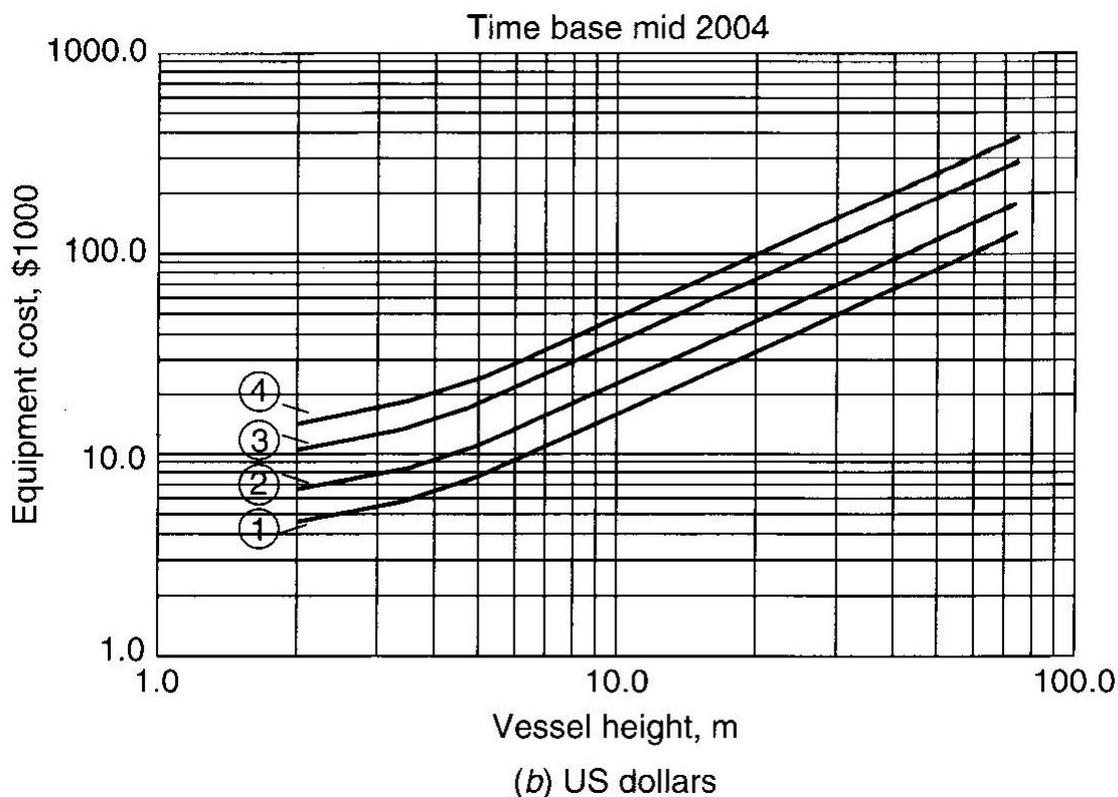
Convirtiendo esta unidad monetaria a euros:

$$7428\$ * \frac{\text{€}}{1,29\$} = 5758\text{€}$$

Los intercambiadores que se encargan de esterilizar la materia prima, haciendo que tenga una temperatura de 140°C con la ayuda de vapor tienen las siguientes características técnicas AEU-8in-6ft de 2,4m² y contruidos con acero al carbono ASTM 516A Grado 60 la carcasa y con tubos de acero al carbono ASTM A-106.

Con estos datos se llega que el coste de este tipo de intercambiador será igual o inferior a 5758€. En el apartado Estado de las mediciones se va considerar que el precio de este equipo es de 5758€.

II PRECIO UNITARIO DE LOS TANQUES DE ALMACENAMIENTO



Diameter, m		Material factors	Pressure factors
①—0.5	③—2.0	C.S. × 1.0	1–5 bar × 1.0
②—1.0	④—3.0	S.S. × 2.0	5–10 × 1.1
		Monel × 3.4	10–20 × 1.2
		S.S. clad × 1.5	20–30 × 1.4
		Monel × 2.1	30–40 × 1.6
		clad	40–50 × 1.8
			50–60 × 2.2

Temperature up to 300°C

Figure 6.5a, b. Vertical pressure vessels. Time base mid-2004.
 Purchased cost = (bare cost from figure) × Material factor × Pressure factor

Figura 3AP: Coste de un tanque de almacenamiento según diámetro del tanque, material de diseño y presiones de trabajo.
Fuente: R.K. Sinnott, 2005.

Primero se va a mostrar una tabla con las dimensiones de los tanques de almacenamiento para poder tenerlo en cuenta en el

coste. El material va a ser acero al carbono. En las dos últimas columnas se muestra el coste de los tanques teniendo todo esto en cuenta.

Código tanque de almacenamiento	del de	Diámetro(m)	Altura(m)	Coste (€) año 2004	Coste (€) año 2015
TA-40A		2,040	3,060	10077	12580
TA-30A		0,940	1,410	4651	5806
TA-10A		4,400	6,600	23256	29033
TA-20A		2,040	3,060	10077	12580

Tabla 1AP: Dimensiones y coste de los tanques de almacenamiento.

III PRECIO UNITARIO DE LOS BIORREACTORES Y LOS TANQUES DE MEZCLA

Se usará para estimar el coste de las unidades la siguiente fórmula:

$$C_e = C * S^n$$

C_e : Coste del equipo en dolores

C : Constante

S : parámetro característico del tamaño

n : índice para el tipo de equipo

Se va a usar los parámetros que están disponibles en el libro “R.K. Sinnott, 2005”, esta ecuación proporciona el coste de los equipos en el año 2004.

Se va usar para el cálculo del coste de los biorreactores los parámetros para reactores enchaquetados agitados, por ser los equipos más cercanos a los biorreactores que se están usando.

$$C_e = 15000 * 100^{0,40} = 94644\$$$

$$\frac{C_{T2015}}{94644\$} = \frac{584,5}{468,2} \rightarrow C_{T2015} = 118153\$$$

Convirtiendo esta unidad monetaria a euros:

$$118153\$ * \frac{\text{€}}{1,29\$} = 91591\text{€}$$

Este es el precio del biorreactor de $100m^3$. Para el biorreactor de $10m^3$ el coste es de 34217€ y para el de un metro cubico de 14516€, estos datos se han obtenido operando de la misma forma que se ha hecho para el biorreactor de $100m^3$.

Ahora se va a calcular el coste de los tanques mezcla de $82,699m^3$:

$$C_e = 15000 * 82,699^{0,40} = 87718\$$$

$$\frac{C_{T2015}}{87718\$} = \frac{584,5}{468,2} \rightarrow C_{T2015} = 109507\$$$

Convirtiendo esta unidad monetaria a euros:

$$118153\$ * \frac{\text{€}}{1,29\$} = 84899\text{€}$$

IV PRECIO UNITARIO DE LAS CENTRIFUGADORAS DE CESTA TUBULAR

Se usará para estimar el coste de las unidades la siguiente fórmula:

$$C_e = C * S^n = 58000 * 0,142^{1,3} = 4586\$$$

Dónde "S" es el diámetro interno de las centrífugas de cesta tubular en metros.

$$\frac{C_{T2015}}{4586\$} = \frac{584,5}{468,2} \rightarrow C_{T2015} = 5725\$$$

Convirtiendo esta unidad monetaria a euros:

$$5725\$ * \frac{\text{€}}{1,29\$} = 4438\text{€}$$

V PRECIO UNITARIO DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN

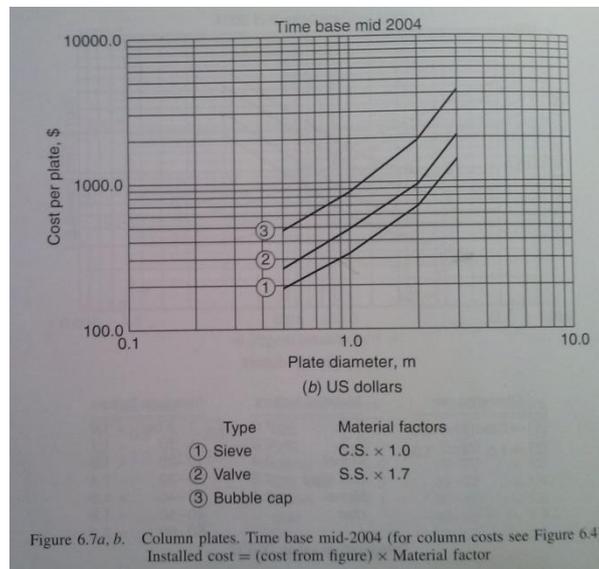


Figura 4AP: Diagrama que permite estimar el coste de una columna de destilación. **Fuente:** R.K. Sinnott, 2005. Chemical Engineering Design, Editorial Elsevier, cuarta edición. Pág. 258.

Con el gráfico de arriba, sabiendo que diámetro de la torre es de 1,5312 m se obtiene el coste económico de cada plato en dólares, que es de 570 \$ aún sin utilizar el factor del material. En el gráfico se ha utilizado la curva para platos perforados.

Coste por plato = 570 \$ = $570 \$ \cdot \frac{1 \text{ €}}{1,29 \$} = 441,86 \text{ €}$ (Material acero al carbono)

Coste de la torre de destilación = 4 platos * $441,86 \frac{\text{€}}{\text{plato}} = 1767,44 \text{ €}$ (Material acero al carbono) (4 es el número de platos teóricos)

El material de la torre será de acero inoxidable (Stainless Steel) para protegerla de la corrosión de las condiciones ambientales y de las sales que contiene el líquido que pasa por los platos. Para este material el factor es de 1,7. El coste esperado de la columna sería en el año 2004 de 3004,65€.

$$\frac{C_{T2015}}{3004,65\text{€}} = \frac{584,5}{468,2} \rightarrow C_{T2015} = 3751\text{€}$$

Ahora se va a calcular el coste estimado del calderín tipo Kettle que lleva la torre de destilación. Para ello se utiliza el dato de transferencia de calor $57,23\text{m}^2$ y la Figura1.

El coste según este diagrama es de 136000\$.

$$\frac{C_{T2015}}{136000\text{€}} = \frac{584,5}{468,2} \rightarrow C_{T2015} = 169782\text{\$}$$

Convirtiendo esta unidad monetaria a euros:

$$169782\text{\$} * \frac{\text{€}}{1,29\text{\$}} = 131614\text{€}$$

Ahora se va a calcular el coste estimado del condensador que lleva la torre de destilación. Con ayuda de la Figura1 y el área de transferencia de calor del condensador, que es de $41,4\text{m}^2$ se obtiene el precio de esta unidad en el año 2004, que es de 16000\$.

$$\frac{C_{T2015}}{16000\text{\$}} = \frac{584,5}{468,2} \rightarrow C_{T2015} = 19974\text{\$}$$

Convirtiendo esta unidad monetaria a euros:

$$19974\text{\$} * \frac{\text{€}}{1,29\text{\$}} = 15484\text{€}$$

El coste de la torre de destilación es la suma de las tres partes de la torre de destilación: el condensador, el calderín y los platos.

$$\text{Coste de la torre} = 15484\text{€} + 131614\text{€} + 3751\text{€} = 150849\text{€}$$

VI PRECIO UNITARIO DEL FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO AL VACIO

Se usará para estimar el coste de las unidades la siguiente fórmula:

$$C_e = C * S^n = 34000 * 5,8525^{0,6} = 98148\$$$

Dónde "S" es el área del filtro de tambor rotatorio al vacío en metros cuadrados.

$$\frac{C_{T2015}}{98148\$} = \frac{584,5}{468,2} \rightarrow C_{T2015} = 122528\$$$

Convirtiendo esta unidad monetaria a euros:

$$122528\$ * \frac{\text{€}}{1,29\$} = 94983\text{€}$$

