

UNIVERSIDAD DE ALMERÍA
ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR Y FACULTAD DE CIENCIAS
EXPERIMENTALES



PROYECTO FIN DE CARRERA
INGENIERÍA QUÍMICA

DISEÑO DE UNA BIORREFINERÍA DE MICROALGAS A NIVEL
PLANTA PILOTO

Almería, Junio de 2013

OUASSIM ZERIOUH



UNIVERSIDAD DE ALMERÍA

**ESCUELA POLITÉCNICA SUPERIOR Y FACULTAD DE CIENCIAS
EXPERIMENTALES**

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

**DISEÑO DE UNA BIORREFINERÍA DE MICROALGAS A NIVEL
PLANTA PILOTO**

AUTOR:

OUASSIM ZERIOUH

DIRECTORES:

ANTONIO GIMÉNEZ GIMÉNEZ

PEDRO ANTONIO GONZÁLEZ MORENO

Almería, Junio de 2013

ÍNDICE DEL PROYECTO

DOCUMENTO N°1. MEMORIAS

MEMORIA JUSTIFICATIVA

MEMORIA DESCRIPTIVA

DOCUMENTO N°2. ANEJOS

ANEJO N°1. BALANCES DE MATERIA

ANEJO N°2. DISEÑO DE EQUIPOS Y ESQUEMAS DE CONTROL

ANEJO N°3. TUBERÍAS Y BOMBAS

ANEJO N°4. DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

ANEJO N°5. SEGURIDAD INDUSTRIAL Y CONTROL

ANEJO N°6. PREVENCIÓN Y PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS

DOCUMENTO N°3. PLANOS

DOCUMENTO N°4. PLIEGO DE CONDICIONES

DOCUMENTO N°5: PRESUPUESTO Y MEJORAS DEL PROCESO

DOCUMENTO N°1
MEMORIAS

MEMORIA
JUSTIFICATIVA

MEMORIA JUSTIFICATIVA

ANTECEDENTES

- 1. BIOREFINERÍA DE MICROALGAS**
 - 1.1 CONCEPTO DE BIOREFINERÍA**
 - 1.2 PROCESAMIENTO DE BIOMASA EN BIOREFINERÍA**
 - 1.3 MICROALGAS COMO MATERIA PRIMA PROMETEDORA**
 - 1.4 BALANCE ENERGÉTICO DE UNA BIORREFINERÍA**

- 2. MICROALGAS**
 - 2.1 INTRODUCCIÓN**
 - 2.2 CLASIFICACIÓN**
 - 2.2.1 LAS CIANOBACTERIAS**
 - 2.2.2 PROCHLOROPHYTA**
 - 2.2.3 ALGAS EUCARIOTAS**
 - 2.2.4 LAS ALGAS VERDES**
 - 2.2.5 EUGLENIDA**
 - 2.2.6 RHODOPHYTA**
 - 2.2.7 PRYMNESIOPHYTA**
 - 2.2.8 HETEROKONTOPHYTA**
 - 2.2.9 PRYMNESIOPHYTA**
 - 2.2.10 DINOFLAGELLATA**
 - 2.2.11 ALGAS EXTREMÓFILAS**
 - 2.3 COMPOSICIÓN BIOQUÍMICA DE LAS MICROALGAS**
 - 2.3.1 LÍPIDOS**
 - 2.3.2 HIDRATOS DE CARBONO**
 - 2.3.3 PROTEÍNAS**
 - 2.4 CULTIVOS DE MICROALGAS**
 - 2.4.1 SISTEMAS DE CULTIVO**
 - 2.4.2 FIJACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO**
 - 2.4.3 POSIBLES MEJORAS EN LOS CULTIVOS**
 - 2.5 REQUISITOS DE AGUA PARA LOS CULTIVOS**
 - 2.6 COSTOS DE PRODUCCIÓN**
 - 2.7 IMPACTOS AMBIENTALES**

- 2.8 REOLOGÍA DE LAS SUSPENSIONES DE MICROALGAS**
- 2.9 POSIBLES MEJORAS PARA AUMENTAR LA PRODUCTIVIDAD**
- 2.10 PRODUCTOS DERIVADOS DE MICROALGAS**
- 2.11 BIBLIOGRAFÍA**

- 3. PIGMENTOS A PARTIR DE MICROALGAS**
 - 3.1 CAROTENOIDES**
 - 3.1.1 INTRODUCCIÓN**
 - 3.1.2 ESTRUCTURA Y DISTRIBUCIÓN**
 - 3.1.3 FUNCIONES DE LOS CAROTENOIDES**
 - 3.1.4 PRINCIPALES CAROTENOIDES**
 - 3.1.4.1 ASTAXANTINA**
 - a. DEFINICIÓN, PROPIEDADES Y ESTRUCTURA**
 - 3.1.4.2 FUCOXANTINA**
 - a. DEFINICIÓN, PROPIEDADES Y ESTRUCTURA**
 - 3.1.4.3 β -CAROTENO**
 - a. DEFINICIÓN, PROPIEDADES Y ESTRUCTURA**
 - 3.1.4.4 LA LUTEÍNA Y LA ZEAXANTINA**
 - a. DEFINICIÓN, PROPIEDADES Y ESTRUCTURA**
 - 3.1.5 APLICACIONES**
 - 3.1.5.1 INDUSTRIA ALIMENTARIA Y FORMULACIÓN DE PIENSOS**
 - 3.1.5.2 FUNCIÓN BIOLÓGICA Y BENEFICIOS PARA LA SALUD**
 - a. LOS CAROTENOIDES Y LA ACTIVIDAD PROVITAMINA A**
 - b. LA ACTIVIDAD ANTIOXIDANTE Y ANTITUMORAL**
 - 3.1.6 PRODUCCIÓN INDUSTRIAL**
 - 3.1.6.1 ESPECIES DE MICROALGAS AMPLIAMENTE UTILIZADAS PARA LA PRODUCCIÓN DE CAROTENOIDES**
 - 3.1.6.2 COMPOSICIÓN DE CAROTENOIDES EN VARIAS ESPECIES DE MICROALGAS**
 - 3.1.6.3 CONDICIONES ÓPTIMAS DE CULTIVO DE MICROALGAS PARA PRODUCIR CAROTENOIDES**
 - 3.1.6.4 COMPARACIÓN ENTRE ALGUNOS CAROTENOIDES NATURALES Y SINTÉTICOS**
 - 3.2 LAS CLOROFILAS**

- 3.2.1 INTRODUCCIÓN**
- 3.2.2 CLASIFICACIÓN DE LAS CLOROFILAS**
- 3.2.3 ESTABILIDAD DE LAS CLOROFILAS**
 - 3.2.3.1 REACCIÓN DE EPIMERIZACIÓN**
 - 3.2.3.2 REACCIÓN DE ALOMERIZACIÓN**
 - 3.2.3.3 DEGRADACIÓN TÉRMICA**
- 3.2.4 APLICACIONES EN LA ALIMENTACIÓN Y SALUD**
- 3.3 FICOBILIPROTEÍNAS**
 - 3.3.1 INTRODUCCIÓN**
 - 3.3.2 PRINCIPALES FICOBILIPROTEÍNAS DE MICROALGAS**
 - 3.3.2.1 FICOERITRINAS**
 - a. β -FICOERITRINA**
 - b. R-FICOERITRINA**
 - c. ALOFICOCIANINA**
 - 3.3.3 PROPIEDADES DE LAS FICOBILIPROTEÍNAS Y SUS APLICACIONES**
 - 3.3.3.1 PUNTOS ISOELÉCTRICOS**
 - 3.3.3.2 SÍNTESIS DE CONJUGADOS**
 - 3.3.3.3 LOCALIZACIÓN DE LOS BILINS DENTRO DE LA ESTRUCTURA TRIDIMENSIONAL DE LAS FICOBILIPROTEÍNAS**
 - 3.3.3.4 COEFICIENTES DE ABSORCIÓN MOLAR Y RENDIMIENTOS CUÁNTICOS DE FLUORESCENCIA**
 - 3.3.3.5 EL ESPECTRO DE ABSORCIÓN**
 - 3.3.3.6 TRANSFERENCIA DE ENERGÍA INTERMOLECULAR**
 - 3.3.3.7 APLICACIONES DE FICOBILIPROTEÍNAS EN HISTOQUÍMICA**
 - 3.3.3.8 PRECIOS Y DISTRIBUIDORES**
 - 3.3.4 CONCLUSIONES**
 - 3.4 BIBLIOGRAFÍA**
- 4. BIODIÉSEL A PARTIR DE MICROALGAS**
 - 4.1 INTRODUCCIÓN**
 - 4.2 PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL POR TRANSESTERIFICACIÓN**
 - 4.2.1 DEFINICIÓN**

4.2.2 CATÁLISIS DE LA REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN

4.2.2.1 CATÁLISIS HOMOGÉNEA ALCALINA

4.2.2.2 CATÁLISIS HOMOGÉNEA ÁCIDA

4.2.3 CATÁLISIS HETEROGÉNEA MEDIANTE LIPASAS

**4.3 PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL POR ESTERIFICACIÓN
MEDIANTE LIPASAS**

4.3.1 INTRODUCCIÓN

4.3.2 DIFICULTADES DE LA APLICACIÓN DE LAS LIPASAS

4.3.3 MEJORAS PARA LA APLICACIÓN DE LIPASAS

4.3.3.1 EFECTO INHIBIDOR DEL ALCOHOL

4.3.3.2 MEDIOS CON DISOLVENTES ORGÁNICOS

4.3.3.3 LIPASAS INMOVILIZADAS

4.4 MECANISMO DE REACCIÓN DE ESTERIFICACIÓN

4.4.1 EL MODELO DE MICHAELIS MENTEN

4.4.2 EL MECANISMO DEL PING PONG

4.5 LIPASAS UTILIZADAS EN LA ESTERIFICACIÓN

4.5.1 LIPASAS EXTRACELULARES

4.5.2 LIPASAS INTRACELULARES

4.5.3 MICROORGANISMOS PRODUCTORES DE LIPASAS

4.6 LEGISLACIÓN EUROPEA: EN 14214:2008

4.7 BIBLIOGRAFÍA

5. POLISACÁRIDOS Y BIOETANOL A PARTIR DE MICROALGAS

5.1 INTRODUCCIÓN Y SITUACIÓN ACTUAL

5.2 BIBLIOGRAFÍA

6. INMOVILIZACIÓN DE LAS ENZIMAS

6.1 INTRODUCCIÓN

**6.2 DEFINICIÓN, VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA
INMOVILIZACIÓN DE LAS ENZIMAS**

6.2.1 DEFINICIÓN

6.2.2 VENTAJAS

6.2.3 DESVENTAJAS

6.3 MÉTODOS DE INMOVILIZACIÓN DE ENZIMAS

- 6.3.1 RETENCIÓN FÍSICA**
- 6.3.2 RETENCIÓN QUÍMICA**
 - 6.3.2.1 UNIÓN COVALENTE DE LAS ENZIMAS A LOS SOPORTES**
- 6.4 SOPORTES DE INMOVILIZACIÓN DE LAS ENZIMAS**
 - 6.4.1 SOPORTES INORGÁNICOS**
 - 6.4.2 SOPORTES ORGÁNICOS**
- 6.5 EFECTOS DE LA INMOVILIZACIÓN**
 - 6.5.1 EFECTOS EN LA ESTABILIDAD**
 - 6.5.2 EFECTOS EN LA ACTIVIDAD ENZIMÁTICA**
 - 6.5.2.1 PÉRDIDA TOTAL DE LA ACTIVIDAD**
 - 6.5.2.2 PÉRDIDA PARCIAL DE LA ACTIVIDAD**
- 6.6 ELECCIÓN DEL MÉTODO DE INMOVILIZACIÓN**
- 6.7 BIBLIOGRAFÍA**

OBJETIVOS

JUSTIFICACIÓN

SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS

- 1. DIAGRAMA DE BLOQUES**

- 2. MÉTODOS DE PRETRATAMIENTO DE LA BIOMASA**
 - 2.1 SECADO DE LA BIOMASA**
 - 2.2 RUPTURA CELULAR**
 - 2.3 HOMOGENEIZADORES DE ALTA PRESIÓN**
 - 2.4 MOLINO DE BOLAS DE VIDRIO Y CERÁMICA**
 - 2.5 ULTRASONIDOS**
 - 2.6 TRATAMIENTO CON ÁLCALIS**
 - 2.7 TRATAMIENTO CON MICROONDAS**
 - 2.8 AUTOCLAVE**
 - 2.9 HIDROLISIS ENZIMÁTICA**
 - 2.9.1 CELULASA: MODELO PARA HIDROLIZAR POLISACÁRIDOS**
 - 2.9.1.1 INTRODUCCIÓN**
 - 2.9.1.2 DEFINICIÓN**
 - 2.9.1.3 SUSTRATOS**

**2.9.1.4 CELULOSA EN LA INDUSTRIA ENERGÉTICA:
BIOCOMBUSTIBLES**

**2.9.1.5 MICROLALGAS: MATERIA PRIMA, PRODUCCIÓN DE
AZÚCARES REDUCTORES**

2.10 CONCLUSIONES

2.11 BIBLIOGRAFÍA

3. EXTRACCIÓN DE LOS LÍPIDOS

3.1 MÉTODOS DE EXTRACCIÓN CON DISOLVENTES

3.1.1 SAPONIFICACIÓN DIRECTA DE LA BIOMASA

**3.1.2 EXTRACCIÓN DIRECTA DE LÍPIDOS A PARTIR DE LA
BIOMASA**

**3.1.3 HEXANO COMO SISTEMA DISOLVENTE PARA LA
EXTRACCIÓN DE ACEITE**

3.1.4 OTROS SISTEMAS DE DISOLVENTES

3.2 EXTRACCIÓN CON FLUIDOS SUPERCRÍTICOS

**3.2.1 FUNDAMENTO DE EXTRACCIÓN CON FLUIDOS
SUPERCRÍTICOS**

3.2.2 COMPARACIÓN DE AMBOS MÉTODOS DE EXTRACCIÓN

3.2.3 APLICACIONES DE LOS FLUIDOS SUPERCRÍTICOS

**3.3 PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN LA EXTRACCIÓN DE
LÍPIDOS**

3.3.1 EL CONTENIDO DE HUMEDAD

3.3.2 EL TAMAÑO DE PARTÍCULA

3.3.3 LA VELOCIDAD DEL AGITADOR

3.3.4 LA TEMPERATURA

3.3.5 EL TIEMPO DE EXTRACCIÓN

3.3.6 LA RELACIÓN DISOLVENTE/SÓLIDO

3.3.7 OPTIMIZACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE EXTRACCIÓN

3.4 CINÉTICA DE EXTRACCIÓN DE LÍPIDOS

3.4.1 MODELOS CINÉTICOS

3.4.2 CINÉTICAS DE PRIMER ORDEN

3.4.2.1 EXTRACCIÓN SIN PRETRATAMIENTO DE LA BIOMASA

3.4.2.2 EXTRACCIÓN CON PRETRATAMIENTO DE LA BIOMASA

3.4.3 CINÉTICA DE SEGUNDO ORDEN

3.5 CONCLUSIONES

3.6 BIBLIOGRAFÍA

**4. ESTERIFICACIÓN DE ÁCIDOS GRASOS LIBRES MEDIANTE
LIPASAS INMOVILIZADAS**

4.1 EFECTO DEL MEDIO DE REACCIÓN

4.2 EFECTO DEL ALCOHOL

4.3 EFECTO DEL AGUA

4.4 CONCLUSIONES

4.5 BIBLIOGRAFÍA

**5. BIORREACTORES PARA LA INMOVILIZACIÓN DE LAS
ENZIMAS**

5.1 BIORREACTORES DE LECHO EMPACADO (PBR)

**5.2 BIORREACTORES ALTERNATIVOS PARA LA
INMOVILIZACIÓN DE LAS ENZIMAS**

5.2.1 BIORREACTOR DE LECHO FLUIDIZADO (FBR)

5.2.2 BIORREACTOR DE COLUMNA DE BURBUJEO (BCR)

5.2.3 BIORREACTOR DE LECHO EXPANDIDO (EBR)

5.2.4 COMPARACIÓN DE LOS BIORREACTORES

5.3 BIORREACTORES DE MEMBRANAS DE NANOFIBRAS

5.3.1 FUNDAMENTO

5.3.2 DESARROLLO DE UN BIORREACTOR DE NANOFIBRAS

5.3.3 ESQUEMA REPRESENTATIVO DEL REACTOR

5.4 CONCLUSIONES

5.5 BIBLIOGRAFÍA

**6. MEMBRANAS DE NANOFIBRAS MEDIANTE LA TÉCNICA DE
ELECTROHILADO**

**6.1 DESCRIPCIÓN Y CARACTERÍSTICAS DE LA TÉCNICA DE
ELECTROHILADO**

6.2 BIBLIOGRAFÍA

- 7. TÉCNICAS DE SEPARACIÓN DE LA BIOMASA**
 - 7.1 PARÁMETROS DE ELECCIÓN DE LA TÉCNICA DE SEPARACIÓN**
 - 7.1.1 GRADO DE SEPARACIÓN**
 - 7.1.2 DIÁMETRO DE PARTÍCULA Y CONCENTRACIÓN DE LA ALIMENTACIÓN**
 - 7.1.3 EL CAUDAL Y LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN DE LA PARTÍCULA**
 - 7.2 PARÁMETROS DE LA SELECCIÓN DE CENTRÍFUGAS DE SEDIMENTACIÓN Y DE FILTRACIÓN**
 - 7.3 LA CENTRIFUGACIÓN**
 - 7.3.1 INTRODUCCIÓN**
 - 7.3.2 ELECCIÓN DEL TIPO DE CENTRÍFUGA EN FUNCIÓN DEL DIÁMETRO DE PARTÍCULA**
 - 7.4 LA FILTRACIÓN**
 - 7.4.1 FILTROS DE PRENSA A BAJA PRESIÓN**
 - 7.4.2 FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO A VACÍO**
 - 7.5 BIBLIOGRAFÍA**

- 8. RECUPERACIÓN DE DISOLVENTES**
 - 8.1 TIPOS DE EVAPORADORES**
 - 8.1.1 EVAPORADORES DE TUBO LARGO**
 - 8.1.2 EVAPORADORES DE CIRCULACIÓN FORZADA**
 - 8.1.3 EVAPORADORES AGITADOS DE PELÍCULA FINA**
 - 8.2 SELECCIÓN DEL TIPO DE EVAPORADOR EN FUNCIÓN DE LA VISCOSIDAD**
 - 8.2.1 GENERALIDADES**
 - 8.3 NORMAS ESTÁNDAR PARA LA SELECCIÓN**
 - 8.4 CONCLUSIONES**
 - 8.5 BIBLIOGRAFÍA**

1. BIORREFINERÍA DE MICROALGAS

1.1 CONCEPTO DE BIORREFINERÍA

El término de biorrefinería se introdujo en la literatura científica a partir del 2001, (Ryman., 2001). En 2007 este término empieza a extenderse más. The International Energy Agency define la biorrefinería como el procesamiento de la biomasa de manera sostenible dentro de un espectro de productos comercializables y energía (IEA Bioenergy, 2007). En 2010, Cherubini amplía el concepto de biorrefinería a un laboratorio o un conjunto de laboratorios que integran equipos y procesos de transformación de la biomasa para la producción de combustibles para el transporte, la energía y productos químicos (Cherubini 2010). Esta última definición es similar a la de las refinerías de petróleo que fraccionan el crudo de petróleo en varios productos.

Sin embargo, hay dos diferencias importantes: la primera, es la materia prima; en biorrefinería la materia prima no ha sido sometida a la biodegradación en el tiempo como el crudo del petróleo, por lo que las posibilidades de obtener más productos a partir de la biomasa como materia prima son mayores; y la segunda es la aplicación de nuevas tecnologías para obtener bioproductos.

“Biorrefinar” implica la separación de los principales componentes de la biomasa hidratos de carbono, proteínas, triacilgliceroles, etc, que pueden transformarse en productos de valor añadido y biocombustibles a través de la aplicación de otros procesos.

La tabla 1 muestra algunos de los elementos que diferencian los procesos industriales que se utilizan actualmente sin la aplicación de este concepto y el impacto de la introducción de biorrefinería a dichos complejos procesos.

Tabla 1. Differentiation between biomass transformation processes and biorefining

Differentiation between biomass transformation processes and biorefining

Biomass transformation processes	Biorefining
<ul style="list-style-type: none">• <i>Linear production chains</i>	<ul style="list-style-type: none">• <i>Combination of flows of matter from several bioindustries</i>
<ul style="list-style-type: none">• <i>Materials in competition with food</i>	<ul style="list-style-type: none">• <i>Reduction in the competition with fertile land by making use of waste</i>
<ul style="list-style-type: none">• <i>Limited exploitation</i>	<ul style="list-style-type: none">• <i>High productivity of bioproducts per unit area</i>
<ul style="list-style-type: none">• <i>Consumption of non-renewable energy</i>	<ul style="list-style-type: none">• <i>Consumption of a high percentage of energy from biomass</i>
<ul style="list-style-type: none">• <i>Urban industrial zones</i>	<ul style="list-style-type: none">• <i>Positive environmental impact</i>
<ul style="list-style-type: none">• <i>Major industrial complexes (oil refinery)</i>	<ul style="list-style-type: none">• <i>Expectation of revitalizing rural areas</i>

Se espera que las industrias de biorrefinería se desarrollen en dispersos complejos industriales capaces de revitalizar las zonas rurales, a diferencia de la refinería clásica de petróleo, que significa plantas muy grandes y lejanas de los centros urbanos. Es muy probable que las biorrefinerías abarquen una amplia gama de diferentes tamaños e instalaciones. En este contexto, varias bio-industrias pueden combinar su flujo de material con el fin de alcanzar una utilización completa de todos los componentes de la biomasa. Los productos de una biorrefinería no sólo incluyen los productos obtenidos en una refinería de petróleo, sino también productos que no se pueden obtener a partir del crudo de petróleo.

Una biorefinería puede producir una variedad de productos: energía en forma de calor o para la producción de biocombustibles, moléculas de química fina, cosméticos o productos de aplicaciones medicinales, materiales tales como plásticos, y productos para alimentación humana y animal.

La figura 1 muestra una visión simplificada de una biorrefinería estándar:

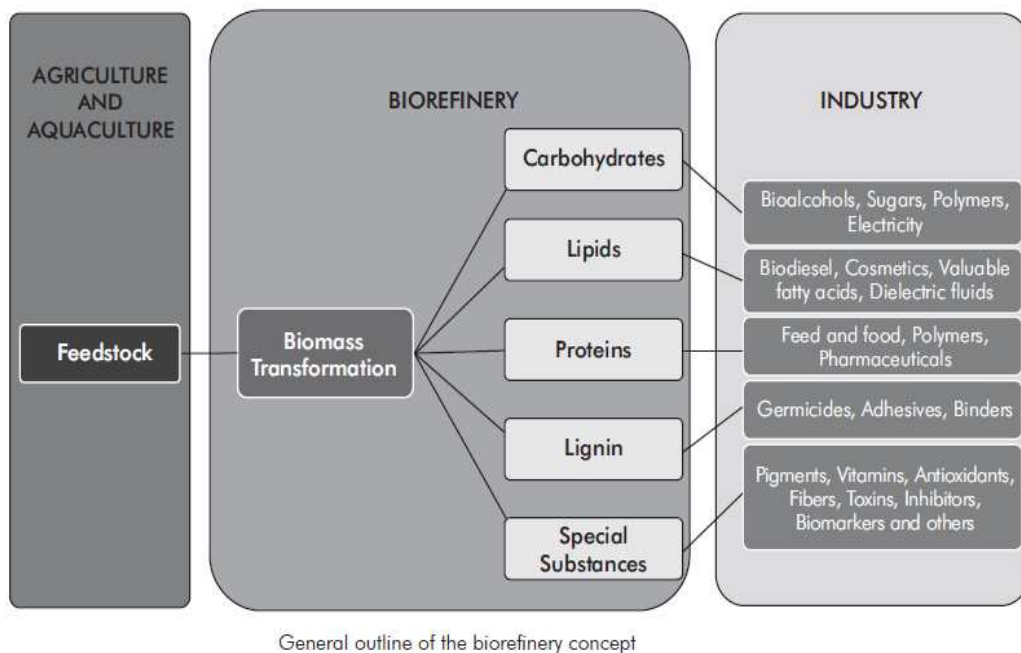


Figura 1. General outline of the biorefinery concept

Como podemos ver, la biorefinería es una etapa intermedia que transforma la materia prima que es la biomasa en productos intermedios (Hidratos de carbono, lípidos, proteínas, lignina y sustancias de alto valor añadido). Estos productos intermedios se dirigen a la industria para su posterior transformación en productos terminados.

Este concepto está comprometido con el uso sostenible de la biodiversidad local, porque en el caso de la producción combinada de biocombustibles y co-productos, la producción sostenible de biocombustibles se puede lograr mediante el uso de residuos, lo que reduce las necesidades de combustibles, incluso puede llegar a la autosuficiencia energética basada en materias primas disponibles a nivel local; los hidratos de carbono por ejemplo, se pueden tratar para la obtención de biometano, que genera calor para satisfacer las necesidades energéticas del proceso; incluso los co-productos pueden tener alto valor económico, y así se compensan los altos precios de producción de la biomasa para hacer que el proceso en su totalidad sea rentable económicamente.

Esto implica directamente a la investigación sobre la base de la disponibilidad y características de las fuentes propias de la biomasa de cada región y la evaluación de tecnologías y procesos novedosos para la separación y transformación sostenible de componentes de la biomasa.

1.2 PROCESAMIENTO DE BIOMASA EN BIORREFINERÍA

El objetivo de biorrefinería es transformar la biomasa en biocombustibles y productos de alto valor añadido; las tecnologías emergentes y las ya existentes, para estas transformaciones tienen que ser revisadas, ya que en biorrefinería estas tecnologías deben aplicarse conjuntamente.

Los avances necesarios para el funcionamiento de una biorrefinería son la comprensión de los mecanismos de construcción y destrucción de las paredes celulares de las materias primas, el desarrollo de nuevas plantas con diferentes características, la aplicación de los procesos de transformación de la biomasa como una función de la composición. Las tareas interdisciplinarias y el desarrollo de nuevas tecnologías se centran en las materias primas.

Estos procesos se pueden dividir en:

- Procesos físicos, que requieren una acción mecánica para la homogeneización, destrucción, separación o disminución del tamaño de partículas de biomasa.
- Procesos térmicos, como la gasificación para producir gas de síntesis, la pirólisis para producir bio-aceite, el biogás y carbón biológico.
- Procesos químicos, tales como la hidrólisis ácida o alcalina.

- Procesos enzimáticos de producción de bioetanol, esterificación y transesterificación
- Procesos bioquímicos, tales como la digestión anaerobia, en que el biogás es producido por la degradación de la biomasa por bacterias, o de fermentación, que utiliza enzimas y/o microorganismos para transformar sustratos como pentosas y hexosas en ácidos orgánicos o alcoholes.

1.3 MICROALGAS COMO MATERIA PRIMA PROMETEDORA

La biomasa se sintetiza a través del proceso fotosintético que convierte el dióxido de carbono y el agua en azúcares. Los organismos fotosintéticos utilizan el azúcar para sintetizar los materiales complejos que son genéricamente nombrados como biomasa. Una etapa importante en el sistema de una biorrefinería es la provisión de un suministro renovable, constante y regular de las materias primas.

Las microalgas son un grupo heterogéneo de microorganismos fotosintéticos unicelulares procariontes (cianobacterias) y eucariotas, que están ubicados en varios ambientes, en un amplio intervalo de temperaturas, pH y condiciones de disponibilidad de nutrientes (Meng et al., 2009). Su biodiversidad es enorme, estimada en más de 50 000 especies de las cuales sólo alrededor de 30 000 han sido analizadas y estudiadas (Richmond, 2004). Se clasifican en función de diversos parámetros tales como la pigmentación, ciclo de vida, la morfología y la estructura de la célula.

En principio, las microalgas requieren menor espacio de cultivo que los otros cultivos de plantas para producir la misma cantidad de biocombustible. Pueden ser cultivadas en tanques construidos en tierras marginales en cualquier lugar (Molina Grima et al 1999), para que compitan con la producción de alimentos y no causen impactos ambientales y sociales negativos. Es una fuente continua de energía, inagotable y no contaminante que puede desempeñar un papel en la mitigación de los gases de efecto invernadero y restablecer el equilibrio térmico del planeta porque que usa el exceso de carbono atmosférico (CO₂) generado por la combustión de combustibles fósiles durante décadas.

1.4 BALANCE ENERGÉTICO DE UNA BIORREFINERÍA

Un ajuste técnicamente viable de biorrefinería debe estar relacionado con su balance energético positivo; etapas como el secado de la biomasa, el cosechado

centrifugación o la extracción asistida por microondas de lípidos implica altos requerimientos de energía (Lee et al., 2010).

Es importante tener en cuenta que la cosecha de microalgas es un punto crítico en su uso como materia prima para una biorrefinería. De acuerdo con los resultados presentados por (Danquah et al 2009), es claro que la concentración de biomasa determina la demanda de energía de la cosecha y las etapas de secado; por este motivo, la optimización de la demanda de energía es especialmente importante cuando la concentración de células en el sistema de cultivo es baja; por ejemplo, en tanques abiertos, cuando la concentración de biomasa es superior a 9 g/L, las diferencias entre la demanda de energía de las diferentes tecnologías de separación centrifugación o filtración disminuye.

En cuanto a los estudios de energía, estos requisitos deben ser evaluados y cuantificados con el fin de seleccionar un conjunto de métodos que permitan producir más unidades de energía que los que se consumen. Una metodología que se puede aplicar para hacer esto es el análisis exergético, que calcula las irreversibilidades de un proceso y compara procesos en términos de energía utilizada. Como una primera aproximación (Kafarov et al., 2010) evaluó la transesterificación del aceite de las microalgas.

Chisti et al., (2008) propuso un modelo muy eficaz para rentabilizar el proceso de aprovechamiento de la biomasa de microalgas como se muestra en figura 2:

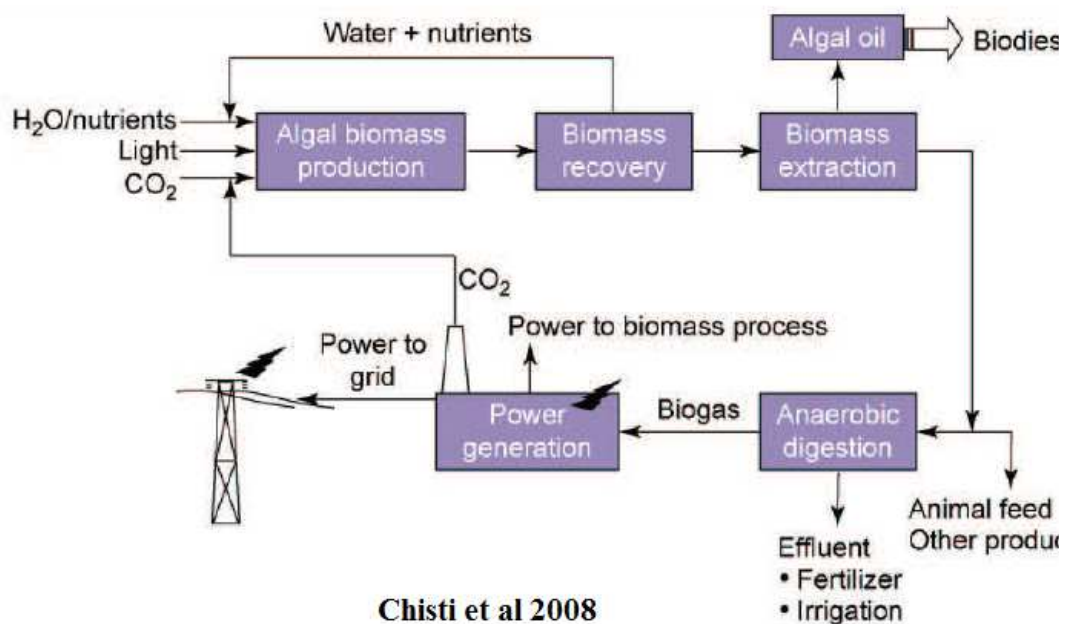


Figura 2. Proceso integral para el aprovechamiento de la biomasa

Este modelo empieza desde la optimización de los cultivos de las microalgas hasta el aprovechamiento integral de todos sus componentes, con un uso eficiente de los disolventes haciendo que estos recirculen en el proceso de extracción. Estos son los puntos más importantes de este modelo:

- La etapa de producción de biomasa de microalgas requiere luz, dióxido de carbono, agua y nutrientes inorgánicos. El agua de mar enriquecida con fertilizantes comerciales, se puede utilizar para el crecimiento de microalgas marinas. También se puede utilizar el agua dulce y salobre de lagos, ríos y acuíferos. En general los medios de crecimiento son de bajo costo. Para una planta que produce 100 toneladas de biomasa al año el costo aproximado es de 3000\$/t.
- La producción de 100 toneladas de biomasa necesita alrededor de 183 toneladas de dióxido de carbono. El uso del dióxido de carbono que se libera en plantas de energía por la quema de combustibles fósiles suele estar disponible a un costo mínimo o nulo.
- La suspensión de la biomasa se concentra; el agua y los nutrientes residuales recuperados en esta etapa se recirculan a la etapa de cultivo.
- Los lípidos de la biomasa se extraen con disolventes orgánicos inmiscibles en agua y se convierten en biodiésel por los métodos ya existentes.
- Los disolventes de extracción se recuperan y se recirculan. La biomasa residual puede ser utilizada como pienso rico en proteínas para animales, o una fuente de otros productos de alto valor económico. También, se le puede aplicar una digestión anaerobia para la producción de biometano. Este biogás sirve como fuente primaria de energía para la mayoría de las etapas de producción y transformación de la biomasa de algas. La energía excedente, podría ser vendida para mejorar aún más la economía del proceso integral.
- Los residuos de la digestión anaerobia pueden suponer una fuente alternativa de ingresos ya que se pueden utilizar como fertilizante. Además El dióxido de carbono generado por la combustión del biogás de se puede reciclar directamente para la producción de la biomasa de microalgas.

En conclusión, los ingresos de la venta de los residuos de biomasa y sus productos derivados podría sufragar el costo de producción del biodiésel.

Con objeto de estudiar la posible competencia entre el biodiésel de las microalgas y los combustibles fósiles. Chisti et al., (2008), han desarrollado una ecuación que permite estimar el precio máximo de la biomasa de microalgas de una composición dada de aceite:

$$M = \frac{E_{petroleum}}{q \cdot (1 - w) \cdot E_{biogas} + y \cdot w \cdot E_{biodiesel}} \quad (1)$$

Donde:

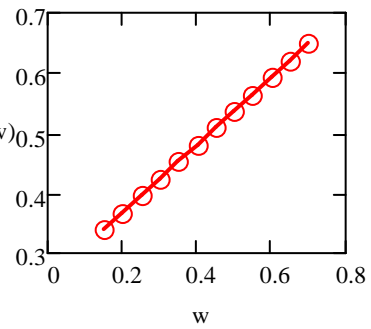
- M: La cantidad de biomasa que puede producir la energía equivalente a un barril de petróleo crudo
- $E_{petroleum}$ (6100 MJ): La energía contenida en el barril de crudo petróleo
- q (400 m³/t): El volumen de biogás producido por la digestión anaerobia de la biomasa residual de microalgas
- W: El porcentaje del contenido de aceite en la biomasa
- E_{biogas} (23,4 MJ/m³): El contenido de energía en el biogás
- y (80%): El rendimiento de biodiésel a partir de aceite de algas
- $E_{biodiesel}$ (37 800 MJ/t): El contenido promedio energético del biodiésel

El precio aceptable de la biomasa (\$/t) no debe superar el precio del barril dividido por M. Por ejemplo, si el barril de petróleo vale 150\$ los precios de la biomasa en función del contenido del aceite no deben superar los valores que se muestran en la tabla2:

Tabla 2. Precios competitivos de la biomasa con el crudo de petróleo(150\$/barril) en función del contenido de aceite

w =	$P_{\text{biomasa}}(w) =$
0.15	0.339
0.2	0.367
0.25	0.395
0.3	0.424
0.35	0.452
0.4	0.48
0.45	0.508
0.5	0.537
0.55	0.565
0.6	0.593
0.65	0.622
0.7	0.65

$P_{\text{biomasa}}(w)$



**2. MICROALGAS
2.1 INTRODUCCIÓN**

Las microalgas son organismos unicelulares fotosintéticos crecen en varios medios, bajo un amplio rango de temperaturas, pH y disponibilidad de nutrientes. Tienen una tasa de crecimiento entre unas 20 y 30 veces mayor que otras fuentes de biocombustibles; crecen a lo largo del año en climas cálidos, tropicales y subtropicales. Su tasa de productividad es mayor que los cultivos de tierra y pueden ser cosechadas durante todo el año, suministrando un crudo de biomasa de forma continua. Además, las microalgas son fuentes potentes de varios productos de alto valor como pigmentos, proteínas, vitaminas etc. Además, las microalgas tienen alta eficiencia fotosintética, y por tanto los cultivos de microalgas contribuyen al secuestro del CO₂ atmosférico. Una biorrefinería a partir de microalgas puede lograr la sostenibilidad económica y ambiental en la producción de biocombustibles como el biodiésel, bioetanol, biometano, incluso el biohidrogeno, junto a otros compuestos de alto valor económico.

Históricamente las algas se han coleccionado desde la antigüedad, su cultivo comenzó a partir de 1640, y muy poco después en 1658 ha empezado su procesamiento básico. La tabla3 muestra el historial biotecnológico de algunas especies de algas:

Tabla 3. Historial biotecnológico de determinadas especies de microalgas

Algal biotechnology historical data			
Alga	Year of first record		
	Collected	Cultivated	Processed
Macroalgae			
<i>Porphyra</i>	530	1640	–
<i>Chondrus/Gelidium/ Gracilaria</i>	∞	1950	1658
<i>Laminaria/Macrocytis/ Fucus</i>	∞	1731	1925
<i>Eucheuma</i>	∞	1971	1965
Microalgae			
Diatoms	∞	1863 (selective use)	1914
<i>Spirulina</i>	∞	1965	1985
<i>Chlorella</i>	–	1975	1994
<i>Dunaliella</i>	–	1982	1985
<i>Odontella</i>	–	2002	2003

2.2 CLASIFICACIÓN

2.2.1 LAS CIANOBACTERIAS

Se conocen cerca de 2000 especies de cianobacterias y se dividen en 150 géneros. Prácticamente viven en todos los hábitats (mar, suelos, aguas termales y los campos de nieve). El sistema más aceptado de taxonomía, reconoce cuatro clases:

- Los Chroococcales, incluye todas las especies unicelular.
- Los Oscillatoriales, se caracterizan por filamentos ramificados.
- Los Nostocales, todas las especies exhiben heterocistos.
- Los Stigonematales, los filamentos se han diversificado con heterocistos.

Los pigmentos fotosintéticos suelen ser; la clorofila, ficocianinas y ficoeritrina, que suelen dar el color azul-verde a las células, Aunque también podemos encontrar algunas especies con color marrón rojizo o rosado. La mayoría de las cianobacterias son fotótrofas obligadas, y sólo unas pocas especies pueden tener un crecimiento mixotrófico o incluso heterótrofo.

Algunas cianobacterias planctónicas pueden ajustar su flotabilidad mediante vesículas especiales de gas con el objetivo de recibir la incidencia óptima de la luz. Otras especies excretan polisacáridos extracelulares (representan hasta el 30% de sus polisacáridos totales) para formar agregados flotantes. Sobre los soportes sólidos muchas especies filamentosas, son capaces de moverse y deslizar.

Las razones por las que las cianobacterias dominan en las comunidades de algas son su absorción extremadamente rápida y el almacenamiento de nutrientes. El fósforo se deposita en los gránulos de polifosfato, el nitrógeno se almacena en cyanophycin (un polímero de ácido aspártico y arginina), el carbono y la energía se almacenan en cadenas muy ramificadas de α -1,4-poliglucano. La reproducción se produce por bipartición.

Las cianobacterias producen numerosos compuestos bioactivos. Algunos de éstos son hepatotoxinas fuertes o neurotoxinas que causan serios problemas a la salud pública cuando se producen floraciones (bloom) de cianobacterias en los lagos, ríos o en el agua potable de embalses. Otros metabolitos secundarios son potencialmente de importancia terapéutica, tales como compuestos antivirales, inmunomoduladores, inhibidores, etc. Biotecnológicamente, las cianobacterias más importante son *Spirulina* (*Arthrospira*) *platensis*, *Nostoc commune* y *Aphanizomenon flos-Aquae* (Otto et al 2001).

2.2.2 PROCHLOROPHYTA

Prochlorophyta son un grupo de procariotas que son descritos con cloroplastos debido a la ausencia de ficobiliproteínas y la presencia de clorofila a y b en la mayoría de los casos. La pigmentación y su disposición tilacoide son muy similares al cloroplasto de plantas superiores. Sólo tres géneros son reconocidos actualmente: Prochloron, Prochlorothrix y Prochlorococcus (Otto et al., 2001).

2.2.3 ALGAS EUCARIOTAS

Las algas eucariotas se remontan aproximadamente a $1,9 \times 10^9$ años y son mucho más jóvenes que las cianobacterias con $2,7 \times 10^9$ años de historia filogenética. Después de que el progenitor de las algas surgió a través de una endosimbiosis con una cianobacteria, surgieron dos líneas evolutivas al mismo tiempo: la alga roja y la alga verde. Estas dos líneas desarrollaron muchas propiedades características. Los demás grupos de algas surgieron mucho más tarde a través de endosimbiosis secundaria; cuando una alga roja o verde es transformada en un plástido dentro de un huésped eucariota. Este caso, dió lugar a las algas Heterokontophyta, Dinophyta, Cryptophyta y Euglenophyta.

2.2.4 LAS ALGAS VERDES

Basándose en una serie de diferencias bioquímicas y celulares, dos grandes grupos de microalgas verdes son conocidos: Chlorophyta y Conjugaphyta. Aunque el último grupo es casi cinco veces mayor que la Chlorophyta, ninguno de los Conjugaphyta ha sido empleados para aplicaciones biotecnológicas.

El Chlorophyta se subdivide en cuatro grupos:

- La Prasinophyceae son algas unicelulares flageladas, de 10 - 15 micras de diámetro, y cubiertas de escamas orgánicas. Más especies habitan en ambientes marinos y de aguas salobres, mientras que otros prefieren el agua dulce. Sólo 13 géneros con aproximadamente 120 especies han sido descritas. Tetraselmis, Pyramimonas y Micromonas exhiben altas tasas de crecimiento. Bajo condiciones de cultivo mixotrófico algunas especies pueden alcanzar densidades celulares considerables.
- El Chlorophyceae representan el grupo más numeroso, con cerca de 2.500 especies en 350 géneros. La mayoría de las especies de agua dulce son unicelulares o filamentosas. Las algas más conocidas, tales como Chlorella,

Chlamydomonas, *Dunaliella* y *Haematococcus*, pertenecen a este grupo. Algunas especies acumulan altas concentraciones de carotinoides bajo ciertas condiciones de cultivo. La extracción de β -caroteno de *D. salina* ya ha alcanzado la gran escala producción. Otro prometedor carotinoide es la astaxantina, una fuente de pigmentación de alto valor en la acuicultura. Los esfuerzos tienen han hecho para producir astaxantina de manera rentable a partir de *H. pluvialis*, que se acumula hasta 3% de astaxantina (Otto et al., 2001).

- El *Ulvophyceae* y *Charophyceae* consisten principalmente en algas macroscópicas, no son de importancia biotecnológica, aunque *Spirogyra* aparentemente produce sustancias bioactivos.

2.2.5 EUGLENIDA

Los euglenoides representan un grupo muy diverso de aproximadamente 800 especies en que se agrupan en 43 géneros. Todas las especies son unicelulares flageladas cubiertas por una pared celular muy flexible, permitiendo a algunas especies realizar movimientos de gateo. Alrededor del 70% de las especies no contienen pigmentos fotosintéticos y utilizan la materia orgánica. Las especies pigmentadas se encuentran comúnmente en las aguas residuales o zonas contaminadas. Por lo tanto, la mayoría de Euglenida requieren medios complejos de crecimiento y son difíciles de cultivar en condiciones axénicas. Una excepción es *E. gracilis*, que se puede cultivar en medio mineral y ha sido utilizado con éxito en cultivos a gran escala.

Los Euglenoides son muy interesantes para la biotecnología debido a que presentan una serie de vías y metabolitos únicos. Su producto de almacenamiento es β -1,3-poliglucano. El número de compuestos bioactivos se han reportado para los euglenoids. La acumulación de resistencia hacia metales pesados por algunos euglenoides puede ser de relevancia biotecnológica.

2.2.6 RHODOPHYTA

El color rojo de las algas rojas es debido a la presencia de altas cantidades de la biliproteína ficoeritrina además de la azul ficocianina y clorofila a. En contraste con las algas verdes, Rhodophyta acumulan el almidón en el citosol y no en los plástidos. Los galactanos en su pared celular, tienen propiedades gelificantes,

fueron una de las primeras sustancias utilizadas en la biotecnología de las algas. Rhodophyta son macrófitos marinos. Sólo unas pocas especies pueden ser consideradas microalgas, todas ellas pertenecientes a la subclase Bangiophycidae. Estos habitan en agua dulce del mar, y de los hábitats terrestres.

Porphyridium cruentum es fácil de cultivar en agua de mar, razón por la cual, las especies de Porphyridium son utilizadas biotecnológicamente para la producción de ácido araquidónico, pigmentos (ficocianina, ficoeritrina) y polisacáridos extracelulares.

2.2.7 PRYMNESIOPHYTA

Prymnesiophyta son un grupo de 500 especies agrupadas en 50 géneros. El color amarillo-verde y marrón de los flagelados unicelulares deriva de xantofilas, principalmente fucoxantina, y es similar al color de diatomeas y xantofíceas.

El producto de almacenamiento es chrysolaminarin (soluble β -1,3-poliglucano). Primnesiofíceas se encuentran principalmente en el plancton marino, el agua dulce y hábitats terrestres. Especialmente las especies marinas forman floraciones masivas con efectos negativos sobre el ecosistema.

Cocolitofóridos es un gran grupo dentro del Prymnesiophyta, poseen estructuras calcificadas (cocolitos) en la superficie de la célula. Los grandes depósitos de piedra caliza de la Período Cretácico en realidad consisten en cocolitos. Muchas Primnesiofíceas excretan cantidades considerables de polisacáridos extracelulares, por ejemplo, hasta un 64% del total de polisacáridos celulares en el caso de Phaeocystis pouchetii. Otras especies producen exotoxinas que amenazan granjas de peces o de las poblaciones naturales. En la actualidad, varias especies de Primnesiofíceas, por ejemplo, lutheri Pavlova e Isochrysis spp se utilizan como alimento para larvas de crustáceos, especialmente las ostras.

2.2.8 HETEROKONTOPHYTA

Heterokontophyta son un grupo de algas cuyo nombre heterokonts viene de las longitudes desiguales de los flagelos. Este grupo se compone de algas pardas (Phaeophyta), algas amarillo-verde (Xanthophyta), algas duradas (Chrysophyta) y diatomeas (Bacillariophyta). Su coloración marrón dominante es resultado del alto contenido de fucoxantina, un pigmento accesorio de la fotosíntesis.

Chrysolaminarin y lípidos en forma de gotitas son los productos comunes de almacenamiento. A pesar de su organización celular y una morfología muy diferente, estos grupos forman una rama evolutiva natural.

- El Eustigmatophyta y Xanthophyta son estrechamente relacionadas y se tratan juntos. Estas algas amarillo-verde constan de alrededor de 600 especies en más de 90 géneros. La mayoría de las especies son unicelulares o filamentosas y prefieren hábitats terrestres o de agua dulce. Aunque algunas especies tienen altas tasas de crecimiento y forman floraciones tardías de invierno en aguas (Tribonema), sólo Olisthodiscus y Nannochloropsis se utilizan en cierta medida como alimento en la acuicultura.
- El Chrysophyta representan un grupo de cerca de 1.000 especies separados en 120 géneros. La mayoría de las especies son unicelulares flageladas que viven como plancton de agua dulce. Las células son desnudas o cubiertas con sílice. Aunque la mayoría de las especies pueden realizar la fotosíntesis, el crecimiento mixotrófico es muy común en este grupo. Un número de las especies tienen un crecimiento phagotrophically. La adición de vitaminas, otros nutrientes orgánicos, o incluso extractos de suelos es necesario para la mayoría de las especies para lograr un buen crecimiento en el laboratorio.
- Bacillariophyta o diatomeas representan probablemente los mayores productores de biomasa en la tierra y es uno de los grupos de algas más jóvenes. Las diatomeas colonizan casi todos los hábitats y se han convertido en un gran número de especies diferentes. Estimaciones conservadoras cuentan por lo menos 100 000 especies en 250 géneros. Aunque algunas especies forman pseudo-filamentos o agregados coloniales; todas las especies son unicelulares no flageladas y en su veterano vegetativo. Las diatomeas son fácilmente reconocibles por su envoltura celular, que consta de dos válvulas de sílice generalmente con estructura fina elaborada. Taxonómicamente, el Bacillariophyta se separan en tres grupos: las Coscinodiscophyceae tienen células centradas, las Fragilariophyceae son pinnadas (En forma de barco) sin rafe (estriación longitudinal) y su principal productos de reserva son la chrysolaminarina y aceite que especialmente con bajo nitrógeno, pueden alcanzar hasta un 60% seco peso (por ejemplo, Phaeodactylum tricornutum). Este aceite no es sólo un alimento de reserva; diatomeas planctónicas regulan su flotabilidad ajustando el contenido de aceite en su celda. Debido a su alta productividad y la acumulación de aceites, bacillariophytes puede

representar una fuente de combustibles para el futuro y también de ácidos grasos poliinsaturados. La alta concentración de ácido eicosapentaenoico (EPA) en diatomeas es de particular interés biotecnológico. Tanto las diatomeas céntricas como las pinnadas son ampliamente utilizadas en la acuicultura, principalmente como alimento para los moluscos.

2.2.9 PRYMNESIOPHYTA

Cerca de 20 géneros con 60 especies marinas y de agua dulce forman los criptofitas. Los miembros de este grupo generalmente dominan en las aguas frías oligotróficas, y florecen en invierno y principios de primavera. La mayoría de las especies son unicelulares móviles fotosintéticamente activas. Además de clorofila, un número de carotinoides y ficobiliproteínas están presentes en los plástidos. Sin embargo, no lo hacen contener ficobilisomas como las algas rojas y cianobacterias. Por lo tanto, sus rangos de color van de verde -azulado o rojizos y parduscos a amarillo-verde. Las células son muy pequeñas y especialmente las especies marinas son muy frágiles. Actualmente, la utilización biotecnológica de criptofitas no va más allá de la alimentación de rotíferos y almejas en la acuicultura.

2.2.10 DINOFLAGELLATA

Representan un grupo bastante grande con cerca de 4000 especies en 550 géneros. Se sabe poco acerca de su fisiología y ecología. Los Dinoflagellata un grupo diverso, con afiliación a poco otras algas. Las unicelulares flageladas habitan en agua dulce y agua de mar. Sobre 50% de las especies son no fotosintéticas y utilizan compuestos orgánicos o se alimentan de bacterias y otras pequeñas algas. Incluso en las especies fotosintéticamente activos, El crecimiento mixotrófico es dominante. Algunas especies son una amenaza casi permanente a la pesca y la acuicultura debido a que producen toxinas muy peligrosas. Por el contrario, las especies *Gymnodinium* son la alimentación preferida para larvas y peces en la acuicultura. Además del almacenamiento de productos derivados del petróleo y el almidón, dinoflagelados contienen un gran espectro de esteroides únicos, ácidos grasos (por ejemplo, docosahexaenoico; DHA) y otros metabolitos con un alto potencial en la biotecnología. Sin embargo, el crecimiento de los dinoflagelados bajo condiciones de laboratorio es generalmente muy difícil porque la mayoría de

las especies requieren medio de crecimiento complejo, regímenes especiales de luz, se ven agobiados por turbulencia en el medio. Sin embargo, el alto valor de ciertos compuestos como el DHA justifica el costo de cultivo a gran escala.

2.2.11 ALGAS EXTREMÓFILAS

Estas algas toleran condiciones ambientales extremas. Para varias aplicaciones esto puede ser beneficioso, incluso cuando las tasas de crecimiento de algas extremófilas son a veces más lentas en comparación con las algas comunes. La principal ventaja de utilizar las algas extremófilas en los cultivos de biomasa es la minimización de riesgo de contaminación, que es un problema serio en los cultivos externos. Ejemplos son el cultivo de *Dunaliella salina* a concentraciones de sal muy altas o el crecimiento de las cianobacterias (Por ejemplo, *Spirulina*, *Oscillatoria*) en medios con pH muy alcalino. Las cianobacterias termofílicas, tales como *Mastigocladus laminosus*, *Phormidium laminosum* y *Caldarium Cyanidium*, o especies de crecimiento en ácido sulfúrico diluido (por ejemplo, *D. acidophila*) puede proporcionar beneficios similares. La alga roja *C. caldarium* y *Galdieria sulphuraria* son termo- y acidófilas, que tienen altas tasas de crecimiento a pH =1 y T=50 °C. En Además, *G. sulphuraria* es capaz de crecer heterotróficamente en cerca de 50 diferentes fuentes de carbono, insuperables por cualquier otro organismo. Especies se encuentra en los lagos de soda suelen combinar la tolerancia salina y alcalina (por ejemplo, *Monoraphidium minutum*; Richmond 2004). Otro grupo interesante es el psychrophilic, con su muy baja temperatura óptima para el crecimiento. Estas algas de hielo de crecimiento lento contienen enzimas con propiedades cinéticas únicas.

Debido a que el pH intracelular en especies acidófilas y alquifilas permanece neutral, principalmente enzimas extracelulares pueden ser de interés biotecnológico.

2.3 COMPOSICIÓN BIOQUÍMICA DE LAS MICROALGAS

Los componentes mayoritarios en la biomasa de las microalgas son las proteínas, los hidratos de carbono y los lípidos. La composición de cada uno de estos componentes varía de una especie a otra, y también está relacionada con las condiciones de cultivo.

2.3.1 LÍPIDOS

Los lípidos constituyen un grupo químicamente diverso de compuestos cuya característica común y definitoria es su insolubilidad en agua, siendo por el contrario, solubles en disolventes orgánicos. Las funciones biológicas de los lípidos son igualmente diversas. En muchos organismos las grasas y los aceites son las formas principales de almacenamiento energético, mientras que los fosfolípidos y los esteroides constituyen los principales elementos estructurales de las membranas biológicas. Otros lípidos, aún estando presentes en cantidades relativamente pequeñas, juegan papeles cruciales como factores enzimáticos, transportadores electrónicos, pigmentos que absorben la luz, anclas hidrofóbicas para proteínas...

Una característica básica de los lípidos, y de la que derivan sus principales propiedades biológicas es la hidrofobicidad. La baja solubilidad de los lípidos se debe a que su estructura química es fundamentalmente hidrocarbonada (alifática, alicíclica o aromática), con gran cantidad de enlaces C-H y C-C. La naturaleza de estos enlaces es 100% covalente y su momento dipolar es mínimo. El agua, al ser una molécula muy polar, con gran facilidad para formar puentes de hidrógeno, no es capaz de interactuar con estas moléculas. En presencia de moléculas lipídicas, el agua adopta en torno a ellas una estructura muy ordenada que maximiza las interacciones entre las propias moléculas de agua, forzando a la molécula hidrofóbica al interior de una estructura en forma de jaula, que también reduce la movilidad del lípido. Todo ello supone una configuración de baja entropía, que resulta energéticamente desfavorable. Esta disminución de entropía es mínima si las moléculas lipídicas se agregan entre sí, e interactúan mediante fuerzas de corto alcance, como las fuerzas de Van der Waals. Este fenómeno recibe el nombre de efecto hidrofóbico. Respecto a las funciones biológicas los lípidos se dividen en 2 tipos principales:

Lípidos de almacenamiento

Las grasas y aceites utilizados casi universalmente como formas de almacenamiento de energía en los organismos vivos, son compuestos derivados de ácidos grasos. Los ácidos grasos son derivados hidrocarbonado con un nivel de oxidación bajo como el de los hidrocarburos de los combustibles fósiles. La oxidación de los ácidos grasos a dióxido de carbono y agua en las células, al igual

que la oxidación explosiva de los carburantes fósiles en los motores de combustión interna, es muy exergónica.

Los lípidos de almacenamiento son neutros y se encuentran en forma de triacilglicérolos que son ésteres de ácidos grasos y glicerol. Están compuestos por tres ácidos grasos unidos por un enlace éster con un solo glicerol. Los triacilglicérolos pueden ser simples o mixtos, Estos compuestos aportan energía almacenada y aislamiento a las células.

Lípidos estructurales de membrana

La característica arquitectónica central de la membranas biológicas es una doble capa lipídica que constituye una barrera al paso de moléculas polares e iones. Los lípidos de membrana son anfipáticos, un extremo de la molécula es hidrofóbico y el otro hidrofílico. Sus interacciones hidrofóbicas entre ellos y las hidrofílicas con el agua dirigen su empaquetamiento hacia la formación de láminas llamadas bicapas membranosas. Las partes hidrofílicas de estos compuestos anfipáticos pueden ser muy sencillas, por ejemplo un simple grupo -OH en un extremo del sistema anular de los esteroides, o pueden ser mucho más complejos.

Los glicerofosfolípidos y algunos esfingolípidos contienen un grupo polar que se une a una porción hidrofóbica mediante un enlace fosfodiéster. Otros esfingolípidos carecen de grupo fosfato pero tienen un azúcar sencillo u oligosacáridos complejos en sus extremos polares, constituyen los glicolípidos.

La figura 3 muestra los tipos comunes de lípidos de almacenamiento y de membrana:

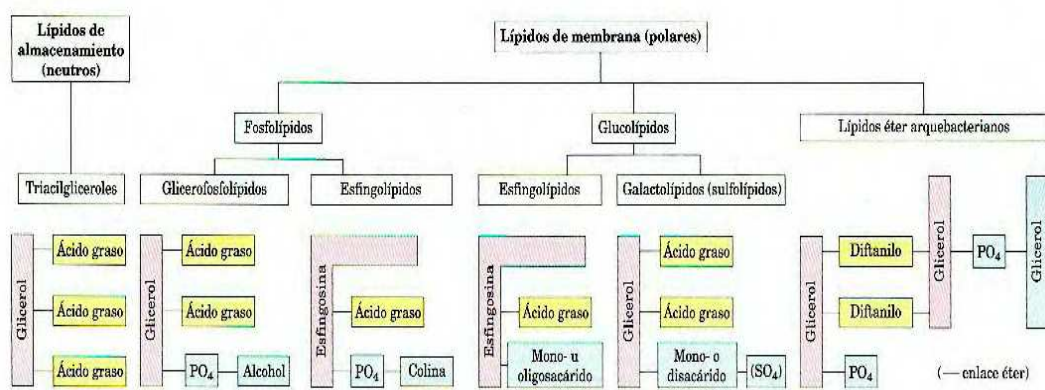


Figura 3. Lípidos de almacenamiento y de membrana

Todos los tipos de lípidos tienen como armazón el glicerol o la esfingosina, a los que se unen uno o más grupos alquilo de cadena larga y un grupo de cabeza polar.

En los triacilgliceroles, glicofosfolipidos, galactolipidos y sulfolipidos, los grupos alquilo son ácidos grasos formando un enlace éster. Los esfingolipidos contienen un solo ácido graso formando enlace amida con el armazón de esfingosina. En los fosfolípidos, el grupo de cabeza polar está unido por un enlace fosfodiéster y los glicolípidos tienen una unión glucosídica directa entre el azúcar de grupo de cabeza y el armazón de glicerol.

Los lípidos de la biomasa de microalgas son principalmente los lípidos neutros, fosfolípidos y glicolípidos. La composición de cada tipo de lípidos depende de la especie de microalga y de las condiciones de crecimiento.

En la tabla 4 se presenta el perfil lipídico de tres microalgas diferentes:

Tabla 4. Perfil lipídico de tres especies de microalgas

	(Molina et al., 1996)	(Cartens et al.,1996)	(Giménez et al.,1998)
	I.galbana	P.tricornutum	P.cruentum
Neutral	26.5	23.2	39.5
Glycolipid	-	49.1	45
Phospholipid	-	27.7	15.5
Polar	73.5	76.8	60.5

Igual que el perfil de lípidos, el contenido lipídico de la biomasa depende de la especie de microalga y las condiciones de crecimiento. En las tablas 5 y 6 se muestra el contenido y la productividad en lípidos de varias especies de microalgas.

Tabla 5. Contenido y productividad de lípidos en algunas microalgas

Algal group	Microalgae strains	Habitat	Lipid content (% biomass)	Lipid productivity (mg/l/d)
Diatoms	<i>Chaetoceros muelleri</i> FGM-M43	Marine	33.6	21.8
	<i>Chaetoceros calcitrans</i> CS 178	Marine	39.8	17.6
	<i>P. tricornutum</i> FGM-M 40	Marine	18.7	44.8
	<i>Skeletonema costatum</i> CS 181	Marine	21	17.4
	<i>Skeletonema</i> sp. CS 252	Marine	31.8	27.3
	<i>Thalassiosira pseudonana</i> CS 173	Marine	20.6	17.4
	<i>Chlorella</i> sp. FGM-M48	Freshwater	18.7	42.1
	<i>Chlorella sorokiniana</i> IAM-212	Freshwater	19.3	44.7
	<i>Chlorella vulgaris</i> CCAP 211/11b	Freshwater	19.2	32.6
	<i>C. vulgaris</i> FGM-M49	Freshwater	18.4	36.9
	Green algae	<i>Chlorella</i> sp. UMACC 112	Freshwater	19.3
<i>Scenedesmus quadricauda</i>		Freshwater	18.4	35.1
<i>Scenedesmus</i> FGM-M19		Freshwater	19.6	40.8
<i>Scenedesmus</i> sp. DM		Freshwater	21.1	53.9
<i>T. suecica</i> FGM-M33		Marine	8.5	27
<i>Tetraselmis</i> sp. FGM-M34		Marine	14.7	43.4
<i>T. suecica</i> FGM-M35		Marine	12.9	36.4
<i>Ellipsoidon</i> sp. FGM-M31		Marine	27.4	47.3
<i>Monodactyloterraeus</i> UTEX 151		Freshwater	16.1	30.4
<i>Nannochloropsis</i> sp. CS 246		Marine	29.2	49.7
Eustigmatophytes		<i>Nannochloropsis</i> sp. FGM-M26	Marine	29.6
	<i>Nannochloropsis</i> sp. FGM-M27	Marine	24.4	48.2
	<i>Nannochloropsis</i> sp. FGM-M24	Marine	30.9	54.8
	<i>Nannochloropsis</i> sp. FGM-M29	Marine	21.6	37.6
	<i>Nannochloropsis</i> sp. FGM-M28	Marine	35.7	60.9
	<i>Bostrychia</i> sp. (T-850) CS 177	Marine	22.4	37.7
	<i>Bostrychia</i> sp. FGM-M37	Marine	27.4	37.8
Prymnesiophytes	<i>Rivularia salina</i> CS 49	Marine	30.9	40.4
	<i>Rivularia lutheri</i> CS 182	Marine	35.5	50.2
Red algae	<i>Porphyridium cruentum</i>	Marine	9.5	34.8

Tabla 6. Contenido y productividad de lípidos en algunas microalgas

Contenido de aceite de algunas especies de microalgas.			
Especie	Contenido de aceite (% del peso seco)	Productividad de lípidos (mg L ⁻¹ d ⁻¹)	Referencia
<i>Parietochoris incisa</i> (d)	60 ^a	NR	Solovchenko <i>et al.</i> (2008)
<i>Nannochloropsis</i> sp. (m)	60 ^a	204	Rodolfi <i>et al.</i> (2009)
<i>Neochloris oleoabundans</i> (d)	56 ^a	13.22	Gouveia <i>et al.</i> (2009)
<i>Chlorella vulgaris</i> (d)	~42 ^a	12.77	Widjaja <i>et al.</i> (2009)
<i>Cryptocodinium colnii</i> (m)	41.14 ^a	82	Mendoza <i>et al.</i> (2008)
<i>Scenedesmus obliquus</i> (d)	43 ^b	NR	Mandal y Mallick (2009)
<i>Neochloris oleoabundans</i> (d)	38 ^c	133	Li <i>et al.</i> (2008c)
<i>Nannochloropsis</i> sp. (m)	28.7 ^c	90	Gouveia y Oliveira (2009)
<i>Chlorella vulgaris</i> (d)	27 ^c	127.2	Francisco <i>et al.</i> (2010)
<i>Nannochloropsis oculata</i> (m)	30.7 ^c	151	Chiu <i>et al.</i> (2009)
<i>Dunaliella</i> (m)	67 ^c	33.5	Takagi <i>et al.</i> (2006)
<i>Choricystis minor</i> (d)	21.3 ^c	82	Mazzuca-Sobczuk y Chisti (2010)
<i>Chlorella protothecoides</i> (d)	50.3 ^d	NR	Xiong <i>et al.</i> (2008)
<i>Chlorella vulgaris</i> (d)	21 ^d	54	Liang <i>et al.</i> (2009)
<i>Scenedesmus rubescens</i> (m)	73 ^a	NR	Matsunaga <i>et al.</i> (2009)

^a Cultivo bajo supresión de nitrógeno; ^b Cultivo bajo deficiencia de nitrógeno; ^c Cultivo con suficiencia de nutrientes; ^d cultivo heterotrófico; * Ausencia de nutrientes. m = marina y d = dulceacuicola; NR = no reportado

En general las microalgas con alto contenido de lípidos pueden tener aplicaciones en la producción de biodiesel o la obtención de ácidos grasos poliinsaturados Pufas. La elección de una alternativa u otra viene dada por el perfil de los ácidos grasos; en el caso del biodiésel los ácidos grasos poliinsaturados son inaceptables.

2.3.2 HIDRATOS DE CARBONO

Recientemente las microalgas se consideran como materia prima para la producción de biocombustibles de tercera generación (biodiésel). Sin embargo, algunas especies de microalgas tienen alto contenido de carbohidratos, almidón y celulosa, que también son excelentes sustratos para la producción de bioetanol.

El uso de biomasa de microalgas rica en carbohidratos para producción de bioetanol es ventajoso, ya que las microalgas crecen más rápidamente y fijan CO₂ a una velocidad más alta que las plantas terrestres. Además, los carbohidratos de microalgas están formados principalmente por almidón y celulosa (con la ausencia de lignina). Por lo tanto, son mucho más fáciles de convertir a monosacáridos en comparación con los materiales lignocelulósicos.

Las microalgas como *Chlorella*, *Chlamydomonas*, *Dunaliella*, *Scenedesmus* y *Tetraselmis* han demostrado que acumulan una gran cantidad de carbohidratos (> 40% del peso seco). Por ejemplo, muchos investigadores han informado de que el

género *Chlorella* tiene un alto contenido en carbohidratos, especialmente la especie *C. vulgaris*, con un contenido en carbohidratos comprendido entre 37-55% de su peso seco.

En las microalgas verdes, los carbohidratos provienen principalmente de almidón en los cloroplastos y celulosa/polisacáridos en la pared celular. Los polisacáridos no son fácilmente fermentables para la producción de etanol por los microorganismos. Por lo tanto, antes de la fermentación del etanol, los polisacáridos de microalgas deben ser hidrolizados a azúcares fermentables.

En general, la hidrólisis química (ácida y alcalina) o la hidrólisis enzimática son los métodos ampliamente usados para este propósito. Mientras que la hidrólisis ácida es más rápida, más fácil y más barata que otros tipos de hidrólisis, las condiciones ácidas pueden conducir a la descomposición de los azúcares en compuestos no deseados que inhiben el proceso de fermentación. En contraste, la hidrólisis enzimática es más lenta y mucho más cara que la hidrólisis ácida, pero es un proceso ambientalmente aceptable y que puede obtener mayores rendimientos de glucosa sin producir productos inhibitorios.

Además de la cuestión de los costes, la hidrólisis enzimática tiene otro inconveniente al requerir consumo energía en pretratamientos físicos o químicos para mejorar la eficiencia de la hidrólisis.

Hasta la fecha, pocos estudios han reportado el uso de microalgas para la producción de etanol.

La tabla 7 muestra el contenido de carbohidratos y proteínas en varias especies de microalgas:

Tabla 7. Contenido de hidratos de carbono y proteínas en algunas microalgas

Amount of protein and carbohydrates from various species of microalgae on a dry matter basis (%).

Algae strains	Proteins	Carbohydrates
<i>Scenedesmus obliquus</i>	50-56	10-17
<i>Scenedesmus quadricauda</i>	47	-
<i>Scenedesmus dimorphus</i>	8-18	21-52
<i>Chlamydomonas reinhardtii</i>	48	17
<i>Chlorella vulgaris</i>	51-58	12-17
<i>Chlorella pyrenoidosa</i>	57	26
<i>Spirogyra</i> sp.	6-20	33-64
<i>Dunaliella bioculata</i>	49	4
<i>Dunaliella salina</i>	57	32
<i>Euglena gracilis</i>	39-61	14-18
<i>Prymnesium parvum</i>	28-45	25-33
<i>Tetraselmis maculata</i>	52	15
<i>Porphyridium cruentum</i>	28-39	40-57
<i>Spirulina platensis</i>	46-63	8-14
<i>Spirulina maxima</i>	60-71	13-16
<i>Synechococcus</i> sp.	63	15
<i>Anabaena cylindrical</i>	43-56	25-30

2.3.3 PROTEÍNAS

Desde principios de los años cincuenta intensos esfuerzos se han hecho para explorar nuevas fuentes alternativas de proteínas. La mayor parte de los esfuerzos se concentraron en las fuentes microbianas (levaduras, hongos, bacterias y microalgas). Estudios nutricionales han demostrado que las proteínas de microalgas son de alta calidad y comparables con las fuentes convencionales vegetales de proteínas. Debido a razones técnicas, la intención no es aislar y utilizar la proteína única, sino un aprovechamiento integral del conjunto de la biomasa microalgal ya que tiene un amplio espectro de otros compuestos de alto valor nutritivo como; péptidos, carbohidratos, lípidos, vitaminas, pigmentos, minerales y oligoelementos valiosos. Sin embargo, los altos costos de producción de microalgas y las dificultades técnicas de incorporar el material de microalgas a los preparados alimenticios hacen que el aprovechamiento de las proteínas de microalgas se encuentra en sus principios.

El valor nutritivo de las proteínas está directamente relacionado con el contenido y la proporción de los aminoácidos. En la tabla 8 se puede observar que el patrón de aminoácidos de casi todas las microalgas es comparable favorablemente con el patrón de referencia de una proteína bien balanceada, recomendada por la OMS/FAO (1973) y las otras proteínas alimentarias (Becker., 2006).

Tabla 8. Patrón de aminoácidos de la biomasa de algunas microalgas

Amino acid profile of different algae as compared with conventional protein sources and the WHO/FAO (1973) reference pattern (g per 100 protein)

Source	Ile	Leu	Val	Lys	Phe	Tyr	Met	Cys	Try	Thr	Ala	Arg	Asp	Glu	Gly	His	Pro	Ser
WHO/FAO	4.0	7.0	5.0	5.5	6.0		3.5		1.0									
Egg	6.6	8.8	7.2	5.3	5.8	4.2	3.2	2.3	1.7	5.0	-	6.2	11.0	12.6	4.2	2.4	4.2	6.9
Soybean	5.3	7.7	5.3	6.4	5.0	3.7	1.3	1.9	1.4	4.0	5.0	7.4	1.3	19.0	4.5	2.6	5.3	5.8
<i>Chlorella vulgaris</i>	3.8	8.8	5.5	8.4	5.0	3.4	2.2	1.4	2.1	4.8	7.9	6.4	9.0	11.6	5.8	2.0	4.8	4.1
<i>Dunaliella bardawil</i>	4.2	11.0	5.8	7.0	5.8	3.7	2.3	1.2	0.7	5.4	7.3	7.3	10.4	12.7	5.5	1.8	3.3	4.6
<i>Scenedesmus obliquus</i>	3.6	7.3	6.0	5.6	4.8	3.2	1.5	0.6	0.3	5.1	9.0	7.1	8.4	10.7	7.1	2.1	3.9	3.8
<i>Arthrospira maxima</i>	6.0	8.0	6.5	4.6	4.9	3.9	1.4	0.4	1.4	4.6	6.8	6.5	8.6	12.6	4.8	1.8	3.9	4.2
<i>Spirulina platensis</i>	6.7	9.8	7.1	4.8	5.3	5.3	2.5	0.9	0.3	6.2	9.5	7.3	11.8	10.3	5.7	2.2	4.2	5.1
<i>Aphanizomenon</i> sp.	2.9	5.2	3.2	3.5	2.5	-	0.7	0.2	0.7	3.3	4.7	3.8	4.7	7.8	2.9	0.9	2.9	2.9

Hay varios métodos para evaluar la calidad de las proteínas de microalgas, y entre ellos podemos citar:

- La determinación de la eficiencia de la proteína (PER), expresado en términos de ganancia de peso por unidad de proteína consumida por el animal en ensayos de alimentación de corto plazo.
- La estimación del valor biológico (BV), que es una medida del nitrógeno retenido para el crecimiento o mantenimiento.
- El coeficiente de digestibilidad (DC), que refleja la calidad de una proteína.
- La utilización proteica neta (UPN), equivalente al cálculo $BV \times DC$, es una medida de la digestibilidad de la proteína y el valor biológico de los aminoácidos absorbidos de la comida.

La tabla 9 resume los datos seleccionados de dichos estudios metabólicos de varias especies de microalgas (Becker., 2006):

Tabla 9. Comparación de los valores de BV, DC, NPU y PER para varias especies de microalgas

Comparative data on biological value (BV), digestibility coefficient (DC) net protein utilization (NPU) and protein efficiency ratio (PER), of differently processed algae					
Alga	Processing	BV	DC	NPU	PER
Casein		87.8	95.1	83.4	2.50
Egg		94.7	94.2	89.1	—
<i>Scenedesmus obliquus</i>	DD	75.0	88.0	67.3	1.99
<i>Scenedesmus obliquus</i>	SD	72.1	72.5	52.0	1.14
<i>Scenedesmus obliquus</i>	Cooked-SD	71.9	77.1	55.5	1.20
<i>Chlorella sp.</i>	AD	52.9	59.4	31.4	0.84
<i>Chlorella sp.</i>	DD	76.6	89.0	68.0	2.00
<i>Coelastrum proboscideum</i>	DD	76.0	88.0	68.0	2.10
<i>Spirulina sp.</i>	SD	77.6	83.9	65.0	1.78
<i>Spirulina sp.</i>	DD	68.0	75.5	52.7	2.10

AD: air dried; DD: drum dried; SD: sun dried.

Las microalgas con alto valor proteico se pueden usar en la alimentación tanto animal como humana. Sin embargo, últimamente se está pensando en hidrolizar estas proteínas para obtener un producto valioso como son los aminoácidos que tienen grandes aplicaciones en varias ramas de la industria. Los carbohidratos son candidatos muy favorables para la producción de azúcares reductores para su posterior fermentación a bioetanol.

La extracción de proteínas a partir de microalgas se ve afectada por tres factores principales: la solubilidad, la estructura de la pared celular y la composición química de la biomasa. El bajo contenido de los compuestos fenólicos en la pared

celular aumenta la solubilidad de las proteínas (Yessie et al., 2013), los compuestos fenólicos son reactivos a la oxidación a pH alcalino (Tan et al., 2011), de tal forma, que los compuestos fenólicos oxidados pueden interactuar, a través de enlaces covalentes o no covalentes con las proteínas de la pared celular. En el caso de la unión covalente, la proteína podría incluso precipitar, lo que reducirá la solubilidad de la proteína. Según (Yessie et al., 2013), los compuestos fenólicos totales promedios por 100 g de soja (693-780 mg), colza (1166-1821mg), *Chlorella sp* (777-1946 mg) justifica los altos rendimientos de extracción de proteínas obtenidos para la soja en comparación con la colza y *Chlorella sp*.

El pretratamiento de la biomasa también determina el mecanismo de la extracción de proteínas a través de alteraciones en la estructura de la pared celular de la biomasa. La ruptura de la pared celular facilita la permeabilidad del disolvente y la difusión de la proteína disuelta en el disolvente al exterior de la célula.

La microestructura de las células muestra que los espacios entre las proteína se rellenan con la grasa (Rosenthal et al., 1996). Químicamente, la grasa se hidroliza mediante saponificación en condiciones alcalinas. Cuando esto sucede, la proteína puede disolverse mejor en la disolución, lo que explica los mejores rendimientos de extracción bajo condiciones alcalinas. Sin embargo, el efecto negativo del aceite se puede anular con una previa extracción de aceite (Yessie et al., 2013), lo que favorece en gran medida el aprovechamiento integral de la biomasa bajo el concepto de biorrefinería.

2.4 CULTIVOS DE MICROALGAS

2.4.1 SISTEMAS DE CULTIVO

Las microalgas son ampliamente cultivadas en fotobiorreactores y lagunas abiertas como se muestra en la figura 4.

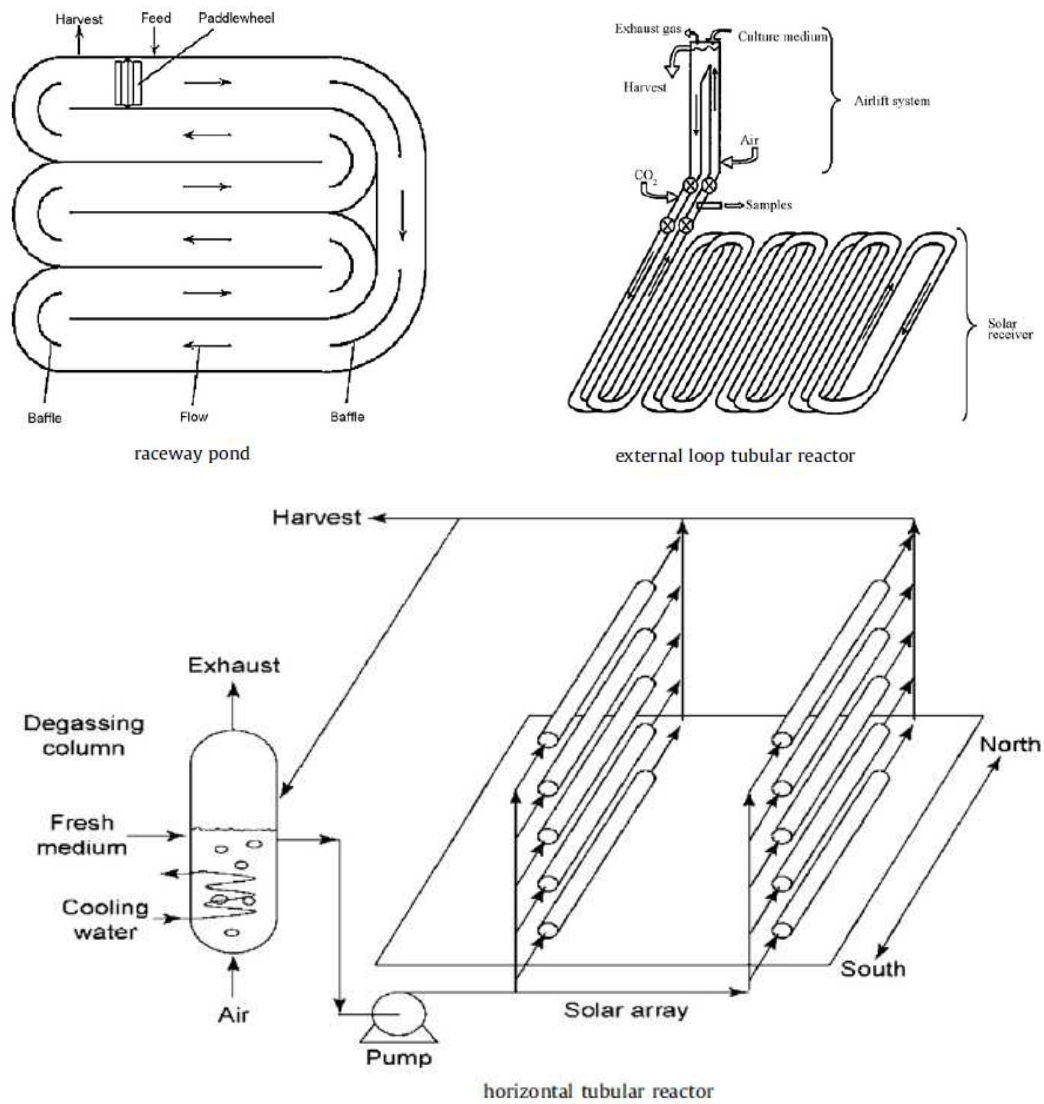


Figura 4. Sistemas de cultivo de microalgas

Las ventajas y desventajas de cada uno de estos tipos de fotobiorreactores se muestran en la tabla 10:

Tabla 10. Ventajas y desventajas de los fotobiorreactores de cultivos de microalgas

Tipo de reactor	Ventajas	Desventajas
Lagunas abiertas	Sencillos y baratos de construir	Utilización deficiente de la luz
	Fáciles de operar y mantener	Luz y temperatura difíciles de controlar
		Contaminación y evaporación
Fotobiorreactores		Baja productividad
	Alta productividad	Costoso y complejos
	Menor contaminación, menor uso de agua	Difícil control de la temperatura
	Menor pérdida de CO ₂	Daño celular por turbulencia
	Mejor utilización de la luz y mejor mezclado	Deterioro de materiales
	Control de las condiciones de cultivo	Deterioro de equipo por corrosión biológica
		Acumulación de oxígeno

La figura 5 muestra la distribución de cultivos de microalgas entre los dos tipos de cultivos incluyendo también los sistemas naturales.

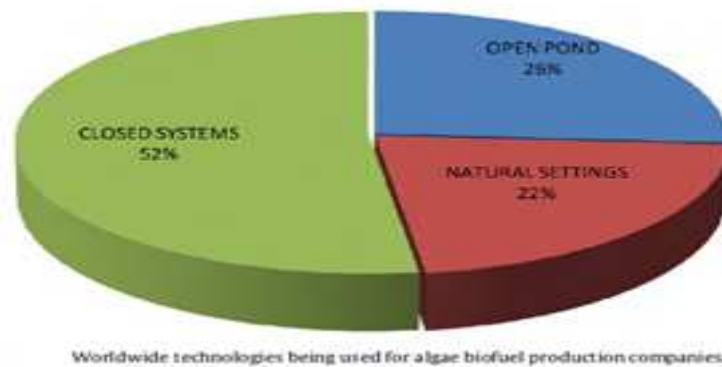


Figura 5. Distribución de cultivos de microalgas

Los sistemas cerrados son los más utilizados por las ventajas que hemos citado anteriormente. La composición bioquímica de las microalgas depende en gran medida de las condiciones de cultivo, por lo tanto un estricto control permite obtener un producto con el perfil deseado.

2.4.2 FIJACIÓN DE DIÓXIDO DE CARBONO

Las microalgas como microorganismos fotosintéticos convierten el CO₂ y agua en materia orgánica. Uno de los problemas ambientales más problemáticos en la actualidad es el cambio climático, los cultivos de microalgas pueden ser una

alternativa muy prometedora para la fijación del CO₂ emitido por las industrias o las petroleras.

En la tabla 11 se muestran varios datos sobre la fijación de CO₂ por varias especies de microalgas en varias condiciones de crecimiento (Pires et al., 2012):

Tabla 11. Fijación de CO₂ por varias especies de microalgas

CO₂ fixation rates using several microalgal strains cultivated in different bioreactors.

Reactor	Microalgae species	Supplied CO ₂ (%)	Temperature (°C)	pH	Light conditions		Growth rate (d ⁻¹)	CO ₂ fixation	
					Intensity	Photoperiod		Rate	Efficiency (%)
Open pond reactors	8	<i>Spirulina platensis</i>	10	30	10	30 [†]	12:12		39
	8	<i>Chlorella</i> sp.	10	30	10	30 [†]	12:12		46
	330	<i>Chlorella</i> sp.	6-8			Sunlight			50
Bubble column reactors	0.2	<i>Chlorella vulgaris</i>	15	27		110 [‡]	24:0		0.62 [‡]
	0.3	<i>Chlorella</i> sp.	40	42	7.9	500 [‡]		5.76	
	0.5	<i>Chlorella vulgaris</i>	10-13	30	6.5-7.5	1150 [‡]			4.4 [‡]
	0.6	<i>Chlorella</i> sp.	5			100 [†]			0.58 [‡]
	0.8	<i>Chlorella</i> sp.	2	26±1		300 [†]			7.83 [‡]
	0.8	<i>Chlorella</i> sp.	5	26±1		300 [†]			9.48 [‡]
	0.8	<i>Chlorella</i> sp.	10	26±1		300 [†]			14.0 [‡]
	0.8	<i>Chlorella</i> sp.	15	26±1		300 [†]			17.2 [‡]
	1	<i>Thamnosynechococcus</i> sp.	10	55		10,000±350 [‡]	24:0	2.7	
	1.6	<i>Chlorella vulgaris</i>	0.2		9±0.5	40-50 [†]			1.53 [‡]
	1.8	<i>Anabaena</i> sp.	air	27	8.5	900 [‡]			1.45 [‡]
	2	<i>Aphanothece m. Nageki</i>	15	30		150 [†]	24:0		26.9 [‡]
	2.4	<i>Aphanothece m. Nageki</i>	15	25		150 [†]	12:12		13.0 [‡]
	3	<i>Aphanothece m. Nageki</i>	15	35		11,000 [‡]	24:0		2.621 [‡]
	3	<i>Aphanothece m. Nageki</i>	15	35		150 [†]			1.44 [‡]
5.4 [‡]	<i>Spirulina</i> sp.	6	30		3200 [‡]	12:12		37.9	
8	<i>Dunaliella tertiolecta</i>	5	25	7.2±0.2	3500 [‡]	12:12		0.272 [‡]	
8	<i>Chlorella vulgaris</i>	5	30	7.2±0.2	3500 [‡]	12:12		0.252 [‡]	
8	<i>Spirulina platensis</i>	5	30	9.0±0.2	3500 [‡]	12:12		0.319 [‡]	
8	<i>Botryococcus braunii</i>	5	25	7.2±0.2	3500 [‡]	12:12		0.497 [‡]	
10 [†]	<i>Chlorella vulgaris</i>	1	25-30		157.6 [‡]	12:12		6.24 [‡]	
Air-lift reactors	1.1	<i>Synechococcus</i> sp.	5	30	6.8	8000 [‡]			0.6 [‡]
	2.4	<i>Aphanothece m. Nageki</i>	15	25		150 [†]	12:12		14.5 [‡]
	4	<i>Chlorella</i> sp.	10	26±1		300 [†]		0.252	63
Tubular reactors	12.1	<i>Spirulina platensis</i>	4	36±2		2520 [‡]			70
	Flat-plate reactors	11.4	<i>Chlorococcum littorale</i>	5	25	6.1-7.2	2000 [†]		200.4 [‡]
72		<i>Synechocystis aquatilis</i>	10	40±3		Sunlight		51 [‡]	
LDOF reactor	2.5	<i>Synechococcus</i> sp.	0.55			50 [†]		4.44 [‡]	
Other reactors	1.8	<i>Scenedesmus obliquus</i>	12	30		3200 [‡]	12:12	0.261	
	1.8	<i>Chlorella kessleri</i>	6	30		3200 [‡]	12:12	0.267	
	100	<i>Euglena gracilis</i>	5-10	27	3.5±0.1	178.7 [†]			0.074 [‡]

Blank indicates no information available.

[†] Three-stage serial bubble column reactor (3 × 1.8 l).

[‡] Bubble column reactor with membrane.

[‡] In μmol m⁻² s⁻¹.

[‡] In μE m⁻² s⁻¹.

[‡] In lux.

[‡] In kJ d⁻¹ (PAR, 400-700 nm).

[‡] In g l⁻¹ d⁻¹.

[‡] In g m⁻² d⁻¹.

2.4.3 POSIBLES MEJORAS EN LOS CULTIVOS DE MICROALGAS

Antoine et al., 2013, propuso un modelo de cultivo de microalgas muy ambicioso para futuras aplicaciones. Este tipo de cultivos permite el aprovechamiento de los azúcares extracelulares que producen las microalgas extrayéndolos en agua a una temperatura de 40 °C para el crecimiento de la levadura; el resultado final es una

biomasa de microalgas y una pasta de levadura donde ambas tienen una composición bioquímica basada en proteínas, lípidos y carbohidratos.

El diagrama de flujo del proceso de cultivo propuesto por Antoine et al.,(2013) se muestra en la figura 6:

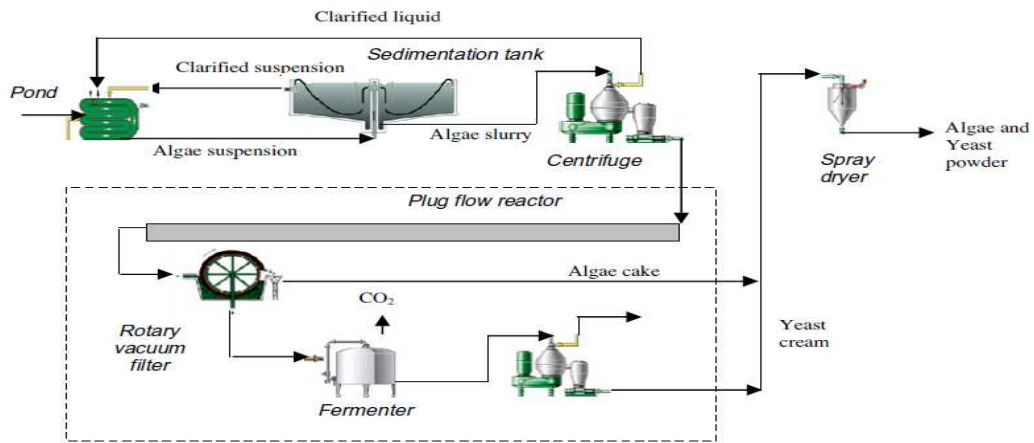


Figura 6. Diagrama de flujo alternativo a los sistemas clásicos de cultivos de microalgas

2.5 REQUISITOS DE AGUA PARA CULTIVOS DE MICROALGAS

Hay una interesante discusión relacionada con el impacto de los cultivos de microalgas a gran escala sobre el uso de agua. Por ejemplo, el Departamento de Energía de EE.UU (www.doe.gov) critica la producción de microalgas a gran escala para obtener el biodiesel por la gran cantidad de agua dulce que se usa. Estos altos requisitos de agua dulce pueden ser inferiores, si las microalgas se cultivan en otras aguas como el agua de mar o aguas residuales. La huella hídrica de las microalgas no depende del contenido de aceite, sino de la concentración de biomasa en el medio de cultivo, dependiendo de las condiciones de cultivo (sustratos, pH, limitación de nutrientes, tecnología del cultivo, etc.) y esta concentración puede variar entre 0,5-200 g/L; el cultivo de microalgas en fotobiorreactores muestra concentraciones más elevadas de células en comparación con el cultivo en tanques abiertos, debido principalmente al control de las variables del medio; para cultivos autotróficos, la huella hídrica de microalgas se puede reducir significativamente si el medio de cultivo después del proceso de la cosecha se recicla; por esta razón, un tema importante a considerar es el manejo de condiciones de cultivo con el fin de obtener una alta densidad de células y facilitar la reutilización del medio de cultivo.

2.6 COSTOS DE PRODUCCIÓN

Los costos de producción de cultivos de microalgas se deben tomar en cuenta para el desarrollo de biorrefinerías basadas en microalgas. Los cultivos heterotróficos presentan baja productividad de aceite frente a otros tipos de cultivo; sin embargo, estos cultivos se pueden contaminar fácilmente, sobre todo en tanques abiertos, causando problemas en la producción a gran escala. Los costes de fuentes de carbono orgánicas deben tenerse en cuenta; y en este aspecto, el concepto de biorefinería también puede ser aplicado ya que los residuos bioindustriales y otros orgánicos (residuos forestales, glicerol, tallos gruesos de maíz y otros flujos de residuos) se puede utilizar como fuente de carbono.

Los cultivos fototróficos tienen un costo más bajo convirtiéndose en un atractivo para la inversión a gran escala; los costos de operación de los cultivos mixotróficos y fotoheterotróficos son elevados debido a la necesidad de utilizar fotobiorreactores especiales para expandir la cobertura con el fin de evitar el riesgo de contaminación y satisfacer los requerimientos de luz (Chen et al., 2011).

Los costos de producción de biodiésel a partir de microalgas son hasta ahora más altos cuando se comparan con los sistemas convencionales de combustibles. Existen pocos estudios al respecto, y esto se debe a que el proceso es muy nuevo; sin embargo, los costos de producción de biodiésel bajan considerablemente a gran escala. Todas las etapas involucradas en la cadena de producción de biodiésel de microalgas requieren alta energía, contribuyendo de este modo con altos costes de producción. Los estudios actuales muestran que la producción de microalgas es demasiado cara para la producción del biodiésel como producto único. Esta razón ha hecho surgir la idea de biorrefinería, que tiene como objetivo el aprovechamiento integral y simultáneo de varios componentes de las microalgas para hacer que el proceso en su conjunto sea rentable.

La siguiente tabla muestra una comparación de las microalgas con otras materias primas para ser utilizados como fuente de biodiésel. La información se recogió por estudios previos desarrollados por varios autores (Mata et al., 2010; Xu et al., 2006; Santana et al., 2010; Clarens et al., 2010; Gerbens et al., 2009; Hincapié et al., 2011., Mekonnen et al., 2011, Yang et al., 2011; Demirbas., 2007; Yusuf et al., 2011; Amaro et al., 2011; Fore et al., 2011). Los datos obtenidos se muestran en la tabla 12:

Tabla 12. Comparison of microalgae with other raw materials for biodiesel production

Comparison of microalgae with other raw materials for biodiesel production.

Raw Material	Oil Content (% in dry weight biomass)	Output (L oil/ha year)	Land used (m ² year/Kg biodiesel)	Water Footprint (m ³ /ton)	Production Cost (US\$/L)	Acid value of oil	Biodiesel yield
Soybean	18	636	18	4 200	0,40 - 0,60	0,2	90%
Rapeseed	41	974	12	4 300	0,99	2,0	87%
Sunflower	40	1070	11	6 800	0,62	0,1	90%
Palm	36	5366	2	5 000	0,68	6,1	95%
Castor	48	1307	9	24 700	0,92 - 1,56	4,6	89%
Microalgae*	50	97800	0,1	591-3276	3,96 - 10,56	8,9	60%

* Medium oil content, cultured in photobioreactors.

El coste de producción de biodiesel a partir de microalgas sigue siendo no competitivo con las otras fuentes. Sin embargo, pensamos que el aprovechamiento integral de los diferentes componentes de las microalgas en un proceso continuo puede hacer que el proceso en su totalidad es rentable.

2.7 IMPACTOS AMBIENTALES

Como organismos fotosintéticos, las microalgas necesitan luz solar, dióxido de carbono y agua. El secuestro de CO₂ por cultivos de microalgas presenta impacto positivo sobre el medio ambiente 1,8 kg de CO₂ se requieren para producir 1 kg de biomasa; de hecho se pueden utilizar flujos de CO₂ producidos por la combustión de combustibles fósiles en las planta térmicas por ejemplo conduciendo así a la modificación de los gases de efecto invernadero. Además, las microalgas no tienen un impacto ambiental significativo para los seres humanos y no tienen mucho efecto eco-tóxico, tal como la acidificación o eutrofización.

Las aguas residuales son comúnmente ricas en compuestos orgánicos, fosfatos y nitratos, pueden ser medios adecuados para el cultivo de microalgas (Shi et al., 2004). El beneficio es doble: mejorar la calidad de los efluentes mediante la eliminación de los componentes orgánicos solubles, los contaminantes inorgánicos, suministrar el O₂ necesario para los microorganismos y el

crecimiento de biomasa que puede utilizarse para obtener diversos productos. La figura 7 muestra una descripción simplificada de lo mencionado anteriormente:

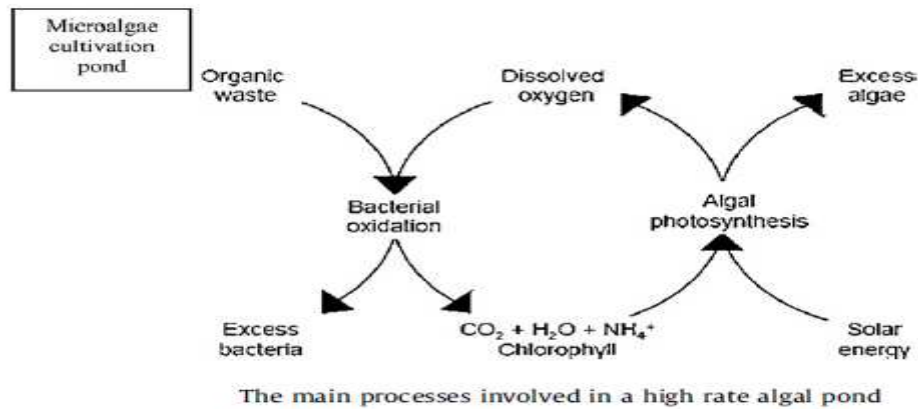


Figura 7. The main processes involved in a high rate algal pond

La bioremediación de aguas residuales mediante microalgas es un proceso medioambiental y no produce contaminación secundaria, siempre y cuando la biomasa producida se vuelve a procesar y con el reciclaje eficiente de nutrientes (Martínez et al., 2000).

Las microalgas cultivadas en aguas residuales es una alternativa al tratamiento terciario de aguas residuales, ya que reciclan los nutrientes responsables la eutrofización convirtiéndolos en biomasa utilizable (Craggs et al., 1997).

2.8 REOLOGÍA DE LAS SUSPENSIONES DE MICROALGAS

Zheng et al., (2008) han investigado la reología de las disoluciones de *Chlorella* sp. Los datos obtenidos por el autor se muestran en la tabla 13:

Tabla 13. Parameters in the Herschel-Bulkley model for various cell concentrations

Parameters in the Herschel-Bulkley model for various cell concentrations			
Biomass (g.L ⁻¹)	τ_y (Pa)	k (mPa·s)	n
20.1	0	23.8	1
134.5	0	30.5	1
150.1	0	41.7	1
163.3	0	163.2	1
175.3	1.2971	452.4	0.9958
197.4	1.5613	2,029.1	0.8682
216.0	1.7513	6,644.5	0.7156

$$\tau = \tau_y + k \cdot \gamma^n$$

τ Is the shear stress (Pa)

τ_y Is the yield shear stress (Pa)

γ Is the shear rate (s^{-1})

K Is a constant called plastic viscosity

Para concentraciones inferiores a 163.3 g/L, la suspensión de las microalgas tiene un comportamiento Newtoniano. Sin embargo, para concentraciones superiores la disolución pasa a tener un comportamiento no newtoniano.

2.9 POSIBLES MEJORAS PARA AUMENTAR LA PRODUCTIVIDAD

La productividad de las microalgas se puede aumentar usando cepas modificadas mediante ingeniería genética. Esto permite aumentar la eficacia fotosintética, incrementando la biomasa obtenida por unidad de superficie sometida a la energía solar, el aumento de la velocidad con la que la biomasa crece y el contenido de aceites en la misma y la creación de tales microorganismos que son resistentes a altas temperaturas y, por lo tanto, su producción no exige mucha agua para enfriamiento.

2.10 PRODUCTOS DERIVADOS DE MICROALGAS

La composición bioquímica de las microalgas le convierte en una materia prima para una variedad de productos. En seguida citamos las áreas de aplicación de las microalgas como materia prima, más adelante explicaremos en detalle estas aplicaciones.

- COMBUSTIBLES DE TERCERA GENERACIÓN
- PIGMENTOS Y ANTIOXIDANTES
- AZÚCARES REDUCTORES
- BIOETANOL
- VITAMINAS
- PROTEÍNAS
- PRODUCTOS DE QUÍMICA FINA
- ISÓTOPOS ESTABLES

2.11 BIBLIOGRAFÍA

- Otto Pulz, Wolfgang Gross. Valuable products from biotechnology of microalgae.(2004)
Appl Microbiol Biotechnol (65: 635–648)
- Antoine P. Trzcinski, Ernesto Hernandez, Colin Web. A novel process for enhancing oil production in algae biorefineries through bioconversion of solid by-products. (2012)
Bioresource Technology (116:295–301)
- Zheng Yun Wu, Xian Ming Shi. Rheological properties of Chlorella pyrenoidosa culture grown heterotrophically in a fermentor.(2008)
J Appl Phycol (20:279–282)
- J.C.M. Pires, M.C.M. Alvim-Ferraz, F.G. Martins, M. Simões. Carbon dioxide capture from flue gases using microalgae: Engineering aspects and biorefinery concept.(2012)
Renewable and Sustainable Energy Reviews (16:3043– 3053)
- Razif Harun, Manjinder Singh, Gareth M. Forde, Michael K. Danquah. Bioprocess engineering of microalgae to produce a variety of consumer products. (2010)
Renewable and Sustainable Energy Reviews (14:1037–1047)
- Shih Hsin Ho., Shu Wen Huang , Chun-Yen Chen , Tomohisa Hasunuma, Akihiko Kondo ,Jo-Shu Chang. Bioethanol production using carbohydrate-rich microalgae biomass as feedstock. (2013)
Bioresource Technology (135:191–198)
- E.W. Becker. Micro-algae as a source of protein.(2007)
Biotechnology Advances (25:207–210)
- Yessie W. Sari, Marieke E. Bruins, Johan P.M. Sanders. Enzyme assisted protein extraction from rapeseed, soybean, and microalgae meals. (2013)
Industrial Crops and Products (43:78– 83)

3. PIGMENTOS A PARTIR DE MICROALGAS

3.1 CAROTENOIDES

3.1.1 INTRODUCCIÓN

Los carotenoides son compuestos lipófilos, constituyen una clase de pigmentos terpenoides, derivadas de un polieno de cadena de 40-carbonos, que se puede considerar como su columna vertebral. Son responsables del color brillante de diversas frutas y verduras, flores, así como el color de algunas aves, insectos y animales marinos. Los carotenoides presentan varias estructuras moleculares, lo que justifica varias propiedades químicas, incluyendo la absorción de la luz que es esencial para la fotosíntesis, en general, para la vida en la presencia de oxígeno. La columna vertebral puede ser complementada por grupos cíclicos que contienen grupos funcionales de oxígeno. Hay varios derivados oxigenados de los carotenoides como xantofilas donde el oxígeno está presente como grupo-OH en la luteína, como grupos-Oxi en la cantaxantina o como una combinación de ambos en la astaxantina.

Todas las xantofilas sintetizadas por plantas superiores como violaxantina, anteraxantina, zeaxantina, neoxantina y luteína, también pueden ser sintetizadas por microalgas verdes, sin embargo, estas poseen xantofilas adicionales, por ejemplo, lodoxantina, la astaxantina y la cantaxantina. Diatoxantina, diadinoxantina y fucoxantina también pueden ser producidas por las microalgas marrones o diatomeas.

Hay dos tipos de carotenoides, primarios y secundarios. Los primarios son las xantofilas, componentes estructurales y funcionales del aparato fotosintético celular, por lo que son esenciales para la supervivencia. Los secundarios son producidos por microalgas en cantidades relativamente grandes bajo unas determinadas condiciones específicas de cultivo.

Las xantofilas son moléculas relativamente hidrófobas, se asocian normalmente con membranas o se encuentran involucradas en una unión no covalente a proteínas específicas, mientras que los carotenoides secundarios se encuentran en vesículas de lípidos en el estroma del plástido o el citosol.

Los carotenoides realizan varias funciones en las microalgas. Están involucrados en la recolección de luz, contribuir a estabilizar la estructura, ayudar en la función fotosintética, depurar especies reactivas de oxígeno y disipar el exceso de energía.

La actividad antioxidante de los carotenoides constituye la base para la acción protectora contra el estrés oxidativo. Sin embargo, no todas las actividades biológicas de los carotenoides se refieren a su capacidad para inactivar los radicales libres y especies reactivas de oxígeno.

Las microalgas son una de las fuentes más ricas en carotenoides. En términos promedios los carotenoides presentan de 0,1 hasta 0,2 por ciento del peso seco de la biomasa microalgal. Esta cifra puede variar notablemente dependiendo de la especie de la microalga y las condiciones de cultivo. Por ejemplo el β -caroteno puede llegar hasta el 14% del peso seco de *Dunaliella Salina* en condiciones óptimas.

La producción de carotenoides a partir de microalgas tiene muchas ventajas en comparación con otras fuentes, por ejemplo, la producción es fácil y ecológica, su extracción es relativamente fácil llegando a rendimientos de recuperación bastante buenos, no es necesario la alta pureza del producto ya que los demás componentes no tienen efectos adversos o incluso pueden ser beneficiosos para la salud, no hay limitación por la variación estacional...

Los seres humanos y animales son incapaces de sintetizar carotenoides, el pulgón es el único animal conocido que se informó que tiene un genoma que codifica enzimas para biosíntesis de carotenoides.

Industrialmente, los carotenoides son utilizados como pigmentos para dar color a los alimentos tales como, los productos lácteos, bebidas, etc. También se usan como aditivos en piensos, acuicultura, productos cosméticos y productos farmacéuticos. Estos compuestos naturales van ganando importancia frente a sus homólogos sintéticos a causa del aumento de la demanda de productos naturales por parte de los consumidores.

Recientemente, se ha habido un interés considerable de carotenoides en la dieta por sus propiedades antioxidantes y su capacidad para reducir la incidencia de varias enfermedades crónicas causadas por el daño provocado por el estrés oxidativo por extinción del oxígeno. De hecho, hoy en día, la producción de carotenoides se ha convertido en una de las actividades más exitosas en la biotecnología de las algas, sustituyendo a los carotenoides sintetizados químicamente, a pesar de que los carotenoides sintéticos tienen un menor coste de producción (Del Campo et al., 2007). Junto a los beneficios de los carotenoides, el aumento de la cosecha de microalgas comerciales puede considerarse

beneficioso para el medio ambiente, ya que son fotosintéticas, absorben CO₂, por lo que su cultivo puede limitar las emisiones de gases de efecto invernadero.

Sin embargo, El análisis de los compuestos tóxicos en la biomasa de las microalgas es imprescindible para su posterior comercialización o extracción de sus metabolitos de alto valor como los pigmentos. En este sentido, varias recomendaciones han sido publicadas por diferentes organizaciones internacionales. Estas recomendaciones se refieren principalmente a los ácidos nucleicos, las toxinas y metales pesados. Afortunadamente, la mayoría de las microalgas estudiadas cumplen con las restricciones de toxicidad. En términos promedios referidos a la toxicidad de ácidos nucleicos, el nivel de seguridad es de aproximadamente 20 g de algas por día o 0,3 g de alga por kg de peso corporal.

El mayor problema a la que se enfrenta la producción de carotenoides a partir de microalgas es el alto costo de producción de la biomasa. Pero grandes avances se están haciendo en este sentido. Los avances tecnológicos en la ingeniería de los fotobioreactores y el control de los procesos biológicos junto al aprovechamiento integral de los demás componentes de las microalgas hacen que la rentabilidad del proceso se mejora mucho.

3.1.2 ESTRUCTURA Y DISTRIBUCIÓN

Como he mencionado antes, los carotenoides son compuestos lipófilos que pueden ser químicamente divididos en carotenos que son hidrocarburos que carecen de oxígeno, tales como α -caroteno, β -caroteno, licopeno y xantofilas que son moléculas oxigenadas, donde el oxígeno puede formar varios grupos funcionales. La luteína presenta un grupo hidroxilo, la cantaxantina tiene un grupo oxi y la astaxantina tiene ambos grupos funcionales de oxígeno citados anteriormente.

Muchas xantofilas se pueden sintetizar por microalgas como Violaxanthin, anteraxantina, zeaxantina, neoxantina, luteína, lodoxantina, astaxantina y cantaxantina. Mientras que Diatoxantina, diadinoxantina y fucoxantina solamente se pueden derivar de microalgas marrones.

Las xantofilas son componentes estructurales y funcionales del aparato fotosintético celular y por esta razón son considerado como carotenoides primarios esenciales para la supervivencia, mientras que 26 carotenoides secundarios son producidos por microalgas a través de una ruta metabólica

llamada carotenogenesis que todavía no está bien estudiada y no se han identificado los genes responsables y las enzimas implicadas en esta ruta. Más de 750 carotenoides se han encontrado en la naturaleza en plantas terrestres, hongos, bacterias y algas, unos 250 son de origen marino, 27 de estos carotenoides se encuentra solamente en algunos tipos de microalgas.

En la mayoría de las algas verdes los carotenoides son sintetizados e acumulados dentro de los plástidos, mientras que las xantofilas secundarias se sintetizan en el cloroplasto y se acumulan en el citoplasma. Así las xantofilas se pueden encontrar en todos los compartimentos celulares.

3.1.3 FUNCIONES DE LOS CAROTENOIDES

Las microalgas por ser fotosintéticas se exponen a altas concentraciones de oxígeno y tensiones radicales. Las microalgas han desarrollado numerosos sistemas de protección contra los factores de estrés oxidativo y radicales. Los mecanismos de protección son capaces de prevenir la acumulación de radicales libres y especies reactivas de oxígeno formando una línea de defensa para contrarrestar las actividades que dañan las células.

Respecto a la fotosíntesis, los carotenoides se unen a los péptidos para formar los complejos proteína-pigmento en la membrana tilacoidal, mientras que en las cianobacterias son localizados en la membrana citoplásmica para la protección de altas intensidades de la luz.

En las microalgas, los carotenoides parecen funcionar como pigmentos accesorios primarios de recolección de la luz durante la fase de luz de la fotosíntesis y también como agentes de foto protección fotosintética disipando el exceso de la luz, frenando así la reactividad de las especies de oxígeno como el oxígeno singlele y los radicales libres.

El β -caroteno puede tener funciones de protección y los otros carotenoides podrían funcionar como captadores de la luz.

Algunas microalgas bajo condiciones de estrés tales como la luz, la temperatura o sales tienen la capacidad de producir metabolitos secundarios activos a través del proceso de carotenogenesis para defenderse. Sin embargo, hay poca información acerca de las vías de carotenogénesis en las microalgas, debido a que los genes y enzimas utilizados no son todavía conocidos.

Podemos concluir que los carotenoides protegen contra la radiación solar y los efectos relacionados. Mientras que hay otro tipo de pigmentos llamados ficobiliproteínas (veremos más adelante) que mejoran la eficiencia de utilización de energía de la luz.

3.1.4 PRINCIPALES CAROTENOIDES

3.1.4.1 LA ASTAXANTINA

a. DEFINICIÓN, PROPIEDADES Y ESTRUCTURA

La astaxantina es el principal carotenoide encontrado en *Haematococcus pluvialis*, su composición varía entre 2-20 g/ kg en un peso seco de biomasa. Es un antioxidante potente, más eficaz que las vitaminas C y E y otros carotenoides. En particular, se ha informado de que las propiedades antioxidantes de la astaxantina son aproximadamente 10 veces mayor que los de β -caroteno, luteína, zeaxantina, cantaxantina y 500 más mayor que la de α -tocoferol. Así, el término "súper vitamina E" se ha propuesto para astaxantina.

La astaxantina es principalmente consumida por salmones para la industria de alimentos. El informe anual de acuicultura a nivel mundial del mercado de este pigmento se estima unas ventas anuales de 200 \$ millones en EE.UU, con un precio promedio de 2500\$/kg.

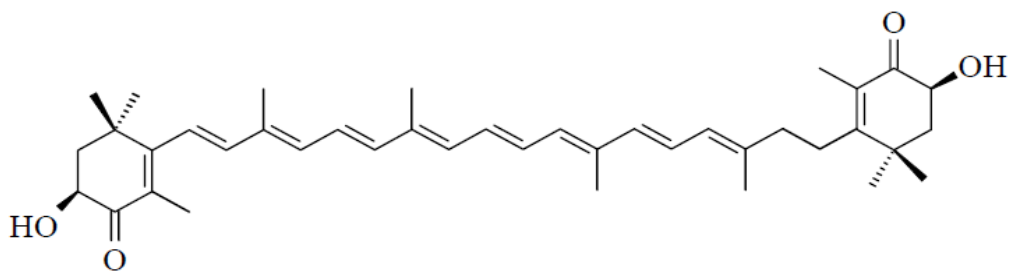
Estudios tanto in vitro como in vivo han demostrado que la astaxantina es eficaz para la prevención de la oxidación de lipoproteínas de baja densidad que pueden ser usados para proteger a diversos organismos contra trastornos como la aterosclerosis, coronaria isquémica, el desarrollo cerebral isquémico, enfermedades inflamatorias crónicas, diabetes, enfermedades gastrointestinales y del hígado, así como enfermedades neurodegenerativas (Alzheimer y Parkinson). Además, la astaxantina podría ser efectiva contra la hiperplasia prostática humana, así como el cáncer de próstata, a través de la enzima 5- α -reductasa, que está implicada en el crecimiento anormal de la próstata. En algunos organismos marinos tales como salmón, la astaxantina mejora su fertilidad y el crecimiento de larvas.

Ikeuchi et al.,(2007) sugirieron que la astaxantina podría ayudar en la prevención de la obesidad en dietas altas en grasa mediante la reducción de triglicéridos y del colesterol total y de limitar el aumento del peso corporal y el tejido adiposo.

Además, la astaxantina se ha demostrado que aumenta in vitro la producción de anticuerpos tanto en ratones como en seres humanos (Jyonouchi et al., 1991).

En grandes instalaciones la productividad de astaxantina se sitúa en 2,2 mg /l.d. Aunque en el laboratorio se alcanzan productividades de hasta 11,5 mg/l.d. Es muy importante tener en cuenta que a nivel industrial lo más importante es maximizar la productividad que está firmemente relacionada con la productividad de la biomasa y no con la concentración de astaxantina. Normalmente las instalaciones industriales trabajan en el óptimo de producción de biomasa que coincide con el óptimo de producción de astaxantina.

La estructura molecular de astaxantina se muestra en la figura 8:



Astaxanthin from Haematococcus pluvialis (Dufosse et al 2005)

Figura 8. Astaxanthin from *Haematococcus pluvialis*

3.1.4.2 FUCOXANTINA

a. DEFINICIÓN, PROPIEDADES Y ESTRUCTURA

Se ha estimado que fucoxantina representa más del 10% de la producción total de los recursos naturales de carotenoides. Debido a su estructura distinta incluyendo un enlace allenico inusual, fucoxantina actúa como antioxidante en condiciones anóxicas, cuando otros carotenoides no tienen prácticamente ninguna capacidad de enfriamiento. Estas propiedades son muy raras entre los alimentos derivados de productos de origen natural.

El conocimiento de la absorción y el metabolismo de fucoxantina es importante para entender sus efectos fisiológicos. Fucoxanthinol y amarouciaxanthin se conocen como principales metabolitos de Fucoxantina.

La fucoxantina que se ingesta en la dieta se hidroliza a Fucoxanthinol en el tracto gastrointestinal por las enzimas digestivas tal como lipasas y colesterol esterasas y luego se convierte en amarouciaxanthin como se muestra en la figura 8.

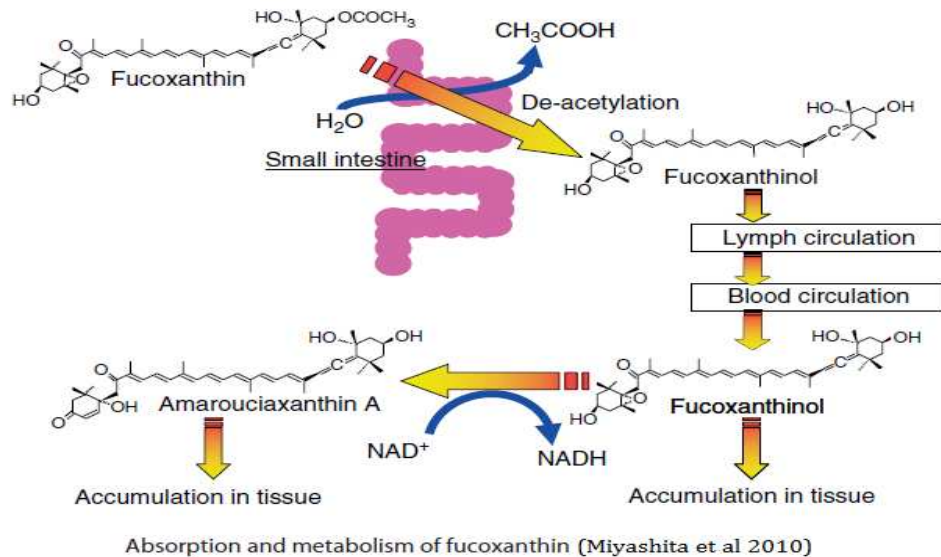


Figura 9. Absorption and metabolism of fucoxanthin

Fucoxantina tiene un fuerte efecto inhibitor sobre el cáncer de próstata. La alta actividad anticancerígena de este carotenoide se puede atribuir a su capacidad antioxidante y su efecto sobre biomoléculas relacionadas con apoptosis. Además, fucoxantina tiene mayor efecto inhibitor en las células humanas del cáncer de colon en comparación con otros carotenoides como el β -caroteno y astaxantina.

Estudios en fucoxantina indican que tiene un potencial valor comercial porque podría ser utilizado para tratar la obesidad y reducir el riesgo de ciertos trastornos, como la diabetes. (Maeda et al 2001) encontraron que la fucoxantina contribuye a la quema de grasa dentro de las células de grasa en el tejido adiposo blanco de ratas o ratones mediante el aumento de la expresión de la termogénesis, que afecta a múltiples enzimas involucradas en el metabolismo de la grasa.

Además, fucoxantina puede proteger el hígado, los vasos sanguíneos del cerebro, los huesos, la piel y los ojos. En animales la fucoxantina puede aumentar los niveles hepáticos del ácido docosahexaenoico y ácido araquidónico, que puede ser debido a la regulación de las enzimas relacionadas con la bioconversión del ácido linolénico y el ácido docosahexaenoico y linoleico a ácido araquidónico.

3.1.4.3 β -CAROTENO

a. DEFINICIÓN, PROPIEDADES Y ESTRUCTURA

El β -caroteno de microalgas está ganando importancia en términos de escala comercial. Se produce principalmente a partir de la *Dunaliella* spp que puede

llegar a contener hasta 140 g/kg de materia seca o de *Spirulina platensis*, que contiene hasta 296 mg/kg.

La producción de β -caroteno puede ser maximizada en condiciones particulares, tales como alta salinidad, deficiencia de nitrógeno, la inhibición de la división celular, más eficientemente, altas irradiancias junto a altas temperaturas.

El β -caroteno, además de ser uno de los colorantes alimentarios, tiene una fuerte capacidad antioxidante que ayuda para mediar los efectos nocivos de los radicales libres implicados en diversos trastornos como cáncer gastrointestinal, artritis, o el envejecimiento prematuro causado por la radiación ultravioleta. Además, β -caroteno podría mejorar la inmunidad contra diversas enfermedades infecciosas.

La estructura molecular de β -caroteno se muestra en la figura 10:

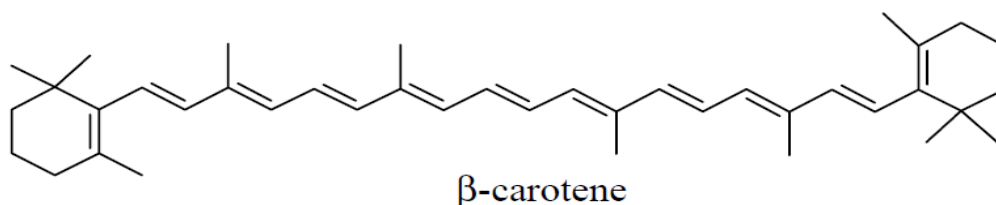


Figura 10. Estructura molecular de β -caroteno

3.1.4.4 LA LUTEÍNA Y LA ZEAXANTINA

a. DEFINICIÓN, PROPIEDADES Y ESTRUCTURA

La luteína es un producto intracelular típico de las algas, se encuentra en especies de microalgas tales como *Scenedesmus* (4.5-5.5 mg.g-1) y *Chlorella* (4,6 mg g-1). La zeaxantina se encuentra en las algas tales como *Rhodophyta* spp y *Spirulina* spp. Ambos compuestos tienen una estructura idéntica con una sola diferencia de la localización de la instauración en el anillo lateral. Esto indica que tienen unas características físico-químicas muy similares.

Estas sustancias se aplican en la pigmentación de los tejidos animales y alimentos, en la Unión Europea la luteína como colorante se identifica como E161b. También se vende como aditivo alimentario. Por ejemplo, en Estados Unidos las ventas de luteína como aditivo alimentario se acercan a \$ 150 millones de dólares por año.

La luteína tiene varias aplicaciones en la industria de medicamentos ya que se ha demostrado que puede prevenir algunos tipos de cáncer, enfermedades cardiovasculares y degeneración de la retina.

Aunque la luteína está presente en las frutas y verduras, la ingesta diaria estimada de 1,5 mg/día no satisface las necesidades diarias recomendadas, por lo que el consumo de suplementos de luteína es recomendable en algunos casos.

Muchos estudios han demostrado que la luteína, zeaxantina, así como, son los pigmentos primarios para la coloración amarillenta y el mantenimiento de la función visual normal de la mácula del ojo humano, mientras otros carotenoides están ausentes o se encuentran en cantidades traza en la macula. Debido a la actividad antioxidante mencionada de los carotenoides la mácula del ojo es protegida contra cualquier reacción fotoquímica adversa. En particular, en personas mayores de 65 años de edad, la degeneración macular, la principal causa de pérdida irreversible de visión, se ha asociado con bajos niveles de luteína y zeaxantina.

La estructura molecular de luteína y zeaxantina se muestra en la figura 11:

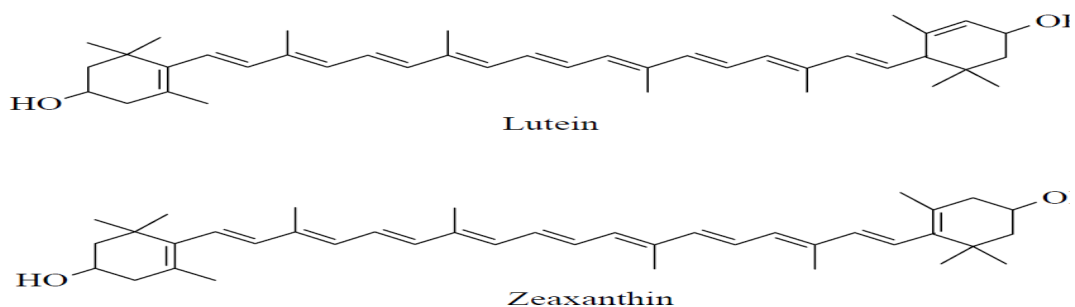


Figura 11. Estructura molecular de luteína y zeaxantina

3.1.5 APLICACIONES

En términos de aplicaciones industriales, la alimentación y la salud son los sectores que más se interesan por los carotenoides de las microalgas. Los pigmentos de origen microalgal tienen una demanda muy interesante en el mercado. El precio de β -caroteno obtenido a partir de microalgas alcanza 700 €/kg, mientras que su homólogo sintético no llega ni siquiera a la mitad. Además, β -caroteno natural es el preferido por el mercado de la salud, ya que es una mezcla de isómeros trans y cis ambos poseen características contra el cáncer; tal mezcla es difícilmente obtenida a través síntesis química. Los productos cosméticos y farmacéuticos se están compitiendo con los sectores clásicos.

La figura 12 muestra las aplicaciones y usos más importantes de los carotenoides en la actualidad:

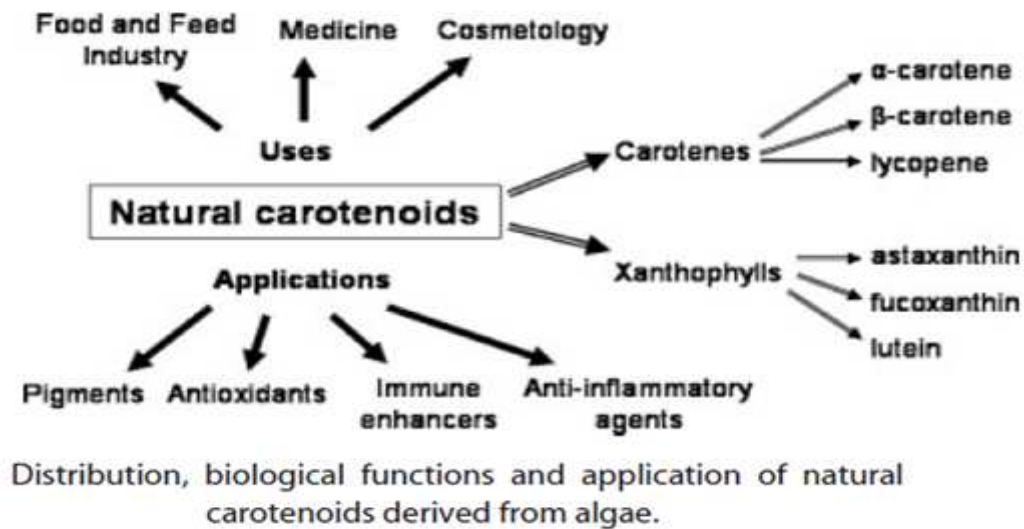


Figura 12. Distribution, biological functions and application of natural carotenoids derived from algae

3.1.5.1 INDUSTRIA ALIMENTARIA Y FORMULACIÓN DE PIENSOS

La fabricación de carotenoides a través de las rutas microbiológicas ha sido objeto cada vez de mayor importancia en la área científica, industrial, alimentaria y también en la acuicultura. Es evidente que las reacciones de oxidación en los alimentos son perjudiciales. Por ejemplo, la degradación de las vitaminas y lípidos, causa una pérdida considerable del valor nutricional de los alimentos y el desarrollo de sabores desagradables. Los antioxidantes que se añaden a los alimentos, pueden inhibir el proceso de oxidación o hacerlo más lento interrumpiendo las cadenas de radicales libres.

Tradicionalmente, los carotenoides se han utilizado en los piensos de animales y la industria alimentaria debido a sus propiedades como portador de color natural. De hecho, β -caroteno, cantaxantina, astaxantina y luteína ya se están comercializando.

Hoy en día, hay una fuerte demanda de pigmentos naturales en lugar de los preparados sintéticamente, ya que el umbral de aditivos alimentarios sintéticos legalmente permitidos ha sido cada vez menor, debido a su presunto papel como promotores de la carcinogénesis, además de las reivindicaciones de hígado y toxicidad renal. La sustitución de estos pigmentos sintéticos por sus homólogos naturales se ha convertido en una práctica común.

Otra ventaja de los carotenoides naturales es que no se ven afectados por la presencia del ácido ascórbico, que se usa como acidulante para restringir el crecimiento microbiano no deseado. Además, los carotenoides son tintes particularmente fuertes, incluso a niveles de partes por millón.

Los carotenoides de microalgas, específicamente el β -caroteno es el preferido por el mercado de productos naturales, debido a que es una mezcla de isómeros trans y cis que tiene una actividad anticancerígena. Por otro lado, tal mezcla es raramente obtenida para los carotenoides sintéticos. Además, se informó de que β -caroteno natural se absorbe por el cuerpo diez veces más fácilmente que la forma sintética.

Los carotenoides como pigmentos, especialmente β -caroteno, puede ser utilizado en alimentos y bebidas para mejorar su apariencia a los consumidores, como los zumos de frutas, refrescos, margarina, confitería y los productos lácteos. En general, en la formulación de alimentos para la salud, debido a sus propiedades antioxidantes.

Además, los carotenoides se pueden aplicar a la alimentación animal, para mejorar el color amarillo en los huevos, para la mejora del color de las aves (luteína, zeaxantina y cantaxantina), peces y crustáceos, la mejora de apariencia de los alimentos para mascotas, así como alimentos en la acuicultura (astaxantina de *Haematococcus*).

Adicionalmente, los carotenoides son precursores de muchas sustancias responsables del sabor de los alimentos y el aroma de las flores. Por ejemplo, β -caroteno de *Dunaliella* en los alimentos actúa como precursor de la vitamina A. Además de la industria alimentaria los carotenoides se utilizan en productos farmacéuticos y en la industria de cosméticos (Luteína, zeaxantina, cantaxantina y las ficobiliproteínas como ficocianina y ficoeritrina).

3.1.5.2 FUNCIÓN BIOLÓGICA Y BENEFICIOS PARA LA SALUD

3.1.5.2.1 LA ACTIVIDAD PROVITAMINA A

Aunque muchos carotenoides se han encontrado en la naturaleza, solo 40 de ellos pueden ser absorbidos, metabolizados y utilizados en el cuerpo humano y aproximadamente seis suelen detectarse en la sangre.

Dado que los humanos y los animales no pueden sintetizar los carotenoides, estos son proporcionados a partir de la ingesta de alimentos. Algunos de los

carotenoides, aproximadamente 10%, pueden ser metabolizados a la vitamina A o retinol. Entre los carotenoides que actúan como precursores de la vitamina A podemos destacar, α -caroteno y β -caroteno, así como algunas xantofilas, tales como β -criptoxantina, y algunas apocarotenoides. El β -caroteno tiene la mayor proactividad de vitamina A, todas las moléculas de los carotenoides producen dos moléculas de retina que luego se convierten en retinol (vitamina A). Tal procedimiento se obtiene a través de la oxidación, que está catalizada por la enzima β , β -caroteno-15 y 15'-mono-oxygenasa.

En los seres humanos y los animales terrestres β -caroteno se almacena principalmente en el hígado, mientras que en los animales marinos se almacena en las gónadas, por lo que para los animales marinos, los carotenoides son esenciales para la reproducción. El exceso de β -caroteno se deposita en los tejidos grasos del cuerpo.

3.1.5.2.2 LA ACTIVIDAD ANTIOXIDANTE Y ANTITUMORAL

En los cultivos de microorganismos fotosintéticamente, el oxígeno molecular se produce y se observa un sobre-saturación de oxígeno. En estas condiciones las microalgas promueven un proceso de desintoxicación endógena hacia un ataque oxidativo por la acumulación de antioxidantes, que protegen las células del daño por radicales libres (anión superóxido, el radical hidroxilo). Por ejemplo, el potencial antioxidante de *Spirulina platensis* puede aumentar 2,3 veces durante el estrés de oxígeno. Estos valiosos ingredientes bioactivos tienen una amplia gama de beneficios para la salud.

Estas sustancias están presentes en concentraciones relativamente altas en las microalgas, incluso estas concentraciones se pueden aumentar más mediante el control de algunas condiciones de los cultivos. Además, el uso de microalgas como portadores de carotenoides en alimentos tiene la ventaja de aportar otras sustancias antioxidantes contenidas en la biomasa que pueden actuar sinérgicamente con los carotenoides, aumentando el efecto positivo en la salud humana.

En los seres humanos, las reacciones de oxidación impulsadas por especies reactivas del oxígeno pueden dar lugar a daños a las proteínas y la descomposición de ADN o mutaciones. Por consecuencia, se producen enfermedades cardiovasculares, algunos tipos de cánceres y enfermedades

degenerativas y el envejecimiento. Los carotenoides son capaces de absorber la energía de excitación de los radicales de oxígeno promoviendo la disipación de energía, al tiempo que protegen a los tejidos del daño químico. También tienen la capacidad de retrasar la propagación de reacciones en cadena tales como las iniciadas por la degradación de ácidos grasos poliinsaturado que contribuyen a las membranas lipídicas.

La tabla 14 presenta algunos de los carotenoides más comunes, derivados de macro y micro-algas.

Tabla 14. The main carotenoids derived from macro- and micro-algae

The main carotenoids derived from macro- and micro-algae	
Algae	Carotenoids
Macroalgae	
<i>Phaeophyta</i> (brown algae) e.g. <i>Laminaria</i> spp.	Fucoxanthin, β -carotene, violaxanthin
<i>Rhodophyta</i> (red algae) e.g. <i>Porphyra</i> spp.	β -Carotene, lutein, zeaxanthin
<i>Chlorophyta</i> (green algae) e.g. <i>Ulva fenestrata</i>	α -Carotene, neoxanthin, violaxanthin, siphonoxanthin
Microalgae	
<i>Dunaliella salina</i>	β -Carotene, α -carotene, zeaxanthin
<i>Hematococcus pluvialis</i>	Astaxanthin, canthaxanthin, lutein
<i>Chlorella</i> spp.	Astaxanthin, lutein, β -cryptoxanthin, canthaxanthin
<i>Scenedesmus</i> spp.	Lutein, β -carotene
<i>Spirulina</i> spp.	β -Carotene, zeaxanthin

Resumiendo, los carotenoides dietéticos actúan como antioxidantes tanto para seres humanos como animales y pueden actuar contra el daño oxidativo mediante la protección de la parte lipófila de la peroxidación lipídica o especies reactivas de oxígeno en el proceso de fotooxidación. Varios estudios indican que una dieta rica en carotenoides puede reducir el riesgo de una variedad de trastornos humanos.

En la actualidad, varias investigaciones apoyan la existencia de un efecto protector de los carotenoides en el desarrollo del cáncer. Los carotenoides podrían actuar directamente sobre el ADN para regular la producción del ARN, lo que explica algunas capacidades antitumorales de los carotenoides. Además, las células del sistema inmune necesitan comunicación intracelular para funcionar con eficacia, por lo que puede verse afectada por el mecanismo de regulación de ADN de los carotenoides.

3.1.6 PRODUCCIÓN INDUSTRIAL DE CAROTENOIDES

La demanda mundial de carotenoides fue de aprox. 640 M€ en 2004, desde entonces a ha ido aumentando a un ritmo medio anual del 2,2%. Se estima que actualmente la demanda mundial está situada en sobre valores de 753 M€.

3.1.6.1 ESPECIES DE MICROALGAS AMPLIAMENTE UTILIZADAS PARA LA PRODUCCIÓN DE CAROTENOIDES

En la tabla15 se resumen las especies de microalgas ampliamente utilizadas para producir carotenoides a nivel industrial:

Tabla15. Carotenoids produced by selected microalgae

Carotenoids produced by selected microalgae.

Microalga source	Active compound	Reference
<i>Dunaliella salina</i>	β -carotene	Rabbani et al 1998 - Demming et al 2002
<i>Haematococcus pluvialis</i>	Astaxanthin, cantaxanthin, lutein	Demming et al 2002 - El Baky et al 2003
<i>Chlorella vulgaris</i>	Cantaxanthin, astaxanthin	Demming et al 2002 - El Baky et al 2011
<i>Coelastrrella striolata</i> var. <i>multistriata</i>	Canthaxanthin, astaxanthin, β -carotene	Abe et al 2005
<i>Scenedesmus almeriensis</i>	Lutein, β -carotene	Macías Sánchez et al 2010

- Chlorella, Dunaliella, Muriellopsis y Haematococcus spp, son las fuentes más importantes de carotenoides, todas pertenecen a la familia Chlorophyceae.
- Dunaliella posee el más alto contenido de β -caroteno 9-cis que alcanza niveles de hasta 100 g / kg de materia seca. Polvo de Dunaliella rico en β -caroteno ha sido explotado comercialmente en muchos países desde los años 1980.
- H. pluvialis es la fuente más importante de astaxantina, por lo que ahora se cultiva en gran escala por varias empresas que utilizan métodos distintos.
- Muriellopsis sp. tiene un alto contenido en luteína (hasta 35 mg L⁻¹), junto con una alta tasa de crecimiento, por lo que se ha explotado para la producción comercial de luteína.
- El principal carotenoide de C.vulgaris es la luteína.

3.1.6.2 COMPOSICIÓN DE CAROTENOIDES EN VARIAS ESPECIES DE MICROALGAS

En la tabla 16 se muestra la composición típica de los carotenoides y clorofila en algunas microalgas:

Tabla 16. Chlorophyll and carotenoids yield in the microalgae cultivated in commercial products

chlorophyll and carotenoid yield in the microalgae cultivated in commercial products.

Sstrains	Chlorophyll (%)	Carotenoid (%)	Sources
<i>Chlorella pyrenoidosa</i>	2.48	0.35	Vedan Enterprise Corp (2005a)
<i>Spirulina platensis</i>	1.20	0.43	Vedan Enterprise Corp (2005b)
<i>Chlorella</i>	0.38	0.02	Far East Micralgae Ind Co. Ltd. (2005)
<i>Chlorella pyrenoidosa</i>	2.86	0.051	Gong Bih Enterprise Co., Ltd. (2005)
<i>Dunaliella Salina</i>	1.01	7.25	Gong Bih Enterprise Co., Ltd. (2005)
<i>Chlamydomonas acidophila</i>	-	1.56	Cuaresma et al. (2006)

3.1.6.3 CONDICIONES ÓPTIMAS DE CULTIVO DE MICROALGAS PARA PRODUCIR CAROTENOIDES

En las tablas 17,18 y 19 se muestran las condiciones óptimas de cultivo de varias microalgas para la producción de varios carotenoides.

AF: air flow; LDC: light/dark cycle; LI: light irradiance; MM: metabolic mode; SR: stirring rate; T: temperature.

Tabla 17. Condiciones de cultivo óptimas para la producción de β -caroteno

Carotenoid	Microalga source	Processing conditions	Reactor configuration	Productivity	Ref
β -carotene	<i>Dunaliella salina</i>	T: 25 °C; pH: 7.5 \pm 0.5; LI: 281 \pm 89 $\mu\text{mol}_{\text{photon}} \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$; SR: 38 cm s^{-1}	Semi-continuous outdoor, closed tubular (55 L)	Biomass: 2 $\text{g m}^{-2} \text{d}^{-1}$ Total carotenoids: 102.5 \pm 33.1 $\text{mg m}^{-2} \text{d}^{-1}$ (β -carotene: 10% of biomass)	García gonzáles et al 2005
		T: 30 °C; pH: 7.5; LI: 200–1200 $\mu\text{mol}_{\text{photon}} \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$; SR: 0.6 L min^{-1} (N_2)	Continuous turbidostat, flat-panel (2.5 L)	β -Carotene: 13.5 $\text{mg L}^{-1} \text{d}^{-1}$ (15.0 pg cell^{-1})	Del Campo et al 2001
		T: 30 °C; pH: 7.5; LI: 200–1200 $\mu\text{mol}_{\text{photon}} \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$; SR: 0.286 $\text{L}_{\text{observer}} \text{L}^{-1} \text{min}^{-1}$ (organic solvent)	Continuous turbidostat, flat-panel (1.9 L) with <i>in situ</i> extraction	β -Carotene: 0.7 $\text{mg L}^{-1} \text{d}^{-1}$ β -Carotene: 8.3 $\text{mg L}^{-1} \text{d}^{-1}$ (8.9 pg cell^{-1})	

Tabla 18. Condiciones de cultivo óptimas para la producción de luteína

Carotenoid	Microalga source	Processing conditions	Reactor configuration	Productivity	Ref
Lutein	<i>Muriellopsis</i> sp.	T: 28 °C; pH: 6.5; LI: 460 $\mu\text{mol}_{\text{photon}} \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$	Batch (0.2 L, 4–7 d)	Lutein content: 5.5 $\text{mg g}^{-1} \text{L}^{-1} \text{d}^{-1}$ Lutein: 0.8–1.4 $\text{mg L}^{-1} \text{d}^{-1}$	Kleineregris et al 2011
		T: 28 °C; pH: 7; LI: continuous 200 $\mu\text{mol}_{\text{photon}} \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$; AF: 50–100 $\text{L}^{-1} \text{h}^{-1}$ (1% v/v CO_2)	Continuous outdoor, tubular (55 L)	Biomass: 7.2 $\text{mg L}^{-1} \text{d}^{-1}$ Lutein: 5.5 $\text{mg g}^{-1} \text{L}^{-1} \text{d}^{-1}$	Kleineregris et al 2011
		-	Semicontinuous outdoor, open tank (100 L)	Biomass: 100 $\text{mg m}^{-2} \text{d}^{-1}$ Lutein: 100 $\text{mg g}^{-1} \text{L}^{-1} \text{d}^{-1}$	García González et al 2005
	<i>Scenedesmus abmeriensis</i>	T: 30 °C; pH: 8.0; LI _{max} : 1700 $\mu\text{E m}^{-2} \text{s}^{-1}$; AF: 0.5 (v/v)/ $\text{min}^{-2} \text{s}^{-1}$; LDC: solar cycle	Continuous (2 L)	Lutein: 4.9 $\text{mg L}^{-1} \text{d}^{-1}$	Sánchez et al 2008
		T: 35 °C; LI: 1900 $\mu\text{E m}^{-2} \text{s}^{-1}$	Continuous outdoor, tubular	Lutein: 5.31 $\text{mg m}^{-2} \text{d}^{-1}$	Fernández Sevilla et al 2010
	<i>Chlorella protothecoides</i>	T: 28 °C; pH: 6.5; LI: absence of light; MM: heterotrophic	Batch (16 L)	Lutein: 10 $\text{mg L}^{-1} \text{d}^{-1}$	Wei et al 2008
	<i>Chlorella zofingiensis</i>	T: 28 °C; pH: 7; LI: 200 $\mu\text{mol}_{\text{photon}} \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$; AF: 50–100 $\text{L}^{-1} \text{h}^{-1}$ (1% v/v CO_2) LDC: continuous light	Batch (0.2 L)	Lutein: 3.4 $\text{mg L}^{-1} \text{d}^{-1}$	Kleineregris et al 2011
	<i>Chlorococcum citrifforme</i>			Lutein: 1.05 $\text{mg L}^{-1} \text{h}^{-1}$	
	<i>Neosporangiococcus gelatinosum</i>			Lutein: 0.70 $\text{mg L}^{-1} \text{h}^{-1}$	

Tabla 19. Condiciones de cultivo óptimas para la producción de astaxantina

Carotenoid	Microalga source	Processing conditions	Reactor configuration	Productivity	Ref
Astaxanthin	<i>C. zoofingiensis</i>	T: 30 °C; pH: 6.5; LI: darkness; SR: 130 rpm; MM: heterotrophic	Batch (250 mL)	Astaxanthin: 10.3 mg L ⁻¹	Ip et al 2005
	<i>Haematococcus pluvialis</i>	LI: day light cycle	Continuous chemostat, tubular (50 L)	Biomass: 0.7 g L ⁻¹ d ⁻¹ Astaxanthin: 8.0 mg L ⁻¹ d ⁻¹	García Malea et al 2009
		T: 28 °C; LI: 345 μmol _{photon} m ⁻² s ⁻¹	Batch (1 L)	Astaxanthin content: 98 mg g ⁻¹ _{biomass}	Dominguez Bocanegra et al 2004
		T: 15-25 °C; LI _{max} : 2000 μmol _{photon} m ⁻² s ⁻¹	Enclosed outdoor (25,000 L)	Biomass: 90 g m ⁻² Astaxanthin: 13 g m ⁻² d ⁻¹	Olaizola et al 2000

3.1.6.4 COMPARACIÓN ENTRE ALGUNOS CAROTINOIDES NATURALES Y SINTÉTICOS

La tabla20 muestra una comparación entre los carotenoides naturales y sintéticos

Tabla20. Comparación de los carotenoides naturales y sintéticos

Comparison between microbial and synthetic sources of carotenoids					
Molecule	Origin	Isomer	Market Price (US\$)	Principal producer	
β-Carotene	<i>Dunaliella</i>	All-trans and 9-cis	300 – 3000/kg	Cognis Nutrition and Health (Hutt Lagoon and Whyalla, Australia), Cyanotech Corp. (Kona, Hawaii, USA), Inner Mongolia Biological Eng. Co. (Inner Mongolia, China), Nature Beta Technologies (Eilat, Israel), Tianjin Lantai Biotechnology (Tianjin, China)	
	Synthetic	All-trans	>90%		
Astaxanthin	<i>Haematococcus</i>	3S, 3'S		Cyanotech Corp. (Kona, Hawaii, USA), Mera Pharmaceuticals (Kailua-Kona, Hawaii, USA), Bioreal Inc. (Kobe, Hawaii, USA), Parry's Pharmaceuticals (Chennai, India), Algatech Ltd (Kibbutz Ketura, Israel)	
	<i>Phaffia</i> yeast	3R, 3'R		DSM (Heerlen, The Netherlands)	
	Synthetic	3S, 3'S - 3R, 3'R - 3R, 3'S (meso)	>95%	= 2500/kg	Hoffman La Roche (Basel, Switzerland) and BASF (Ludwigshafen, Germany)

3.2 LAS CLOROFILAS

3.2.1 INTRODUCCIÓN

Las microalgas son microorganismos que convierten la energía solar en energía química a través de la fotosíntesis. Estos microorganismos tienen numerosos compuestos bioactivos que pueden ser aprovechados para uso comercial. Además de los carotenoides contienen también clorofilas.

La clorofila es un compuesto valioso y esencial en muchos productos de uso diario. Se utiliza como un aditivo en la industria farmacéutica y productos cosméticos, también como un agente colorante natural en los alimentos. Además, tiene propiedades antioxidantes y antimutagénicos.

CLASIFICACIÓN DE LAS CLOROFILAS

Hay dos tipos principales de clorofila que son clorofila a y clorofila b, hay también la clorofila c pero en menor medida. El esqueleto de la molécula de clorofila es el macrociclo de porfirina, que comprende de cuatro anillos de pirrol. La unión de un anillo isocíclico a uno de los anillos de pirrol da lugar a la estructura phorbin (Humphry 2004) como muestra la figura 13.

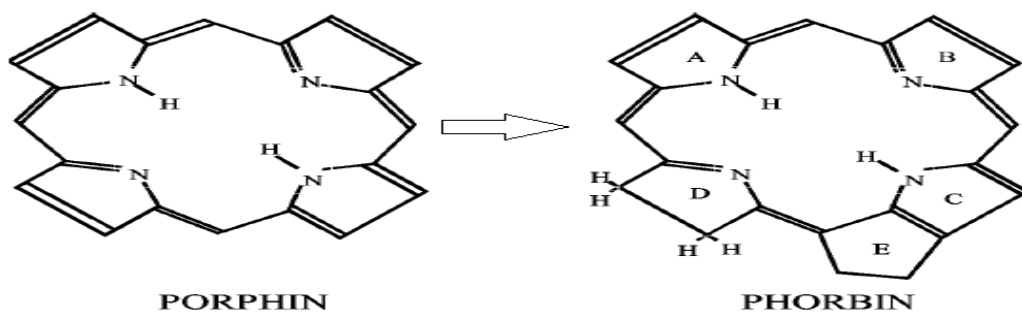


Figura 13. Estructura del Porphin y Phorbin

Cada anillo de pirrol contiene cuatro átomos de carbono y uno de nitrógeno. Todos los átomos de nitrógeno de la cara interna crean en el centro un agujero donde el ion de magnesio Mg^{2+} se une fácilmente.

En clorofila b, el grupo metilo del segundo metilo de la clorofila a se sustituye por un grupo formilo. Esta diferencia estructural es la que da a la clorofila a el color azul / verde en un rango de absorbanza de 660 a 665nm y a la clorofila b el color verde / amarillo en un rango de absorbanza de 642 a 652nm. La figura14 muestra las diferentes estructuras de las clorofilas:

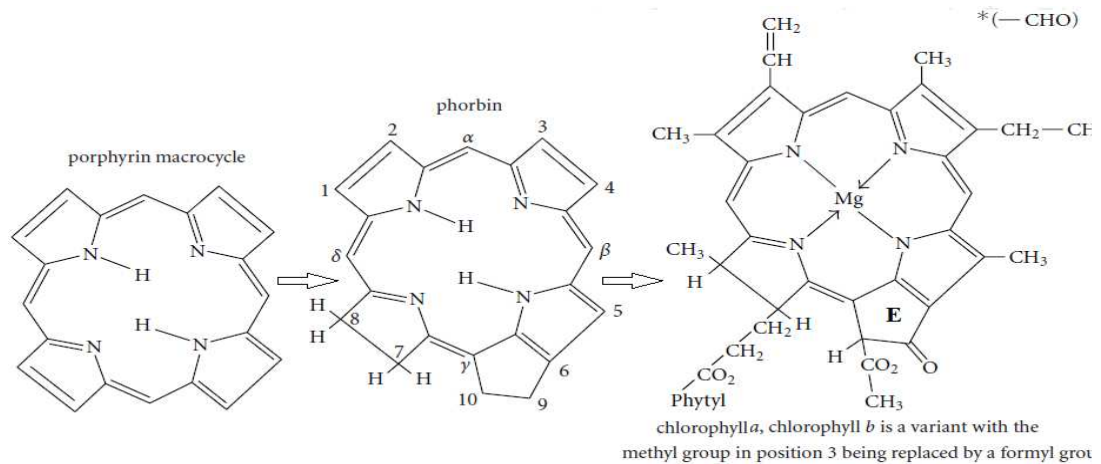


Figura 14. Estructuras de las clorofilas

3.2.2 ESTABILIDAD DE LAS CLOROFILAS

La exposición de moléculas de clorofila a ácidos débiles, oxígeno o a la luz acelera su oxidación y da lugar a la formación de numerosos productos de degradación.

Es de gran importancia destacar la inestabilidad del átomo central de magnesio cuando las clorofilas son aisladas del protector entorno de los cloroplastos. El magnesio es entonces fácilmente desplazado por el más débil de los ácidos para formar la feofitina de color oscuro. Esta última reacciona fácilmente con metales tales como cobre para formar una estructura estable de color azul-verde. Curiosamente, el magnesio en la original clorofila no es fácilmente desplazado por otros metales directamente, pero requiere la etapa intermedia de la acidificación. (Humphrey 2004)

3.2.2.1 REACCIÓN DE EPIMERIZACIÓN

El anillo isocíclico E mencionado en la figura anterior puede ser sometido a un número de ataques diferentes, tales como epimerización (Humphrey, 2004), que es un simple cambio de la estereoquímica como se muestra en la figura 15:

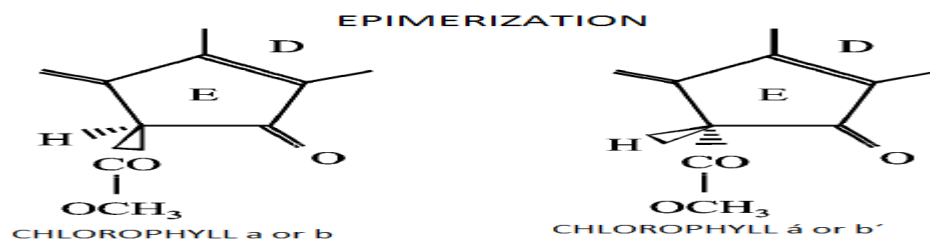


Figura 15. Reacción de epimerización

3.2.2.2 REACCIÓN DE ALOMERIZACIÓN

Además de la epimerización, El anillo isocíclico E de la clorofila puede ser oxidado en presencia de O₂, este proceso se observó por primera vez por Willstätter quien lo describió como alomerización. En la figura 16 se muestra esta reacción:

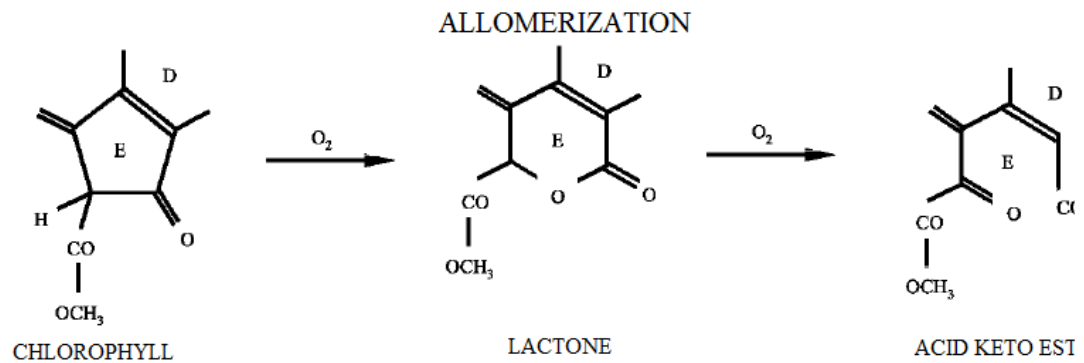


Figura 16. Reacción de alomerización

En la primera etapa de oxidación, el color verde desaparece sólo para reaparecer en la segunda etapa.

3.2.2.3 DEGRADACIÓN TÉRMICA

La degradación térmica es más insidioso y se produce progresivamente a temperaturas superiores a 60 ° C para dar pyropheophytin (Hnmphry, 2004) como se muestra en la figura 17.

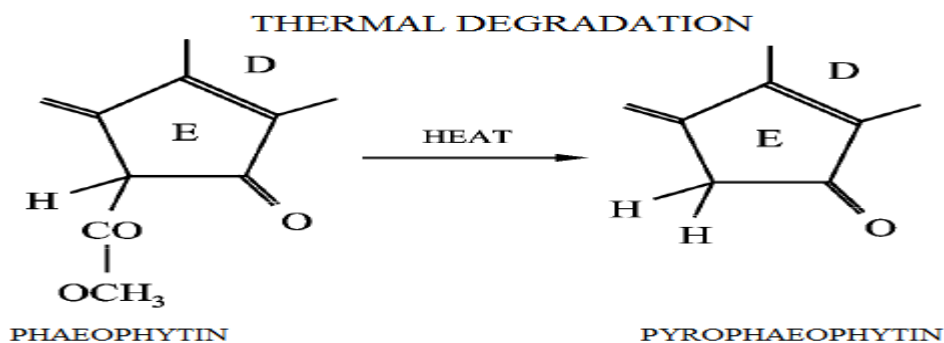


Figura 17. Degradación térmica de las clorofilas

3.2.3 APLICACIONES DE LAS CLOROFILAS EN LA ALIMENTACIÓN Y SALUD

La clorofila está presente en abundancia en la naturaleza debido a su crítico "recolección de luz" durante la fotosíntesis, es vital para la supervivencia de la planta y los reinos animal. La clorofila absorbe selectivamente la luz en las regiones roja -azul y por lo tanto emite un color verde. La fotosíntesis es un proceso que utiliza esa energía de la luz junto con el agua y el dióxido de carbono para producir oxígeno y carbohidratos, como tal, se convierte la energía solar en energía química. Los productos a partir de este proceso químico reflejan su importancia.

La clorofila es un compuesto que se descompone y reproduce de forma continua en cantidades significativas tanto en la tierra como en los océanos. Se estima que 1,2 mil millones toneladas de clorofila se producen anualmente en el planeta. (Hnmphry , 2004)

La clorofila se utiliza como un agente colorante, debido a su absorción selectiva de ciertas longitudes de onda de la luz y su color verde consecuente. Los cambios en la demanda del mercado y la legislación han dado lugar a la exigencia de los colorantes de origen natural para ser utilizados en productos alimentarios con preferencia a colorantes sintéticos.

Su color es esencial tanto para la los consumidores como los fabricantes, ya que muchos alimentos pierden su color original debido a los procesos químicos que sufren. Los consumidores demandan productos de apariencia original, mientras que fabricantes desean uniformidad de todos los productos.

La clorofila en las plantas y microalgas está confinada en los cloroplastos donde forma complejos con fosfolípidos, polipéptidos y tocoferoles, pero también protegida por una membrana hidrófoba. Cuando la clorofila se elimina de este protector medio ambiente, su ion magnesio se convierte en inestable y puede fácilmente ser desplazado por un ácido débil. A fin de superar este problema, el ion de magnesio es a menudo sustituida con un ion de cobre para formar un complejo altamente estable azul / verde.

A pesar de que la clorofila es un agente colorante alimentario natural, existen desventajas asociadas con su uso. Su pigmento no se conoce con precisión y tiende a ser inestable bajo las diferentes condiciones de pH de los alimentos a los que se añade. Además, es más caro que colorantes artificiales y debe sufrir una modificación química remplazando el centro de magnesio con un ion de cobre con el fin de mejorar su estabilidad como un agente colorante alimentario.

Puesto que el complejo de cobre no es absorbido por el cuerpo y se elimina en su totalidad como un producto de excreción, en la mayoría de los países se permite ser utilizado como un alimento aditivo. Sin embargo, la concentración de cobre libre ionizable en la coloración debe respetar la legislación vigente.

La clorofila y sus derivados también se utilizan ampliamente en productos farmacéuticos. La clorofila se ha encontrado que acelera la cura de heridas o cicatrices en más de 25%. La clorofila estimula el crecimiento del tejido, impide el adelanto de las bacterias y acelera el proceso de protección contra las heridas.

La clorofila es similar en estructura química a la hemoglobina y se predice para estimular el crecimiento del tejido de una manera similar a través de la facilitación de un rápido intercambio de dióxido de carbono y oxígeno. Debido a estas propiedades, la clorofila se utiliza en el tratamiento de úlceras y sepsis, también en proctología.

Úlcera crónica es un problema de salud importante en la sociedad, con largos períodos de tiempos necesarios para su tratamiento. La clorofila tiene la capacidad de aumentar la eficiencia de los tratamientos de úlcera. La aplicación de pomadas que contienen derivados de clorofila sirve para eliminar el dolor después de varios días, y también para mejorar la apariencia de los tejidos afectados.

Las mismas propiedades que hacen que una clave de clorofila compuesto en el tratamiento de las úlceras también hace que sea vital en el tratamiento de heridas postoperatorias de la cirugía rectal. Cuando se eliminan grandes zonas de tejido, la curación puede ser difícil y el área del tejido extraído tiende a ser dolorosa. La aplicación de clorofila aumenta la tasa de curación en muchos casos en un 25%.

Su naturaleza no tóxica y propiedades antibacterianas y desodorizantes hacen que la clorofila puede ser un producto clave en el tratamiento de sepsis oral.

La clorofila y sus derivados también tienen propiedades antioxidantes. Los derivados de clorofila, tales como feoforbido b y b feofitina siempre han sido conocidos como potentes antioxidantes.

La clorofila y sus derivados desempeñan un papel clave en la prevención del cáncer debido a sus altas actividades como antioxidante y anti-mutagénica. La actividad más importante de la clorofila y sus derivados en la prevención del cáncer es la captura de mutágenos en el tracto gastrointestinal (Ferruzzi et al., 2007).

3.3 FICOBILIPROTEÍNAS

3.3.1 INTRODUCCIÓN

Las ficobiliproteínas se encuentran organizadas en estructuras celulares, llamadas ficobilisomas, las cuales están unidas a la superficie exterior de los tilacoides. Las ficobiliproteínas son solubles en agua y están compuestas de subunidades α , β y γ de las ficoeritrinas, cada una de las cuales consiste de un apoproteína y uno o más tipos de grupos prostéticos tetrapirrólicos de cadena abierta (cromóforos llamados bilinas) unidos mediante enlaces covalentes a los residuos específicos de cisteína de las apoproteína

Estas proteínas forman complejos captadores de luz (ficobilisomas) y actúan como pigmentos fotosintéticos accesorios en microalgas marinas Rhodophyceae, Cyanophyceae, Cryptophyceae y algunas Pirrophyceae. Las biliproteínas se pueden clasificar, atendiendo a sus características espectroscópicas, en tres grupos principales: ficocianinas, ficoeritrinas y aloficocianinas. Las bilinas dan un color característico a cada ficobiliproteína: rojo a la ficoeritrina, azul brillante a la ficocianina, y verde azulado a la aloficocianina.

La principal aplicación de las biliproteínas es su utilización como marcadores fluorescentes de células y macromoléculas en investigación biomédica y técnicas fluorescentes altamente sensibles. También han mostrado poseer valor terapéutico debido a su actividad inmunomoduladora y anticarcinogénica. Además, estas macromoléculas pueden utilizarse como colorantes naturales en las industrias de alimentación y cosmética, reemplazando a los colorantes sintéticos.

En cianobacterias cultivadas a bajas intensidades de luz en la presencia de abundantes nutrientes, las ficobiliproteínas pueden constituir hasta el 40% de la proteína de la célula. En muchas algas rojas, que se cultivan en condiciones similares, ficoeritrina es la ficobiliproteína principal.

3.3.2 PRINCIPALES FICOBILIPROTEÍNAS DE MICROALGAS

Las ficobiliproteínas se introdujeron como una nueva clase de etiquetas fluorescentes en 1982, inmediatamente se utilizaron en muchos ensayos clínicos de diagnóstico, en histoquímica, en diversas aplicaciones de investigación. Ficoeritrinas y aloficocianinas son las principales ficobiliproteínas de las

microalgas y más ampliamente utilizadas. Aunque también podemos encontrarnos con las ficocianinas.

3.3.2.1 FICOERITRINAS

Son las más abundantes ficobiliproteínas en las algas rojas y cianobacterias. En la figura 17 se muestra la estructura molecular de este compuesto:

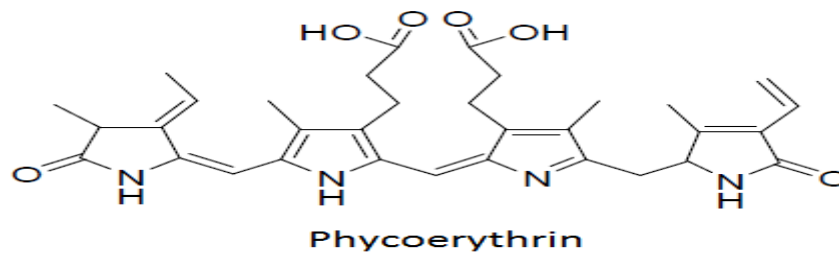


Figura 18. Estructura molecular de ficoeritrinas

Las ficoeritrinas purificadas a partir de algas rojas son complejos hexámeros estables en forma de disco de 12 nm de diámetro y 6 nm de altura. Cada hexámero lleva 34 bilinas. Los espectros de absorción de estas proteínas muestran picos fuertes entre 480 y 570 nm. La mayoría de ficoeritrina de las microalgas rojas se divide en dos clases principales:

a. B- FICOERITRINA

Es un importante pigmento para la captación de luz por las microalgas rojas, es la más valiosa de las otras clases de ficoeritrinas debido a su gran eficiencia de fluorescencia y su intenso y particular color rosa. Lleva 32 ficoeritrobilinas que tienen una absorción máxima a 550 nm y 2 ficourobilinas que tienen una absorción máxima a 490nm. En la figura 19 se muestran las estructuras moleculares de ficoeritrobilinas y ficourobilinas.

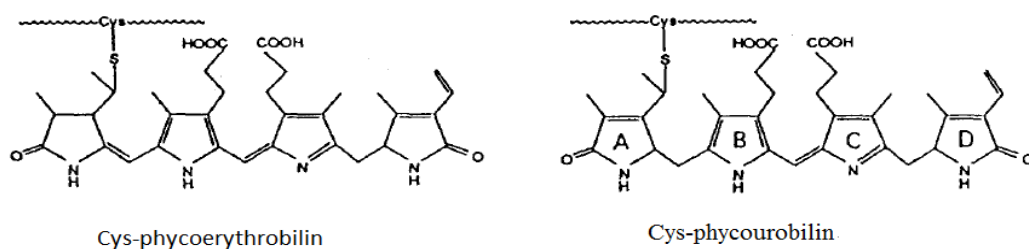


Figura 19. Estructuras moleculares de ficoeritrobilinas y ficourobilinas

Por consiguiente, los espectros de estas proteínas tienen un máximo de absorción entre 540 y 567 nm, pero sólo un hombro a 490 nm como muestra la figura 20.

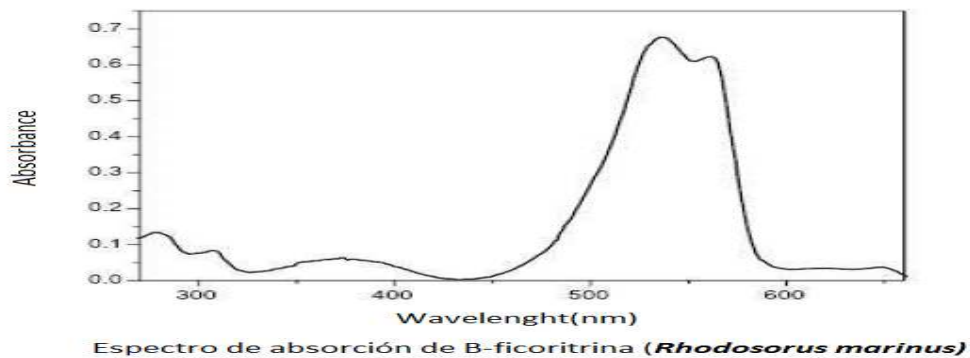


Figura 20. Espectro de absorción de B-ficoeritrina

b. R-FICOERITRINA

Lleva 25 ficoeritrobilinas y 9 ficourobilinas. Estas proteínas tienen fuertes máximos de absorción a 490 nm y entre 540 y 567 nm como muestra la figura 21.

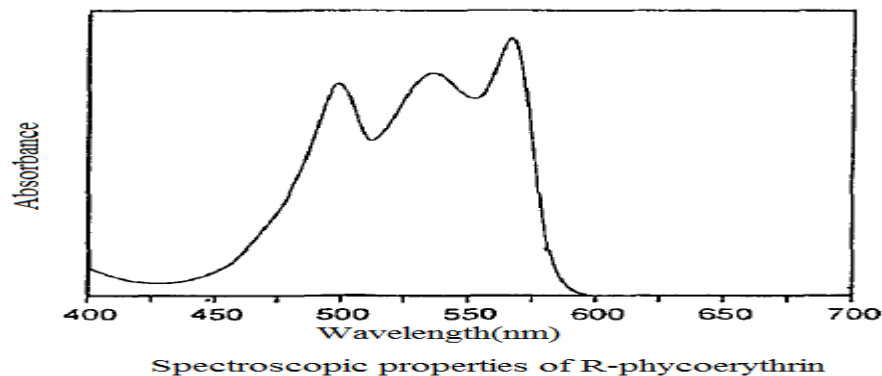


Figura 21. Espectro de absorción de R-ficoeritrina

B y R- ficoeritrina ambas se utilizan ampliamente en las celdas de clasificación y análisis de células.

c. ALOFICOCIANINA

Alofococianina es un trímero en forma de disco de 11 nm de diámetro y 3 nm de altura. Esta proteína lleva una ficocianobilina en cada subunidad, seis por trímero. La estructura molecular de este compuesto se muestra en la figura 22:

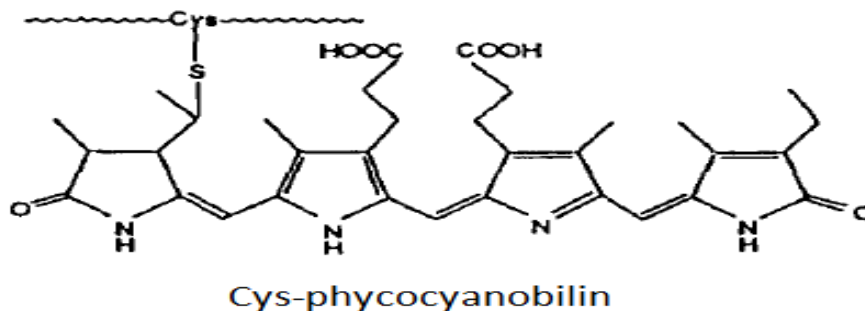


Figura 22. Estructura molecular de ficocianobilina

La aloficocianina tiene un máximo de absorción fuerte a 650 nm y un máximo de emisión a 660 nm. Aloficocianina disocia a su monómero, a bajas concentraciones (Por ejemplo 100 ng ml⁻¹) con una gran disminución en la absorbancia máxima y un desplazamiento al azul en el máximo a 620 nm, con un cambio correspondiente y disminución en la emisión de fluorescencia. Esta disociación puede evitarse mediante reticulación limitada del trímero de aloficocianina con un reticulante soluble en agua, 1-etil-3-(3-dimetilaminopropil) carbodiamida, sin mucha alteración en las propiedades espectroscópicas. El reticulado trímero de aloficocianina no se disocia tras la dilución y es mucho más termoestable que el trímero no modificado.

3.3.3 PROPIEDADES DE LAS FICOBILIPROTEÍNAS Y SUS APLICACIONES

3.3.3.1 PUNTOS ISOELÉCTRICOS

Los puntos isoeléctricos de las ficobiliproteínas varían desde 4.7 a 5.3. Las proteínas son negativamente cargadas a valores de pH fisiológicos y las superficies celulares están cargadas negativamente. Por consiguiente, hay una mínima unión de ficobiliproteínas nativas a células intactas. Este es un factor muy importante en el uso de conjugados de ficobiliproteínas en la clasificación de células activadas por fluorescencia o en los análisis de citometría de flujo

3.3.3.2 SÍNTESIS DE CONJUGADOS

Las ficobiliproteínas son altamente solubles en agua y no muestran cambios físicos o en sus propiedades espectroscópicas durante el almacenamiento en soluciones acuosas durante períodos largos de tiempo. Estas proteínas de alto peso molecular tienen numerosos grupos funcionales en la superficie (-NH₂ o -

carboxilo) por molécula. Estos pueden ser fácilmente acoplados a una variedad de moléculas pequeñas (por ejemplo, biotina, digoxigenina) o proteínas (por ejemplo, anticuerpos monoclonales, avidina, estreptavidina). Cuando un pequeño número (3 a 6) de cadenas laterales de ficobiliproteína se modifican por moléculas, hay poca alteración de las propiedades físicas o espectroscópicas de la ficobiliproteína.

3.3.3.3 LOCALIZACIÓN DE LOS BILINS DENTRO DE LA ESTRUCTURA TRIDIMENSIONAL DE LAS FICOBILIPROTEÍNAS

Las bilinas forman conformaciones extendidas y tienen numerosas interacciones con los polipéptidos. Las bilinas están en gran medida protegidas del disolvente, lo que justifica que la fluorescencia de ficobiliproteínas nativas no está sometida a enfriamiento colisional por los solutos de moléculas pequeñas.

3.3.3.4 COEFICIENTES DE ABSORCIÓN MOLAR Y RENDIMIENTOS CUÁNTICOS DE FLUORESCENCIA

Las ficobiliproteínas tienen muy altos coeficientes de absorción molar.

3.3.3.5 EL ESPECTRO DE ABSORCIÓN

Los espectros de absorción de las ficobiliproteínas son amplios, permitiendo excitación eficaz en un amplio intervalo de longitudes de onda. Las cuantas de excitación absorbidas por las diversas bilinas en una ficobiliproteína son transferidos a bilinasceptoras cuyas bandas de absorción se encuentran en el borde rojo del espectro de absorción de ficobiliproteína.

El gran desplazamiento de Stokes de un conjugado de ficobiliproteína se utiliza como una etiqueta fluorescente que permite la detección de longitudes de onda donde la mayoría de las contribuciones de autofluorescencia se eliminan a lo largo de la dispersión.

3.3.3.6 TRANSFERENCIA DE ENERGÍA INTERMOLECULAR

Los conjugados que utilizan la transferencia de energía tienen varias ventajas. En primer lugar, aprovechar el alto coeficiente de extinción de la ficobiliproteína (donador de energía) en la longitud de onda de excitación. Permiten una simultánea excitación de varias etiquetas diferentes en la misma longitud de onda.

Esta excitación simultánea es importante para el análisis multiparamétrico con un único láser.

3.3.3.7 APLICACIONES DE FICOBILIPROTEÍNAS EN HISTOQUÍMICA

Las características que hacen que las ficobiliproteínas son valiosas como etiquetas en los análisis celulares son igualmente importantes en el uso de conjugados de ficobiliproteínas en aplicaciones de histoquímica.

Las combinaciones de conjugados apropiados de ficobiliproteínas y conjugados colorantes específicos para diferentes marcadores permiten la localización simultánea de varios antígenos en una sola sección del tejido mediante microscopía de fluorescencia.

La alta absorbancia molar de conjugados con ficoeritrina se ha explotado para detectar antígenos de bajo número de copias en la superficie celular por escaneo con láser confocal de microscopía de fluorescencia.

3.3.3.8 PRECIOS Y DISTRIBUIDORES

En la siguiente tabla 21 se muestran los precios medios de algunos ficobiliproteínas e isotopos obtenidos a partir de microalgas:

Tabla 21. Prices of different products based on microalgal high-value molecules

Prices of different products based on microalgal high-value molecules		
Product name	Price (US\$)	Distributor
R-phycoerythrin	3.25 – 14/mg	Cyanotech Corp.
Allophycocyanin	6 – 17/mg	Cyanotech Corp.
Streptavidin: B-phycoerythrin	145/mg	Martek
Goat anti-mouse IgG: R-phycoerythrin	165/mg	Martek
Sensilight™ PBXL1: anti GST	1500/mg	Martek
Mixed fatty acids	60/g	Spectra Stable Isotopes
¹³ C-mixed free fatty acids	200/g	Spectra Stable Isotopes
¹³ C-DHA (>95%)	38000/g	Spectra Stable Isotopes
¹⁵ N-alanine	260/g	Spectra Stable Isotopes
² H ₇ , ¹³ C, ¹⁵ N ₄ -arginine	5900/g	Spectra Stable Isotopes
dATP-CN	26000/g	Spectra Stable Isotopes

3.3.4 CONCLUSIONES

Resumiendo, los principales productos comerciales de ficobiliproteínas son la ficoeritrina que se obtiene a partir de la cianobacteria *Arthrospira* y la ficocianina que se obtiene a partir de la Rhodophyta, *Porphyridium*.

Estas moléculas son utilizadas como tintes naturales, nuevas investigaciones han demostrado que tienen propiedades beneficiosas para la salud y una amplia gama de aplicaciones farmacéuticas. Por lo tanto, la aplicación más importante de ficocianina es como pigmento para alimentos, reemplazando los actuales pigmentos sintéticos.

Además, ficobiliproteínas son ampliamente utilizadas en la industria clínica o investigación inmunológica. Las ficobiliproteínas tienen varias propiedades como el alto coeficiente de extinción molar, alto rendimiento cuántico de fluorescencia, alta estabilidad de sus oligómeros y alta fotoestabilidad. Estas propiedades las convierten en potentes reactivos fluorescentes altamente sensibles que pueden servir como etiquetas para anticuerpos, se utilizan en los experimentos de marcaje inmune y fluorescencia o microscopía de diagnóstico.

3.4 BIBLIOGRAFÍA

- Ming Der Bai , Chen Hsi Cheng, Hsiao Ming Wan, Yun Huin Lin. Microalgal pigments potential as byproducts in lipid production. (2011) *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers* (42: 783–786)
- Ana Catarina Guedes, Helena M. Amaro, Francisco Xavier Malcata. Microalgae as Sources of Carotenoids. (2011) *Mar. Drugs* (9:625-644)
- Efterpi Christaki, Eleftherios Bonos, Ilias Giannenas, Panagiota Florou Paneria. Functional properties of carotenoids originating from algae. (2012) *J Sci Food Agric* (DOI 10.1002/jsfa.5902)
- M. Carmen Cerón, Inmaculada Campos, Juan F. Sánchez, Francisco G. Ación, Emilio Molina, Jose M. Fernández Sevilla. Recovery of Lutein from Microalgae Biomass: Development of a Process for *Scenedesmus almeriensis* Biomass. (2008) *J. Agric. Food Chem.* (56:11761–11766)
- Otto Pulz, Wolfgang Gross. Valuable products from biotechnology of microalgae.(2004)

Appl Microbiol Biotechnol (65: 635–648)

- Pauline Spolaore, Claire Joannis Cassan, Elie Duran, Arsène Isambert. Commercial Applications of Microalgae.(2006)
Journal of Bioscience and Bioengineering (101:87-96)
- Laurent Dufosse, Patrick Galaup, Anina Yaron, Shoshana Malis Arad, Philippe Blanc, Kotamballi N. Chidambara Murthy ,Gokare A. Ravishankar. Microorganisms and microalgae as sources of pigments for food use: a scientific oddity or an industrial reality.(2005)
Food Science Technology (16:389–406)
- Aris Hosikian, Su Lim, Ronald Halim, Michael K. Danquah Chlorophyll Extraction from Microalgae: A Review on the Process Engineering Aspects. (2010)
International Journal of Chemical Engineering (Article ID 391632, 11 pages doi:10.1155/2010/391632)
- R. Bermejo Román, J.M. Álvarez-Pez, F.G. Acién Fernández, E. Molina Grima. Recovery of pure B-phycoerythrin from the microalga Porphyridium cruentum.(2002)
Journal of Biotechnology (93:73–85)
- GA Básaca-Loya, MA Valdez, EA Enríquez-Guevara, LE Gutiérrez-Millán, MG. Burboa. Extracción y purificación de B-ficoeritrina de la microalga roja Rhodospirillum rubrum. (2009)
Ciencias Marinas (35: 359–368)
- Alexander N. Glazer. Phycobiliproteins a family of valuable widely used fluorophores. 1994
Journal of Applied Phycology (6:105-112).
- Manuel A. Felipe y Ruperto Bermejo. Obtención de biliproteínas de interés biotecnológico industrial mediante cromatografía de adsorción en lecho expandido. Programa de Doctorado “Metodología y Técnicas de Investigación en Química Física y Analítica”. Departament de Química Física y Analítica. Universidad de Jaén. Escuela Universitaria Politécnica (E.U.P.) de Linares.

4. BIODIÉSEL A PARTIR DE MICROALGAS

4.1 INTRODUCCIÓN

En la actualidad, el uso de los combustibles fósiles es imprescindible. Sin embargo, la combustión de estos combustibles es insostenible debido al agotamiento de los suministros y su contribución a la contaminación del medio ambiente.

Con el fin de disminuir las emisiones de CO₂ que son las principales causantes del cambio global, se están haciendo muchos esfuerzos para remplazar a los combustibles fósiles por otros combustibles más limpios y renovables.

Como consecuencia, muchos de los países se han incrementado la investigación en la busca de fuentes alternativas de energía. Los biocombustibles que se usan en los vehículos de transporte es el mejor ejemplo para demostrar que estas políticas se están teniendo frutos.

Los Biocombustibles ofrecen muchos beneficios asociados con la seguridad energética, la estabilidad económica y la reducción del impacto medioambiental de gases de efecto invernadero.

La caña de azúcar, remolacha, maíz y la soja son las principales materias primas para la producción de los biocombustibles de primera generación. Con la fermentación de los azúcares de la caña de azúcar se obtiene el bioetanol, y con la digestión anaerobia de la biomasa se obtiene el biogás mientras que con la transesterificación de los aceites contenidos en las semillas de plantas oleaginosas se consigue la obtención del biodiesel.

Los biocombustibles de primera generación tienen varias ventajas. Entre las cuales, podemos destacar la alta productividad de las materias primas, la facilidad en la extracción, e una tecnología muy bien establecida para la producción. Pero, Las materias primas utilizadas necesitan grandes superficies de cultivos, y compiten con la industria de los alimentos. La producción de los biocombustibles de primera generación provoca una subida considerable de los precios de alimentos en el mercado mundial.

Frente a las tensiones nace una nueva generación de biocombustibles; biocombustibles de segunda generación producidos a partir de una variedad de materias primas que no compiten con las fuentes de alimentos. Estos incluyen material lignocelulósico resultante de las actividades agroindustriales, tales como la extracción de azúcar o aceite de residuos, cascarilla de arroz y de los residuos

de la producción de maíz etc. Estos biocombustibles prometen ser más beneficiosos que biocombustibles de primera generación en cuanto al uso eficiente de la tierra y la gestión ambiental adecuada.

Los biocombustibles de tercera generación también llamados biocombustibles avanzados, debido a las materias primas y procesos tecnológicos utilizados para producirlos. Estos biocombustibles son derivados específicamente de microorganismos como microalgas. Esta categoría de biocombustibles es una fuente muy prometedora de energía del futuro. Los cultivos de materias primas no compiten con los cultivos de alimentos y no ocupan grandes superficies de terreno con una productividad alta. Además, estas materias primas tienen otros compuestos de alto valor económico que hace más viable económicamente el proceso de producción bajo el lema de Biorefinería.

4.2 PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL POR TRANSESTERIFICACIÓN

4.2.1 DEFINICIÓN

La reacción de transesterificación es un proceso de múltiples etapas donde los triglicéridos se convierten en diglicéridos, estos son convertidos en monoglicéridos y finalmente los monoglicéridos se transforman en glicerina y ésteres de ácidos grasos que son el biodiésel. Como regla general, la reacción se lleva a cabo con una relación de triglicérido: alcohol de 1: 6; se considera que 1 kg de aceite se necesita para producir 1 kg de biodiésel.

La figura 23 muestra el proceso de transesterificación:

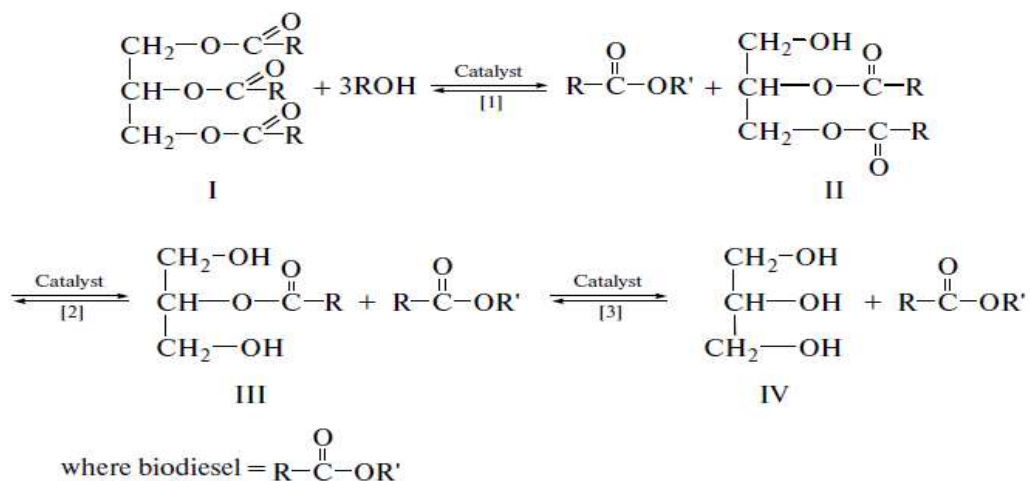


Figura 23. Mecanismo de la reacción de transesterificación

4.2.2 CATÁLISIS DE LA REACCIÓN DE TRANSESTERIFICACIÓN

La reacción de transesterificación es catalizada por catalizadores homogéneos y heterogéneos

4.2.2.1 CATÁLISIS HOMOGÉNEA ALCALINA

Para la producción industrial de biodiesel se utiliza típicamente hidróxido de sodio y de potasio. En la reacción catalizada por un álcali, la velocidad de la reacción y el grado de la conversión del sustrato es 4000 veces mayor que en la reacción catalizada por un ácido. Es muy posible que la reacción dé coproductos. Estos pueden ser sales de ácidos grasos (jabones) y agua. Estas sustancias reaccionan con el catalizador y en parte lo sacan de la reacción. Por esta razón, es necesario suministrar el catalizador a lo largo de la reacción. El agua puede provocar la hidrólisis del biodiesel con la formación de ácidos grasos y metanol. Cuando el contenido de ácidos grasos es superior al 5%, los jabones inhiben la reacción de transesterificación y provocan la formación de la emulsión. Para disminuir el contenido de ácidos grasos libres, es necesario convertirlos en éteres de metilo en una fase previa. Se ha demostrado que la catálisis alcalina es muy eficaz cuando el contenido de ácidos grasos es inferior al 5%.

Actualmente, los reactores equipados por mezcladores, sistemas de microondas y ultrasonido se utilizan para acelerar la reacción de transesterificación.

La glicerina, que es el coproducto de la reacción de transesterificación, puede ser utilizada en la industria farmacéutica y cosmética, si se refina. Si no se refina, se puede utilizar como materia prima para la producción de 1,3 propanodiol. Por otra parte, la condensación catalizada por ácido de glicerina con compuestos de carbonilo permite obtener cetales cíclicos. Estos cetales son una nueva clase de aditivos a los combustibles que contienen alcohol de motor que son muy bien compatible con el combustible de hidrocarburos, aumentan significativamente el índice de octano, la estabilidad y la homogeneidad del combustible en un amplio rango de temperaturas.

Di y monoglicéridos, se separan de la mezcla de reacción y se recirculan al reactor. Los ácidos grasos libres, el agua, y el catalizador sin reaccionar son también productos de la reacción.

Para producir biodiesel que está en conformidad con las normas de combustible (véase más adelante), es necesario una etapa de purificación.

4.2.2.2 CATÁLISIS HOMOGÉNEA ÁCIDA

Se pueden emplear H_2SO_4 , HCl como catalizador. Es la catálisis recomendable cuando el aceite es rico en ácidos grasos libres (> 5%). Los ácidos grasos libres son esterificados a esteres metílicos en presencia del ácido y el metanol, estos procesos necesitan una alta relación de catalizador/ sustrato hasta (30:1). Energéticamente, este proceso es costoso ya que trabaja a temperaturas altas y la velocidad de la reacción es lenta en comparación con la catálisis alcalina. Además, los ácidos son compuestos muy corrosivos lo que pone un gran obstáculo frente a los usos de esta catálisis en la industria.

4.2.3 CATÁLISIS HETEROGÉNEA MEDIANTE LIPASAS

En la actualidad, existen pocos datos sobre la utilización de lipasas inmovilizadas como catalizadores en la producción de biodiésel. Estas enzimas son capaces de catalizar reacciones por influencia selectiva sobre la mezcla de reactivos, lo que resulta en la formación de productos fácilmente separado (biodiésel y glicérido). Las lipasas funcionan a bajas temperaturas y la presión atmosférica. No son agresivos con el equipo. El problema principal de su uso es que son más caros que los álcalis.

4.3 PRODUCCIÓN DE BIODIÉSEL POR ESTERIFICACIÓN MEDIANTE LIPASAS

En este proyecto vamos a trabajar con ácidos grasos libres, por lo tanto dedicamos este apartado a la esterificación de los ácidos grasos mediante lipasa inmovilizada.

4.3.1 INTRODUCCIÓN

Actualmente está bien establecido que las lipasas (acylhydrolase triacilglicerol, EC 3.1.1.3) pueden catalizar tres tipos de reacciones: hidrólisis, esterificación y transesterificación. También es bien sabido que algunas lipasas muestran especificidad posicional hacia los ácidos grasos en los triglicéridos, así como la selectividad de ácidos grasos (regioespecificidad). Por ejemplo, las lipasas se utilizan para la modificación de la distribución de la posición de los ácidos grasos en los triacilgliceroles de la grasa de mantequilla, el intercambio de ácido palmítico por el ácido oleico en la posición sn-2 de la cadena principal de glicerol puede suprimir el potencial que eleva el colesterol de la grasa de leche.

Sin embargo, recientemente el mayor interés sobre las lipasas se concentra en la obtención de biodiesel a partir de aceites de microalgas o de semillas oleaginosas. La producción enzimática de esteres metílicos de ácidos grasos (biodiesel) ha atraído recientemente gran interés debido a que el proceso es sostenible y no genera residuos. La esterificación de ácidos grasos libres con alcohol por lipasa genera FAAEs y agua. Una gran cantidad de estudios se han publicado sobre la alcoholisis de ácidos grasos libres mediante lipasas.

4.3.2 DIFICULTADES DE LA APLICACIÓN DE LAS LIPASAS

Los sistemas de esterificación mediante lipasas presentan unas desventajas a la hora de trabajar a gran escala:

- La velocidad de la reacción es relativamente baja y una gran cantidad de enzima es necesaria.
- La eficiencia del proceso de metanolisis de TAGs y AGLs es mejor en presencia de disolventes orgánicos. En comparación con los medios acuosos, los medios orgánicos presentan algunas ventajas tales como la disolución de los compuestos hidrófobos y la posibilidad de desplazar el equilibrio termodinámico hacia las reacciones de síntesis (esterificación y transesterificación).
- Aunque la lipasa inmovilizada se utiliza como catalizador, hay determinadas dificultades técnicas a la hora de su reutilización.
- La desactivación de las lipasas por los sustratos, el efecto negativo del agua sobre las reacciones cuando está presente en más del 20%.

4.3.3 MEJORAS PARA LA APLICACIÓN DE LIPASAS

4.3.3.1 EFECTO INHIBIDOR DEL ALCOHOL

La optimización de las condiciones de operación puede ser una alternativa para la aplicación de esta técnica a gran escala. En los medios de reacción, la solubilidad de los alcoholes de cadena corta es baja, una parte es insoluble en la mezcla de reacción. Por otra parte, las enzimas en general son inestables en alcoholes de cadena corta. Por lo tanto, la baja velocidad de metanolisis se debe a la inactivación de la lipasa causada por el contacto entre el metanol y la lipasa

inmovilizada en forma de gotas en el aceite. En efecto, cuando la metanólisis de aceite vegetal se llevó a cabo con lipasa inmovilizada de *Candida antarctica*, la lipasa se inactiva irreversiblemente en presencia de cantidad de metanol que supera el 1/2 molar de la cantidad estequiométrica. Pero, este problema se puede resolver diseñando un proceso de tres etapas, en cada etapa se añade 1/3 de los equivalentes totales de metanol necesarios. Otra alternativa, es usar un disolvente intermedio que disuelve tanto el etanol como el aceite.

4.3.3.2 MEDIOS CON DISOLVENTES ORGÁNICOS

La velocidad de la reacción se puede mejorar por ejemplo usando mezclas de reacción bifásicas, una capa acuosa y otra orgánica optimizando el área interfacial entre ambas. La enzima se disuelve en el agua y el etanol también, los AGLs se disuelven en la fase orgánica apolar (normalmente se utiliza hexano). Conforme transcurre la reacción los esteres de alcohol que se producen se transfieren a la fase orgánica favoreciendo así el desplazamiento de la reacción en el sentido positivo en la fase acuosa. Conforme aumenta el área interfacial entre las dos fases mayores va a ser la transferencia de materia de la fase acuosa a la fase orgánica. La relación (agua: hexano) debe ser optimizada ya que conforme aumenta esta relación la fase orgánica se satura rápidamente de esteres de ácidos grasos (se alcanza el equilibrio termodinámico).

4.3.3.3 LIPASA INMOVILIZADA

La aplicación de las lipasas a nivel industrial implica un aprovechamiento muy eficiente de la enzima ya que son costosas. La mejor alternativa para este objetivo es usar la lipasa inmovilizada. El costo de los soportes de inmovilización es un factor clave, varios materiales se usan. Sin embargo, últimamente ha habido un avance espectacular en la nanotecnología, el uso de lipasa inmovilizada sobre nanofibras de membranas de Poliacrilonitrilo (PAN) puede ser una alternativa muy comprometedor que puede sustituir a los reactores PBR.

Las membranas de nanofibras presentan varias ventajas:

- Alta superficie por unidad de volumen, La porosidad de estas membranas puede alcanzar valores de hasta 89%. La carga enzimática por peso de soporte va a ser elevada.

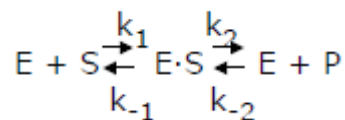
- El espesor de la membrana es del orden de varios cientos de micras. Apenas hay limitación por difusión de los sustratos.
- La geometría y el tamaño de las membranas permite la colocación de gran superficie de membranas por unidad de volumen. Mejor dicho, alta carga enzimática por unidad de volumen del biorreactor.

4.4 MECANISMOS DE REACCIÓN

4.4.1 EL MODELO DE MICHAELIS MENTEN

La cinética de la reacción y el equilibrio termodinámico son factores muy importantes a la hora del diseño del biorreactor. La mayoría de los trabajos cinéticos que se han publicado para la cinética de esterificación mediante lipasas se basan sobre la cinética de Michaelis Menten. Sin embargo este modelo está basado sobre varias premisas:

- Enzima con un solo centro activo
- Reacción monosustrato
- Mecanismo de reacción, con dos etapas
- Aproximación del estado estacionario $[ES]=cte$. Tras un corto período de reacción se alcanza un nivel casi constante de ES
- Medimos la velocidad de reacción a tiempos iniciales. Por las siguientes razones:
 - Punto fácil de referenciar y calcular: pendiente en el origen
 - Simplifica los cálculos en la ecuación de velocidad
 - Se minimiza la inactivación de la enzima



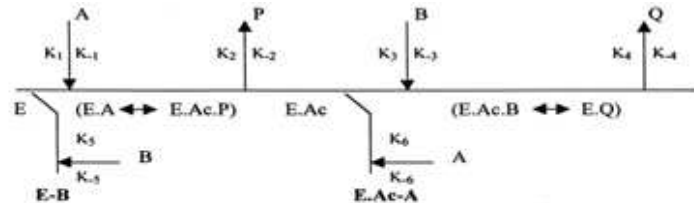
Teniendo estas premisas se obtiene el modelo siguiente:

$$V_o = \frac{V_{max} \cdot [S]}{K_m + [S]} \quad \frac{k_2 \cdot [E]_o = V_{max}}{\frac{(k_{-1} + k_2)}{k_1}} = \mathbf{K_m}$$

4.4.2 EL MECANISMO DEL PING PONG

En realidad, durante la reacción hay que introducir al modelo el efecto de inhibición por los sustratos y en algunos casos inhibición por el producto. Por lo cual, el modelo clásico de Michaelis Menten debe ser modificado introduciendo el efecto inhibitor. El mecanismo que mejor explica la reacción de esterificación de acidos grasos por lipasas tiene el nombre de Ping Pong.

La figura24 muestra las etapas de reacción según el mecanismo del Ping Pong:



Schematic representation of the Ping-Pong Bi-Bi mechanism with competitive inhibition by both alcohol and acid substrates [25]. E, A, B, P, Q, and Ac represent enzyme, acid, alcohol, water, ester and acyl group, respectively. E-B and E-Ac-A are the dead-end inhibition complexes of enzyme with alcohol and acid, respectively.

Figura 24. Mecanismo del Ping Pong

Normalmente los modelos cinéticos que describen la velocidad de la reacción basando sobre el mecanismo del Ping Pong suelen tener esta forma (cuando la inhibición es solamente por el alcohol) en caso contrario se introducen más parámetros:

$$V = \frac{V_{max}}{1 + \frac{K_A}{[A]} \left[1 + \frac{[B]}{K_{iB}} \right] + \frac{K_B}{[B]}}$$

4.5 LIPASAS UTILIZADAS EN LA ESTERIFICACIÓN

Hay dos categorías de lipasa que se utilizan como biocatalizador enzimático

4.5.1 LIPASAS EXTRACELULARES

La lipasa se extrae del caldo de cultivo de los microorganismos. Los microorganismos más importantes en la producción de lipasas son *Mucor miehei*, *Rhizopus oryzae*, *antártida Candida* y *Pseudomonas cepacia* (Robles Medina et al 2009).

4.5.2 LIPASAS INTRACELULARES

Permanece en el interior o en las paredes de células productoras. La mayor parte de las lipasas de esta categoría se obtiene a partir de estos microorganismos: *Pseudomonas fluorescens*, *Aspergillus niger*, *Candida cylindracea*, *Mucor miehei*, *Rhizopus niveus*.

4.5.3 MICROORGANISMOS PRODUCTORES DE LIPASAS

Consultar el artículo de: Sharma et al., (2001)

4.6 LEGISLACIÓN EUROPEA: EN14214:2008

El biodiésel producido a partir de microalgas debe estar en conformidad con los estándares de combustible. Por ejemplo, las normas Europeas de biocombustibles y combustibles derivados del petróleo son diferentes. Los aceites de microalgas, en comparación con los aceites vegetales, están enriquecidos con ácidos grasos poliinsaturados con cuatro o incluso más dobles enlaces. Los ácidos grasos y sus éteres metílicos que contienen cuatro o más dobles enlaces se oxidan fácilmente durante su almacenamiento. En Europa, hay restricciones sobre el contenido de éter de ácido linolénico en biodiesel (no más de 12%), que se oxida mientras se almacena. Para aceite con insaturaciones, la estabilidad a la oxidación se determina por el número de yodo. Dependiendo del número y posición de los dobles enlaces, los compuestos insaturados se oxidan con velocidades diferentes. El grado de insaturación de los aceites de microalgas se puede reducir con hidrogenación catalítica parcial, pero esto hace que el biodiesel sea todavía más caro. Sin embargo, Este procedimiento presenta una ventaja, que consiste en la posibilidad de la utilización de la estructura existente en las refinerías de petróleo tradicionales con el fin de llevar a cabo el proceso de transformación de aceites. En Europa las normas estándar que debe cumplir el biodiesel se muestran en la tabla22:

Tabla 22. Generally applicable requirements and test methods

Generally applicable requirements and test methods				
Property	Unit	Limits		Test method ^a (See Clause 2)
		minimum	maximum	
FAME content ^a	% (m/m)	98,5 ^b	–	EN 14103
Density at 15 °C ^c	kg/m ³	860	900	EN ISO 3675 EN ISO 12185
Viscosity at 40 °C ^d	mm ² /s	3,50	5,00	EN ISO 3104
Flash point	°C	101	–	EN ISO 2719 ^e EN ISO 3679 ^f
Sulfur content	mg/kg	–	10,0	EN ISO 20846 EN ISO 20884
Carbon residue (on 10 % distillation residue) ^g	% (m/m)	–	0,30	EN ISO 10370
Cetane number ^h	–	51,0	–	EN ISO 5165
Sulfated ash content	% (m/m)	–	0,02	ISO 3987
Water content	mg/kg	–	500	EN ISO 12937
Total contamination	mg/kg	–	24	EN 12662
Copper strip corrosion (3 h at 50 °C)	rating	class 1		EN ISO 2160
Oxidation stability, 110 °C	hours	6,0	–	prEN 15751 ⁱ EN 14112
Acid value	mg KOH/g	–	0,50	EN 14104
Iodine value	g iodine/100 g	–	120	EN 14111
Linolenic acid methyl ester	% (m/m)	–	12,0	EN 14103
Polyunsaturated (≥ 4 double bonds) methyl esters	% (m/m)	–	1	^k
Methanol content	% (m/m)	–	0,20	EN 14110
Monoglyceride content	% (m/m)	–	0,80	EN 14105
Diglyceride content	% (m/m)	–	0,20	EN 14105
Triglyceride content ^a	% (m/m)	–	0,20	EN 14105
Free glycerol	% (m/m)	–	0,02	EN 14105 ⁱ EN 14106
Total glycerol	% (m/m)	–	0,25	EN 14105
Group I metals (Na+K)	mg/kg	–	5,0	EN 14108 ⁱ EN 14109 EN 14538
Group II metals (Ca+Mg)	mg/kg	–	5,0	EN 14538
Phosphorus content	mg/kg	–	4,0	EN 14107

4.7 BIBLIOGRAFÍA

- Rohit Sharma, Yusuf Chisti, Uttam Chand Banerjee. Production, purification, characterization, and applications of lipases.(2001)
Biotechnology Advances (19: 627–662)
- <http://www.novaol.it/novaol/export/sites/default/allegati/EN14214.pdf>

5. POLISACÁRIDOS Y BIOETANOL A PARTIR DE MICROALGAS

5.1 INTRODUCCIÓN Y SITUACIÓN ACTUAL

Los polisacáridos de microalgas, que comprenden principalmente celulosa, pueden ser hidrolizados para obtener azúcares reductores que se aplican en la fermentación de bioetanol. Los métodos tradicionales de la hidrólisis de la celulosa implican procesos químicos catalíticos a alta temperatura con altos costos. La hidrólisis enzimática es un enfoque ventajoso económicamente, porque opera a temperaturas bajas, y exhibe una alta selectividad y menos productos secundarios. La hidrólisis enzimática de los polisacáridos de la pared celular de las microalgas puede tener dos ventajas. La primera consiste en la producción de monosacáridos o azúcares reductores estos se pueden fermentar mediante levaduras para la producción de bioetanol, la segunda ventaja consiste en que esta etapa puede ser un pretratamiento de la biomasa para una posterior extracción de lípidos. (Chun et al., 2010) ha asegurado que la previa hidrólisis de la biomasa de la microalga *Chlorella sp* puede aumentar el rendimiento de extracción de lípidos del 32 % al 56 % sin pérdida de la carga lipídica de la biomasa durante la hidrólisis.

La celulosa inmovilizada puede ser una alternativa muy prometedora para la hidrólisis de los polisacáridos de la pared celular de las microalgas. Muchos estudios se han realizado para inmovilizar celulosa en un intento de mejorar la estabilidad de la enzima y su reutilización. Diversos materiales, tales como la quitina, el quitosano, el nylon y el alcohol de polivinilo (PVA) se han utilizado como soportes de la celulosa inmovilizada (Tien et al., 2011). En los últimos años, ha surgido un gran avance en la rama de nanotecnología, esto ha llevado a pensar en el uso de los materiales de nanoescala como soportes para la inmovilización de las enzimas.

5.2 BIBLIOGRAFÍA

- Chun Chong Fu, Tien Chieh Hung, JingYi Chen, Chia Hung Su, Wen Teng Wua. (2010). Hydrolysis of microalgae cell walls for production of reducing sugar and lipid extraction.(2010)
Bioresource Technology (101:8750–8754)
- Tien Chieh Hunga, Chun Chong Fu, Chia Hung Su, Jing Yi Chend, Wen Teng Wud, Yu-Sheng Lin. Immobilization of cellulase onto electrospun polyacrylonitrile (PAN) nanofibrous membranes and its application to the reducing sugar production from microalgae.(2011)
Enzyme and Microbial Technology (49:30–37)

6. INMOVILIZACIÓN DE LAS ENZIMAS

6.1 INTRODUCCIÓN

Los procesos catalizados por enzimas en la industria son cada día más numerosos, ya que presentan una serie de ventajas frente a los catalizadores convencionales no biológicos:

- Presentan una gran actividad catalítica.
- Muestran una gran especificidad de sustrato (incluso estereoselectividad y regioespecificidad).
- Son muy activos a temperatura ambiente y presión atmosférica.

A pesar de estas claras ventajas, el empleo de enzimas no se ha generalizado en los procesos químicos industriales debido a que la mayoría de las enzimas no son estables en las condiciones de trabajo. Por otra parte al ser solubles en agua, su separación de los sustratos y productos es difícil, y por tanto, no se pueden reutilizar. Sin embargo, con la inmovilización de las enzimas se han podido superar estos últimos inconvenientes, permitiendo que el proceso biotecnológico sea económicamente rentable.

6.2 DEFINICIÓN, VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA INMOVILIZACIÓN DE LAS ENZIMAS

6.2.1 DEFINICIÓN

La inmovilización de enzimas es un proceso en el que se confina o localiza a la enzima en una región definida del espacio, para dar lugar a formas insolubles que retienen su actividad catalítica y que pueden ser reutilizadas repetidamente. Posteriormente esta definición se ha ampliado a aquel proceso por el cual se restringen, completa o parcialmente, los grados de libertad de movimiento de enzimas, orgánulos, células, etc por su unión a un soporte.

6.2.2 VENTAJAS

Como ventajas del empleo de enzimas inmovilizadas podemos destacar:

- ✓ El aumento de la estabilidad de la enzima.
- ✓ La posible reutilización del derivado, por lo que disminuyen los costes del proceso.
- ✓ La posibilidad de diseñar un reactor enzimático de fácil manejo y control, adaptado a la aplicación de la enzima inmovilizada.

6.2.3 DESVENTAJAS

Los principales inconvenientes del proceso de inmovilización son:

- ✓ La alteración de la conformación de la enzima respecto de su estado nativo.
- ✓ La gran heterogeneidad del sistema enzima-soporte donde pueden existir distintas fracciones de proteínas inmovilizadas con un diferente número de uniones al soporte.
- ✓ Siempre suele haber una pérdida de actividad de la enzima durante la movilización.
- ✓ El biocatalizador es más caro que la enzima nativa.

6.3 MÉTODOS DE INMOVILIZACIÓN DE ENZIMAS

Básicamente hay dos procesos de inmovilización de las enzimas sobre los soportes, la retención física y la retención química. En este apartado centramos en los métodos de retención químicas, específicamente la unión covalente de las enzimas a los soportes.

6.3.1 RETENCIÓN FÍSICA

La figura 25 muestra la retención física de los soportes sobre las enzimas

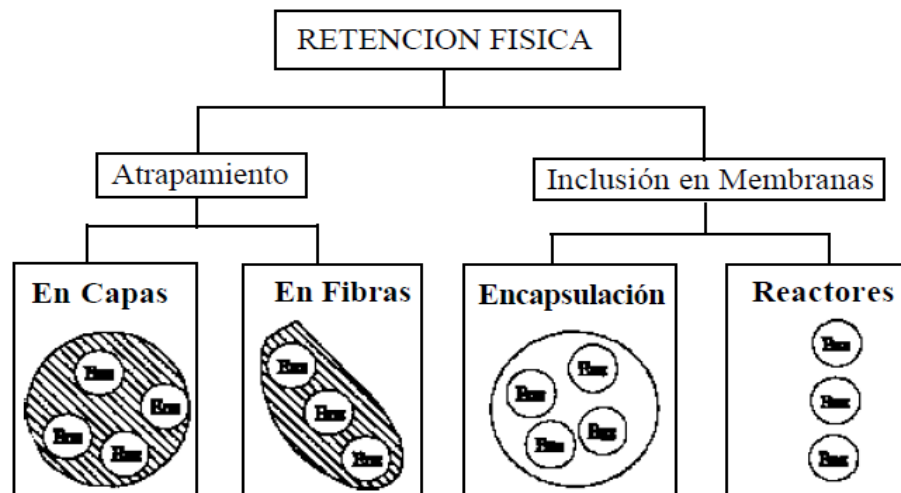


Figura 25. Mecanismo de retención física

6.3.2 RETENCIÓN QUÍMICA

La figura 26 muestra la retención química de los soportes sobre las enzimas.

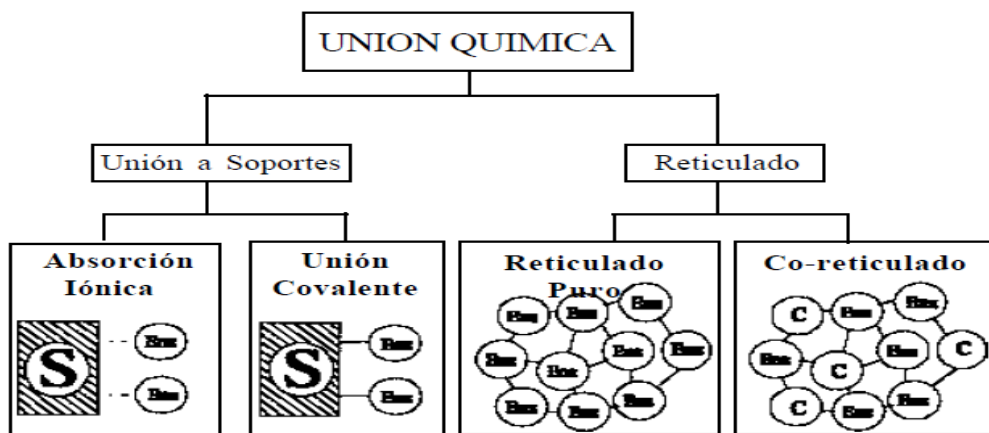


Figura 26. Mecanismo de retención química

6.3.2.1 UNIÓN COVALENTE DE LAS ENZIMAS A LOS SOPORTES

Son los métodos de inmovilización ampliamente utilizados y de los que se dispone de una mayor Información. La elección del soporte y del tipo de enlace resultan determinantes en el comportamiento posterior del biocatalizador. Se debe procurar que la inmovilización incremente la afinidad por el sustrato, disminuya la inhibición, amplíe el intervalo de pH óptimo y reduzca las posibles contaminaciones microbianas. Además el soporte debe tener resistencia mecánica adecuada a las condiciones de operación del biorreactor y ser fácilmente separable del medio líquido para que pueda ser reutilizado. Se han utilizado una gran variedad de materiales como soportes para la inmovilización de numerosas enzimas. Estos materiales difieren en tamaño, densidad, porosidad y forma, aunque generalmente nos los encontramos en forma de cilindro, hojas, fibras y más corrientemente en forma de esferas.

6.4 SOPORTES DE INMOVILIZACIÓN DE LAS ENZIMAS

Los soportes pueden clasificarse en dos grandes grupos:

6.4.1 SOPORTES INORGÁNICOS

Dentro de este grupo tenemos una gran variedad de soportes, que pueden ser

- ✓ **Naturales** (arcillas como la bentonita, piedra pómez, sílice, etc.).
- ✓ **Materiales manufacturados** (óxidos de metales y vidrio de tamaño de poro controlado, vidrio no poroso, alúmina, cerámicas, gel de sílice, etc.)

6.4.2 SOPORTES ORGÁNICOS

Se pueden clasificar en:

- ✓ **Polímeros naturales:** a su vez son divididos en:
 - Polisacáridos (celulosa, almidón, dextranos, agar-agar, agarosa, alginatos, quitina, chitosan, etc).
 - Proteínas fibrosas (colágeno, queratina, etc).
- ✓ **Polímeros sintéticos:** a su vez son divididos en:
 - Poliolefinas (como el poliestireno)
 - Polímeros acrílicos (poliacrilatos, poliacrilonitrilo, poliacrilamidas, polimetacrilatos, etc.)
 - Otros tipos (alcohol polivinílico, poliamidas, etc).

6.5 EFECTOS DE LA INMOVILIZACIÓN

La inmovilización altera significativamente el comportamiento de las enzimas. En primer lugar se producen cambios en su estabilidad. En segundo lugar, la enzima inmovilizada es un sistema heterogéneo en el cual todos los componentes que intervienen en el proceso catalítico (pH, sustratos, productos, inhibidores, cofactores, activadores, etc.) se encuentran en la interfase (en el medio de reacción y en la fase constituida por el soporte con la enzima). Como consecuencia, la actividad enzimática se ve afectada por efectos de tipo difusional, estérico y del microentorno.

6.5.1 EFECTOS EN LA ESTABILIDAD

Generalmente se observa un incremento en la estabilidad de las enzimas después de su inmovilización, que se debe principalmente a las siguientes razones:

- **Una estabilización conformacional** de la enzima debido a la existencia de uniones multipuntuales enzima-soporte. La estructura terciaria de la enzima adquiere una mayor rigidez y se hace más resistente a la desactivación térmica o química. Este tipo de estabilización se obtiene únicamente en aquellos métodos en los que intervienen enlaces de tipo covalente, como el reticulado o la unión a soportes activados.
- **Se evita la agregación intermolecular** al mantener las moléculas de enzima retenidas en una determinada región del espacio.

- **Existe una alteración del microentorno** del enzima debido a la interacción de la enzima con el soporte. Por ejemplo, si una enzima sensible al oxígeno (como las nitrogenasas, hidrogenasas, etc.) se sitúa en la superficie de un soporte cargado, la fuerza iónica efectiva en el microentorno de la enzima será muy alta y, como consecuencia, la concentración de oxígeno disuelto será mucho menor en esa zona que en el medio de reacción. En otros casos el soporte tiene un efecto tamponador de tal manera que mantiene el pH óptimo de la enzima en su microentorno, aunque en la disolución se produzcan cambios importantes de pH. Por otra parte, en aquellas reacciones catalizadas por enzimas inmovilizadas en presencia de disolventes orgánicos, la “acuofilia” el soporte o su capacidad para retener agua, regula la actividad de la enzima (11). Cuanto mayor es la acuofilia del soporte, más agua adsorbe y la enzima poseerá la cantidad necesaria de agua en su microentorno para mantener su conformación activa.

6.5.2 EFECTOS EN LA ACTIVIDAD ENZIMÁTICA

Tras una inmovilización, la actividad de la enzima puede disminuir e incluso perderse por diversas razones.

6.5.2.1 PÉRDIDA TOTAL DE LA ACTIVIDAD

Si la enzima pierde totalmente la actividad puede ser debido a que:

- la unión al soporte se produce de tal forma que el paso del sustrato al centro activo está impedido.
- Los grupos reactivos del soporte reaccionan con algún aminoácido que forme parte del centro activo o que sea esencial para la actividad catalítica de la enzima.
- la inmovilización puede originar un cambio conformacional que da lugar a una forma inactiva.
- las condiciones experimentales del proceso causan la desnaturalización o desactivación de la enzima.

6.5.2.2 PÉRDIDA PARCIAL DE LA ACTIVIDAD

Si la pérdida de la actividad es parcial puede ser debido a:

- **Efectos difusionales:** la difusión de los sustratos hacia el centro activo de la enzima puede estar impedida por resistencias externas y internas:
 - **Resistencias difusionales externas:** si el soporte es insoluble en el medio de reacción, el sustrato deberá atravesar la película líquida estacionaria que rodea el soporte. En las proximidades de un soporte no cargado, la concentración de sustrato es menor que en el resto de la disolución, puesto que existe un gradiente de concentración a través de la zona de difusión. Por tanto, los valores de k_m para las enzimas inmovilizadas son siempre aparentes (k_m').
 - **Resistencias difusionales internas:** debida a que los sustratos tienen que atravesar el interior del gel, microcápsula, fibra o poro del soporte donde se encuentra la enzima inmovilizada.

Existen diversas maneras de minimizar estos efectos difusionales como por ejemplo: disminuir el tamaño del biocatalizador, aumentar la concentración de sustrato, incrementar la agitación o el flujo en el reactor, etc. Con estas medidas se consigue reducir el grosor de la capa de Nernst y como consecuencia, el valor de k_m' disminuye.

- **Efectos electrostáticos entre el sustrato y el soporte,** de tal manera que, si tienen la misma carga existe una repulsión mutua, mientras que si las cargas son opuestas hay atracción. Cuando el sustrato y el soporte tienen cargas opuestas, el valor de k_m' aparente puede verse reducido hasta varias veces por debajo del obtenido en disolución.
- **Velocidad de reacción modificada,** Hornby y cols desarrollaron una expresión matemática que permite calcular la actividad de las enzimas inmovilizadas, teniendo en cuenta tanto los factores de difusión como los electrostáticos:

$$V_r = \frac{V_{max} \cdot S}{K_m + S} \quad K_m = \left(K_m + \frac{X \cdot V_{max}}{D} \right) \cdot \frac{R \cdot T}{R \cdot T - X \cdot Z \cdot F \cdot V} +$$

D: Coeficiente de difusión

Z: Valencia del sustrato

X: Espesor de Faraday

R: constante universal de los gases

T: Temperatura en °K

V: Gradiente de potencial en el sustrato

- **Impedimentos estéricos o del tamaño de sustrato.** En un principio, cualquier enzima puede ser inmovilizada sin que haya una pérdida apreciable de su actividad. Este hecho suele ser válido en el caso de que el sustrato sea de bajo peso molecular, pero si se trata de sustratos con pesos moleculares elevados, la actividad de la enzima inmovilizada disminuye drásticamente. Por ejemplo, muchas hidrolasas unidas covalentemente a soportes sólidos, a pesar de que son muy activas frente a sustratos pequeños, muestran una actividad muy baja hacia proteínas, polisacáridos y ácidos nucleicos. Este “efecto estérico” se puede evitar mediante una inmovilización covalente a través de un brazo espaciador enzima-soporte más largo.
- **Efectos en el microentorno:** La enzima inmovilizada se encuentra en un entorno diferente al habitual, especialmente cuando el soporte tiene grupos cargados eléctricamente. El efecto observado suele ser un desplazamiento en el valor del pH óptimo de la catálisis enzimática y, muchas veces, un ensanchamiento en el intervalo de pH en el cual la enzima puede actuar.

6.6 ELECCIÓN DEL MÉTODO DE INMOVILIZACIÓN

Aunque se han desarrollado y aplicado muchas técnicas de inmovilización a numerosos enzimas, se reconoce que no existe un método universal válido para todos los enzimas en todos los casos. No obstante, gracias a toda la información disponible en la actualidad, se pueden hacer generalizaciones sobre cada método de inmovilización y así, podremos seleccionar el más adecuado para cada aplicación específica. La elección ha de tener en cuenta las condiciones de la reacción biocatalizada, el tipo de bioreactor que se vaya a utilizar, el tipo de sustrato que tenga que ser procesado y otros factores. La tabla 23 muestra una comparación generalizada de los diferentes métodos de inmovilización:

Tabla 23. Comparación de los diferentes métodos de inmovilización de enzimas

METODO	Inclusión en membranas	Atrapamiento	Reticulado	Adsorción química	Unión covalente
Preparación	Intermedia	Difícil	Intermedia	Sencilla	Difícil
Fuerza de unión	Débil	Media	Débil-Media	Media	Fuerte
Actividad enzimática	Media-Alta	Baja	Baja	Media	Alta
Regeneración soporte	Posible	Imposible	Imposible	Posible	Difícil
Coste proceso	Medio-Alto	Medio	Medio	Bajo	Alto
Estabilidad	Media	Alta	Alta	Baja	Alta
Validez	General	General	Limitada	General	Limitada
Resistencia microbiana	Sí	Sí	Sí	No	No

Una vez elegido el método más conveniente, los derivados que preparemos deben estar caracterizados según las indicaciones establecidas por el *Working Party on Immobilized Biocatalysts* (tabla23):

Tabla 24. Caracterización de un derivado inmovilizado

CARACTERIZACIÓN DE UN DERIVADO INMOVILIZADO	Descripción general	<ol style="list-style-type: none"> 1. Esquema de reacción 2. Enzimas a insolubilizar 3. Tipo de soporte empleado 4. Método de inmovilización
	Preparación	<ol style="list-style-type: none"> 1. Condiciones de reacción 2. Rendimiento en peso seco 3. Actividad residual del sobrenadante
	Caracterización físico-química	<ol style="list-style-type: none"> 1. Configuración del biocatalizador 2. Grado de hinchamiento 3. Grado de compresibilidad en columna 4. Abrasión en sistemas de agitación 5. Velocidad mínima de fluidización
	Cinética	<ol style="list-style-type: none"> 1. Estabilidad de la enzima almacenada 2. Estabilidad operacional 3. Posibilidad de reutilización 4. Grado de conversión 5. Limitaciones difusionales

6.7 BIBLIOGRAFÍA

- Ivan Eleazar Moreno Cortez. Inmovilización de enzimas en nanofibras poliméricas mediante la técnica de electrohilado para su aplicación en biosensores y sistemas de liberación de proteínas. (2010) tesis. UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

OBJETIVOS

El objetivo principal de este proyecto es desarrollar un proceso en continuo que permita un aprovechamiento integral de los diferentes componentes de las microalgas. El proceso se puede dividir en cuatro etapas:

Etapa 1: Los carbohidratos de las microalgas se hidrolizan a azúcares reductores mediante celulasa inmovilizada. En esta primera etapa, se pretende alcanzar dos objetivos, por un lado, la producción de azúcares reductores que se pueden fermentar a bioetanol mediante levaduras, por otro lado, conseguir un pretratamiento adecuado de la biomasa para la posterior extracción de lípidos.

Etapa 2: Los lípidos totales de la biomasa que sale de la primera etapa se extraen. La extracción se lleva a cabo por saponificación de la biomasa con etanol. Tanto los lípidos insaponificables como los saponificables se extraen en etanol. La biomasa residual se separa de la fase alcohólica.

Etapa 3: Los lípidos insaponificables de la fase hidroalcohólica se extraen con hexano en contracorriente. Estos lípidos se recuperan en un evaporador, la corriente de hexano vapor se condensa y se recircula al proceso.

Etapa 4: La fase hidroalcohólica de la etapa anterior se neutraliza, se lava y finalmente los ácidos grasos se extraen con hexano en contracorriente. Los ácidos grasos extraídos con hexano en la etapa anterior se esterifican a esteres metílicos o el biodiésel mediante lipasa inmovilizada en dos etapas de reacción. El biodiésel se separa en un evaporador y el hexano se recupera se condensa y se recircula al proceso.

El proceso en su totalidad tendrá cuatro productos principales:

- Los azúcares reductores, por la hidrólisis de los carbohidratos de la pared celular
- La biomasa residual resultante después de la saponificación
- Los carotenoides
- El biodiésel

Los objetivos globales a conseguir, en relación a los aspectos analizados sobre la evaluación económica, seguridad e impacto ambiental, son:

- Costes mínimos de operación, trabajo y mantenimiento.
- Operación de la planta, segura y limpia.
- Mínima contaminación ambiental.

JUSTIFICACIÓN

En la actualidad, los combustibles fósiles son la fuente más importante de la energía y de muchos productos químicos. Sin embargo, el incremento y la inestabilidad de los precios de los recursos fósiles, la limitada disponibilidad y las preocupaciones por el medio ambiente, hacen prever que disminuya su uso en el futuro próximo.

Como alternativa, la biomasa de microalgas como materia prima para la producción de biocombustibles y productos químicos es una opción bastante interesante, que promueve el desarrollo de complejos de biorrefinería.

En la biorrefinería, casi toda la biomasa se puede convertir en diferentes clases de biocombustibles y productos químicos a través de las tecnologías de conversión aplicadas conjuntamente.

La biomasa de microalgas es una materia prima para diversas aplicaciones, entre las cuales, podemos citar:

- La generación de biocombustibles de tercera generación (biodiésel, biohidrogeno, bioetanol.
- La alimentación humana.
- Piensos para animales.
- Cosméticos.
- Colorantes.
- Polisacáridos.
- Antioxidantes.
- Medicamentos.
- Ácidos grasos y proteínas.
- Otros productos.

Actualmente, las microalgas no son competitivas con las plantas oleaginosas para la producción de los biocombustibles, debido a razones económicas. De esta manera, es necesario y urgente que la biotecnología actual mejore los métodos de producción de microalgas y que se concentre en la búsqueda de nuevas formas de su procesamiento.

Desde nuestro punto de vista, creemos que el aprovechamiento integral de los varios componentes de la biomasa puede influir muy positivamente en la economía del proceso en su totalidad. Es evidente, que hay muchos obstáculos que impiden el desarrollo de un proceso en continuo que aproveche toda la composición bioquímica de la biomasa, pero, es de gran interés aprovechar unos varios productos que se pueden sacar.

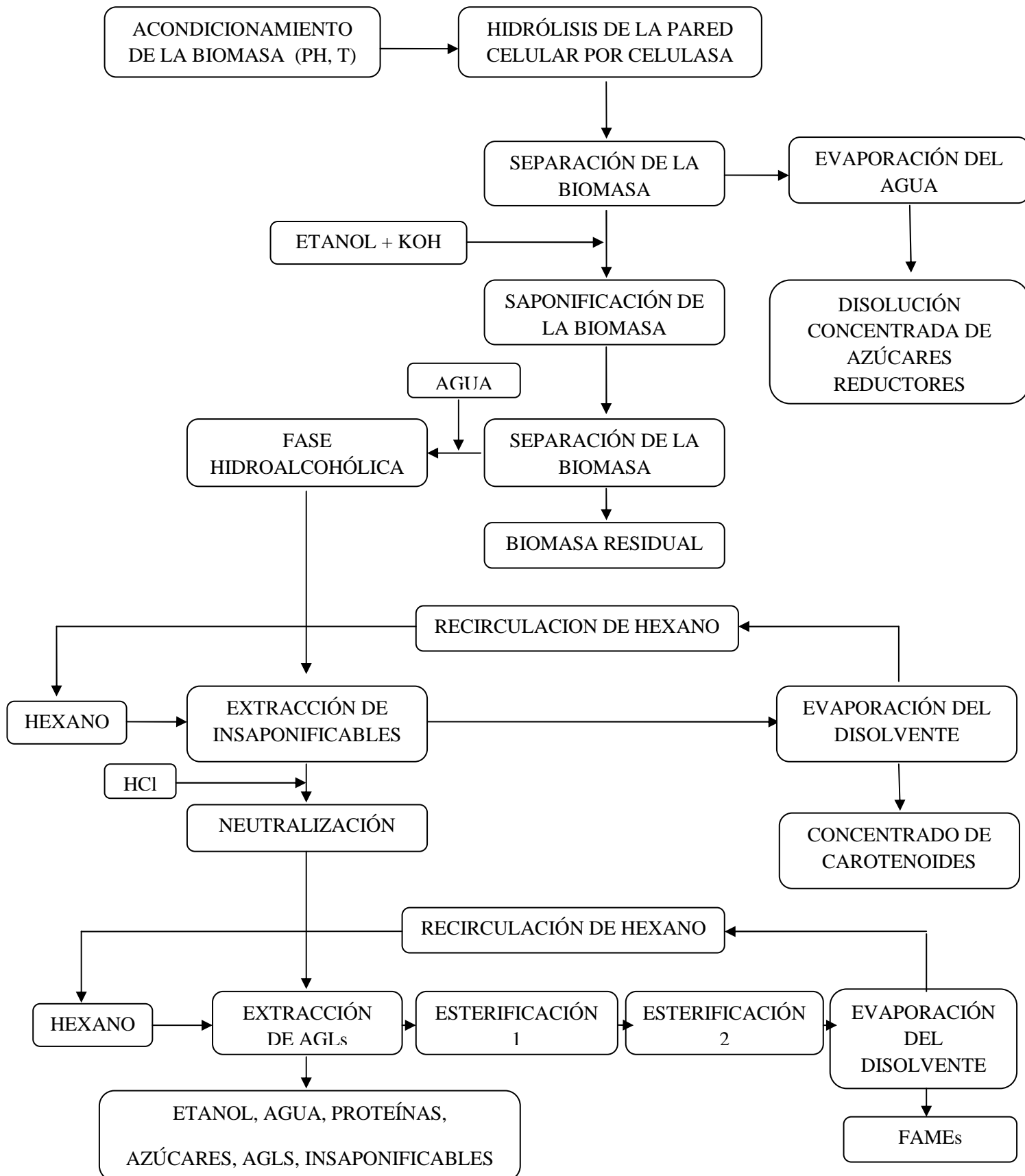
Con proyecto se pretende obtener cuatro productos principales:

- **Un concentrado de azúcares reductores.** Este concentrado se puede aplicar en la producción del bioetanol mediante fermentación con levaduras.
Este biocombustible se puede usar en los motores de los automóviles.
- **Una biomasa residual.** La biomasa residual es rica en proteínas, hidratos de carbono y minerales que no se han extraído durante el proceso de saponificación. Esta biomasa puede tener varias aplicaciones, entre ellas podemos citar:
 - Extracción de proteínas libres
 - Hidrólisis de las proteínas para la producción de aminoácidos.
 - Piensos.
- **Un extracto de carotenoides.** Como hemos citado en el apartado 3 (PIGMENTOS A PARTIR DE MICROALGAS), estos compuestos tienen muchas aplicaciones y son de alto valor económico. La producción de estos compuestos puede aportar gran rentabilidad al proceso global.
- Producción de FAMES. El biodiésel es un biocombustible que puede sustituir a los combustibles fósiles.

Para el mejor estudio del proceso de producción hemos desarrollado un proceso simulado por ordenador. Con este fin, hemos diseñado el proceso de producción con el Aspen Hysys (versión 3.1 2009) para la simulación y el estudio energético del proceso en varias condiciones de operación.

SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS

1. DIAGRAMA DE BLOQUES



2. MÉTODOS DE PRETRATAMIENTO DE LA BIOMASA

2.1 SECADO DE LA BIOMASA

La deshidratación de la biomasa es una etapa que tiene como objetivo aumentar la vida útil de la biomasa sobre todo cuando la biomasa es el producto final. Existen cuatro métodos ampliamente usados para el secado de la biomasa microalgal:

- Secado por pulverización
- Secado en tambor
- Secado por liofilización
- Secado al sol

Normalmente el secado de la biomasa se aplica cuando se trata de productos de alto valor o incluso cuando la biomasa es el propio producto. Los procesos de secado suelen ser costosos, convirtiéndose en el principal obstáculo para el uso de la biomasa de microalgas para alimentos y piensos. En algunos casos, la extracción de metabolitos intracelulares de la biomasa seca mediante disolventes orgánicos ha demostrado ser mucho más eficaz que la biomasa húmeda. Los productos intracelulares tales como aceites pueden ser difíciles de extraer mediante disolventes a partir de la biomasa húmeda, pero se extraen fácilmente si la biomasa ha sido liofilizada (Belarbi et al., 2000). Los lípidos de la biomasa liofilizada han sido extraídos directamente de la biomasa de *I. galbana* (Molina Grima et al. 1994, Robles Medina et al., 1995), *P. tricornutum* (Molina Grima et al., 1996) y *P. cruentum* (Giménez Giménez et al., 1998) para la posterior purificación de EPA por cristalización con Urea.

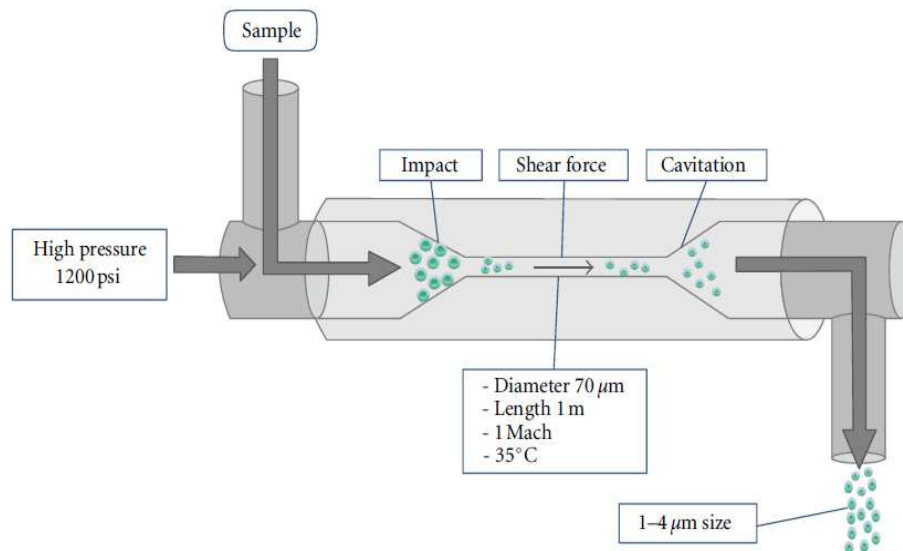
Sin embargo, el uso de biomasa seca a gran escala es un proceso muy costoso e influye negativamente sobre la rentabilidad del proceso de producción en su totalidad (Molina Grima et al., 2012).

2.2 RUPTURA CELULAR

A veces la disrupción celular es necesaria para la recuperación de productos intracelulares a partir de microalgas. Varias técnicas o métodos se pueden usar para alterar la pared celular de las microalgas, y facilitar la posterior extracción de metabolitos. Entre las más usadas podemos citar:

2.3 HOMOGENEIZADORES DE ALTA PRESIÓN

Son ampliamente utilizados para alterar células de *Haematococcus* para la alimentación de los peces. La interrupción aumenta considerablemente la biodisponibilidad y la asimilación de los pigmentos de las células (Molina Grima et al., 2002). (Seok et al., 2012) ha diseñado un homogeneizador de alta presión para el tratamiento de la biomasa de *Scenedesmus* sp. La figura 27 muestra un esquema simplificado del proceso.



A schematic diagram of high-pressure homogenizer employed for pretreatment of algal biomass.

Figura 27. A schematic diagram of high-pressure homogenizer employed for pretreatment of algal biomass

La muestra atraviesa una tubería de 1m de longitud y 70μm de diámetro. La presión de entrada es de 1200 psi (81.7atm). El tamaño medio de la muestra fue reducido a 1-4 micras por el esfuerzo cortante cuando fue lanzado externamente por la cavitación. La temperatura de trabajo es 35°C. La homogeneización a alta presión podría romper la membrana celular debido a la aplicación de alto esfuerzo cortante en el interior del orificio y la gran caída de presión en la salida.

2.4 MOLINO DE BOLAS DE VIDRIO Y CERÁMICA

Se ha utilizado para romper las células de *Scenedesmus obliquus*, *S. platensis* y subterráneo *Monodus*. (Cerón García et al., 2008) ha demostrado que la rotura de la pared celular de la biomasa liofilizada de *Scenedesmus almeriensis* mediante un molino de bolas (bolas de cerámica de 28 mm de diámetro, 2 L de volumen y una velocidad de rotación de 120 rpm) permite obtener el mejor rendimiento de recuperación de la luteína.

2.5 ULTRASONIDOS

La Ultrasonicación de células suspendidas de microalgas puede ser utilizada para interrumpir pequeñas cantidades de biomasa, pero este método no es aplicable para su uso a gran escala. Para la biomasa liofilizada de *Scenedesmus* sp un tratamiento en un ultrasonido a 47 kHz durante 10 min es suficiente (Seok et al., 2012). Para la biomasa de *Ulva lactuca*, un tratamiento a 24 kHz y temperatura constante 50°C durante 5 min es bastante suficiente (Tamilarasan et al., 2012).

2.6 TRATAMIENTO CON ÁLCALIS

Es un método eficaz para lisar la pared celular, no es generalmente adecuado para productos sensibles tales como las proteínas. Sin embargo, la lisis alcalina se puede utilizar para aislar los ácidos grasos libres a partir de microalgas mediante saponificación directa (Molina Grima et al., 2002).

2.7 TRATAMIENTO CON MICROONDAS

Es un método sencillo y muy práctico, se caracteriza por ser una técnica que reduce el tiempo y aumenta la eficiencia del proceso (hasta el doble de la las otras técnicas), tratamiento con un microonda de 1200W a una frecuencia de 2450 MHz durante 5 min es suficiente para la biomasa liofilizada de *Scenedesmus* sp (Seok et al 2012) también un tratamiento de la biomasa durante 5 min a 100 ° C, 500 W y 2455 MHz es suficiente (Lee et al., 2010). Este método se comparó con otros métodos de pre-tratamiento de la biomasa como autoclave, molino de bolas, la resonancia inducida por choque osmótico, todo seguido por extracción con la mezcla de metanol-cloroformo para la especie *Chlorella vulgaris*, *Scenedesmus* sp. Y *Botryococcus* sp, los resultados muestran que el mayor incremento en el rendimiento de aceite para todas las cepas de microalgas evaluados se alcanza cuando las células se rompieron mediante el método de microondas (Ángel-Darío et al., 2011). (Cravotto et al., 2008) desarrollaron una técnica de extracción con ultrasonidos y microondas asistida a la vez, trabajando en las frecuencias entre 19 kHz y 300, con que se obtiene una disminución significativa en el tiempo de extracción de hasta 10 veces, con mayor rendimiento de extracción del 50-500% para la extracción de aceite de algas marinas en comparación con los métodos convencionales como soxhlet.

2.8 AUTOCLAVE

Se usa para extraer los metabolitos de las microalgas, es un método utilizado a nivel de laboratorio, utiliza una solución salina acuosa como un fluido de trabajo en un autoclave a 300 °C, y una presión de 100 000 kPa, los tiempos de residencia están comprendidos entre 5 y 60 minutos, y se utilizan nitrógeno para purgar el aire residual. Por ejemplo, (Kasai et al., 2003) aconseja una temperatura de 121 ° C, presión de 15 libras y duración de tiempo de 5 min.

2.9 HIDRÓLISIS ENZIMÁTICA

Consiste en el uso de las enzimas para hidrolizar la pared celular de las microalgas, este método es muy eficaz cuando se aplica el concepto de biorefinería ya que nos va a permitir obtener productos secundarios de valor añadido, por ejemplo la celulasa hidroliza la celulosa de la pared celular para producir azúcares reductores, producto que se puede usar para la obtención de bioetanol por fermentación (Chun et al., 2010).

2.9.1 CELULASA: MODELO PARA HIDROLIZAR POLISACÁRIDOS

2.9.1.1 INTRODUCCIÓN

La industria extractiva de compuestos de interés, tales como, la extracción de lípidos, la producción de jugos de fruta o de vegetales, la extracción de pigmentos, saborizantes y aromas, enfrenta problemas (el consumo de tiempo del proceso y la eficiencia de la extracción) debido a la naturaleza química compleja de la pared celular. La importancia y la demanda de estos productos naturales alimenticios han propiciado el desarrollo de nuevas propuestas biotecnológicas, siendo una de ellas la aplicación de enzimas, como una alternativa para minimizar estos problemas. Las hidrolasas que tienen la capacidad de degradar los polisacáridos que constituyen la pared celular de los tejidos vegetales tales como la celulosa, la hemicelulosa y la pectina, reciben en la actualidad mayor atención. Por lo que, en las últimas décadas, en particular los preparados celulolíticos comerciales y los preparados con actividad múltiple, se han aplicado con éxito para facilitar y aumentar la liberación de productos de interés y para mejorar el proceso tecnológico mediante la predigestión enzimática de la pared celular de los tejidos. En este proyecto desarrollaremos un proceso de hidrolisis de la pared celular de la biomasa microalgal con el objetivo de mejorar la extracción de lípido en una etapa

posterior y la producción de azúcares reductores que se pueden aplicar en los procesos de obtención de bioetanol vía fermentación con levaduras.

2.9.1.2 DEFINICIÓN

Las celulasas son glicosil hidrolasas, utilizan dos mecanismos de hidrólisis del enlace glucosídico que generan dos posibles configuraciones estereoquímicas finales como se muestra en la siguiente 28.

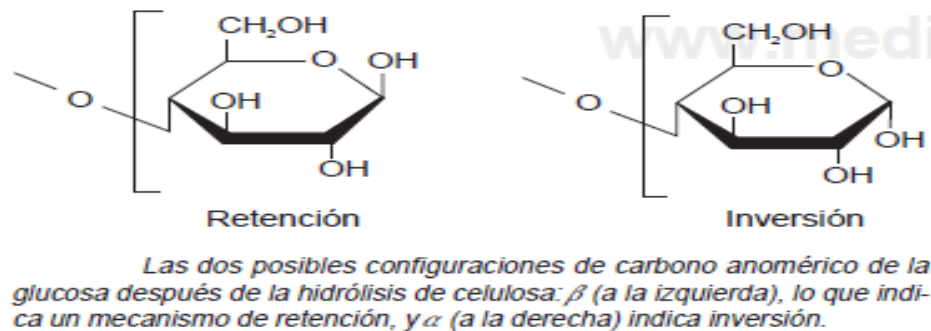


Figura 28. Las dos posibles configuraciones estereoquímicas que puede generar la hidrólisis

Las glicosil hidrolasas se clasifican en base a su secuencia de aminoácidos. Este tipo de clasificación, por familias, permite identificar las características estructurales de las enzimas, inferir su mecanismo de acción y determinar relaciones evolutivas entre ellas (www.cazy.org/fam/acc_GH.html).

De acuerdo al sitio en el que cortan la fibrilla de celulosa se dividen en tres grandes grupos.

- **Endocelulasas:** También denominadas endoglucanasas. Éstas son 1,4- β -D-glucan glucohidrolasas (EC 3.2.1.4) que se agrupan en las familias 5, 6, 8, 9 y 12 principalmente, de las glicosil hidrolasas. Las endocelulasas actúan de forma azarosa sobre las regiones de celulosa amorfa en el interior del polisacárido, generando oligosacáridos de diferentes tamaños y, por lo tanto, nuevas cadenas terminales.
- **Exocelulasas:** Son también conocidas como exoglucanasas, y actúan procesivamente en los extremos terminales del polímero liberando ya sea moléculas de glucosa, las glucohidrolasas (1,4- β -D-glucan glucohidrolasa, EC 3.2.1.74); o celobiosa, las celobiohidrolasas (1,4- β -D-glucan celobiohidrolasas, EC 3.2.1.91).

- **Glucosidasas:** Son enzimas D-glucósido glucohidrolasas (EC 3.2.1.21), pertenecientes a las familias 1 y 3 de las glicosil hidrolasas y se encargan de degradar la celobiosa a monómeros de glucosa.

2.9.1.3 SUSTRATOS

Los principales sustratos de la celulasas son la celulosa y la hemicelulosa.

- **La celulosa:** es un biopolímero lineal compuesto por moléculas de glucosa unidas entre sí por enlaces glucosídicos tipo β 1-4. Los extremos del polímero son asimétricos, los que contienen el carbono anomérico (C1) libre de la molécula de glucosa pueden reducir a un número de oxidantes (como el cobre, etc.), y se conocen como extremos reductores. Mientras que el C4 con un radical hidroxilo libre es el extremo no reductor. La configuración tridimensional es estabilizada mediante interacciones de van der Waals, y consiste de 30 moléculas lineales, de entre 10,000 y hasta 14,000 moléculas de glucosa, que forman una estructura conocida como protofibrilla; ésta a su vez se asocia con otras protofibrillas para formar la fibrilla de celulosa.
- **La hemicelulosa:** a diferencia de la celulosa su estructura no es homogénea. Está formada de pentosas (xilosa y arabinosa), hexosas (glucosa, galactosa y manosa) y compuestos fenólicos (como el ácido ferúlico y p-cumárico). Las hemicelulosas son polidispersas (lo que significa que tienen un grado de polimerización variable) y altamente ramificadas, con sustituyentes de diferentes tipos.

2.9.1.4 CELULASA EN LA INDUSTRIA ENERGÉTICA: BIOCMBUSTIBLES

El reto principal de la industria y la biotecnología en la producción de combustibles es la bioconversión de la celulosa, por lo que las celulasas han adquirido una importancia enorme en estos procesos. Para superar los grandes obstáculos en la producción de bioetanol a niveles industriales, se hacen necesarias enzimas con altas actividades en diferentes condiciones de temperatura, salinidad y pH. En la figura 29 se muestra un resumen del proceso de obtención de etanol a partir de biomasa utilizando celulasas.

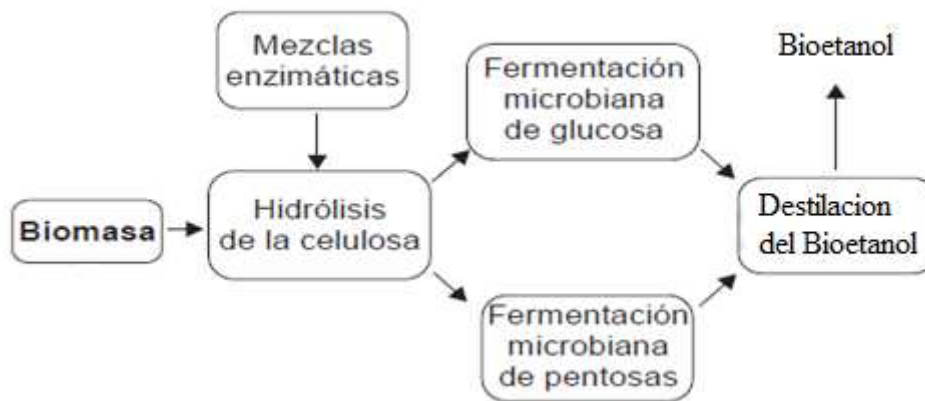


Figura 29. Obtención de bioetanol a partir de la hidrólisis de la biomasa

2.9.1.5 MICROLALGAS: MATERIA PRIMA, PRODUCCIÓN DE AZÚCARES REDUCTORES

Últimamente se ha visto gran interés en las publicaciones científicas por la producción de monosacáridos a partir de la celulosa de la pared celular de la microalgas (Razif et al., 2011, Chun et al., 2010, Tien et al., 2011). El desarrollo de procesos de producción del bioetanol a partir de celulosa de las microalgas puede ser una gran evolución en el mundo de biocombustibles. La idea de estos procesos no es solamente la producción de bioetanol, sino que también la adecuación de la biomasa para una posterior extracción de lípidos que son una fuente muy prometedora para la producción de biodiesel mediante reacciones de esterificación o transesterificación. Varias publicaciones han demostrado un efecto muy positivo de la hidrólisis sobre la extracción de lípidos y proteínas. El gran problema de estos procesos es la composición bioquímica de la microalga, ya que las microalgas tienen una composición específica que depende en gran medida de las condiciones de crecimiento. Sin embargo, la biomasa que entra a una biorrefinería tiene que tener una determinada composición bioquímica fija. Por ejemplo, va a ser absurdo utilizar una etapa de hidrólisis enzimática para una biomasa con un contenido de carbohidratos muy reducido, o una etapa de extracción de lípidos si la composición lipídica de la biomasa es muy baja, o una etapa de extracción de proteínas si la composición de estas es muy baja.

Una alternativa ambiciosa es usar la técnica de mezclar diferentes biomásas de diferentes especies de microalgas, la proporción de cada una debe calcularse de tal

manera que la composición final de la biomasa mezcla es la que asegura la rentabilidad del proceso de biorefinado. Esta técnica es muy similar a las técnicas usadas por ejemplo en la producción de fertilizantes complejos NPK. Sin embargo, esto implica varias cepas de microalgas y varias líneas de fotobiorreactores en la etapa de producción.

2.10 CONCLUSIONES

El objetivo de este proyecto es diseñar una planta para el aprovechamiento integral de los distintos componentes que constituyen la biomasa de las microalgas. El secado de la biomasa es un proceso muy caro al trabajar a gran escala; de hecho, nuestro objetivo es procesar una biomasa húmeda. Los métodos mecánicos de pretratamiento incluyendo los térmicos y ultrasonidos solamente nos permiten un pretratamiento sin ningún producto adicional; además, consumen energía durante el procesamiento.

La hidrólisis de la pared celular de las microalgas nos parece una alternativa muy eficaz. Por un lado, conseguimos un pretratamiento de la biomasa para la posterior extracción de lípidos; por otro, las celulasas degradan la celulosa que forma parte de la pared celular de las microalgas, en azúcares reductores, que en nuestro caso es un producto valioso que se puede usar en procesos de fermentación mediante levaduras para producir bioetanol.

Hemos llegado a la conclusión de hidrolizar la pared celular de la biomasa microalgal por celulasas inmovilizadas.

2.11 BIBLIOGRAFIA

- Molina Grima E, Robles Medina A, Giménez Giménez A, Sánchez Pérez JA, García Camacho F, García Sánchez JL. Comparison between extraction of lipids and fatty acids from microalgal biomass. (1994) J Am Oil Chem Soc (71:955– 9)
- Robles Medina A, Giménez Giménez A, Molina Grima E, García Sánchez JL Obtención de concentrados de ácidos grasos poliinsaturados por el método de los compuestos de inclusión de urea. (1995) Grasas y Aceites (42: 174–182)
- Molina Grima E, Robles Medina A, Giménez Giménez A, Ibáñez González MJ. (Gram-scale purification of eicosapentaenoic acid (EPA, 20:5n-3) from wet *Phaeodactylum tricornutum* UTEX 640 biomass. (1996)

- J. Appl. Phycol. (8: 359–367)
- E. Molina Grima, E.-H. Belarbi, F.G. Acien Fernández, A. Robles Medina, Yusuf Chisti. Recovery of microalgal biomass and metabolites: process options and economics. (2003)
Biotechnology Advances (20:491–515)
 - El Hassan Belarbi, Emilio Molina, Yusuf Chisti. A process for high yield and scaleable recovery of high purity eicosapentaenoic acid esters from microalgae and fish oil. (2000)
Enzyme and Microbial Technology (26:516–529)
 - Chun, C. F., Tien, C. H., Jing, Y. C., Chia, H. S., Wen, T. W. Hydrolysis of microalgae cell walls for production of reducing sugar and lipid extraction (2010)
Industrial Corps and products (43:78-83)
 - Tien, C. H. Chun, C. Chia, H. S. Jing, Y. C. Wen, T. W. Yu, S. L. Immobilization of cellulase onto electrospun polyacrylonitrile (PAN) nanofibrous membranes and its application to the reducing sugar production from microalgae. (2011)
Enzyme and Microbial Technology (49: 30-37)
 - Ángel-Darío González-Delgado. Viatcheslav Kafarov. Microalgae based biorefinery: issues to consider. (2011)
Ciencia, Tecnología y Futuro (Vol. 4 Núm. 4)
 - M. Carmen Cerón, Inmaculada Campos, Juan F. Sánchez, Francisco G. Acien, Emilio Molina, Jose M. Fernández Sevilla. Recovery of Lutein from Microalgae Biomass: Development of a Process for *Scenedesmus almeriensis* Biomass. (2008)
J. Agric. Food Chem. (56:11761–11766)
 - Seok Cheol Cho, Woon-Yong Choi, Sung-Ho Oh, Choon-Geun Lee, Yong-Chang Seo, Ji-Seon Kim, Chi-Ho Song, Ga-Vin Kim, Shin-Young Lee, Do-Hyung Kang, Hyeon-Yong Lee. Enhancement of Lipid Extraction from Marine Microalga, *Scenedesmus* Associated with High-Pressure Homogenization Process. (2012)
Journal of Biomedicine and Biotechnology Volume, Article ID 359432, 6 pages doi:10.1155/2012/359432
 - Tamilarasan Suganya, Sahadevan Renganathan. Optimization and kinetic studies on algal oil extraction from marine macroalgae *Ulva lactuca*. (2012).
Bioresource Technology (107: 319–326)
 - Razif Harun, Michael K. Danquah. Enzymatic hydrolysis of microalgal biomass for bioethanol production. (2011)
Chemical Engineering Journal (168:1079–1084)

3. EXTRACCIÓN DE LÍPIDOS

3.1 MÉTODOS DE EXTRACCIÓN CON DISOLVENTES

3.1.1 SAPONIFICACIÓN DIRECTA DE LA BIOMASA

La saponificación directa de la biomasa es una alternativa a la extracción directa de los lípidos. La biomasa de microalgas además de tener lípidos neutros de almacenamiento tiene también lípidos polares que tienen una función estructural, formando parte de la membrana celular. Muchas veces estos lípidos polares son mayoritarios en la biomasa de microalgas. El uso de los disolventes polares tiene la desventaja de no poder extraer los lípidos neutros y viceversa. La saponificación es un método de extracción que permite la extracción de los ácidos grasos tanto de lípidos polares como no polares. El tratamiento de la biomasa con una base fuerte como KOH o NaOH en presencia de un disolvente (Etanol) favorece la conversión de los ácidos grasos libres y de los lípidos (triglicéridos, glicolípidos, fosfolípidos...) en jabones polares que se pueden extraer con disolventes polares o mezclas de disolventes.

La tabla 25 muestra los rendimientos de extracción de ácidos grasos a partir de la biomasa seca de *I. galbana* por la saponificación directa: (Molina Grima et al., 1994)

Tabla 25. Extracción de ácidos grasos por saponificación directa de la biomasa

Solvent systeme + KOH (47.5 mL solvente/g KOH)	60°C- 1h	Room-8h
Cl3CH/MeOH/H2O(1:2:0.8 v/v/v)	***	***
Hexane/EtOH 96%(1:2.5 v/v)	81	75
Hexane/EtOH 96%(1:0.9 v/v)	48	47.1
Butanol	9	***
EtOH 96%	79.8	79.2
EtOH 96% /H2O(1:1 v/v)	46.5	45.5
Hexane/isopropanol(1:1.5 v/v)	62	61.1

La polaridad del disolvente es el punto clave de la extracción. Mientras más polar es el disolvente mejor es el rendimiento de extracción de los ácidos grasos. Los mejores resultados a 60°C durante una hora se han obtenido con los sistemas de disolventes (Hexane/EtOH 96%(1:2.5 v/v) y (EtOH 96%) con unos rendimientos de 81% y 79.8 respectivamente. Sin embargo, cuando se trabaja a temperatura ambiente durante ocho horas el rendimiento del etanol 96% es de 79.2%, mientras

el rendimiento del sistema (Hexane/EtOH 96%(1:2.5 v/v) baja hasta 75%.El etanol es el disolvente ampliamente utilizado en las reacciones de saponificación por su precio razonable, no toxico y altos rendimientos de extracción.

La economía de los procesos de saponificación de la biomasa de microalgas es altamente afectada por los altos precios de la biomasa liofilizada. Como alternativa a la saponificación de la biomasa liofilizada, Ibáñez González et al., (1998) han optimizado un proceso de saponificación de la biomasa húmeda de *Phaeodactylum tricornutum*. Los resultados del proceso de saponificación a 60°C durante 1h se muestran en la tabla 26:

Tabla 26. Optimización del proceso de saponificación de la biomasa

Ethanol(96%)/wet biomas(mL/g)	Ethanol(96%)/dry biomas(mL/g)	%Ethanol(v/v)	Fatty acid yield (%)
1,05	5	55	86
2,09	10	70	87
2,93	14	76	86,3
3,97	19	80	86,9
7,94	38	87	88,5
11,91	57	90	90,6
18,88	76	92	90,4
19,86	95	92	90
Lyophilized	76	96	96,2

Para la biomasa liofilizada, el rendimiento de extracción de ácidos grasos es del 96%. Para la biomasa húmeda, el rendimiento de extracción aumenta ligeramente con la cantidad del etanol. La cantidad de etanol óptima es de 2mL/g de biomasa húmeda. Se podría utilizar 1mL/g pero la viscosidad de la disolución en estas condiciones es bastante alta, resultando problemas en la reología de la disolución lo que provoca problemas en las posteriores operaciones de separación como la centrifugación y la filtración.

3.1.2 EXTRACCIÓN DIRECTA DE LÍPIDOS A PARTIR DE LA BIOMASA

Estos métodos son ampliamente usados en la extracción de lípidos de las semillas de plantas oleaginosas que tienen alto contenido de lípidos neutros. En la mayoría de los casos se emplea el hexano como disolvente. Estos métodos suelen ser más baratos y sencillos de diseñar. Sin embargo, la biomasa de microalgas es rica en

lípidos polares lo que impide en gran medida la aplicación de estos métodos. Como alternativas, se han propuesto varias ideas como el uso de disolventes intermedios (mezcla de disolventes polares y apolares) para aumentar el rendimiento de extracción (Tamilarasan et al., 2012). Incluso integrar un proceso de transesterificación y extracción en la misma unidad, los ácidos grasos se convierten en estere metílicos de ácidos grasos que son neutros y que se pueden extraer directamente con hexano (Hassan et al., 2000).

3.1.3 HEXANO COMO SISTEMA DISOLVENTE PARA LA EXTRACCIÓN DE ACEITE

El hexano se utiliza ampliamente para la extracción de aceites, debido a su alta estabilidad, bajo punto de ebullición y baja corrosividad. El hexano es el disolvente más ampliamente utilizado para la extracción de aceite a partir de micro y macro algas (Miao et al., 2006). Muchos trabajos de investigación se han establecido ya para la extracción de productos de valor añadido de macro especies de algas con el uso de hexano como disolvente de extracción (Aresta et al., 2003). (Vijayaraghavan et al., 2009) ha utilizado hexano como disolvente para la recuperación de aceite a partir de algas de agua dulce para la producción de biodiesel.

3.1.4 OTROS SISTEMAS DE DISOLVENTES

La tabla 27 muestra los rendimientos de extracción de lípidos a partir de la biomasa de *Ulva lactuca* (Tamilarasan et al., 2012).

Tabla 27. Effects of various solvent systems on oil extraction yield (%).

Solvent/solvent mixture	Ratio/percentage	Oil extraction yield (%)
Hexane	-	8.53 ± 0.04
Methyl tertbutyl ether	-	8.42 ± 0.09
Chloroform:methanol	1:2	7.36 ± 0.08
Hexane:ether	3:1	8.16 ± 0.10
Chloroform:methanol	2:1	7.12 ± 0.07
Diethyl ether and methylene chloride in hexane	1% and 10%	8.75 ± 0.09
Chloroform:2 propanol	2:1	7.32 ± 0.08
Hexane:2 isopropanol	3:2	7.89 ± 0.06
Dichloromethane:methanol	1:1	7.51 ± 0.04
Dichloromethane:ethanol	1:1	7.00 ± 0.05
Acetone:dichloromethane	1:1	6.55 ± 0.04
Hexane:ethyl alcohol	1:1	8.09 ± 0.03

El etanol es relativamente polar, su selectividad para los lípidos es relativamente baja en comparación con otros disolventes, por lo que en las extracciones con etanol, otros componentes de microalgas también pueden aparecer, tales como azúcares, pigmentos o aminoácidos. El hexano muestra los mejores resultados de extracción con un rendimiento de 8.53%, aunque es solamente superado por una mezcla de disolventes del 1% de éter dietético y 10% de cloruro de metileno en n-hexano con un rendimiento de 8.75%. Cuando se trata de productos intermedios que posteriormente se integran en los procesos de industria alimentaria, la legislación obliga el uso de disolventes no tóxicos como es el hexano.

3.2 EXTRACCIÓN CON FLUIDOS SUPERCRÍTICOS

El uso de disolventes orgánicos en las extracciones puede ser una amenaza para el medio ambiente. El Protocolo de Montreal en 1987 propuso restringir o eliminar la fabricación y el uso de disolventes que agotan la capa de ozono tales como los clorofluorocarbonos (CFC). De ahí en adelante, el Protocolo de Montreal ha evolucionado y los disolventes que son perjudiciales para el medio ambiente han sido restringidos. Como resultado, más industrias están buscando nuevos procesos sostenibles que no impliquen disolventes perjudiciales al medio ambiente. La extracción con fluidos supercríticos (SFE) es un método popular para reemplazar la extracción con disolventes orgánicos. Esta técnica se introdujo primero como un método alternativo de extracción por Hannay y Hogarth (1879). En 1960 este método de extracción comenzó a ser investigado a fondo. SFE tienen muchas ventajas sobre la extracción con disolventes orgánicos. Una de las principales ventajas es la alta pureza del extracto. Además de requerir menos pasos de procesamiento, SFE es significativamente más seguro que la extracción con disolventes orgánicos y puede ser operado a temperaturas moderadas para minimizar la degradación del extracto.

3.2.1 FUNDAMENTO DE EXTRACCIÓN POR FLUIDOS SUPERCRÍTICOS

El estado supercrítico se consigue cuando una sustancia es expuesta a condiciones que excedan de su temperatura crítica (T_c) y la presión (P_c). En este estado, la sustancia es como un líquido pero con densidades y viscosidades de un gas. El poder disolvente de los fluidos supercríticos es la más alta para componentes ligeramente polares o no polares y es menor para los solutos con mayor peso

molecular. El líquido se retira fácilmente del extracto a través de la expansión a la presión atmosférica.

Las temperaturas y las presiones críticas de los disolventes son muy importantes a la hora de la extracción ya que los métodos de extracción suaves suelen ser mejores ya que evitan la degradación de los solutos sensibles a altas temperaturas. En tabla 28 se muestran las propiedades críticas de algunos disolventes ampliamente usados:

Tabla 28. Critical data of some pure components

Critical data of some pure components (Brunner, 1994).		
Component	T_c (°C)	P_c (MPa)
Ethylene	9.4	5.04
Carbon dioxide	31.1	7.38
Ethane	32.3	4.87
Nitrous oxide	36.6	7.26
Propane	96.8	4.25
n-Hexane	234.5	3.01
Acetone	235.1	4.70
Methanol	239.6	8.09
Ethanol	240.9	6.14
Ethyl acetate	250.2	3.83
Water	374.1	22.06

T_c – critical temperature, P_c – critical pressure.

El CO₂ es el líquido más comúnmente utilizado para SFE ya que es barato, no inflamable, fácilmente disponible y algo inerte. La temperatura y la presión crítica de CO₂ son 304,1 K y 7.38MPa, respectivamente. En la figura 30 se muestra las propiedades críticas del CO₂:

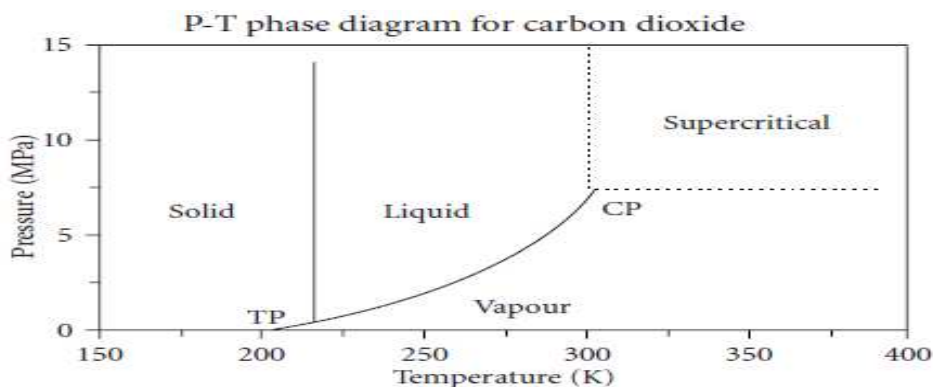


Figura 30. P-T phase diagram for carbón dioxide

La temperatura crítica moderada del CO₂ da rendimientos de extracción altos y extractos de calidad, ya que evita el calentamiento excesivo que a menudo

conduce a la degradación. Esto permite el uso de CO₂ supercrítico (ScCO₂) para la extracción de compuestos termolábiles. ScCO₂ También se prefiere debido a su alta difusividad y la facilidad de manipular su poder disolvente. Esto puede hacerse mediante la adición de una sustancia o un modificador que tiene la volatilidad entre el fluido supercrítico y el soluto que se va a extraer. Por ejemplo, la adición de un disolvente polar como metanol o agua a CO₂ supercrítico permite extraer compuestos polares. Los estudios han demostrado que la adición del etanol al fluido supercrítico aumenta el rendimiento de los lípidos a partir de *Arthrospira* máxima (Aris et al., 2010).

3.2.2 COMPARACIÓN DE AMBOS MÉTODOS DE EXTRACCIÓN

La tabla 29 muestra la comparación entre la extracción con disolventes y CO₂ supercríticos (Sahina et al., 2009):

Tabla 29. Comparación de los métodos de extracción con disolventes orgánicos y con fluidos supercríticos

Extracción con disolventes orgánicos	Extracción con fluidos supercríticos
La presencia de disolventes es inevitable	La extracción produce extractos libres de disolvente
La cantidad de disolvente depende del tipo del propio disolvente	
La eliminación del disolvente requiere operaciones unitarias que aumenten los costos de operación	
Los metales pesados y el contenido de sales inorgánicas son también inevitables. Sus niveles dependerán del disolvente, el método de recuperación del disolvente, la fuente de la materia prima y los materiales utilizados para la construcción de los equipos de extracción	El extracto está completamente libre de metales pesados y sales, ya que no son extraíbles incluso si están presentes en la materia prima del material de construcción
	No hay metales pesados presentes en el CO ₂ extractante o el sistema de SFE
Las sustancias polares se disuelven junto con las sustancias lipofílicas procedentes de la materia prima debido a la baja selectividad del disolvente.	Debido a su naturaleza no polar, no extraerá ninguna sustancia polar.
Durante las operaciones de eliminación del disolvente, estas sustancias polares pueden formar polímeros que conducen a la descolocación del extracto	

3.2.3 APLICACIONES DE LOS FLUIDOS SUPERCRÍTICOS

La extracción ScCO_2 es aplicable en muchos campos diferentes tales como alimentos, extracción de productos naturales y la industria farmacéutica. Mediante el uso de extracción ScCO_2 , un extracto libre de disolvente altamente puro se puede lograr. Al descomprimir la corriente, el CO_2 supercrítico se elimina del extracto ya que se evapora a la atmósfera en su estado gaseoso. La figura 31 muestra un sistema preparativo de SFE a escala piloto (Aris et al., 2010):

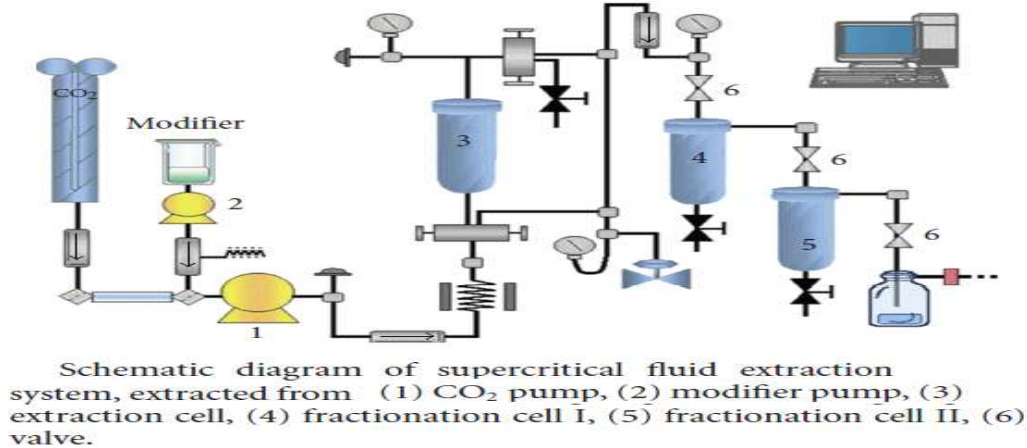


Figura 31. Schematic diagram of supercritical fluid extraction system

El sistema está compuesto por una bomba de disolvente (en este caso el disolvente es CO_2), una bomba de modificador, una célula de extracción, válvulas y dos células de fraccionamiento. La célula de extracción es para los sólidos mientras las columnas de relleno se utilizan para líquidos. La biomasa de microalgas se coloca en la celda de extracción. El extracto se recoge y el disolvente se despresuriza en las células de fraccionamiento que están equipadas con controladores de temperatura y presión. Esta configuración permite que diferentes compuestos se obtengan en cada celda de fraccionamiento basando sobre la solubilidad diferencial en el fluido supercrítico.

La tabla 30 muestra los resultados obtenido por la extracción de carotenoides, clorofilas y luteína a partir de la técnica de fluidos supercríticos (SFE) para varias especies de microalgas y condiciones de operación (Guedes, et al., 2011):

Tabla 30. Extracción de metabolitos de microalgas por SFE

Microalga source	Operating conditions (pressure/temperature/ time)	Total carotenoids (mg/g DW biomass)	Lutein (mg/g DW biomass)	Total carotenoids/ Chlorophyll a ratio
<i>Nannochloropsis gaditana</i>	200 bar/40 °C/180 min	0.152	-	0.524
	200 bar/50 °C/180 min	0.152	-	0.410
	200 bar/60 °C/180 min	0.125	-	1.389
	300 bar/40 °C/180 min	0.208	-	0.258
	300 bar/50 °C/180 min	0.248	-	0.230
	300 bar/60 °C/180 min	0.250	-	0.179
<i>Chlorella vulgaris</i>	200 bar/40 °C/198 min	0.011	-	-
	200 bar/55 °C/180 min	0.008	-	-
	350 bar/55 °C/252 min	0.080	-	-
<i>Synechococcus</i> sp.	200 bar/40 °C/180 min	0.386	-	193.000
	200 bar/50 °C/180 min	1.225	-	23.113
	200 bar/60 °C/180 min	0.405	-	101.25
	300 bar/40 °C/180 min	0.748	-	32.522
	300 bar/50 °C/180 min	1.511	-	19.372
	300 bar/60 °C/180 min	0.808	-	46.316
<i>Scenedesmus almeriensis</i>	200 bar/32 °C/300 min	-	0.0013	-
	200 bar/46 °C/300 min	-	0.0000	-
	200 bar/60 °C/300 min	-	0.0109	-
	300 bar/39 °C/300 min	-	0.0236	-
	300 bar/53 °C/300 min	-	0.0090	-

3.3 PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN LA EXTRACCIÓN DE LÍPIDOS

La extracción de lípidos a partir de biomasa de microalgas depende de la naturaleza del disolvente, humedad, tamaño de partícula, velocidad de agitación, temperatura de extracción, el tiempo de extracción y el ratio disolvente: biomasa.

3.3.1 EL CONTENIDO DE HUMEDAD

En la extracción de lípidos de microalgas, el contenido de humedad se puede considerar un factor importante. El alto contenido de humedad puede actuar como una barrera entre la biomasa y el disolvente que puede restringir la penetración del disolvente en la biomasa.

3.3.2 EL TAMAÑO DE PARTÍCULA

El tamaño de partícula es un parámetro crítico para la extracción de aceite a partir de la biomasa. Cuanto más pequeño es el tamaño de la biomasa mayor va a ser la zona interfacial entre el sólido y el líquido. Este incremento del área interfacial aumenta el rendimiento de extracción de aceite. Las partículas de tamaño grande crean dificultades para que el disolvente penetre en el núcleo de la biomasa para lixiviar los lípidos. El tamaño de partícula no sólo aumenta la tasa de extracción, sino que también aumenta el rendimiento de extracción de lípidos (Tamilarasan et al., 2012).

3.3.3 LA VELOCIDAD DEL AGITADOR

La velocidad de agitación afecta ampliamente al rendimiento de extracción de lípidos. Conforme aumenta la agitación se incrementa la difusión y la transferencia de lípidos desde la biomasa de algas a la mezcla de disolvente. Cuando partimos de bajas velocidades de extracción, el rendimiento de la extracción va aumentando conforme aumenta la velocidad de agitación pero llega un momento en que el aumento de la velocidad de agitación apenas tiene efecto sobre el rendimiento de la extracción. Normalmente se suele trabajar con velocidades de agitación que se encuentran al principio de la zona estacionaria donde el aumento de la velocidad de extracción no afecta al rendimiento.

3.3.4 LA TEMPERATURA

El efecto de la temperatura sobre el rendimiento de la extracción es similar al de la agitación. El rendimiento de la extracción aumenta conforme aumenta la temperatura, pero llega un momento en que el aumento de la temperatura no afecte al rendimiento.

El aumento de la temperatura provoca una dilatación en la biomasa de microalgas y también baja la viscosidad del disolvente, dos efectos simultáneos que provocan un aumento en la difusividad del disolvente en la biomasa y fácil extracción de los solutos con el disolvente.

3.3.5 EL TIEMPO DE EXTRACCIÓN

El tiempo de extracción es un parámetro importante para el rendimiento de lípidos. Esto ayuda a la hora de decidir el tiempo de residencia óptimo requerido

para el proceso de extracción sobre todo cuando se trabaja en continuo. También, permite diseñar los equipos de extracción.

La investigación de la influencia de tiempo sobre el rendimiento de la extracción es un enfoque muy prometedor para obtener el modelo cinético de la extracción.

3.3.6 LA RELACIÓN DISOLVENTE/SÓLIDO

Esta relación se obtiene experimentalmente teniendo en cuenta la economía del proceso. A veces es importante recircular los disolventes al proceso por lo tanto cuanto menos es el caudal del disolvente menos energía de evaporación y menor costes de producción. Sin embargo, los rendimientos de extracción bajan con la disminución de la cantidad del disolvente.

3.3.7 OPTIMIZACIÓN DE LOS PARÁMETROS DE EXTRACCIÓN

Cada biomasa de microalgas tiene sus propias características (composición bioquímica, estructura de la pared celular,...). Por lo tanto no es recomendable usar los parámetros optimizados de extracción de una determinada biomasa y aplicarlos a otra biomasa, aunque cuando se trata de especies de la misma familia se puede aplicar en determinados casos. La estrategia más comúnmente utilizada para optimizar un determinado proceso de extracción es optimizar cada parámetro por separado. Primero se elige el pretratamiento adecuado, segundo se elige el mejor disolvente, tercero se investiga la influencia de cada parámetro por separado sobre la extracción y por último se diseña un proceso basado sobre estos parámetros optimizados.

Es importante destacar que la obtención de un modelo matemático que relaciona el rendimiento de la extracción con los demás parámetros (incluyendo el tiempo) es una evolución muy importante que permite estimar los resultados de la extracción y que es una herramienta muy potente en el diseño y el dimensionamiento de los equipos de extracción.

3.4 CINÉTICA DE EXTRACCIÓN DE LÍPIDOS

En general, el método de extracción con disolvente es más comúnmente utilizado, ya que ha sido bien estudiado. Sin embargo, se puede utilizar sin ningún tipo de riesgo para la salud y es el más utilizado para la extracción de lípidos. Aunque últimamente se está dando mucho interés a la extracción de los metabolitos de alto

valor de las microalgas mediante la técnica de la extracción con fluidos supercríticos. Algunas microalgas tienen paredes celulares rígidas, que trabajan contra el control de la velocidad de la etapa de extracción con el disolvente. En general, se sabe que el estudio de la dinámica de la extracción y el equilibrio de fases es esencial para el diseño de los dispositivos de extracción y su aplicación en bioprocesos. Específicamente en el caso de tener una pared celular fuerte que causa una tasa de extracción lenta, es necesario estudiar la dinámica de la extracción que proporcionaría información sobre el mecanismo de extracción, factor clave para mejorar la eficacia de la extracción y estimar los resultados previstos. Por lo tanto, la combinación de una etapa de extracción y pretratamiento es un método eficaz para mejorar el rendimiento de extracción y la tasa de extracción de lípidos.

3.4.1 MODELOS CINÉTICOS

Para ajustar los modelos cinéticos para los procesos de extracción de lípidos, se suele partir de los dos modelos estándar ampliamente aplicados para el análisis de la disolución de la lixiviación no homogéneo dentro de los sistemas de líquido-sólido (Seok et al., 2012):

Modelo de primer orden:

$$\text{Log}(C_s - C_t) = \text{Log}(C_s) - \left(\frac{k_1}{2.303}\right) \cdot t \quad (2)$$

Modelo de segundo orden:

$$\frac{t}{C_t} = \frac{1}{k_2 \cdot (C_s)^2} + \left(\frac{1}{C_s}\right) \cdot t \quad (3)$$

Donde, C_s y C_t representan las concentraciones de lípidos extraídos y de lípidos celulares totales, respectivamente, a un arbitrario tiempo t .

k_1 y k_2 representan las constantes de velocidad de primer orden y de segundo orden, respectivamente.

En la práctica se observó que los procesos de extracción convencionales y algunos con pretratamientos mostraron una cinética de reacción de primer orden,

mientras que ciertos procesos combinados (pretratamiento de la biomasa seguido por extracción con disolvente) siguen una cinética de segundo orden debido a la interrupción de las membranas celulares de algas que son relativamente rígidas (Seok et al., 2012). En general, la orden de la cinética es el resultado del grado de interrupción de la pared celular.

3.4.2 CINÉTICAS DE PRIMER ORDEN

3.4.2.1 EXTRACCIÓN SIN PRETRATAMIENTO DE LA BIOMASA

Durante el proceso de extracción convencional la resistencia externa de transferencia de materia es importante ya que generalmente la disolución de los lípidos por el disolvente y la transferencia externa de materia ocurre en la dirección opuesta al proceso, incluyendo la penetración del disolvente en las paredes externas de las células. Estos procesos suelen ajustar a una ecuación de primer orden. Es decir, en la etapa inicial de la extracción el rendimiento es bajo, y este empieza a subir considerablemente después de un determinado tiempo de tratamiento.

En estos casos la extracción de los lípidos ocurra en dos pasos:

- La fase inicial que es lenta dura alrededor de una hora y es característica de cada especie de microalgas.
- La etapa posterior que es más rápida empieza a partir de la segunda hora y termina aproximadamente después de cinco-seis horas.

La velocidad del proceso de extracción es controlada por la primera etapa que es lenta, pues esta es la etapa limitante de los procesos de extracción sin pretratamiento.

La figura 32 muestra la típica evolución del rendimiento de extracción de lípidos con el tiempo a partir de la biomasa de *Scenedesmus* sp (Seok et al., 2012).

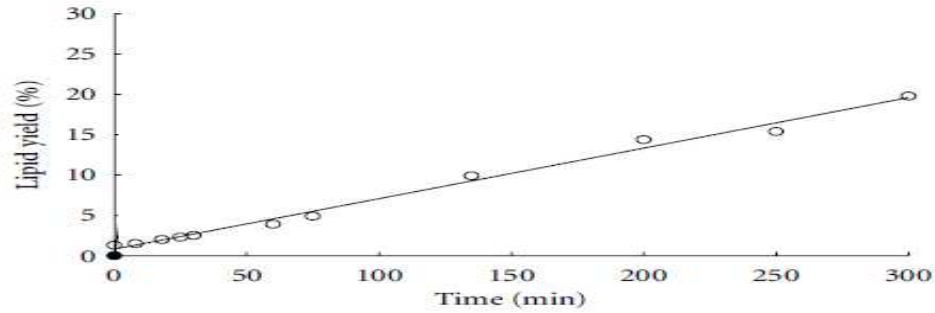


Figura 32. Evolución del rendimiento de extracción de lípidos a partir de la biomasa de *Scenedesmus sp* con el tiempo

Se puede distinguir entre la primera etapa controlante que es más lenta y que dura aproximadamente unos 50 minutos y la segunda etapa más rápida.

3.4.2.2 EXTRACCIÓN CON PRETRATAMIENTO DE LA BIOMASA

(Tamilarasan et al., 2012) ha demostrado que la extracción de lípidos de la macroalga *U. lactuca* pretratada con ultrasonido sigue una cinética de primer orden.

$$\frac{d}{dt} Y = K \cdot Y^n \quad (4)$$

$$\ln\left(\frac{d}{dt} Y\right) = \ln(K) + n \cdot \ln(Y) \quad (5)$$

Donde Y es el rendimiento de la extracción de aceite (%), t es el tiempo de extracción (min), k es la constante de la tasa de extracción (min⁻¹) y n es el orden de la reacción.

La constante k es función de la temperatura, la relación entre k y T se puede estimar aplicando la ecuación de Arrhenius:

$$K(T) = K_0 e^{\left(\frac{-E_a}{R \cdot T}\right)} \quad (6)$$

$$\ln(K(T)) = \ln(K_0) - \frac{E_a}{R \cdot T} \quad (7)$$

Donde K es la constante de velocidad de reacción (min⁻¹), K₀ es la constante de Arrhenius o factor de frecuencia (min⁻¹), E_a es la energía de activación (kJ / mol),

R es la constante universal de los gases (J / mol K) y T es la temperatura absoluta en K.

$$\frac{d}{dt} Y(t, T) = K_0 \cdot e^{\left(\frac{-E_a}{R \cdot T}\right)} \cdot Y(T, t)^n \quad (8)$$

El modelo cinético de primer orden obtenido por (Tamilarasan et al 2012) que describe la evolución de la extracción en el tiempo es el siguiente:

$$\frac{d}{dt} Y(t, T) = e^{18.21} \cdot e^{\left(-\frac{63.031}{R \cdot T}\right)} \cdot Y(T, t)^{1.3} \quad (9)$$

3.4.3 CINÉTICA DE SEGUNDO ORDEN

El método combinado de extracción de lípidos a partir de microalgas, suele mostrar la típica cinética de reacción de segundo orden, que consta de dos procesos consecutivos.

- El primer proceso es un proceso de elución rápida que dura unos 30 min
- El segundo proceso es más lento en el que después de la elución, la difusión interna, y la difusión externa del soluto del líquido se producen.

Estos fenómenos se producen porque cuando la biomasa se expone al disolvente fresco, el lípido en su superficie se solubiliza y se extrae rápidamente. Pues, en la etapa inicial de la extracción, como la concentración de lípidos es baja en la capa de disolvente, la difusión del soluto desde el sólido al líquido se produce el efecto de transferencia de materia o el gradiente de concentración.

En la figura 33, se presenta el rendimiento de extracción de lípidos a partir de la biomasa de *Scenedesmus* sp. Antes de la extracción con cloroformo: metanol (2: 1 v / v) la biomasa se le aplica un tratamiento de homogenización a alta presión. En la figura se ve claramente la primera etapa rápida que dura hasta 30 min seguida de una etapa lenta (los tres últimos puntos del gráfico).

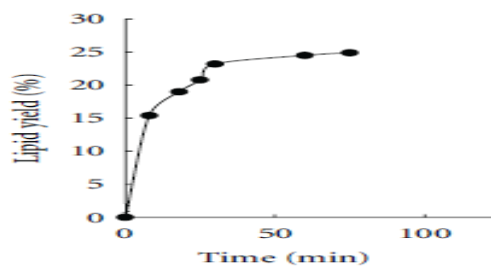


Figura 33. Evolución de la extracción de lípidos con el tiempo

El modelo cinético obtenido por (Seok et al., 2012) que describe la cinética de extracción es el siguiente:

$$\frac{t}{C_t} = 0.1551 + 0.0484t \quad (9)$$

Los parámetros de este modelo son

$$k_2 = 0.015 \quad C_s = 20.661$$

3.5 CONCLUSIONES

En la primera etapa hemos conseguido el pretratamiento de biomasa mediante celulasa y producir una disolución de azúcares reductores.

El siguiente objetivo, es extraer los lípidos de la biomasa pretratada. La biomasa tiene lípidos saponificables e insaponificables. Nuestro objetivo es aprovechar ambos compuestos, los insaponificables principalmente los carotenoides son productos de alto valor y los saponificables se pueden extraer para la producción de biodiesel o producción de ácidos grasos poliinsaturados en su caso. Los métodos de extracción directa de la biomasa no son recomendados en nuestro caso ya que tenemos dos productos en cuestión.

La saponificación directa de la biomasa puede ser la mejor alternativa para conseguir nuestro objetivo. En primer lugar, la biomasa pretratada con celulasa se saponifica en etanol con KOH, después de la saponificación, los lípidos insaponificables se extraen con hexano en un proceso de extracción en contracorriente. La fase hidroalcohólica se neutraliza, y después, los ácidos grasos se extraen con hexano en contracorriente.

3.6 BIBLIOGRAFÍA

- M.J. Ibáñez González, A. Robles Medina, E. Molina Grima, A. Giménez Giménez, M. Carstens, L. Esteban Cerdán. Optimization of Fatty Acid Extraction from *Phaeodactylum tricornutum* UTEX 640 Biomass. (1998) JAOCS (Vol. 75, no. 12)
- A. Giménez Giménez, M.J. Ibáñez González, A. Robles Medina, E. Molina Grima, S. García Salas. L. Esteban Cerdán. Downstream processing and purification of eicosapentaenoic (20:5n-3) and arachidonic acids (20:4n-6) from the microalga *Porphyridium cruentum*. 1998. Bioseparation (7:89–99)

- El Hassan Belarbi, Emilio Molina, Yusuf Chisti. A process for high yield and scaleable recovery of high purity eicosapentaenoic acid esters from microalgae and fish oil.(2000)
Enzyme and Microbial Technology (26:516–529)
- Molina Grima E, Robles Medina A, Giménez Giménez A, Ibáñez González MJ. Gram-scale purification of eicosapentaenoic acid (EPA, 20:5n-3) from wet *Phaeodactylum tricornutum* UTEX 640 biomass.
J. Appl. Phycol. (8: 359–367)
- Pedro Nel Benjumea Hernández, John Ramiro Agudelo Santamaría, Luis Alberto Rios. Biodiesel: Producción, calidad y características. 2009 [libro]
- Seok-Cheol Cho, Woon-Yong Choi, Sung-Ho Oh, Choon-Geun Lee, Yong-Chang Seo, Ji-Seon Kim, Chi-Ho Song, Ga-Vin Kim, Shin-Young Lee, Do-Hyung Kang, Hyeon-Yong Lee. Enhancement of Lipid Extraction from Marine Microalga, *Scenedesmus* Associated with High-Pressure Homogenization Process. (2012)
Journal of Biomedicine and Biotechnology (Volume 2012, Article ID 359432, 6: doi:10.1155/2012/359432)
- Chun, C. F., Tien, C .H., Jing,Y.C., Chia,H.S., Wen,T.W.,2010.Hydrolysis of microalgae cell walls for production of reducing sugar and lipid extraction. Industrial Corps and products (43: 78-83).
- Tien, Chun, Chia, Jing, Wen,Yu. Immobilization of cellulase onto electrospun polyacrylonitrile (PAN) nanofibrous membranes and its application to the reducing sugar production from microalgae.(2011)
Enzyme and Microbial Technology (49:30-37)
- Chemical from microalgae
- <http://www.youtube.com/watch?v=Qnf3COURJ>
- Chlorophyll Extraction from Microalgae: A Review on the Process Engineering Aspects Aris Hosikian, Su Lim, Ronald Halim, Michael K. Danquah. (2010)
International Journal of Chemical Engineering (Volume, Article ID 391632, 11 pagesdoi:10.1155/2010/391632)
- F. Sahena, I. S. M. Zaidul, S. Jinap. Application of supercritical CO₂ in lipid extraction—a review. (2009)
Journal of Food Engineering, (vol. 95, no. 2, pp. 240–253)
- M. Carmen Cerón, Inmaculada Campos, Juan F. Sánchez, Francisco G. Ación, Emilio Molina, Jose M. Fernández Sevilla. Recovery of Lutein from Microalgae Biomass: Development of a Process for *Scenedesmus almeriensis* Biomass. (2008)
J. Agric. Food Chem. (56:11761–11766)

- R.Bermejo Roman, J.M. Álvarez Pez, F.G. Acien Fernández, E. Molina Grima. Recovery of pure B-phycoerythrin from the microalga *Porphyridium cruentum*. (2002)
Journal of Biotechnology (93: 73–85)
- Ana Catarina Guedes, Helena M. Amaro, Francisco Xavier Malcata. Microalgae as Sources of Carotenoids. (2011)
Mar. Drugs (9: 625-644)
- Tamilarasan Suganya, Sahadevan Renganathan. Optimization and kinetic studies on algal oil extraction from marine macroalgae *Ulva lactuca*. (2012)
Bioresource Technology (107:319–326)

4. ESTERIFICACIÓN DE ÁCIDOS GRASOS LIBRES MEDIANTE LIPASA INMOVILIZADA

4.1 EFECTO DEL MEDIO DE REACCIÓN

Russell et al., (1999) han investigado el efecto del medio de reacción sobre la velocidad de esterificación del ácido oleico con etanol por lipasa de *Rhizopus niveus* y *Mucor miehei*. Los tres medios utilizados en esta investigación son:

- Un medio microacuoso donde la actividad óptima del agua es 0.75 para lipasa de *R.niveus* y 0.55 para la lipasa de *M.miehei* (Una cierta cantidad mínima de agua es necesaria para que la enzima sea activa, el nivel de hidratación óptimo puede variar de una enzima a otra, de hecho, la actividad de agua no es la misma para las dos lipasas).
- Un medio bifásico normal de hexano y agua.
- Un medio bifásico de agua con hexano pero en este caso al medio se añaden compuestos tensioactivos.

Los resultados más relevantes de este trabajo son los siguientes:

En medio microacuoso (monofásico)

El equilibrio termodinámico se alcanza después de 240 h y la cinética de la reacción es lenta. La actividad del agua se optimizó en 0.75 para lipasa de *R.niveus* y 0.55 para lipasa de *M. miehei*. Para mayores actividades de agua la enzima en polvo se aglomera y se queda adherida a la superficie del recipiente obstaculizando la dispersión de la enzima en la mezcla de reacción.

En medios bifásicos (hexano: agua)

Desde el punto de vista termodinámico los valores del equilibrio termodinámico se ven afectados por la cantidad del agua. Conforme aumenta la cantidad del agua bajan los valores de equilibrio (la tasa de conversión de ácido oleico en el equilibrio). Desde el punto de vista cinético la velocidad de la reacción aumenta conforme aumenta el área interfacial, pero los valores de equilibrio no se ven afectados. Con los sistemas bifásicos se obtienen mejores resultados y mayores velocidades de reacción.

Las conclusiones de este trabajo se pueden explicar de esta manera. Si consideramos la constante de equilibrio en función de las actividades termodinámicas en el equilibrio de los ésteres, agua, ácido oleico, etanol:

$$K_{eq} = \frac{a_{est,eq} \cdot a_{w,eq}}{a_{ac,eq} \cdot a_{eth,eq}}$$

Si en un momento dado $K < K_{eq}$ la reacción procede en la dirección de síntesis. Para explicar el hecho de que la razón agua: n-hexano establece el valor de la constante de equilibrio, la actividad del agua es 1 ya que en sistemas bifásicos el agua es prácticamente pura. En el caso de agua pura, conforme avanza el tiempo K va aumentando hasta alcanzar el equilibrio en un momento dado, ya que la actividad del ácido graso y etanol van bajando y la actividad del éster va aumentando.

Ahora en sistemas bifásicos, el hexano desempeña el papel de un depósito para el éster. Puesto que el éster es muy soluble en esta fase (el hexano es apolar y extrae los compuestos apolares como el éster), entonces su actividad se mantiene a un valor muy bajo que conduce, por lo tanto, a mantener K por debajo de K_{eq} lo que significa una mejora en la tasa de esterificación. La disminución en la proporción de hexano (aumentar la razón agua: hexano), da lugar a un aumento en la concentración de éster en esta fase, afecta negativamente a la fuerza impulsora que promueve el paso de los ésteres de la fase acuosa a la fase hexánica perjudicando así el equilibrio incluso puede desplazar el equilibrio en el sentido contrario a la síntesis. Con el mismo razonamiento, pero en menor medida, el etanol es menos soluble en hexano que en agua que también es positivo para la esterificación de ácido oleico (la actividad del etanol se mantiene alta pues K se mantiene por debajo de K_{eq}). La razón óptima de (agua: hexano) se fijó en (10-20:90-80).

Si consideramos el lado cinético, es evidente que la transferencia de materia o el flujo de materia entre las dos fases dependen directamente de la difusividad en la interfase y la fuerza impulsora que es simplemente la diferencia de concentración. Si mantenemos la fuerza impulsora constante, conforme aumenta el área de la interfase aumenta el flujo transversal de materia y el equilibrio se alcanza más rápidamente.

La comparación del rendimiento de la lipasa en los tres sistemas indican que, desde un punto de vista cinético, las lipasas son más eficientes en sistemas bifásicos que en los sistemas microaqueous. Con los sistemas bifásicos se obtienen mejores resultados cuando se añaden compuestos tensioactivos a la mezcla de reacción ya que estos aumentan la miscibilidad del agua y el hexano provocando un aumento en el área interfacial por lo tanto un aumento de la velocidad de reacción. Los valores de equilibrio no se han alterado mucho.

4.2 EFECTO DEL ALCOHOL

El metanol tiene un efecto inhibitor sobre la lipasa, La lipasa de *C. antártica* inmovilizada se inactiva irreversiblemente en presencia cantidades de metanol superiores al $\frac{1}{2}$ de la cantidad estequiometrica (Yomi et al., 1999). Como solución. Shimada pues ha propuesto una estrategia de reacción de tres etapas. Al principio se añade $\frac{1}{3}$ de la cantidad estequiometrica del metanol, cuando se agote el metanol se añade otro tercio y después el otro tercio.

El proceso de tres etapas se muestra en la figura34:

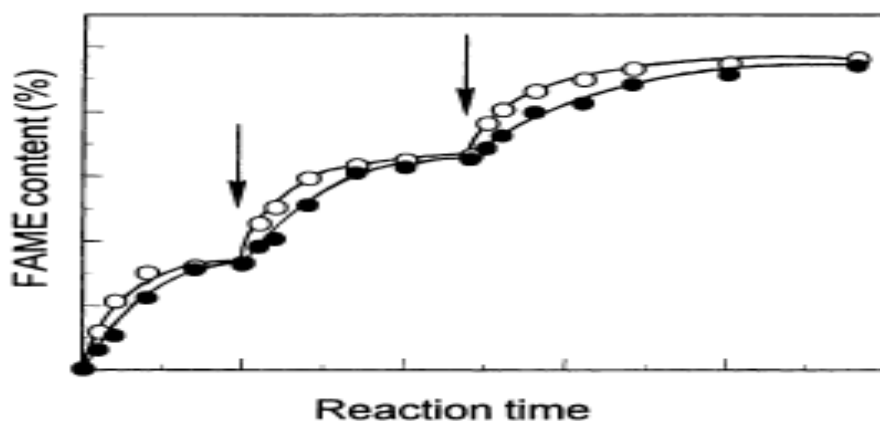


Figura 34. Proceso de esterificación en tres etapas

4.3 EFECTO DEL AGUA

Anja et al., (1999) ha llegado a un modelo de cinco parámetros basado sobre el mecanismo de Ping Pong con efecto inhibitor del alcohol y el adicional efecto inhibitor del agua sobre la cinética de reacción. El mecanismo de la reacción de esterificación y la velocidad de la reacción se muestran en la figura35:

Cinética de la reacción

$$v = \frac{V_m}{1 + \left(\frac{K_A}{[A]} + \frac{K_{AB} \cdot [P]}{[A] \cdot [B]} \right) \left(1 + \frac{[B]}{K_{IB}} \right) + \frac{K_B}{[B]} \cdot \left(1 + \frac{[P]}{K_{IP}} \right)}$$

Para [P]=cte $v = \frac{V_m}{1 + \left(\frac{K_A}{[A]} + \frac{K_{AB}}{[A] \cdot [B]} \right) \left(1 + \frac{[B]}{K_{IB}} \right) + \frac{K_{BP}}{[B]}}$

where $K_{AB} = K'_{AB} \cdot [P]$ and $K_{BP} = K_B \cdot (1 + [P]/K_{IP})$

Parameter	Definition
V_m	$\frac{k_2 \cdot k_4}{k_2 + k_4}$
K_A	$\frac{k_4(k_{-1} + k_2)}{k_1(k_2 + k_4)}$
K_B	$\frac{k_2(k_{-3} + k_4)}{k_3(k_2 + k_4)}$
K_{AB}	$\frac{k_{-1} \cdot k_{-2}(k_{-3} + k_4)}{k_1 \cdot k_3 \cdot (k_2 + k_4)}$
K_{IP}	$\frac{k_2}{k_{-2}}$
K_{IB}	$\frac{k_5}{k_{-5}}$

Mecanismo de reacción

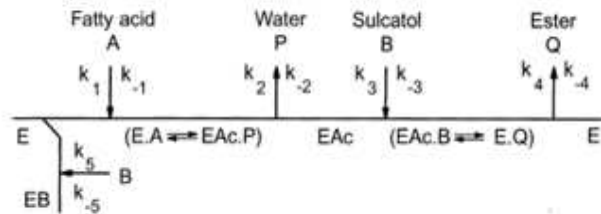


Figura 35. Mecanismo y cinética de la reacción de esterificación

4.4 CONCLUSIONES

En relación al efecto del medio de la reacción. La esterificación de los ácidos grasos puede llevarse a cabo con disolventes orgánicos o sin disolventes. Los AGLs se disuelven fácilmente en disolventes orgánicos no polares como es el hexano. También tienen un efecto muy importante sobre la fluidodinámica del proceso disminuyendo la viscosidad de la disolución y permitiendo el mejor funcionamiento del sistema. Se ha demostrado también que los disolventes orgánicos aumentan la velocidad de la reacción y ayudan en evitar la desactivación de la lipasa por sustratos alcohólicos. Los alcoholes de cadena corta como el metano y el etanol tienen muy baja solubilidad en los aceites. Esta limitada solubilidad permite que estos sustratos puedan formar gotas muy pequeñas en la mezcla de reacción. Estas gotas tienden a depositarse en los soportes porosos donde está inmovilizada la enzima dañando su conformación (alteran la estructura catalíticamente activa de la proteína). Pues, el uso de disolventes orgánicos permite aumentar la concentración de alcohol en la mezcla y favorece la velocidad de la reacción. Una de las alternativas más prometedoras es el uso de los disolventes de polaridad intermedia para aumentar la solubilidad de los alcoholes que son poco apolares, el disolvente intermedio ampliamente recomendado es el t-butanol por su razonable precio y alta volatilidad (Li et al.,

2006). Sin embargo, el uso de disolventes orgánicos puede suponer un coste adicional de separarlo de la mezcla de reacción.

En relación al efecto del agua. La lipasa se necesita una cantidad mínima de agua para permanecer activa (Robles Medina et al., 2009, Russell et al., 1999). En la catálisis por lipasa en suspensión en una disolución bifásica la presencia de agua en cantidades relativamente pequeñas (10 hasta 20 % v/v) favorece la velocidad de la reacción (Russell et al., 1999) pero cantidades superiores provocan una caída en la velocidad de reacción. Efecto similar es obtenido por (Camacho Páez et al., 2003) para la reacción de transesterificación mediante lipasa inmovilizada, la velocidad de la reacción baja cuando la relación g_agua/g_enzima seca supera el 0,124. Esta disminución se atribuyó a la inundación progresiva de los poros en el soporte de la enzima en la que se inmovilizó la enzima. La inundación reduce el número de moléculas de enzima en la interfase agua-hexano y, en consecuencia, obstaculiza la accesibilidad de los sustratos hidrófobos a la enzima. Sin embargo, en una publicación muy reciente, (Hongjie et al., 2012) indicaron que la esterificación de AGLs en medio acuoso por lipasa libre (NS81006 de un microorganismo modificado genéticamente de *Aspergillus niger*) se puede hacer con un contenido de agua óptimo de 7.5-10% en peso y una relación de etanol/AGL de 4.2 con un rendimiento superior al 90%. Este resultado pone en manifiesto que la producción de esteres etílicos de ácidos grasos libres es posible en medios acuosos sin necesidad de emplear disolventes orgánicos. Además la reutilización de la lipasa es posible hasta 10 veces con una pérdida muy baja de actividad, el uso de lipasa inmovilizada puede ser una alternativa prometedora para mejorar la productividad a gran escala.

Respecto a nuestro proyecto, los ácidos grasos se extraen con hexano. Entonces la reacción de esterificación se va a llevar a cabo utilizando como disolvente el hexano utilizando lipasa inmovilizada sobre soportes de PAN.

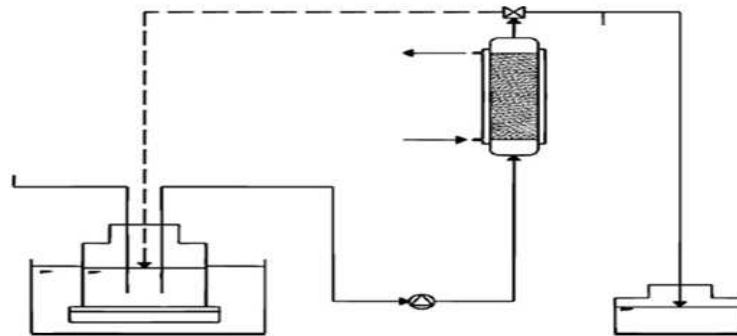
4.5 BIBLIOGRAFÍA

- Hongjie Ren, Yang Li, Wei Du, Dehua Liu. Free Lipase-Catalyzed Esterification of Oleic Acid for Fatty Acid Ethyl Ester Preparation with Response Surface Optimization.(2012)
J Am Oil Chem (Soc OI 10.1007/s11746-012-2146-3)
- S. Hari Krishna, N.G. Karanth. Lipase-catalyzed synthesis of isoamyl butyrate A kinetic study. (2001)
Biochimica et Biophysica Acta (1547: 262-267)

- Russell J. Tweddell, Selim Kermasha, Didier Combes, Alain Marty. Esterification and interesterification activities of lipases from *Rhizopus niveus* and *Mucor miehei* in three different types of organic media: a comparative study. (1998)
Enzyme and Microbial Technology 22:439–445
- Robles-Medina, P.A. González-Moreno, L. Esteban-Cerdán, E. Molina-Grima. Biocatalysis: Towards ever greener biodiesel production. (2009)
Biotechnology Advances (27:398–408)
- Anja e. m. janssen, birte j. sjursnes, Alexander vakurov, Peter j. hallingu. Kinetics of lipase-catalyzed esterification in organic media: correct model and solvent effects on parameters. (1999)
Enzyme and Microbial Technology (24:463-470)
- Yomi Watanabe, Yuji Shimada, Akio Sugihara, Yoshio Tominaga. Conversion of degummed soybean oil to biodiesel fuel with immobilized *Candida Antarctica* lipase. (2002)
Journal of Molecular Catalysis B: Enzymatic (17: 151–155)

5. BIORREACTORES PARA LA INMOVILIZACIÓN DE LAS ENZIMAS

5.1 BIORREACTORES DE LECHO EMPACADO (PBR)



Immobilized lipase packed-bed reactor PBR. (González Morino et al 2004)

Figura 36. Immobilized lipase packed-bed reactor PBR

Como muestra la figura 36, la lipasa inmovilizada se empaqueta en una columna de vidrio y el lecho de enzima se lleva a cabo entre dos discos perforados móviles en la columna. La mezcla de reacción se mantiene en un depósito sumergido en un baño de agua termostaticado y se bombea hacia arriba, a través de la columna, mediante una bomba peristáltica. La columna está encamisada para controlar la temperatura de reacción (30°C). Este último paso se puede eliminar con un control estricto de la temperatura en el depósito de sustrato, pues el biorreactor debe cubrirse con un material aislado. La válvula de tres vías colocada en la salida del lecho de lipasa, permite dos modos de funcionamiento:

- En discontinuo: La mezcla de salida se recircula al depósito del sustrato. Normalmente se trabaja en este modo cuando no hay inhibición por el producto y la conversión deseada se alcanza después de varios ciclos de operación.
- En continuo: Pues la corriente de salida se destina al depósito de almacenamiento.

Las ventajas más importantes de este tipo de biorreactores es que puede funcionar sin necesidad de separación del biocatalizador de los productos de reacción y la enzima inmovilizada se somete a menos tensión de cizallamiento. Sin embargo, el empaquetamiento puede influir en la fluidodinámica del proceso. Además, el agua tiene efecto inhibitorio sobre la lipasa lo que implica la integración de una etapa

intermedia de separación del agua y una segunda etapa de esterificación. En el caso de hidrólisis de la pared celular, este tipo de bioreactor prácticamente es inútil porque puede provocar la acumulación de las enzimas dentro del bioreactor.

5.2 BIORREACTORES ALTERNATIVOS PARA LA LIPASA INMOVILIZADA

Además de STR y PBR, algunos otros bioreactores también se ha informado de las reacciones catalizada por lipasas inmovilizadas, tales como lecho fluidizado y de columna de burbujeo (Ricca et al, 2009; Hilterhaus et al, 2008). Comparten algunas características comunes como STR o PBR, competente para proporcionar medio de reacción adecuado determinado por las características de las reacciones catalizadas por lipasa inmovilizada.

Además, esta sección también se aborda algunos bioreactores no convencionales para llevar a cabo este tipo de reacciones, que muestran promesas para su aplicación a gran escala.

5.2.1 BIORREACTOR DE LECHO FLUIDIZADO (FBR)

Como otro tipo de biorreactor bien mezclado, FBR(Figura 37) es un lecho de fluidización. La corriente de sustrato fluye hacia arriba mediante una corriente de gas o una corriente líquida como es el caso de disolventes orgánicos (Trambouze y Euzen, 2002). Para un buen funcionamiento, las partículas deben ser de tamaño casi uniforme. La mezcla vigorosa del catalizador sólido con el viscoso aceite se puede lograr en FBR, dando lugar a un excelente contacto de la lipasa inmovilizada y el aceite.

Sin embargo, las partículas pueden experimentar menos estrés de cizallamiento en este reactor que en STR. FBR no ha sido bien estudiado para la producción de biodiesel (Ricca et al., 2009). Para la aplicación a gran escala hay algunos problemas que deben ser resueltos, tales como la baja conversión, la pérdida del catalizador en la corriente de producto (Sotoft et al., 2010).

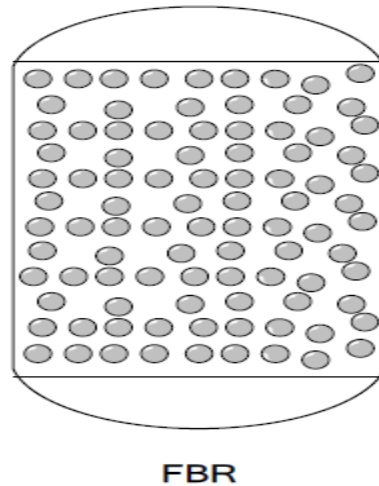


Figura 37. Biorreactor FBR

5.2.2 BIORREACTOR DE COLUMNA DE BURBUJEO (BCR)

En el BCR (Figura 38), el gas se burbujea de la parte inferior de la columna atravesando el lecho. La fase líquida y sólida se consideran como mezcla perfecta y la fase móvil que es el gas funciona como flujo en pistón (Trambouze y Euzen, 2002). Este reactor es ventajoso para las reacciones que implican reactivos altamente viscosos. Pero, las características del gas hacen que el reactor no sea adecuado para las reacciones que tienen reactivos volátiles, pero es perfecto para el desplazamiento del equilibrio termodinámico de la reacción mediante la eliminación instantánea del producto. Un ejemplo exitoso de la combinación de las dos ventajas de este tipo de bioreactor es la producción de surfactante de la esterificación de poliglicerol-3 catalizada por ácido láurico N435, donde el agua formado se elimina por aire a presión creciente a través del reactor (Hilterhaus et al., 2008).

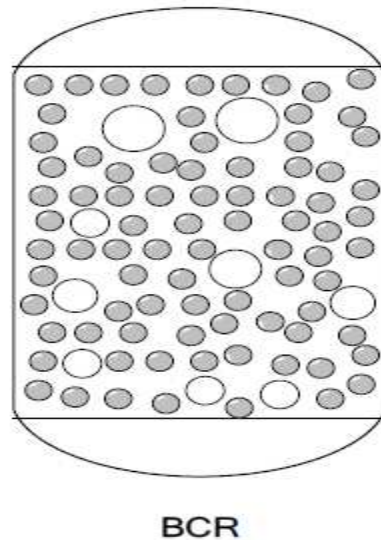


Figura 38. Biorreactor BCR

5.2.3 BIORREACTOR DE LECHO EXPANDIDO (EBR)

Para superar los problemas de la alta caída de presión y la obstrucción del lecho por contaminantes en los sustratos o productos viscosos y mejorar la eficiencia del reactor, algunos reactores modificados han sido desarrollados y aplicados en bioprocesos, es decir reactor de lecho expandido.

A pesar de que tiene principios más complejos y ofrece soluciones para biocatálisis heterogéneo el EBR(Figura 39) es prometedor para aplicaciones a gran escala. El rendimiento de EBR se encuentra entre PBR y FBR.

Es como un lecho fluidizado estable cargado con tamaños de partículas y densidades variables, cuyo objetivo es lograr un gradiente de velocidad de flujo en función de la fracción de los huecos y la concentración a través del lecho. Las partículas más grandes rellenan la parte inferior del lecho, mientras que las partículas más pequeñas rellenan las porciones superiores. Como resultado, EBR tiene una menor probabilidad de obstrucción por la contaminación del lecho o reactivos viscosos. Por lo tanto, los EBR son prometedores para ser usados para la conversión de aceites residuales en biodiesel por lipasas inmovilizadas sin un tratamiento previo de los aceites usados.

Sin embargo, apenas hay trabajos que informan sobre la esterificación de los aceites mediante lipasa inmovilizada en este tipo de reactores.

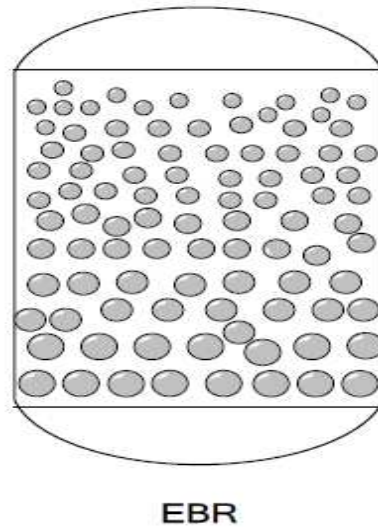


Figura 39. Biorreactor EBR

5.2.4 COMPARACIÓN DE LOS BIORREACTORES

La comparación de los reactores se presenta en la tabla30. Conociendo las diferencias de reactores es útil para la selección del reactor para un proceso de reacción específica catalizada por enzimas inmovilizadas. Según el cuadro STR, PBR y EBR tienen más características prominentes que FBR y BCR, que muestran un comportamiento neutral.

Tabla 31. Comparación de los distintos reactores

Comparison of reactors (Levenspiel, 1999; Buchholz et al., 2005; Trambouze and Euzen, 2004)

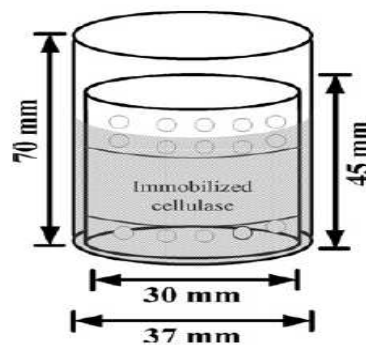
Reactor type	Space-time-yield	Particle size	Mass transfer efficiency	Pressure drop	Damage to catalyst	Power input
STR	low	not specific, larger than filter hole	high	little	high	high
FBR	medium	uniform	high	medium	medium	medium
PBR	high	preferably uniform	low	high	low	medium
EBR	medium	gradient	low	low	low	low
BCR	low	uniform	medium	high	medium	medium

5.3 BIORREACTORES DE MEMBRANAS DE NANOFIBRAS

En los bioreactores citados anteriormente, la enzima se inmoviliza en lechos empacados sobre soportes de geometría esférica. Uno de los grandes inconvenientes de estos bioreactores es la difusión de los sustratos en los poros de los soportes para que se produzca la reacción, de hecho para sustrato de tamaño relativamente grande la reacción transcurre solamente en la superficie externa del catalizador. En el caso de la hidrólisis de la pared celular de microalgas, las células de microalgas se pueden quedar atascadas en lecho, más, imagínese una microalga de un diámetro medio de 7 micras difundiendo en un poro de un catalizador seguramente se quedaría atascada dentro. Es evidente que hay que desarrollar nuevos bioreactores capaces de llevar a cabo este tipo de reacciones evitando el problema de acumulación de la biomasa en el lecho.

5.3.1 FUNDAMENTO

Tien et al., (2011) han llevado a cabo un experimento de hidrólisis de la pared celular de microalgas mediante celulasa inmovilizada sobre membrana de nanofibras de PAN, la membrana se ha colocado en la pared interna de un reactor que tiene dimensiones se muestran en la figura 40:



Schematic diagram of a self-made reactor for the hydrolysis reaction.

Figura 40. Schematic diagram of a self-made reactor for the hydrolysis reaction

La reacción se ha llevado a cabo con la agitación continua. En las condiciones óptimas el rendimiento de la hidrólisis alcanzado es del 63.15%.

5.3.2 DESARROLLO DE UN BIORREACTOR DE NANOFIBRAS

El experimento llevado a cabo por Tien et al., (2011) es a nivel de laboratorio en discontinuo, para trabajar a gran escala hay que desarrollar un modelo de reactor adecuado capaz de tratar grandes cantidades de alimentación y de modo continuo.

En nuestro primer intento, hemos trabajado sobre el mismo modelo es decir un mismo biorreactor pero a gran escala, resulta que la cantidad de enzima inmovilizada por unidad de volumen de reactor es bastante baja y para trabajar con flujos grandes los tiempos de residencia dentro del reactor son bastante elevados. La idea que nos ha surgido enseguida es desarrollar un modelo de reactor flujo pistón concéntrico. Es decir, un reactor formado por varios subreactores tubulares y concéntricos, la membrana de nanofibras con enzima inmovilizada se coloca a la pared interna y externa de cada subreactor excepto el primero y el último. La alimentación se hace pasar por los orificios entre las paredes de los subreactores de un espesor de 5mm. El numero de subreactores y la altura del reactor se diseña en función de los caudales de entrada y la cinética de la reacción. Es probable, que haya problemas de mezcla a lo largo del reactor, cosa que hay que investigar, pero no creemos que va a ser un obstáculo ya que el problema de la mezcla se puede resolver con burbujeo de aire por ejemplo por la parte de inferior del reactor.

5.3.3 ESQUEMA REPRESENTATIVO DEL REACTOR

El radio interno es un factor para no diseñar muchos subreactores de tamaño pequeño, hemos pensado en establecer un radio interno mínimo a partir del cual se empieza a diseñar el reactor. El radio interno es optimizado para minimizar el coste de fabricación del reactor.

Las membranas de nanofibras no se colocan directamente sobre el material de construcción del reactor, sino utilizamos un material llamado metacrilato de polimetilo (PMMA) de 3 mm d espesor que tiene como objetivo garantizar la unión de la membrana a las paredes de los subreactores.

El espesor de la pared de cada subreactor es de 4 mm y es construido de vidrio. La distancia entre las paredes de los subreactores es de 5mm, el espesor del orificio que atraviesa la corriente de alimentación.

En la figura 41 se muestra un esquema simplificado del reactor propuesto:

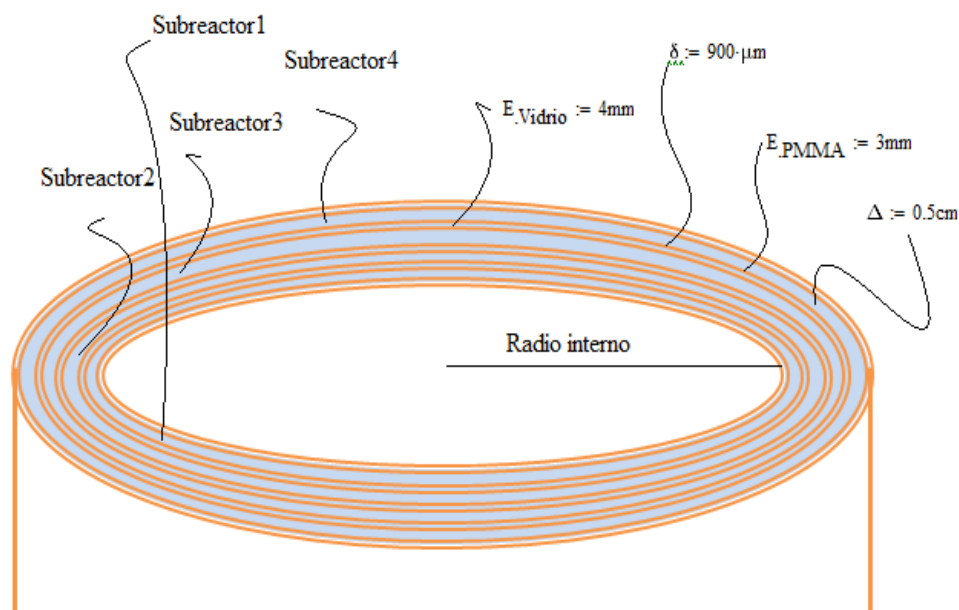


Figura 41. Reactor flujo pistón concéntrico con enzima inmovilizada sobre nanofibras de PAN

5.4 CONCLUSIONES

Teniendo en cuenta la naturaleza de los sustratos a tratar y las características de la reacción, consideramos que la mejor alternativa para llevar a cabo las reacciones de hidrolisis de la pared celular y la esterificación de ácidos grasos es el reactor de enzima inmovilizada sobre nanofibras de PAN tipo flujo pistón.

5.5 BIBLIOGRAFÍA

- A. Robles-Medina, P.A. González-Moreno, L. Esteban-Cerdán, E. Molina Grima. Biocatalysis: Towards ever greener biodiesel production. (2006) *Biotechnology Advances* (27:398–408)
- Yuan Xu. Process Technology for Immobilized Lipase catalyzed Reactions. (2012). PhD Thesis
- Tien Chieh Hunga, Chun Chong Fub, Chia Hung Suc, Jing Yi Chend, Wen Teng Wud, Yu Sheng Linc. Immobilization of cellulase onto electrospun polyacrylonitrile (PAN) nanofibrous membranes and its application to the reducing sugar production from microalgae. (2011) *Enzyme and Microbial Technology* (49:30–37)
- Lili Wu, Xiaoyan Yuan, Jing Sheng. Immobilization of cellulase in nanofibrous PVA membranes by electrospinning. (2005) *Journal of Membrane Science* (250:167–173)

6. MEMBRANAS DE NANOFIBRAS MEDIANTE LA TÉCNICA DE ELECTROHILADO

Las membranas de nanofibras pueden ser una alternativa muy comprometedoras para la inmovilización de las enzimas. La alta porosidad, el pequeño grosor, el fácil manejo y la sencillez de regeneración de estas membranas pueden convertirlas en la mejor alternativa a los métodos actuales de inmovilización de enzimas. Las nanofibras se producen en general mediante la técnica de electrohilado.

6.1 DESCRIPCIÓN Y CARACTERÍSTICAS DE LA TÉCNICA DE ELECTROHILADO

El electrohilado se define de manera general como el proceso de producir fibras haciendo uso de un campo eléctrico, el cual actúa sobre las cargas inducidas en una solución polimérica. Este proceso consta de distintas etapas, desde el bombeo de la solución polimérica al electrodo (aguja) hasta la etapa final de recolección de fibras. La primera etapa es la formación de la gota de polímero en la punta de la aguja como consecuencia del bombeo antes mencionado. Posteriormente, como resultado de la aplicación del campo eléctrico, la tensión superficial en la superficie de la gota comienza a ceder, dando como resultado la deformación de la gota hasta adquirir una forma cónica. A esta forma cónica se denomina comúnmente como el “cono de Taylor”, el cual es muy importante dado que de su correcta formación depende en gran parte la morfología final de las fibras. Una vez alcanzado un cierto valor límite característico de cada solución, la tensión superficial es vencida por la fuerza ejercida por el campo eléctrico sobre las cargas en el polímero provocando una deformación en la superficie del cono de Taylor. Esta deformación evoluciona hasta generar un chorro de polímero, el cual no sigue una trayectoria en línea recta hacia el colector, sino que sufre una serie de inestabilidades electrodinámicas que lo hacen seguir una trayectoria en forma de círculos concéntricos hasta alcanzar el colector. Como resultado de la evaporación del solvente y de las inestabilidades antes mencionadas, el chorro de polímero sufre una disminución en su diámetro pudiendo llegar a alcanzar escalas manométricas una vez depositado en el colector.

Inicialmente se creía que conforme avanzaba en su camino hacia el colector, el chorro principal de polímero se dividía en múltiples chorros más pequeños. Conforme se avanzó en las técnicas de análisis de imágenes, se pudo comprobar

mediante cámaras de alta velocidad que lo que pasaba en realidad era que un solo chorro de polímero se movía tan rápidamente en su trayectoria hacia el colector que las cámaras normales no alcanzaban a distinguir ese efecto y simplemente describían una división del chorro principal en múltiples chorros más pequeños.

El electrohilado requiere ciertos elementos básicos para su funcionamiento como se muestra en la figura 42.

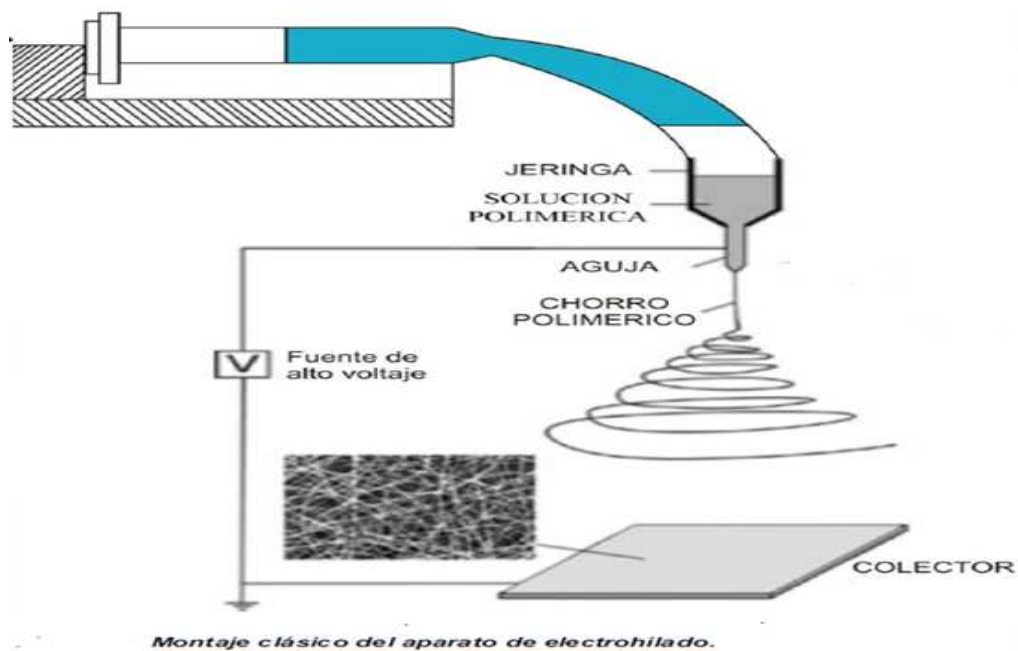


Figura 42. Montaje clásico del aparato de electrohilado

Una fuente de alto voltaje para generar la diferencia de potencial necesaria para deformar la gota de polímero hasta producir el chorro polimérico que posteriormente dará origen a las nanofibras. Esta fuente de voltaje debe tener la capacidad para generar decenas de miles de voltios, que es el rango de voltaje necesario para el electrohilado de la mayoría de los polímeros convencionales.

Otro de los elementos clave es una bomba de infusión que es el elemento encargado de bombear la solución polimérica hacia el electrodo, que en la mayoría de los casos es una aguja convencional a la cual se le ha quitado la punta. Esta bomba debe ser capaz de generar y mantener flujos en el rango de 0 a 5 ml/hr, lo suficientemente pequeños solo para mantener el flujo de material entre el electrodo y el colector. De otra forma, si se presentasen interrupciones en el flujo de polímero, aumentaría la posibilidad de que aparecieran defectos estructurales en las fibras finales debido a las caídas de voltaje. Por otra parte, si el bombeo de material polimérico hacia el electrodo fuese demasiado alto se produciría un goteo

que impediría totalmente el proceso de electrohilado. El electrodo, debe ser de un material conductor y preferentemente terminado en una superficie plana, para evitar el “efecto corona” una vez que se aplique el voltaje. Al final el colector es la parte del montaje del electrohilado donde se depositan las fibras, éste debe estar conectado a tierra para completar el circuito. También debe ser de un material conductor (casi siempre aluminio), y su forma y orientación influyen de gran manera en el entramado final de las fibras.

Las nanofibras son aquellas fibras con diámetros menores a los 100 nanómetros. Sin embargo el sector comercial es más flexible en este aspecto aceptando como nanofibras aquellas con diámetros hasta de 300 a 500 nm. A partir de la década pasada las nanofibras han recibido un renovado interés por su elevada área superficial y alta porosidad. Estas características las hacen excelentes candidatas para algunas aplicaciones tales como la catálisis, la inmovilización de sustancias orgánicas, filtración, tejidos artificiales, etc. La gran área superficial de las nanofibras permite una elevada carga enzimática, además su porosidad facilita que la molécula de sustrato alcance el centro catalítico de la enzima. Las nanofibras usadas como matriz en la encapsulación de enzimas tienen la ventaja de poder ser recuperadas del medio de reacción para reacciones posteriores.

6.2 BIBLIOGRAFÍA

- Ivan Eleazar Moreno Cortez. Inmovilización de enzimas en nanofibras poliméricas mediante la técnica de electrohilado para su aplicación en biosensores y sistemas de liberación de proteínas. (2010)
Universidad Autónoma de Nuevo León Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica División de Estudios de Posgrado.

7. TECNICAS DE SEPARACIÓN DE LA BIOMASA

En este apartado vamos a hablar de los métodos de recuperación de la biomasa microalgal. La etapa de producción de biomasa se puede dividir en dos subetapas de cultivo y separación. Aquí no vamos a hablar de la etapa de cultivo sino que vamos a dedicar esta parte al estudio de las varias técnicas que se emplean en la separación de la biomasa de la disolución.

Los caldos de cultivos de las microalgas suelen ser relativamente diluidos en la mayor parte de los casos la concentración de biomasa en los cultivos no supera 0.5 kg/m³ y el tamaño de las microalgas suele oscilar entre 3-30 µm de diámetro y la recuperación de la biomasa del caldo contribuye 20-30% al coste total de la producción de la biomasa (Emilio et al 2002).

Una etapa de concentración de biomasa es necesaria para disminuir el volumen a tratar y ajustar la humedad de la biomasa. Las principales técnicas empleadas en la concentración de la biomasa son la centrifugación, filtración y en menor medida la sedimentación por gravedad que suele ser precedido por una etapa de floculación. El uso de una técnica u otra depende del valor económico del producto final, el grado de humedad del concentrado de biomasa y el tamaño de las partículas. Para productos de bajo costo y biomasa de alto grado de humedad normalmente se usa la sedimentación, en caso, contrario la centrifugación y la filtración, aunque esta última en menor medida ya que es una operación relativamente lenta. A veces es rentable usar una sedimentación seguida por una centrifugación (depuradoras de aguas residuales).

7.1 PARÁMETROS DE ELECCIÓN DE LA TÉCNICA DE SEPARACIÓN

Las técnicas de separación líquido sólido ampliamente utilizadas son:

- La centrifugación
- La filtración
- La floculación
- La sedimentación

En seguida estudiamos los parámetros que ayudan a la elección de una técnica u otra.

7.1.1 GRADO DE SEPARACIÓN

La elección de una técnica u otra depende en gran medida del grado de humedad de los productos de salida. La figura 43 indica el grado de concentración del producto en función de la técnica de separación.

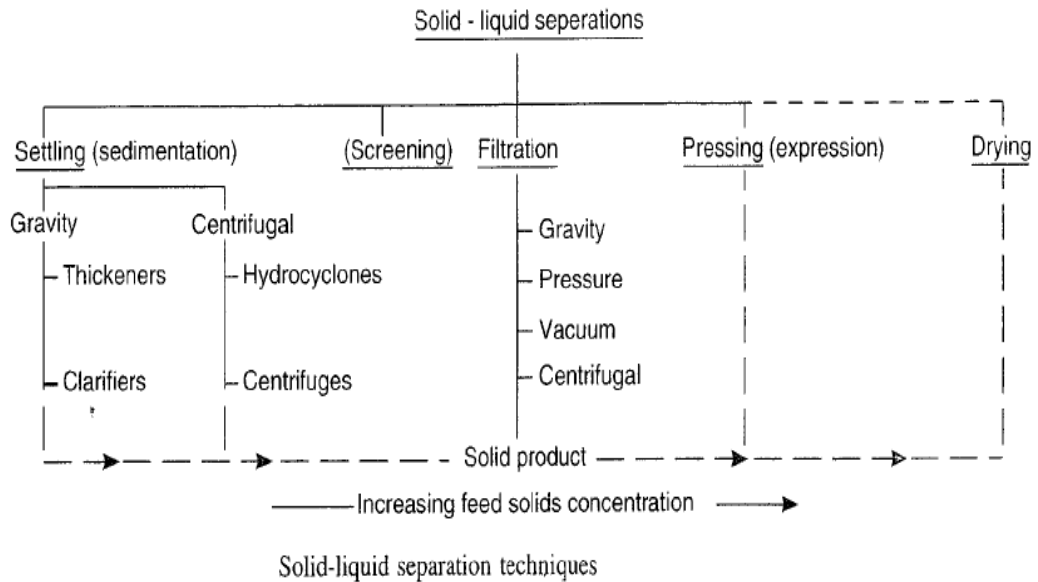


Figura 43. Solid-liquid separation techniques

7.1.2 DIÁMETRO DE PARTÍCULA Y CONCENTRACIÓN DE LA ALIMENTACIÓN

La figura 44 muestra las técnicas ampliamente utilizadas para las separaciones líquido sólido en función del diámetro de partículas y la concentración de la corriente de entrada.

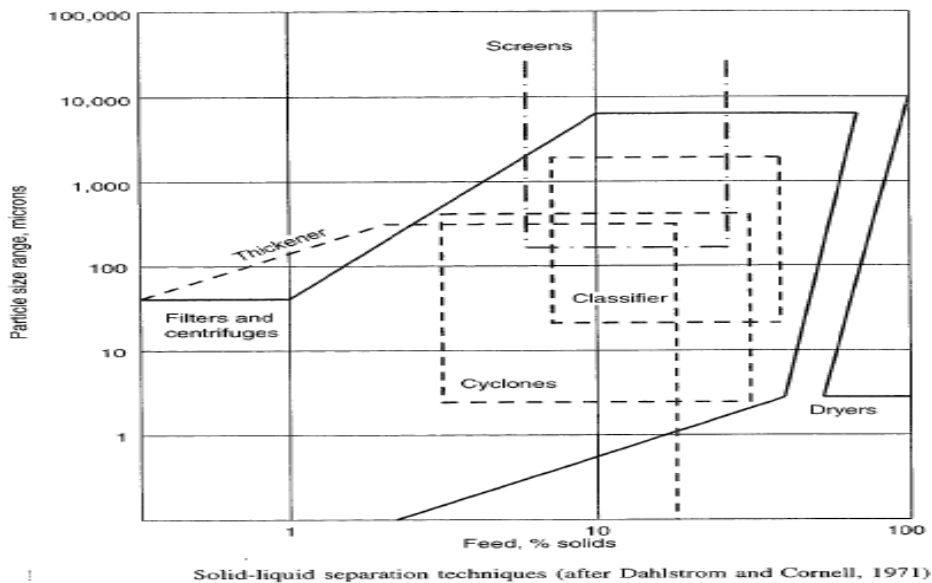
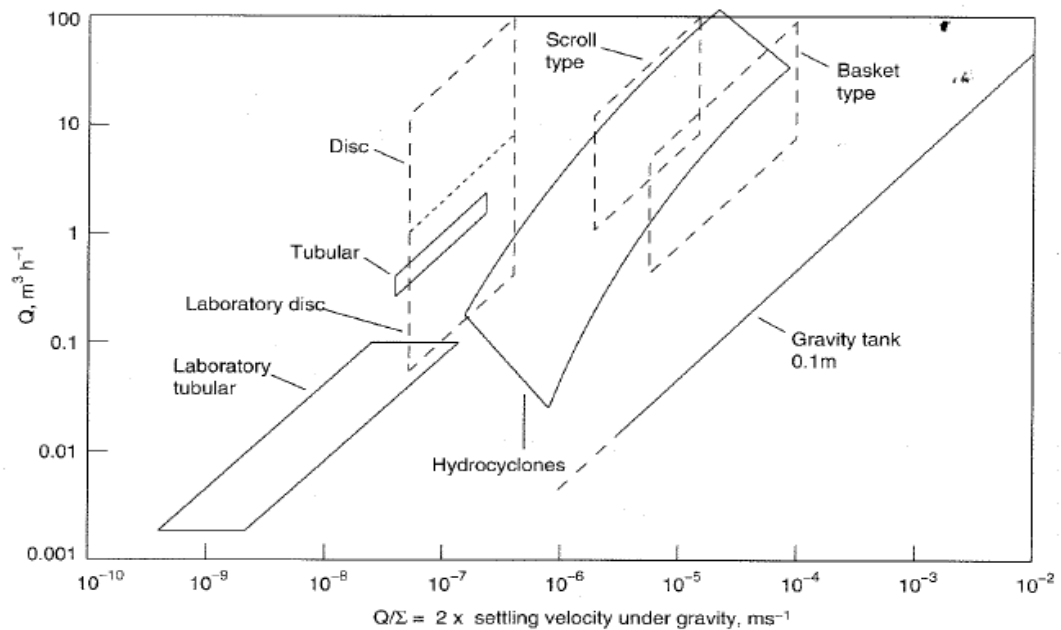


Figura 44. Solid-liquid separation techniques

Las suspensiones de microalgas suelen ser diluidas (<10%) y el diámetro varía entre 3-30 μm . Por lo tanto, las técnicas de separación que se pueden aplicar son la sedimentación, centrifugación o filtración.

7.1.3 EL CAUDAL Y LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN DE LA PARTÍCULA

La figura 45 muestra las técnicas ampliamente utilizadas para las separaciones líquido sólido en función del diámetro de partículas y la concentración de la corriente de entrada.



Performance of sedimentation equipment (after Lavanchy *et al.*, 1964)

Figura 45. Performance of sedimentation equipment

Las partículas de microalgas suelen tener una velocidad de sedimentación alrededor de 10^{-7} m.s^{-1} dependiendo del caudal a tratar, las técnicas de separación más adecuadas pueden ser las centrifugas tubulares o de disco.

7.2 PARÁMETROS DE LA SELECCIÓN DE CENTRIFUGAS DE SEDIMENTACIÓN Y DE FILTRACIÓN

En la tabla 32 se muestran los parámetros ampliamente utilizados para la elección centrifugas de sedimentación o de filtración.

Tabla 32. Selection of sedimentation or filter centrifuge(Chemical engineering design)

Factor	Sedimentation	Filtration
Solid size, fine		x
Solids size, >150 μ m	x	
Compressible cakes	x	
Open cakes		x
Dry cake required		x
Hight filtrate clarity	x	
Crystal breakage problems		x
Pressure operation	will depend on the	
Hight temperature	type of centrifuge	
Operation	used	

7.3 LA CENTRIFUGACIÓN

7.3.1 INTRODUCCIÓN

Es una técnica muy eficaz en las separaciones solido-liquido, pero es de alto gasto energético. La mayoría de las microalgas se pueden separar de la suspensión mediante centrifugación. La recuperación de la biomasa en una centrífuga depende de las características de sedimentación de las células, el tiempo de residencia en la centrífuga, las características de la solución a tratar y las características de la propia centrífuga. En el apartado siguiente se explicaran con detalle las ecuaciones que estiman los grados de separación en una centrífuga, Normalmente, la velocidad angular se mantiene constante durante la operación y dependiendo del grado de separación requerido se maneja el caudal de alimentación.

Dependiendo de las características de la biomasa las fuerzas de cizalladora pueden influir sobre la viabilidad de las células o no. Se puede alcanzar una eficiencia de separación de células mayor del 95% a 13.000 x g esta eficiencia baja conforma baja la velocidad angular, se obtiene una eficiencia del 60% a 6000 x g, y 40% a 1300 x g (Molina Grima et al., 2002).

La tabla 33 muestra una comparación entre algunos métodos de centrifugación usados en la recuperación de la biomasa de microalgas. Todos los métodos indicados resultaron satisfactorios menos el hidrociclón.

Tabla 33. Comparación de las distintas centrifugas

Table 1
Comparison of some centrifugal methods of harvesting of microalgae (based on Mohn, 1980)

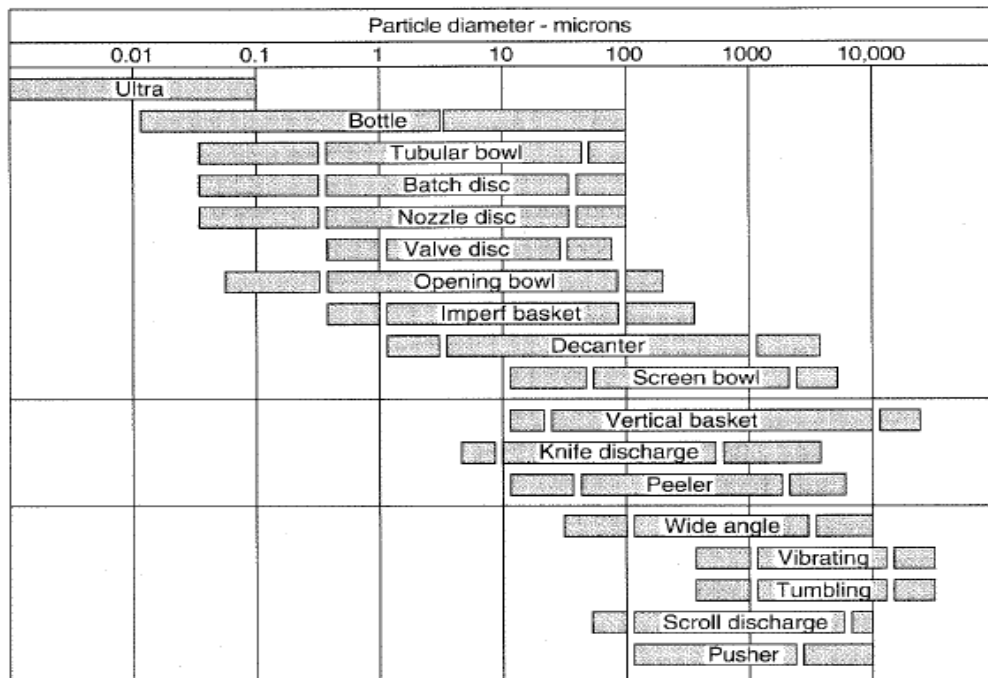
Machine and make	Operational mode	Concentration method	Alga	Suspended solids (%) in concentrate (concentration factor in parentheses)	Energy consumed (kW h) per m ³	Relative harvesting cost ^a	Reliability
Self-cleaning, disc-stack centrifuge; Westfalia	Suspension continuous; concentrate discontinuous	One step	<i>Scenedesmus</i> , <i>Coelastrum proboscideum</i>	12 (120)	1	1	Very good
Nozzle discharge centrifuge; Westfalia	Continuous	For final concentration or for preconcentration	<i>Scenedesmus</i> , <i>C. proboscideum</i>	2–15 (20–150)	0.9	0.72	Good
Decanter bowl centrifuge; Westfalia	Continuous	For final concentration only to ca. 2	<i>Scenedesmus</i> , <i>C. proboscideum</i>	22% (11)	8	–	Very good
Hydrocyclones; AKW	Continuous	For preconcentration	<i>C. proboscideum</i>	0.4 (4)	0.3	9	Poor

^a Does not include labor. Relative harvesting costs are calculated on the basis of operational cost of a self-cleaning plate separator being 1.0.

7.3.2 ELECCIÓN DEL TIPO DE CENTRIFUGA EN FUNCIÓN DEL DIÁMETRO DE PARTÍCULA

La tabla 34 muestra los tipos de centrifugas usadas en función del diámetro de partículas a separar.

Tabla34. Classification of centrifuges by particle size



Classification of centrifuges by particle size (after Sutherland, 1970)

En el caso de microalgas el diámetro de partículas suele variare entre 3-30 μm . Por lo tanto, la centrifuga tubular es una buena alternativa por su sencillo diseño.

7.4 LA FILTRACIÓN

Varios filtros se pueden usar para la recuperación de Microalgas

7.4.1 FILTROS DE PRENSA A BAJA PRESIÓN

Son satisfactorios para la recuperación de microalgas relativamente grande y que no se acerquen en sus dimensiones a las bacteria como es el caso de Coelastrum proboscideum y Spirulina platensis (Emilio et al 2002).

7.4.2 FILTRO DE TAMBOR ROTATORIO A VACÍO

Generalmente se usa cuando la biomasa se destina para el uso como pienso en acuicultura, o la extracción de productos intracelulares.

Especificaciones de los filtros de tambor a vacío:

- filtración continua de suspensiones, con formación de torta, con un filtro de tambor

- Tambor perforado rotatorio, recubierto con una tela filtrante, que se sumerge parcialmente en la suspensión
- Vacío aplicado en el interior del tambor para succionar el filtrado y para secar la torta
- Retirada continua de la torta filtrante con una cuchilla regulable o con aire comprimido
- Ajuste fino del número de revoluciones del tambor
- Depósito a vacío de plástico para recoger el filtrado
- Depósito de suspensión con agitador y rebosadero
- Depósito colector de plástico para la torta
- Preparación y transporte de la suspensión con el generador de suspensiones

La tabla 35 proporciona información sobre algunos filtros de presión y de vacío que se han utilizado para recuperar microalgas:

Tabla 35. Performance of some pressure and vacuum filters in harvesting of microalgae

Table 2
Performance of some pressure and vacuum filters used in harvesting of microalgae (based on Mohn, 1980)

Type	Machine and make	Operational mode	Concentration procedure	Alga	Suspended solids (%) in concentrate (concentration factor in parentheses)	Energy (kW h) consumed per m ³	Relative harvesting cost ^a	Reliability
Pressure filter	Netzsch chamber filter; Netzsch	Discontinuous	One step	<i>C. proboscideum</i>	22–27 (245)	0.88	0.4	Very high
	Belt press; Bellmer	Continuous	Needs preconcentration to ~4% total suspended solids, or flocculation	<i>C. proboscideum</i>	18 (180)	0.5	1.1	–
	Suction filter; Seitz	Discontinuous	Original and preconcentrated suspension with 1.5% total suspended solids	<i>C. proboscideum</i>	16 (160)	–	–	Good
	Cylindrical sieve rotators; Engelsmann	Continuous	One step and for preconcentration	<i>C. proboscideum</i>	7.5 (75)	0.3	1.9	Sufficient
Vacuum filter	Filter basket; Seitz Dinglinger	Discontinuous	For preconcentration	<i>C. proboscideum</i>	5 (50)	0.2	0.48	Good
	Non-precoat vacuum drum filter; Dorr Olliver	Continuous	One step	<i>C. proboscideum</i>	18 (180)	5.9	3.9	Low
	Potato starch precoat vacuum drum filter; Nivoba, Walther	Continuous after pre-coating	Needs 2- to 15-fold preconcentration	<i>C. proboscideum</i> , <i>Scenedesmus</i>	37 (2–18.5)	–	–	Good
	Suction filter	Discontinuous	One step	<i>C. proboscideum</i>	8 (80)	0.1	4.5	Satisfactory
	Belt filter; Dinglinger	Continuous	For preconcentration	<i>C. proboscideum</i>	9.5 (95)	0.45	0.88	Good
	Filter thickener; Schenck	Discontinuous	For preconcentration	<i>C. proboscideum</i> , <i>Scenedesmus</i>	5–7 (50–70)	1.6	3.2	Satisfactory

^a Does not include labor. Relative harvesting costs are calculated on the basis of operational cost of a self-cleaning plate separator being 1.0.

7.5 BIBLIOGRAFÍA

- E. Molina Grima, E.-H. Belarbi, F.G. Acién Fernández, A. Robles Medina, Yusuf Chisti. Recovery of microalgal biomass and metabolites: process options and economics.(2002) *Biotechnology Advances* (20:491–515)
- Apuntes de la asignatura de bioseparaciones, 4º ingeniería química. Universidad de Almeria. Alfonso Robles Medina.
- Apuntes de la asignatura Operaciones de transporte de cantidad de movimiento, 2º Ingeniería Química. Universidad de Almeria. Francisco García Camacho.
- Chemical Engineering. (Third Edition), VOLUME6, Coulson&Richardson´S. R K Sinnott. Departament of chemical and Biological Process Engineeneering, University of Wales Swansea.

8. RECUPERACIÓN DE DISOLVENTES

La separación del producto final del disolvente y la recirculación de este al proceso es un factor muy importante en el balance económico global. En realidad, durante todo el proceso hay dos etapas donde se recupera el hexano. En la primera, se recupera el hexano utilizado para extraer a los carotenoides y en la segunda se recupera el hexano utilizado para la extracción de ácidos grasos pero después de la reacción de esterificación.

Pensamos que la manera más adecuada para llevar a cabo la separación del disolvente y el producto es un evaporador que trabaja a vacío o a baja presión.

8.1 TIPOS DE EVAPORADORES

8.1.1 EVAPORADORES DE TUBO LARGO

En este tipo, el líquido fluye como una película fina sobre las paredes de un largo vertical tubo calentado. Ambos tipos de película descendente y ascendente se utilizan. Son unidades de alta capacidad, adecuada para soluciones de baja viscosidad.

La figura 47 muestra las técnicas ampliamente utilizadas para las separaciones líquido sólido en función del diámetro de partículas y la concentración de la corriente de entrada.

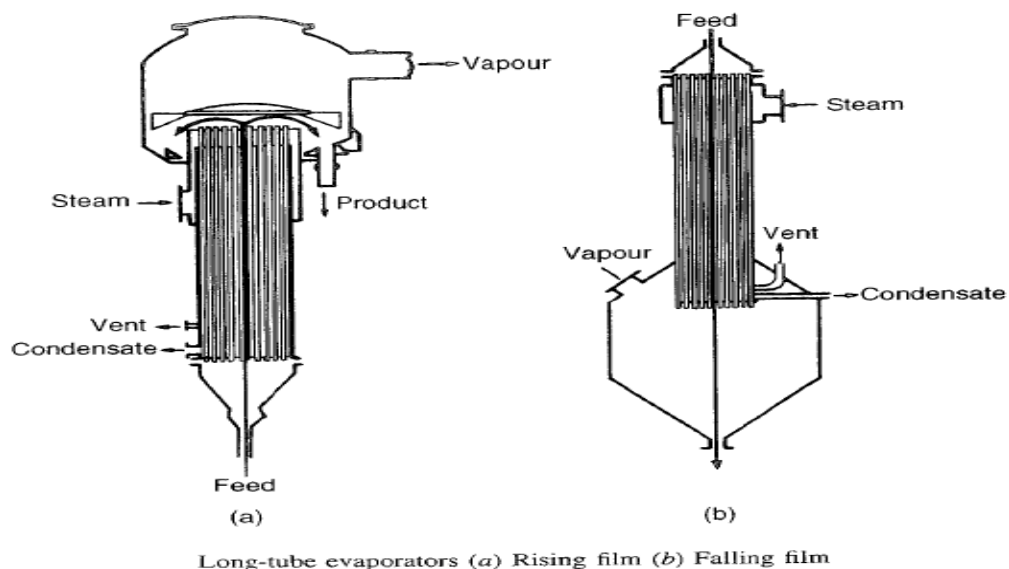


Figura 47. Evaporadores de tubo largo

8.1.2 EVAPORADORES DE CIRCULACIÓN FORZADA

En los evaporadores de circulación forzada, el líquido se bombea a través de los tubos. Son adecuados para su uso con materiales que tienden a ensuciar las superficies de transferencia de calor, y donde la cristalización puede ocurrir en el evaporador.

La figura 48 muestra las técnicas ampliamente utilizadas para las separaciones líquido sólido en función del diámetro de partículas y la concentración de la corriente de entrada.

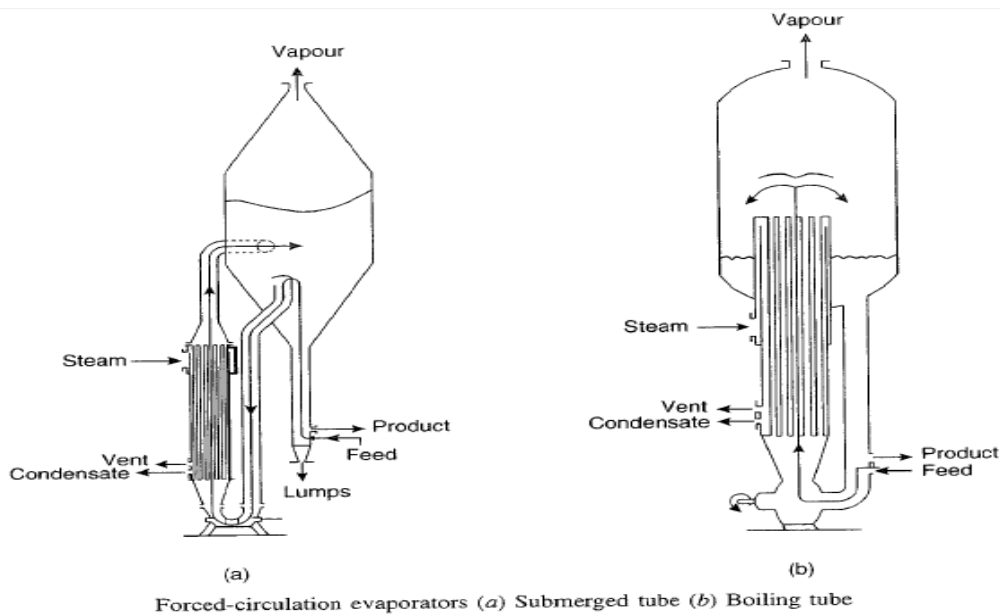


Figura 48. Evaporadores de circulación forzada

8.1.2 EVAPORADORES AGITADOS DE PELÍCULA FINA

Una capa delgada de solución se extiende sobre la superficie de calentamiento por medios mecánicos. Estos evaporadores de película, se utilizan para materiales muy viscosos y para la producción de productos sólidos.

La figura 49 muestra las técnicas ampliamente utilizadas para las separaciones líquido sólido en función del diámetro de partículas y la concentración de la corriente de entrada.

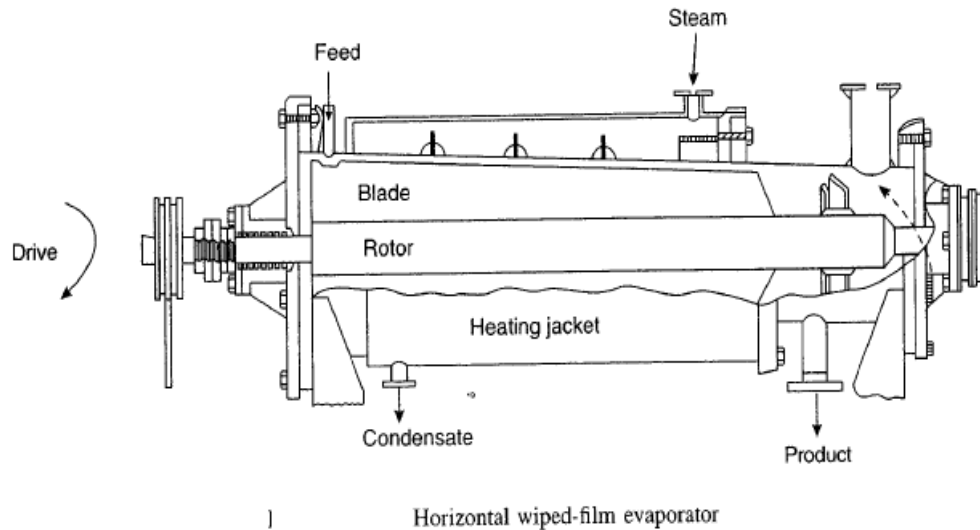


Figura 49. Evaporadores agitados de película fina

8.2 SELECCIÓN DEL TIPO DE EVAPORADOR EN FUNCION DE LA VISCOSIDAD

8.2.1 GENERALIDADES

A la hora de seleccionar un evaporador, hay que tener en cuenta varios parámetros. En seguida citamos los más importantes:

- El rendimiento requerido.
- La viscosidad de la alimentación y el incremento de la viscosidad durante la evaporación.
- La naturaleza del producto requerido; sólidos, lodos, o solución concentrada.
- La sensibilidad del producto al calor.
- Si los materiales se ensucian o no.
- Si la solución es probable que forme espuma.
- Si el calentamiento directo se puede utilizar.

8.2.2 NORMAS ESTÁNDAR PARA SELECCIÓN

La figura 50 muestra las técnicas ampliamente utilizadas para las separaciones líquido sólido en función del diámetro de partículas y la concentración de la corriente de entrada.

Evaporator type	Feed conditions							Suitable for heat-sensitive materials
	Viscosity, mN s/m ²			Foaming	Scaling or fouling	Crystals produced	Solids in suspension	
Very viscous > 1000	Medium viscosity < 1000 max	Low viscosity < 100						
Recirculating Calandria (short vertical tube)		←						No
Forced circulation		←						Yes
Falling film			↔					No
Natural circulation			↔					No
Single pass wiped film	←							Yes
Tubular (long tube) Falling film			↔					Yes
Rising film			↔					Yes

Evaporator selection guide

Figura 50. Evaporadores agitados de película fina

8.3 CONCLUSIONES

En nuestro caso, la viscosidad máxima que puede alcanzar la disolución de salida es 7.1 mPa.s, que no se considera alta. Por lo tanto, podemos optar por el primer tipo de evaporadores. Es decir, evaporadores de tubo largo.

8.4 BIBLIOGRAFÍA

- Coulson, Richardson'S and Sinnott. Chemical Engineering. Volume6, Department of chemical and Biological Process Engineering, University of Wales Swansea. (Third Edition)

**MEMORIA
DESCRIPTIVA**

MEMORIA DESCRIPTIVA

- 1. SITUACIÓN**

- 2. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO Y EQUIPOS**
 - 2.1 INTRODUCCIÓN**
 - 2.2 DIAGRAMA DE FLUJO**
 - 2.2.1 DIAGRAMA DE FLUJO INICIAL**
 - 2.2.2 DIAGRAMA DE FLUJO ALTERNATIVO**
 - 2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**
 - 2.3.1 HIDRÓLISIS DE PARED CELULAR POR CELULASA INMOVILIZADA**
 - 2.3.1.1 ACONDICIONAMIENTO DE LA SUSPENSIÓN DE LA BIOMASA**
 - 2.3.1.2 HIDRÓLISIS DE LA PARED CELULAR DE LA BIOMASA POR CELULASA INMOVILIZADA**
 - 2.3.1.3 REFRIGERACIÓN Y SEPARACIÓN DE LOS SÓLIDOS**
 - 2.3.1.4 CONCENTRACIÓN DE LOS AZÚCARES REDUCTORES**
 - 2.3.2 SAPONIFICACIÓN DE LA BIOMASA HIDRÓLIZADA**
 - 2.3.3 EXTRACCIÓN DE LOS CAROTENOIDES**
 - 2.3.4 NEUTRALIZACIÓN DE LA FASE HIDROALCOHÓLICA**
 - 2.3.5 EXTRACCIÓN DE LOS ÁCIDOS GRASOS**
 - 2.3.6 ESTERIFICACIÓN DE LOS ÁCIDOS GRASOS POR LIPASA INMOVILIZADA**

- 3. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROCESO**

- 4. LEGISLACIÓN APLICABLE**

- 5. SEGURIDAD Y SALUD**

1. SITUACIÓN

La planta piloto que hemos diseñado tiene que estar situada al lado de una planta de cultivo de microalgas, para tener una conexión directa entre la etapa de cultivo y la etapa de procesamiento.

El agua e el sol son dos factores claves para el crecimiento de las microalgas, por lo tanto la planta debe estar situada en una zona donde la intensidad del sol sea óptima y que dure lo más posible en el día. El agua tiene doble efecto, es imprescindible para el crecimiento de las microalgas y para la refrigeración de las corrientes calientes del proceso. Por lo tanto, la planta debe estar situada en una zona árida cercana al mar.

Lo que diferencia los cultivos de microalgas de las otras plantas oleaginosas es la ocupación del terreno, los cultivos de microalgas en fotobiorreactores ocupan terrenos mucho más reducidos que los cultivos de las plantas oleaginosas. Aun así, para aprovechar al máximo los terrenos las plantas de cultivos de microalgas deben estar instaladas en terrenos no útiles para el crecimiento de las plantas. El desierto por ejemplo, puede ser una alternativa muy prometedora, por un lado, no es apto para los cultivos vegetales, por otro lado, la intensidad del sol es muy buena durante todo el año.

Otro factor importante, es la disponibilidad del CO₂. El agua y el CO₂ son los nutrientes más importantes para el crecimiento fotoautotrófico de las microalgas. Por lo tanto, las plantas de cultivo y procesamiento de microalgas deben estar situados en zonas donde hay industria que genera el CO₂ para evitar el coste adicional de este.

En este trabajo, la biorefinería a escala de planta piloto que hemos desarrollado se encuentra conectada a la planta piloto de cultivo de microalgas de las Palmerillas-Almería- ampliada su capacidad a 300t/año.

El cultivo de microalgas que sale de los fotobiorreactores se concentra de 1.26g/L hasta 26.7 g/L en un sedimentado que conecta la planta de cultivo y la planta de procesamiento que hemos desarrollado.

2. DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO

2.1 INTRODUCCIÓN

El proyecto consiste en el diseño y la simulación de una biorrefinería de microalgas a nivel de planta piloto. La composición bioquímica de las microalgas es muy diversa, sin embargo, los lípidos, carbohidratos y proteínas son los componentes principales de la biomasa. El objetivo de este trabajo es diseñar un nuevo modelo que permita el aprovechamiento integral de estos componentes en un proceso continuo.

En realidad cada especie de microalga se caracteriza por una determinada composición bioquímica aunque esta depende en gran medida de las condiciones de crecimiento. En este trabajo consideramos una biomasa de microalgas de una composición estándar 40% de lípidos (1.7% de carotenoides), 30% de carbohidratos, 20% de proteínas y 10% de cenizas y otros compuestos, sin especificar la especie.

La biomasa que entra al proceso es muy diluida (26,7g/L), por lo tanto, el proceso se puede conectar directamente con una planta piloto de cultivo de microalgas con una etapa intermedia de concentración de la biomasa que puede ser por ejemplo una sedimentación, dado que el grado de concentración es bajo.

(Gabriel Acien et al 2012) ha estimado que el precio de la biomasa de microalgas pasa de 69€/kg a 12.6€/kg, si la producción de biomasa de microalgas en la planta piloto de las Palmerillas- Almería- pasa de 3.8 ton/año a 200 ton/año. Estamos hablando de la biomasa seca, cuando se trata de biomasa que sale directamente del fotobiorreactor el precio es mucho más bajo dado que las operaciones de concentración y secado son las que consumen la mayor parte de la energía requerida (centrifuga, secado...). Hemos estimado que la biomasa que sale directamente de los fotobiorreactores puede tener un coste medio de 1euro por cada kilogramo.

La concentración de la biomasa en la corriente de cultivo que sale de los fotobiorreactores de esta planta es de 1,26 g/L. Nosotros hemos desarrollado nuestro proceso (biorrefinería a escala de planta piloto) para que tenga la capacidad de procesar 200 t/año o lo que equivale a 20.7 kg/h de biomasa de forma continua. Este proceso se puede conectar directamente con la planta de

cultivo de microalgas instalando una etapa intermedia de concentración de biomasa que puede ser un simple sedimentador.

Una vez se ha ajustado la concentración de cultivo a 26.7 g/L, esta entra a un tanque de mezcla agitado y encamisado donde se produce el acondicionamiento de la corriente de la alimentación. El pH se ajusta a 4.5 mediante una disolución de HCl y la temperatura se aumenta hasta 45°C.

La corriente que sale del tanque se alimenta a un biorreactor de celulasa inmovilizada sobre nanofibras de PAN donde se produce la hidrólisis de la pared celular de la biomasa. La celulasa convierte la celulosa que es el principal carbohidrato de la biomasa en azúcares reductores (Glucosa).

La corriente de biomasa hidrolizada que sale del biorreactor se refregará hasta 25°C en un intercambiador de calor y se separa la biomasa hidrolizada de la disolución de azúcares reductores en una centrifuga.

El clarificado de los azúcares reductores se concentra en un evaporador hasta 204.11 g/L, antes del evaporador el clarificado se calienta en un intercambiador de calor hasta 70°C aprovechando la corriente de agua de refrigeración que sale del condensador a 74°C.

Esta etapa de hidrólisis de la pared celular tiene doble objetivo, el aprovechamiento de los azúcares reductores que se pueden fermentar mediante levadura para producir bioetanol y también sirve como pretratamiento para mejorar el rendimiento de extracción de lípidos en la posterior etapa de saponificación.

La biomasa húmeda que sale como lodo de la centrifuga tiene un contenido de agua del 80%. Esta biomasa, entra en un proceso de saponificación con etanol (96%) y KOH donde los ácidos grasos se extraen en forma de jabones y también se extraen los lípidos insaponificables (carotenoides).

La saponificación transcurre en un tanque agitado, encamisado y aislado del exterior en una atmósfera de N₂ a 60°C siendo el tiempo de residencia en el reactor una hora.

La corriente que sale del reactor de saponificación a 60°C se refrigera hasta 25°C en un tanque agitado, encamisado para la posterior separación de la fase hidroalcohólica y la biomasa residual.

La separación de la biomasa se hace en una centrifuga, la biomasa residual rica en proteínas se puede utilizar como pienso para animales después de secarla.

El clarificado que es la fase hidroalcoholica se le añade agua hasta una fracción de agua/ fase hidroalcoholica de 40% para evitar las emulsiones durante la extracción de carotenoides y ácidos grasos.

La corriente hidroalcoholica se bombea hasta la columna de extracción de carotenoides con hexano en contracorriente.

Los carotenoides extraídos con hexano se concentran en un evaporador hasta una fracción másica de 64%.

La corriente de vapor de hexano que sale del evaporador se condensa y se recircula al proceso de extracción de carotenoides.

La fase hidroalcoholica que sale de la columna de extracción de carotenoides, se bombea hasta un tanque de neutralización, donde los jabones de ácidos grasos se neutralizan por la adición de una corriente acida de HCl. El pH de salida del tanque es 4 para garantizar la neutralización total de los jabones.

La corriente hidroalcoholica neutralizada en la etapa anterior, se introduce en una columna de extracción de ácidos grasos con hexano, la fase hexanica que sale de la columna con ácidos grasos entra en la etapa de esterificación.

La fase hexanica se encuentra aproximadamente a 26°C, esta corriente se calienta hasta 35°C en un intercambiador de calor de tubos concéntricos, aprovechando la corriente de agua caliente que sale del condensador de la etapa de hidrolisis.

Antes de que la corriente hexanica entre al intercambiador de calor, se le añade metanol para su posterior esterificación.

La corriente hexanica que sale del intercambiador de calor a 35°C se alimenta a un biorreactor de lipasa inmovilizada sobre nanofibras de PAN.

Para alcanzar la conversión requerida y evitar el efecto inhibitor del metanol sobre la lipasa, la esterificación se lleva en dos biorreactores. La corriente que sale del primer biorreactor se le añade metanol y se alimenta al segundo biorreactor.

La corriente de esteres metílicos de ácidos grasos suspendidos en hexano que salen del bioreactor² se calientan en un intercambiador de calor hasta 65°C y se introducen en un evaporador para separarlos del resto de los componentes. Se obtienen esteres metílicos de ácidos grasos con una fracción másica mayor del

96.7%. El vapor de hexano que sale del evaporador se condensa y se recircula a la columna de extracción de ácidos grasos.

2.2 DIAGRAMA DE FLUJO

2.2.1 DIAGRAMA DE FLUJO INICIAL (Ver la última página de esta memoria)

2.2.2 DIAGRAMA DE FLUJO ALTERNATIVO (Ver la última página de esta memoria)

2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y DE EQUIPOS

2.3.1 HIDRÓLISIS DE PARED CELULAR POR CELULASA INMOVILIZADA

La etapa hidrolisis de la pared celular de la biomasa de microalga se puede dividir en cuatro subetapas:

- Acondicionamiento de la disolución de la biomasa
- Hidrolisis de la pared celular por celulasa inmovilizada sobre nanofibras de PAN
- Refrigeración y separación de la biomasa
- Concentración de los azúcares reductores

2.3.1.1 ACONDICIONAMIENTO DE LA SUSPENSIÓN DE LA BIOMASA

La concentración de la celulosa en la corriente de entrada al biorreactor de hidrolisis se ha optimizado en 8 g/L, dado que la celulosa presenta el 30% de la biomasa, la concentración óptima de la biomasa es de 26.7 g/L.

La corriente de entrada entra a la temperatura ambiente 25°C. Sin embargo, la temperatura óptima para maximizar la actividad de la celulasa inmovilizada está comprendida entre 40-45°C, como valor intermedio hemos elegido 42°C como temperatura óptima.

El pH es un factor muy importante, dado que tiene una gran influencia sobre la actividad de la enzima. El pH de la corriente de entrada suele ser ligeramente básico 7-8, el pH óptimo que permite maximizar la actividad de la celulasa inmovilizada es de 4.5.

Como hemos mencionado antes, la corriente de entrada al proceso tiene una concentración de la biomasa de 26.7g/L, una temperatura de 25°C y el pH es de 7. Esta corriente para poder entrar al biorreactor de hidrolisis de celulasa inmovilizada debe ser pretratada ajustando su pH y su temperatura.

La corriente de biomasa entra con una concentración de 26.7g/L, el caudal volumétrico es de 776L/h, lo que equivale a un flujo másico de biomasa de 20.7kg/h.

El acondicionamiento de la alimentación se lleva a cabo en un tanque encamisado de 65L de volumen operativo y 78L de volumen efectivo con un diámetro de 44cm, agitado por una turbina de 6 aspas planas que opera a 90rpm. Por la camisa, pasa una corriente de agua caliente que entra a 74°C y sale a 48°C

calentando la corriente de proceso de 25°C hasta 42°C. El pH se ajusta mediante una corriente acida de HCl de 5mM, el pH de alimentación pasa de 7 hasta 4.5.

El área de transmisión de calor entre el tanque y el encamisado es de $0.746m^2$, la fuerza impulsora es 15.53K y la cantidad de agua para calentar es 609.65 kg/h.

En estas condiciones consideramos que la resistencia de transmisión de calor dentro del encamisado es nula y que controla la resistencia de transmisión de calor dentro del tanque. El coeficiente individual de transmisión de calor en el tanque

agitado es de $1578 \frac{W}{m^2.K}$, teniendo en cuenta la conductividad térmica del

material del tanque, el coeficiente global de transmisión de calor se ha calculado

$$1762 \frac{W}{m^2.K}.$$

En la figura 1 se muestran los diferentes componentes de esta subetapa:

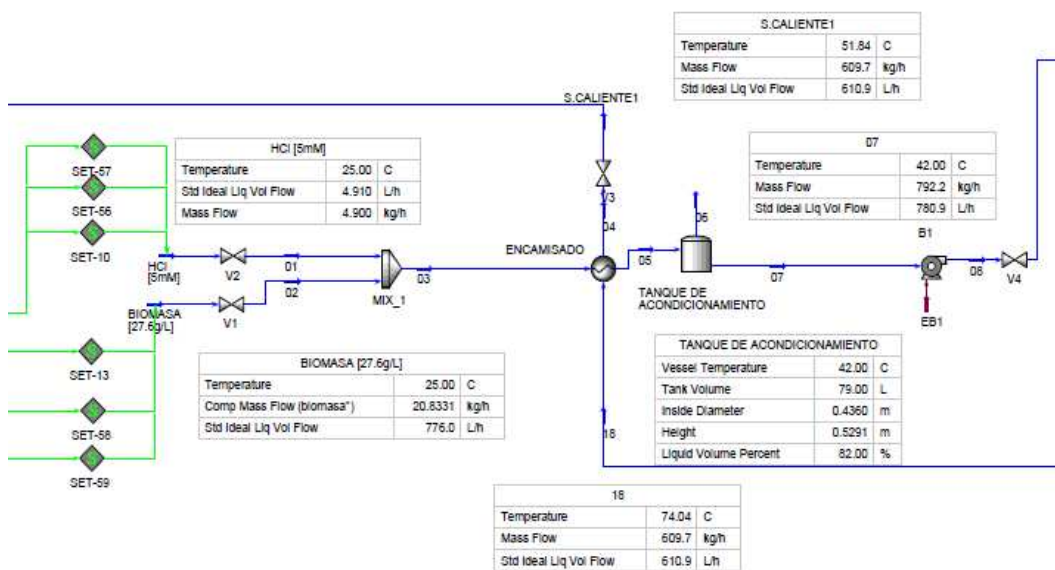


Figura1. Etapa de acondicionamiento de la alimentación

2.3.1.2 HIDRÓLISIS DE LA PARED CELULAR DE LA BIOMASA POR CELULASA INMOVILIZADA

En esta etapa la celulosa de la biomasa de microalgas se hidroliza a azúcares reductores (glucosa y celobiosa) por la celulosa inmovilizada sobre nanofibras de PAN. La corriente de entrada al biorreactor tiene una concentración de celulosa de 8g/L (26.7g/L de biomasa), temperatura de 42°C y pH de 4.5, en estas condiciones, la actividad de la celulosa es óptima.

A diferencia de los biorreactores típicos de enzima inmovilizada como es el caso de los PBR, FBR, BCR, EBR. En este trabajo hemos desarrollado un nuevo tipo de biorreactores de enzima inmovilizada. Una de las tecnologías que se han desarrollado exponencialmente en los últimos años es la nanotecnología, las nanofibras son un material muy prometedor para la inmovilización de las enzimas, por un lado, evitamos el problema de difusión dado que las nanofibras son muy finas por lo tanto la reacción es prácticamente superficial, por otro lado, la cantidad de enzima inmovilizada por unidad de soporte es bastante buena (Ver Memoria Justificativa). Además, las microalgas son sustratos de tamaño considerable y pueden presentar problemas de atascamiento en los poros de los catalizadores y se acumulan en el biorreactor.

El biorreactor que hemos desarrollado tiene un funcionamiento de un reactor flujo pistón, está formado por varios subreactores concéntricos, la enzima se inmoviliza por ambos lados de las paredes que separan los subreactores sobre membrana de nanofibras de PAN que se pegan a estas paredes. Así. Podemos maximizar la cantidad de enzima inmovilizada por unidad de volumen del biorreactor (1.512 gramos de enzima por cada litro de reacción). La distancia que separa las paredes de dos subreactores consecutivos es de 4cm. (Para mayor información véase la parte de diseño de equipos)

La alimentación entra al biorreactor por la parte de arriba para evitar la posible sedimentación de la biomasa. Así, aseguramos que la biomasa permanece el tiempo de residencia necesario en el biorreactor dado que la velocidad de arrastre (12.5cm/h) muy superior a la velocidad de sedimentación de la biomasa (0.082cm/h). El tiempo de residencia en el biorreactor es de 24 horas aproximadamente.

Para evitar la transmisión de calor con el exterior las paredes externas del biorreactor se encuentran cubiertas con un material de aislamiento.

Las dimensiones del biorreactor se pueden resumir en 3m de altura, 50cm de radio interno, 261.3 cm de diámetro externo, volumen operativo de 1880L. La cantidad de celulosa inmovilizada en el biorreactor es de 28.5 kg.

Durante la hidrólisis la celulosa inmovilizada convierte la celulosa de la biomasa en azúcares reductores principalmente glucosa. El grado de conversión alcanzado

en el biorreactor es del 50%. Es decir, el 50% de la celulosa de la biomasa se convierte en azúcares reductores.

Las concentraciones de salida de celulosa, glucosa, celobiosa y biomasa se muestran enseguida:

$$C_{\text{Celulosa}} = 3.989 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad C_{\text{Glucosa}} = 3.129 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad C_{\text{Celubiosa}} = 0.882 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad C_{\text{Biomasa}} = 22.496 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

La hidrólisis de la pared celular de la biomasa provoca una alteración en la composición bioquímica de la biomasa. Una parte de la celulosa se hidroliza, por lo tanto, la fracción másica de los hidratos de carbono (celulosa) se reduce mientras que la fracción másica de los demás componentes aumenta. En seguida mostremos la variación de la composición bioquímica de la biomasa antes y después de la hidrólisis:

Composición de la biomasa inicial Composición de la biomasa hidrolizada

$\begin{pmatrix} \text{lipidos} \\ \text{carbohidratos} \\ \text{proteinas} \\ \text{cenizas} \end{pmatrix}$	$\begin{pmatrix} 0.4 \\ 0.3 \\ 0.2 \\ 0.1 \end{pmatrix}$	$\begin{pmatrix} 0.467 \\ 0.167 \\ 0.238 \\ 0.119 \end{pmatrix}$
--	--	--

En la figura2 se muestran los diferentes componentes de esta subetapa:

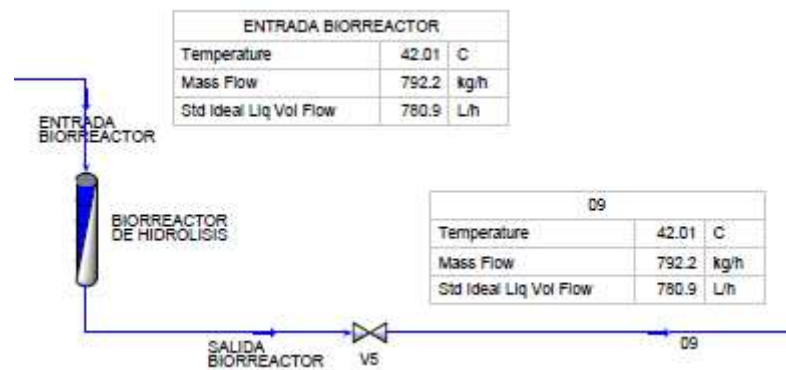


Figura2. Etapa de hidrólisis de la pared celular

2.3.1.3 REFRIGERACIÓN Y SEPARACIÓN DE LOS SÓLIDOS

El objetivo de esta etapa es separar la biomasa pretratada del resto de la disolución. Pues la corriente de salida del biorreactor se refrigera de 42 hasta 25°C en un intercambiador de calor de carcasa y tubos para su posterior centrifugación.

EL INTERCAMBIADOR DE CALOR1

La corriente de proceso 792.2 kg/h pasa por los tubos de 1.2 cm de diámetro y 1.8m de longitud. El agua de refrigeración pasa por la carcasa.

El número de pases de los tubos por la carcasa se ha fijado en 8 donde cada pase tiene 4 tubos.

La velocidad transversal de flujo en los tubos es de 1.1m/s y 0.44m/s en la carcasa.

El coeficiente global de transmisión de calor es de $738 \frac{W}{m^2.K}$, siendo los coeficientes individuales de transmisión de calor al lado de los tubos de $3441 \frac{W}{m^2.K}$, al lado de la carcasa de $6052 \frac{W}{m^2.K}$, coeficiente de ensuciamiento al

lado de la carcasa $2500 \frac{W}{m^2.K}$ y al lado de los tubos $5000 \frac{W}{m^2.K}$.

En estas condiciones la fuerza impulsora es de 13.2K, siendo el factor corrector Ft de 0.804 y el área de intercambio es $2.16m^2$.

La cantidad del agua de refrigeración necesaria es de 1359 kg/h, que entra a 15°C y sale a 25°C.

La caída de presión en los tubos es 0.41bar, mientras en la carcasa la caída de presión es 0.7bar.

CENTRIFUGA1

La corriente que sale del biorreactor es rica en glucosa (monosacáridos) y una moderada concentración de celobiosa. Después de enfriarla hasta 25°C, se centrifuga para separar la biomasa residual de la disolución rica en azúcares reductores. La disolución clarificada rica en azúcares reductores se pasa a la siguiente subetapa donde se concentra para poder utilizarla como materia prima para la producción de bioetanol mediante levadura. La biomasa residual se pasa a una unidad de saponificación que ya veremos en el siguiente capítulo.

En este proyecto suponemos que la disolución clarificada no tiene sólidos, es decir, la separación de la biomasa es del 100% y que los azúcares reductores se

recuperan en el clarificado sin pérdida en el lodo. Además, los lodos que salen de la centrifuga tienen un 80% de agua y 20% de biomasa.

La característica de la centrifuga es $\Sigma = 951.4m^2$ siendo las partículas de biomasa esféricas, con un diámetro de $7\mu m$ y una densidad de $1.2 \frac{kg}{L}$. En estas condiciones la velocidad de sedimentación teórica es $0.821 \frac{mm}{hr}$

El flujo másico del lodo que sale de la centrifuga es de 88.58 kg/h, donde el flujo de la biomasa es de 17.68 y el resto es agua (80%). El flujo másico de los azucres reductores en el clarificado es de 3.15 kg/hr. La potencia consumida por la centrifuga se ha estimado en 2,5kW.

En la figura3 se muestran los diferentes componentes de esta subetapa:

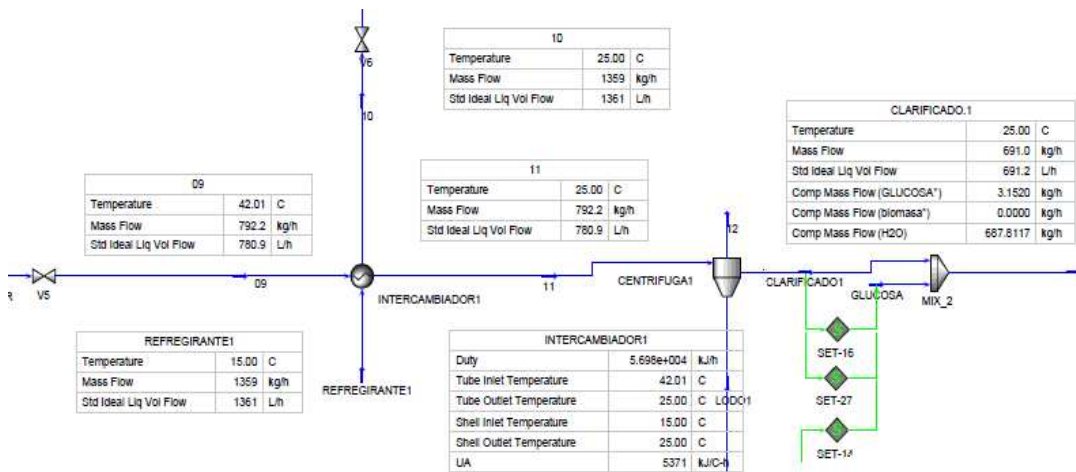


Figura3. Etapa de refrigeración y separación de sólidos

2.3.1.4 CONCENTRACIÓN DE LOS AZÚCARES REDUCTORES

En esta subetapa se pretende adecuar la concentración de los azúcares reductores en la corriente clarificada que sale de la centrifuga. Esta etapa está constituida por un intercambiador de calor de carcasa y tubos, un evaporador y un condensador.

La corriente clarificada que sale de la centrifuga se calienta en un intercambiador de calor de 25°C hasta 70°C aprovechando la corriente de agua de refrigeración del condensador que sale a 74°C. La corriente de proceso a 70°C entra a un evaporador que trabaja a vacío, las condiciones de trabajo dentro del evaporador son 0.376bar y 75°C.

La corriente líquida que sale del evaporador tiene una concentración de azúcares reductores (glucosa) de 204.11 g/L.

La corriente de vapor de agua se condensa en un condensador a 74°C y el agua de refrigeración que sale del condensador a 74°C se utiliza para calentar la corriente de proceso hasta 70°C, siendo la temperatura de salida de esta corriente de agua del intercambiador de calor 70°C. Parte del vapor condensado en el condensador a 74°C (609.65 kg/h) se bombea hasta el tanque encamisado para calentar la corriente de proceso en la primera subetapa de la etapa de hidrólisis y la otra parte se une al agua de refrigeración que sale del condensador.

INTERCAMBIADOR DE CALOR2

La corriente de proceso 691 kg/h pasa por los tubos de 1.3 cm de diámetro y 3.69m de longitud, mientras el agua de refrigeración pasa por la carcasa.

El número de pases de los tubos por la carcasa se ha fijado en 8 donde cada pase tiene 3 tubos.

La velocidad transversal de flujo en los tubos es de 1m/s y 0.94m/s en la carcasa.

El coeficiente global de transmisión de calor es de $712.2 \frac{W}{m^2.K}$, siendo los coeficientes individuales de transmisión de calor al lado de los tubos de $2481 \frac{W}{m^2.K}$, al lado de la carcasa de $12530 \frac{W}{m^2.K}$, el coeficiente de ensuciamiento al lado de la carcasa $2500 \frac{W}{m^2.K}$ y al lado de los tubos $5000 \frac{W}{m^2.K}$.

En estas condiciones la fuerza impulsora es de 16.94K, siendo el factor corrector Ft de 0.832 y el área de intercambio es $3.615m^2$.

La cantidad del agua caliente necesaria es de 7777 kg/h, que entra a 74°C y sale a 70°C.

La caída de presión en los tubos es 0.64 bar, mientras en la carcasa la caída de presión es 1.5bar.

EVAPORADOR1

La corriente de proceso 691kg/h que sale del intercambiador de calor a 70°C entra directamente en el evaporador donde se evapora a 75°C y 0.376bar.

El flujo másico de la corriente de vapor que sale del evaporador es de 675.4 kg/h y la corriente líquida es 16.52 kg/h con una concentración de glucosa de 204.11 g/L.

La potencia necesaria total para la evaporación y el vacío es de 439.5 kW. La área calculada del evaporador es de 21.36.m²

CONDENSADOR1

El vapor de agua que sale del evaporador (675.4kg/h) se condensa en un condensador en contracorriente y de tubos horizontales. Una parte del vapor condensado se aprovecha para calentar la corriente de proceso en la primera subetapa de hidrólisis (606kg/hr) y la otra parte se une a la corriente de agua de refrigeración que sale del condensador para calentar la corriente de proceso en esta misma subetapa.

La temperatura de condensación del vapor de agua a 0.376bar es 74°C. El agua de refrigeración (7364 Kg/hr) entra en el condensador a 25°C y sale a 74°C. Los tubos del condensador tienen un diámetro interno de 1cm y el coeficiente de transmisión de calor de los tubos al vapor es $11780 \frac{W}{m^2 \cdot K}$. El área de intercambio

se ha estimado en 1.45m², siendo el número de tubos 23, la longitud de cada tubo 2m y la velocidad transversal en el tubo es 1.15m/s.

La corriente de agua de refrigeración que sale del condensador a 74°C se aprovecha para calentar la corriente de proceso que entra al evaporador hasta 70°C en el intercambiador de calor, esta corriente sale del intercambiador a 70°C que se aprovecha para calentar las corrientes de proceso en las etapas posteriores (saponificación de la biomasa, extracción de carotenoides, esterificación de los ácidos grasos).

En la figura4 se muestran los diferentes componentes de esta subetapa:

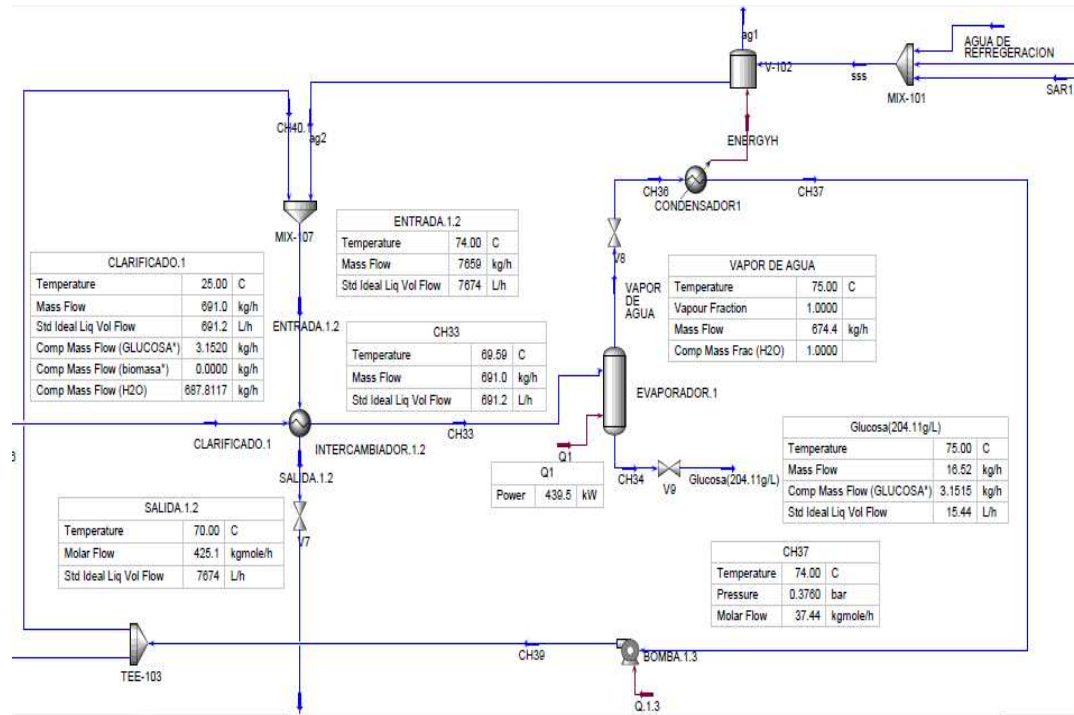


Figura4. Etapa de concentración de los azúcares reductores

2.3.2 SAPONIFICACIÓN DE LA BIOMASA HIDRÓLIZADA

La biomasa hidrolizada en la primera etapa de este proceso mediante celulasa inmovilizada y luego separada en la centrifuga se somete a un proceso de saponificación. La saponificación de la biomasa se hace añadiendo etanol (96%) y KOH. Durante la saponificación, los lípidos insaponificables se extraen con el etanol, mientras los lípidos saponificables como es el caso de los ácidos grasos se extraen con etanol en forma de jabones polares. Los rendimientos de extracción de lípidos se han estimado en 95% para los ácidos grasos y 90% para los lípidos insaponificables (carotenoides).

El reactor de saponificación es un tanque agitado y encamisado donde la corriente de entrada entra a 25°C y sale a 60°C, el tiempo de residencia es de 60min. La corriente de salida del reactor de saponificación se refrigera en un tanque agitado y encamisado donde la temperatura pasa de 60°C hasta 25°C para su posterior centrifugación. La corriente clarificada que sale de la centrifuga se le añade agua hasta que la relación másica entre el agua y la fase alcohólica sea del 40% para evitar la formación de emulsiones durante la extracción de carotenoides.

REACTOR DE SAPONIFICACIÓN

La corriente de entrada al reactor de saponificación contiene etanol (96%), KOH y biomasa húmeda (80% agua).

La cantidad de biomasa húmeda que entra al reactor de saponificación es 88kg/h siendo la cantidad de biomasa presente en esta corriente de 17.7 kg/h.

La cantidad de etanol óptima es 10 mL/g de biomasa seca. Por lo tanto, el caudal de etanol que entra al reactor de saponificación es de 175.9 L/h.

La cantidad de KOH optima es de 0.4 gramos de KOH por cada gramo de ácidos grasos presentes en la biomasa. Por lo tanto, la cantidad de KOH que entra al reactor de saponificación es de 2,54 kg/h.

Las condiciones óptimas de saponificación son 60°C de temperatura y una hora de tiempo de residencia. En estas condiciones de operación se recupera el 95% de los ácidos grasos presentes en la biomasa y el 90% de los carotenoides.

El reactor tiene una geometría cilíndrica de volumen operativo 246.5 L y volumen efectivo de 295.8L, siendo su diámetro 68cm y su altura 81.6cm. Agitado por un agitador de turbina de 6 aspas que opera a 80rpm y encamisado. El área de intercambio de calor entre la pared del reactor y la camisa es de $1.814m^2$, el

coeficiente de transmisión de calor es en el reactor $681.8 \frac{W}{m^2.K}$, el coeficiente global de transmisión de calor $714.2 \frac{W}{m^2.K}$ y el flujo de agua necesario es de 1529kg/h que entra a 70°C y sale a 65°C siendo la fuerza impulsora en estas condiciones 7.21K. La corriente de agua caliente es la que sale del intercambiador instalado antes del evaporador1 en la primera etapa de hidrolisis.

El reactor es totalmente cerrado y trabaja en una atmosfera de hidrogeno para evitar la oxidación de los ácidos grasos.

Los flujos máxicos de salida de los carotenoides y ácidos grasos son 0.317 kg/h y 6.03kg/h respectivamente.

TANQUE DE REFRIGERACIÓN

La corriente de proceso sale del reactor de saponificación a 75°C, esta corriente ha de refrigerarse hasta 25°C para su posterior centrifugación y la separación de la biomasa residual rica en proteínas y la disolución hidroalcoholica que disuelve los jabones de los ácidos grasos y los carotenoides.

El tanque de refrigeración es encamisado y agitado por un agitador de 6 aspas que opera a 60rpm. Tiene un volumen operativo de 20.5L y un volumen efectivo de 24.7L siendo su diámetro de 35.6cm, el tiempo de residencia de la corriente caliente en el tanque se ha estimado en 35min.

La corriente de refrigeración entra en el encamisado a 10°C y sale a 22°C, el área de intercambio entre el encamisado y el tanque es $1.266m^2$, la fuerza impulsora es 7.5K, el coeficiente individual de transmisión de calor dentro del tanque es $742.2 \frac{W}{m^2.K}$ y el coeficiente global es de $437.6 \frac{W}{m^2.K}$. En estas condiciones de

operación, el flujo de agua de refrigeración es 522.96 kg/h, esta misma corriente de refrigeración que sale del encamisado se integra en el proceso, para la condensación del vapor de agua en el evaporador de la primera etapa de hidrolisis.

CENTRIFUGA2

La corriente de proceso que sale del tanque de refrigeración a 25°C, se centrifuga para separar la biomasa residual de la fase hidroalcoholica que lleva los carotenoides y los ácidos grasos. La disolución clarificada (corriente hidroalcoholica) se pasa a la siguiente etapa de extracción de carotenoides con

hexano, pero antes se le añade agua hasta una relación Agua/ fase hidroalcoholica de 0.4 para evitar el problema de las emulsiones durante la extracción de los carotenoides. La biomasa residual rica en proteínas y otros compuestos se puede aprovechar como pienso para animales.

Igual que en la centrifuga anterior, suponemos que la disolución clarificada no tiene sólidos, es decir, la separación de la biomasa es del 100% y que los metabolitos se recuperan en el clarificado sin perdida en el lodo.

La característica de la centrifuga es $\Sigma = 198.13m^2$ siendo las partículas de biomasa esféricas, con un diámetro de $7\mu m$ y una densidad de $1.2 \frac{kg}{L}$.

En estas condiciones la velocidad de sedimentación teórica es $0.821 \frac{mm}{hr}$

El flujo de la biomasa que sale como lodo de la centrifuga es 11.33 kg/h.

La cantidad de agua que se añade a la fase hidroalcoholica (la corriente clarificada que sale de la centrifuga) es aproximadamente 15.2 kg/hr.

En la figura5 se muestran los diferentes componentes de esta etapa de saponificación:

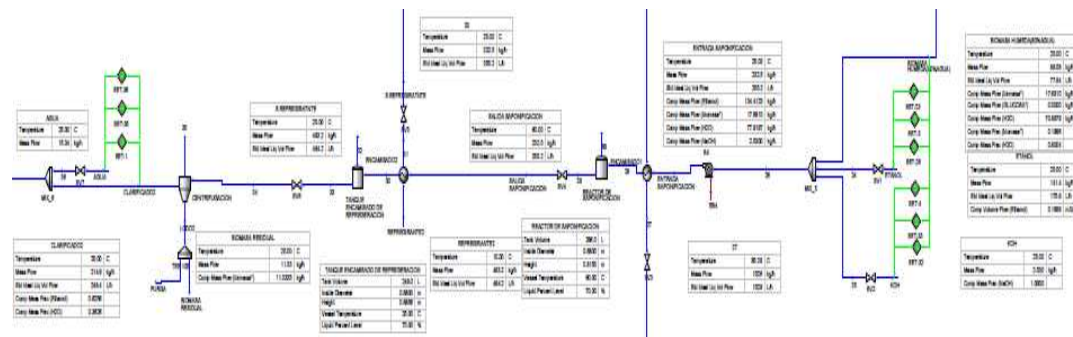


Figura5. Etapa de saponificación de la biomasa

2.3.3 EXTRACCIÓN DE LOS CAROTENOIDES

En esta etapa de extracción se pretende recuperar los carotenoides presentes en la fase hidroalcohólica que sale de la etapa de saponificación. Los carotenoides se extraen con hexano a una temperatura media de 25°C. El diseño del número de las etapas y la cantidad de hexano se han optimizado. La corriente de hexano que sale de la etapa de extracción se calienta hasta 45°C en un intercambiador de calor (aprovechando una parte de la corriente caliente que sale del evaporador instalado antes del evaporador de la primera etapa de hidrólisis) y entra en un evaporador que opera a un vacío de 0.41bar donde se concentran los carotenoides hasta una fracción másica de 64.6% siendo el resto hexano. El vapor que sale del evaporador está constituido principalmente por hexano con pequeñas cantidades de agua y etanol, se condensa en un condensador a 35°C y se recircula para entrar de nuevo al proceso de extracción, la cantidad de hexano que se pierde pasando a la fase hidroalcohólica o la que queda con los carotenoides se sustituye por una nueva corriente de entrada del hexano.

COLUMNA DE EXTRACCIÓN DE CAROTENOIDES

La extracción de los carotenoides se hace en dos etapas de equilibrio en contracorriente, con una relación volumétrica (hexano/ fase hidroalcohólica) de 0.318. En estas condiciones se alcanza una recuperación de carotenoides en hexano del 97.5%.

La fase hidroalcohólica es de 268.7L/h, por lo tanto, la fase hexánica es 85.3L/h. teniendo en cuenta la recuperación del 97.5%, el flujo másico de carotenoides en la fase hexánica es de 0.309kg/hr.

En la figura6 se muestran las diferentes corrientes que entran y salen de la columna de extracción:

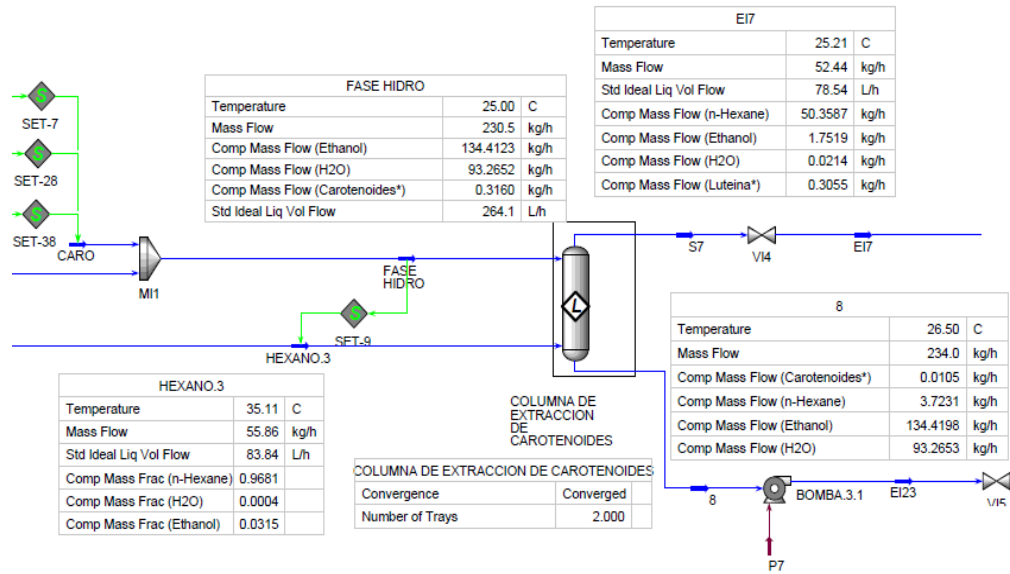


Figura6. Extracción de los carotenoides

INTERCAMBIADOR DE CALOR3

La cantidad de corriente de proceso a calentar es pequeña 79 L/h(52.5kg/h) de hecho no tiene mucho sentido diseñar un intercambiador de carcasa y tubos para calentar la corriente de proceso. En este caso, se utiliza un intercambiador de calos de dos tubos concéntricos. La corriente de proceso pasa por el tubo interior siendo su diámetro de 1.5cm su velocidad transversal 0.14m/s , mientras que, la corriente caliente pasa por el tubo exterior siendo su diámetro de 3.5cm y la velocidad transversal es de 0.015m/s.

El coeficiente global de transmisión de calor es de $39 \frac{W}{m^2.K}$, siendo los coeficientes individuales de transmisión de calor al lado del tubo interno $158 \frac{W}{m^2.K}$ y al lado del tubo externo $52 \frac{W}{m^2.K}$.

En estas condiciones la fuerza impulsora es de 27.4K, y el área de intercambio es $0.684m^2$.

La cantidad del agua caliente necesaria es de 40.8 kg/h, que entra a 70°C y sale a 55°C. Esta corriente caliente es derivada de la corriente caliente que sale del intercambiador de calor situado antes del evaporador de la fase de hidrolisis.

EVAPORADOR2

La corriente de proceso 52.5kg/h que sale del intercambiador de calor a 45°C entra directamente en el evaporador donde se evapora a 45°C y 0.41bar.

Las características de la corriente de vapor que sale del evaporador se muestran en la tabla1:

Tabla1. Características de la corriente de vapor

VAPOR2		
Temperature	45.00	C
Pressure	0.4100	bar
Mass Flow	51.96	kg/h
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.9660	
Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0336	
Comp Mass Frac (H2O)	0.0004	
Thermal Conductivity	1.418e-002	W/m-K
Mass Density	1.296	kg/m3
Mass Heat Of Vapourization	385.5	kJ/kg

Las características de la corriente líquida que sale del evaporador se muestran en la tabla2:

Tabla2. Características de la corriente líquida

CAROTENOIDES		
Temperature	45.00	C
Mass Flow	0.4768	kg/h
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.3497	
Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0085	
Comp Mass Frac (H2O)	0.0000	
Comp Mass Frac (Carotenoides*)	0.6408	
Comp Mass Flow (Carotenoides*)	0.3055	kg/h

La potencia necesaria total para la evaporación y el vacío es de 5.33 kW. La área calculada del evaporador es de 0.13.m²

CONDENSADOR2

El vapor que sale del evaporador (52kg/h) se condensa en un condensador en contracorriente y de tubos horizontales. La temperatura de condensación del vapor a 0.41bar es 35°C. El agua de refrigeración (304.37Kg/hr) entra en el condensador a 15°C y sale a 30°C.

Los tubos del condensador tienen un diámetro interno de 0.6cm y el coeficiente de transmisión de calor de los tubos al vapor es $2245 \frac{W}{m^2 \cdot K}$. El área de intercambio

se ha estimado en $0.183m^2$, siendo el número de tubos 7, la longitud de cada tubo 9.7m y la velocidad transversal en el tubo es 0.43m/s.

El vapor de hexano condensado se le añade la cantidad de hexano perdida (3.6kg/h) y se recircula al proceso de extracción de los carotenoides.

En la figura7 se muestran los diferentes componentes de esta etapa de extracción de los carotenoides y recuperación del hexano:

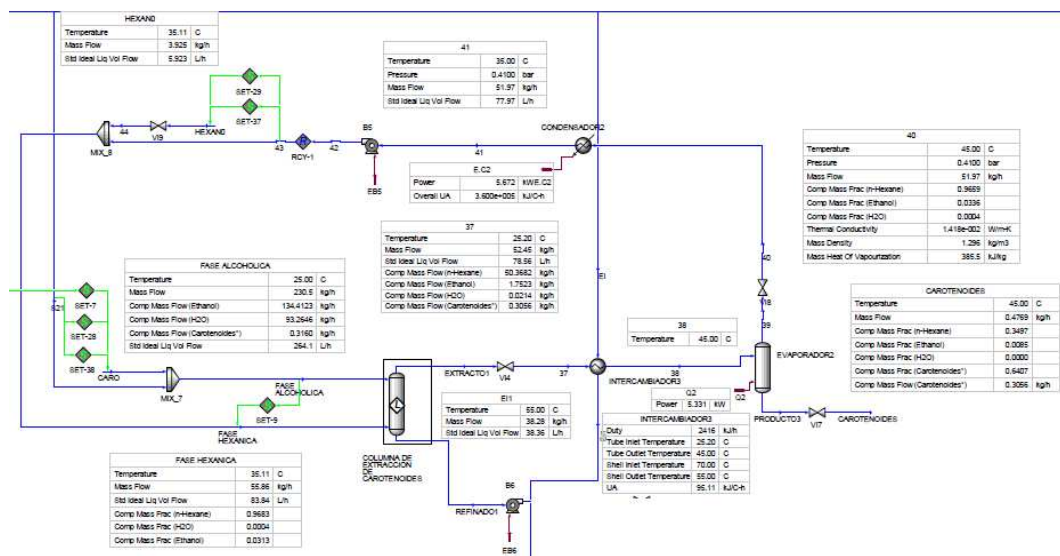


Figura7. Etapa de extracción de carotenoides y recuperación de hexano

2.3.4 NEUTRALIZACIÓN DE LA FASE HIDROALCOHÓLICA

La fase hidroalcoholica que sale de la columna de extracción de carotenoides tiene los ácidos grasos en forma de jabones que tienen un carácter polar, para poder extraer estos ácidos grasos con hexano habrá que neutralizarlos para que tengan un carácter apolar. La neutralización de la corriente hidroalcoholica se hace mediante la adición de una disolución acuosa de HCl de 4M en un tanque agitado hasta alcanzar un pH ácido de 4.

El tanque agitado donde transcurre la neutralización tiene un volumen operativo de 23L siendo el volumen efectivo del tanque 27.5L (hemos supuesto que el tiempo de residencia necesario de la corriente de proceso en el tanque es de 5min), el diámetro del tanque es de 30.75cm y su altura es 36.9cm.

El agitador es una turbina de 6 aspas que opera a 30 rpm siendo su potencia 1.43W.

En la figura8 se muestran los diferentes corrientes de esta etapa de neutralización:

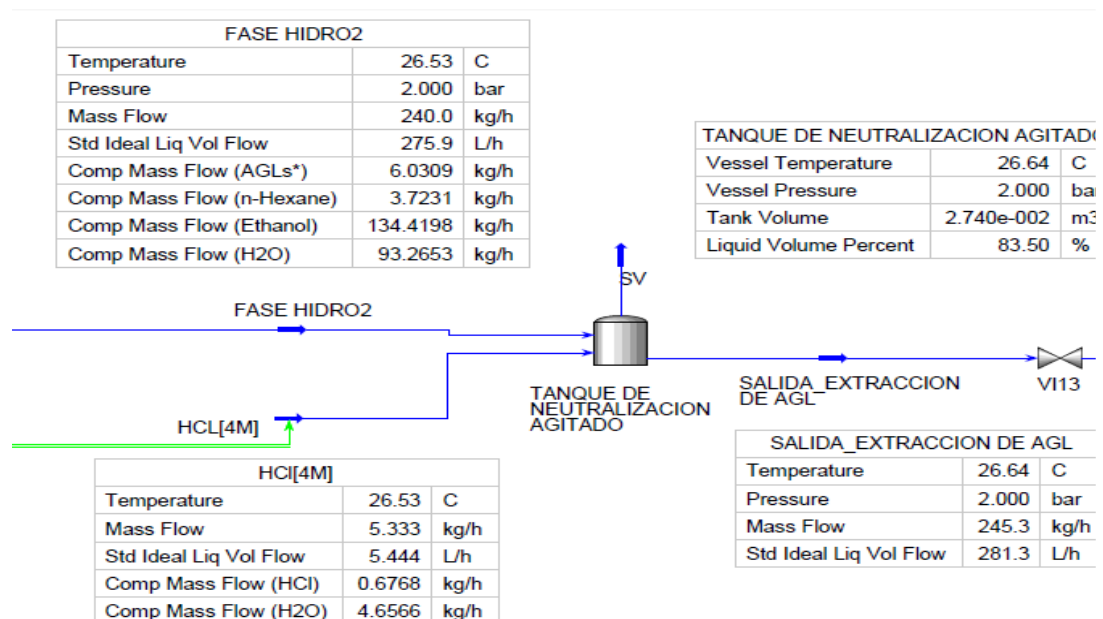


Figura8. Etapa neutralización de la fase hidroalcoholica

2.3.5 EXTRACCIÓN DE LOS ÁCIDOS GRASOS

La corriente de proceso que sale del tanque de neutralización tiene los ácidos grasos en sus formas naturales y apolares, la extracción de estos ácidos grasos de la fase hidroalcoholica se hace por hexano en contracorriente. Tanto el número de las etapas de extracción, como la relación volumétrica entre la fase de hexano y la fase hidroalcoholica se han optimizado.

La extracción de los ácidos grasos suspendidos en la fase hidroalcoholica se hace en dos etapas de equilibrio, con una relación volumétrica (hexano/ fase hidroalcoholica) de 0.205. En estas condiciones se alcanza una recuperación prácticamente total (99.6%) de los AGLs en hexano.

La fase hidroalcoholica es de 274L/h, por lo tanto, la fase hexanica es 56.2L/h, teniendo en cuenta la recuperación del 99.6%, el flujo másico de ácidos grasos en la fase hexanica es de 6.03 kg/hr.

En la figura9 se muestran las diferentes corrientes que entran y salen de la columna de extracción de AGLs:

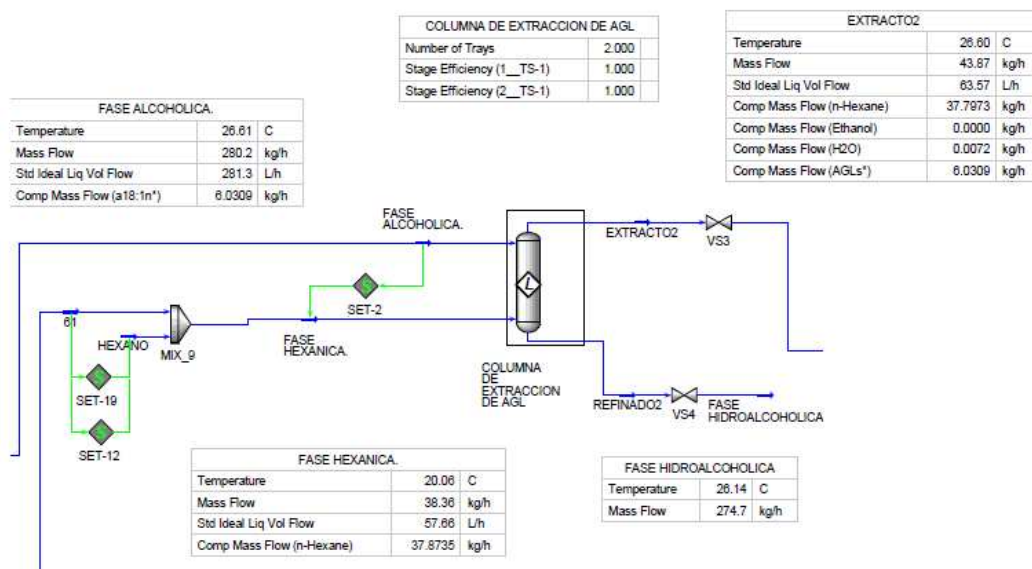


Figura9. Columna de extracción de AGLs

2.3.6 ESTERIFICACIÓN DE LOS ÁCIDOS GRASOS POR LIPASA

La lipasa es una enzima que puede hacer reaccionar los ácidos grasos con metanol para formar los ésteres metílicos de los ácidos grasos. En esta etapa de proceso, los ácidos grasos serán esterificados por lipasa inmovilizada sobre nanofibras de PAN, usando el mismo biorreactor descrito en la hidrólisis de la pared celular por celulasa.

En este trabajo vamos a utilizar la lipasa de **C. rugosa**, las condiciones óptimas de inmovilización ya se han explicado en la memoria justificativa y en la parte de diseño de equipos, en este apartado hacemos una descripción superficial del proceso.

Las condiciones óptimas de trabajo de la lipasa de *C. rugosa* son 35°C de temperatura y un pH básico.

En esta última etapa de nuestro proceso, la corriente de hexano que sale de la columna de extracción de ácidos grasos tiene una temperatura de 26.5°C aproximadamente, esta corriente debe ser calentada en un intercambiador de calor hasta 35°C que es la temperatura óptima de trabajo para la lipasa. Antes del intercambiador de calor a la corriente de proceso se le añade la cantidad óptima del metanol.

La esterificación de los ácidos grasos en este proceso se hace en dos biorreactores en serie, para evitar el efecto inhibitorio del metanol sobre la lipasa y para alcanzar una conversión alta. En el primero se alcanza una conversión del 87.6% mientras que en el segundo la conversión es del 98.3%, siendo la conversión total de los ácidos grasos del 99.5%.

La corriente de proceso que sale del intercambiador de calor a 35°C se alimenta al primer biorreactor, la corriente de salida de este se le añade la cantidad óptima de metanol y se alimenta al segundo biorreactor. Consideramos que la temperatura de la reacción es 35°C en ambos biorreactores y que no hay pérdida de calor.

La corriente de proceso que sale del segundo biorreactor tiene ésteres metílicos de los ácidos grasos correspondientes, cantidad traza de ácidos grasos no convertidos, agua que es un producto de reacción, metanol que no se ha convertido y hexano que es el disolvente orgánico empleado. Esta corriente se evapora para eliminar el disolvente, el agua y el metanol en un evaporador, antes del evaporador esta corriente se calienta de 35°C hasta 65°C en un intercambiador

de calor aprovechando la corriente del condensado caliente a 70°C que sale del intercambiador de calor instalado antes del evaporador1 en la etapa de hidrolisis de la pared celular. La corriente calentada a 65°C se introduce a un evaporador que opera a un vacío de 0.3 bares siendo la temperatura dentro del evaporador 109°C.

INTERCAMBIADOR DE CALOR4

La cantidad de corriente de proceso a calentar es pequeña 65 L/h(44.9kg/h) de hecho no tiene mucho sentido diseñar un intercambiador de carcasa y tubos para calentar la corriente de proceso. En este caso, se utiliza un intercambiador de calos de dos tubos concéntricos. La corriente de proceso pasa por el tubo interior siendo su diámetro de 1.5cm su velocidad transversal 0.1m/s , mientras que, la corriente caliente pasa por el tubo exterior siendo su diámetro de 3cm y la velocidad transversal es de 23m/h.

El coeficiente global de transmisión de calor es de $40 \frac{W}{m^2.K}$, siendo los coeficientes individuales de transmisión de calor al lado del tubo interno $155.5 \frac{W}{m^2.K}$ y al lado del tubo externo $52 \frac{W}{m^2.K}$.

En estas condiciones la fuerza impulsora es de 28.58K, y el área de intercambio es $0.28m^2$.

La cantidad del agua caliente necesaria es de 11.64 kg/h, que entra a 70°C y sale a 47°C. Esta corriente caliente es derivada de la corriente caliente que sale del intercambiador de calor situado antes del evaporador de la fase de hidrolisis.

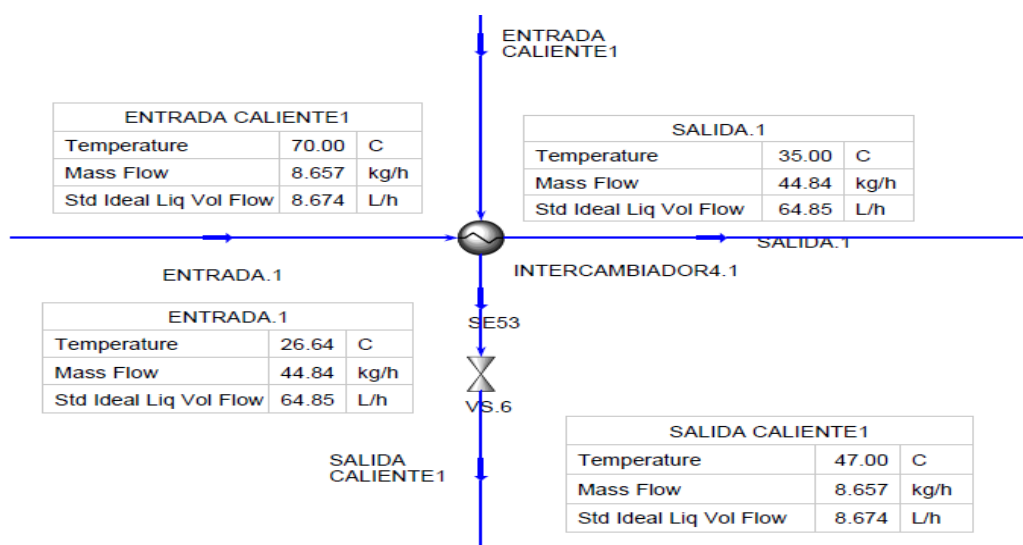


Figura10. Intercambiador4

BIORREACTOR N°1

Las membranas de nanofibras utilizadas tienen una densidad aparente de 0.23g/cm³, una relación masa de enzima inmovilizada/masa de membrana de 0.03, un espesor de 900μm, una porosidad del 87% y el diámetro de las nanofibras de PAN que forman la membrana está comprendido en el rango 150-300 nm.

El biorreactor tiene una geometría cilíndrica y está constituido por varios subreactores, separados por una pared de vidrio de 4 mm de espesor, cubierta por ambos lados por metacrilato de polimetilo (PMMA) de 3 mm de espesor como soporte para la membrana de nanofibras que tiene 0.9mm de espesor. La distancia entre las dos paredes internas de cada subreactor es de 5mm. Las columnas de vidrio se mantienen en vertical mediante soportes situados en la parte inferior y superior. Las paredes externas del reactor se encuentran cubiertas con un material aislante que impide el intercambio de calor con el exterior.

- Espesor de la membrana: $\delta_m := 900 \mu\text{m}$
- Espacio entre subreactores: $\Delta := 0.5\text{cm}$
- Espesor del soporte de PMMA: $E_{\text{PMMA}} := 3\text{mm}$
- Espesor de la pared de vidrio: $E_{\text{Vidrio}} := 4\text{mm}$
- Espesor de la pared y el soporte juntos: $\tau := 2 \cdot E_{\text{PMMA}} + E_{\text{Vidrio}} = 1\text{-cm}$
- Espacio entre las paredes: $\text{Espacio} := \tau + \Delta + 2 \cdot \delta = 1.68\text{cm}$
- Altura del biorreactor: 1.11m

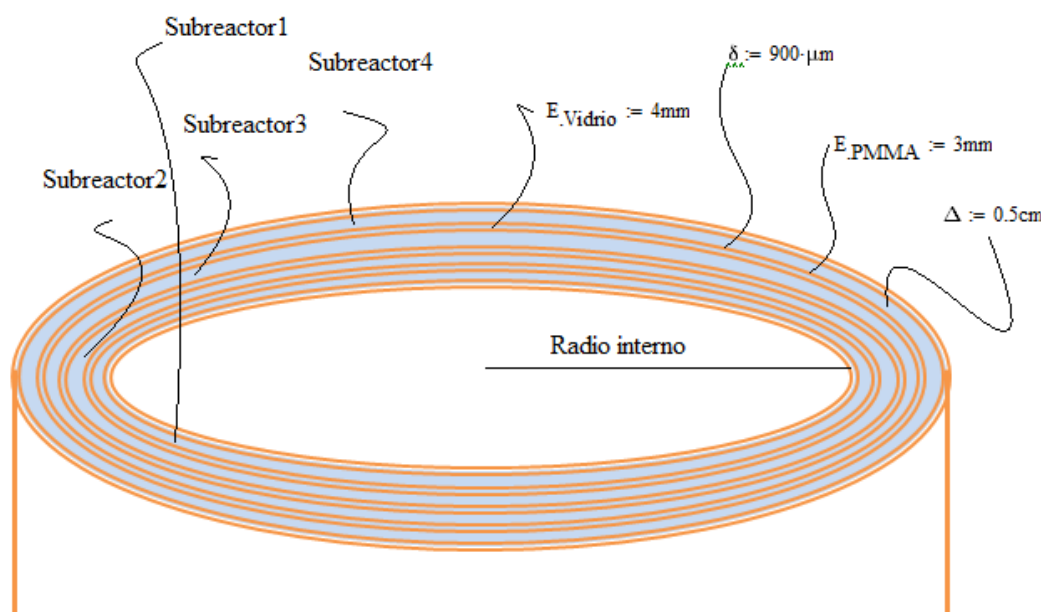


Figura11. Biorreactor de esterificación

Las dimensiones del biorreactor se pueden resumir en 1.11m de altura, 50cm de radio interno, 58.88 cm de diámetro externo, siendo el número de subreactores necesarios 7. El volumen operativo del biorreactor es de 134.7L. La cantidad de lipasa inmovilizada en el bioreactor1 es de 334.6g. El área total de membrana de nanofibras empleada es $53.9m^2$ siendo la anchura de la membrana igual a la altura del biorreactor la longitud de la membrana necesaria es de 48.5m.

El biorreactor tiene un funcionamiento de reactor flujo pistón. La alimentación entra por la parte de arriba y sale por la parte inferior. La velocidad de flujo transversal en el biorreactor es de $0.48 \frac{m}{h}$, teniendo en cuenta que la altura es de

1.11m el tiempo de residencia en el biorreactor es de 139min. El caudal total que atraviesa el biorreactor es aproximadamente 58L/h (nosotros consideramos que el caudal de proceso es el correspondiente al hexano que es el disolvente, las pequeñas variaciones que puede haber entre estos datos y los datos de simulación es que el programa tiene en cuenta tanto el caudal de los ácidos grasos y del metanol).

Durante la esterificación la lipasa inmovilizada convierte los ácidos grasos en presencia de metanol en esteres metílicos de los ácidos grasos y agua. El grado de conversión alcanzado en el bioreactor1 es del 87.6%. La concentración de entrada de los ácidos grasos al bioreactor1 es $385.97 \frac{mol}{m^3}$ y la relación molar óptima entre

la concentración de metanol y ácidos grasos libres a la entrada del biorreactor es 0.95. Es decir, por cada mol de ácidos grasos que entran al biorreactor deben entrar 0.95 moles de metanol.

Los flujos de entrada y salida del biorreactor 1 se muestran en la figura12:

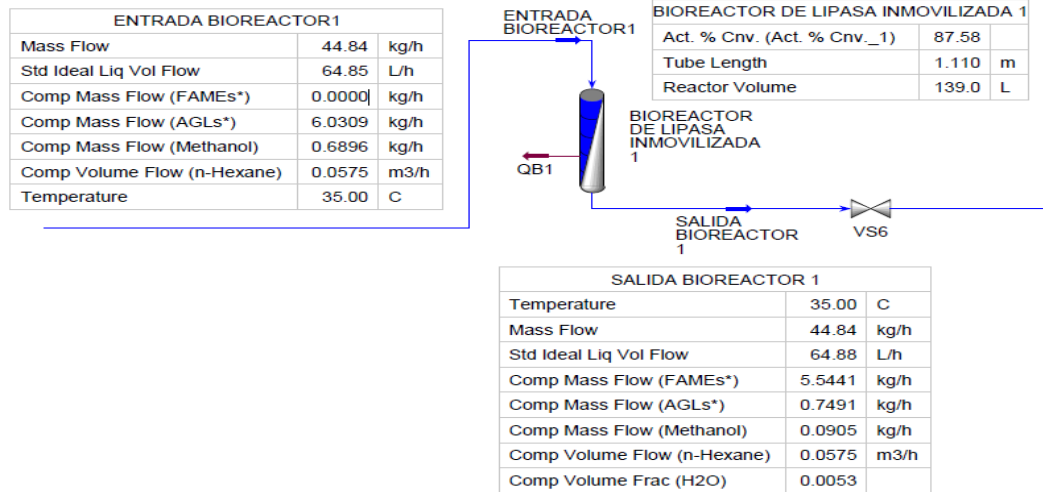


Figura12. Biorreactor1

La concentración de salida del primer biorreactor tanto de los productos como de los reactivos de la reacción se demuestra enseguida:

$$\text{Concentración de ácidos grasos: } C_{AGLs1} = 48.122 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Concentración de FAMEs } C_{FAMEs} = 338.728 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Concentración de metanol: } C_{Metanol1} = 28.779 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

$$\text{Concentración de Agua: } C_{Agua1} = 338.728 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$$

BIORREACTOR N°2

El caudal que va a travesar el bioreactor2 es el mismo que atraviesa el bioreactor1. Por tanto, este segundo biorreactor tiene las mismas dimensiones que el primero, lo único que varía es la altura. Como la concentración de los ácidos grasos a la entrada del bioreactor es pequeña $48.12 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$ en comparación con el primer bioreactor, la velocidad de reacción en este segundo bioreactor va a ser pequeña. El objetivo en esta segunda esterificación es alcanzar una conversión de 98.3% de los ácidos grasos que entran a este bioreactor. La altura que debería tener el bioreactor es estas condiciones de operación es de 0.63m.

El volumen operativo del bioreactor es de 76.5L. La cantidad de lipasa inmovilizada en el bioreactor1 es de 189.9g. El área total de membrana de nanofibras empleada es 30.6m^2 , siendo la anchura de la membrana igual a la

altura del biorreactor la longitud de la membrana necesaria es de 48.5m igual que el primer biorreactor ya que tienen las mismas dimensiones.

La relación molar óptima entre la concentración de metanol y ácidos grasos libres a la entrada del bioreactor2 es 1.2. Es decir, por cada mol de ácidos grasos que entran al biorreactor deben entrar 1.2 moles de metanol.

Los flujos de entrada y salida del bioreactor2 se muestran en la figura13:

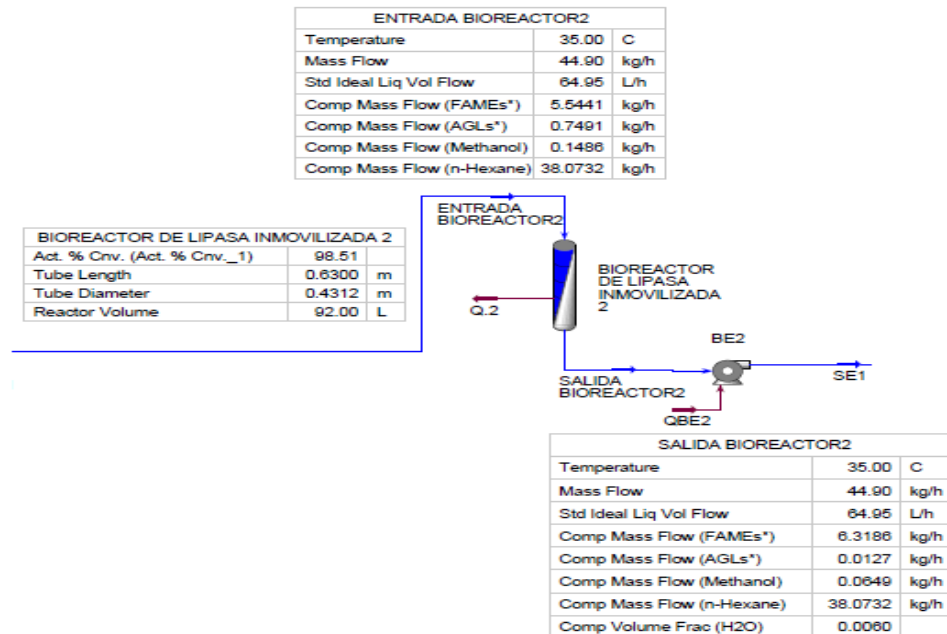


Figura13. Biorreactor3

La concentración de salida del primer biorreactor tanto de los productos como de los reactivos de la reacción se muestra en seguida:

Concentración de ácidos grasos: $C_{AGLs2} = 1.924 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$

Concentración de FAMES: $C_{FAMES2} = 384.926 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$

Concentración de metanol: $C_{Metanol2} = 11.549 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$

Concentración de Agua: $C_{Agua2} = 384.926 \frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$

La conversión total a la salida del segundo biorreactor es del 99.5%.

INTERCAMBIADOR DE CALOR5

La cantidad de corriente de proceso a calentar es pequeña 65L/h (45kg/h) de hecho no tiene mucho sentido diseñar un intercambiador de carcasa y tubos para calentar la corriente de proceso. En este caso, se utiliza un intercambiador de calos de dos tubos concéntricos. La corriente de proceso, pasa por el tubo interior siendo su diámetro de 1.5cm su velocidad transversal 0.11m/s , mientras que, la corriente caliente pasa por el tubo exterior siendo su diámetro de 3cm y la velocidad transversal es de 0.083m/s.

El coeficiente global de trasmisión de calor es de $56 \frac{W}{m^2.K}$, siendo los coeficientes individuales de transmisión de calor al lado del tubo interno $135 \frac{W}{m^2.K}$ y al lado del tubo externo $94.5 \frac{W}{m^2.K}$.

En estas condiciones la fuerza impulsora es de 14K, y el área de intercambio es $1.17m^2$.

La cantidad del agua caliente necesaria es de 154 kg/h, que entra a 70°C y sale a 65°C. Esta corriente caliente es derivada de la corriente caliente que sale del intercambiador de calor situado antes del evaporador de la fase de hidrolisis.

Los flujos de entrada y salida del intercambiador se muestran en la figura14:

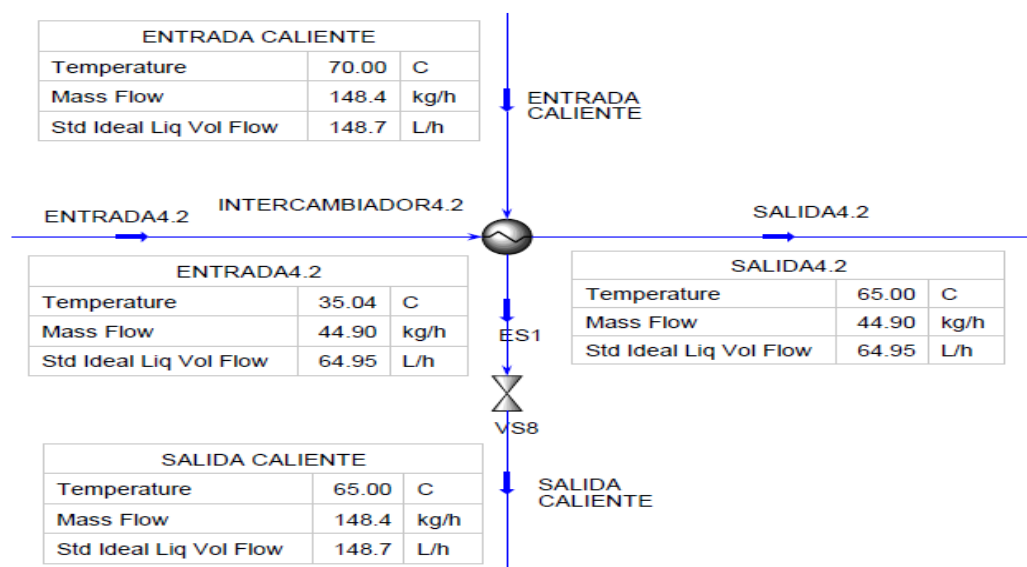


Figura14. Intercambiador5

EVAPORADOR3

La corriente de proceso 44.9 kg/h que sale del intercambiador de calor a 65°C entra directamente en el evaporador donde se evapora a 109°C y 0.3bar.

Las características de la corriente de vapor que sale del evaporador se muestran en la tabla3:

Tabla3. Características de vapor

VAPOR.3		
Temperature	109.0	C
Pressure	0.3000	bar
Mass Flow	38.38	kg/h
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.9873	
Comp Mass Frac (H2O)	0.0101	
Comp Mass Frac (Methanol)	0.0017	
Mass Density	0.7812	kg/m3
Thermal Conductivity	1.994e-002	W/m-K
Mass Heat Of Vapourization	539.2	kJ/kg

Las características de la corriente de líquida que sale del evaporador se muestran en la tabla4:

Tabla4. Características del líquido

FAMES		
Temperature	109.0	C
Mass Flow	6.518	kg/h
Comp Mass Frac (FAMES*)	0.9671	
Comp Mass Frac (AGLs*)	0.0019	
Comp Mass Frac (H2O)	0.0005	
Comp Mass Frac (Methanol)	0.0000	
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.0282	

La potencia necesaria total para la evaporación y el vacío es de 4.9 kW. El área calculada del evaporador es de $0.18m^2$

CONDENSADOR3

El vapor que sale del evaporador (38.4kg/h) se condensa en un condensador en contracorriente y de tubos horizontales. La temperatura de condensación del vapor a 0.3bar es 25°C. El agua de refrigeración (298.9Kg/hr) entra en el condensador a 10°C y sale a 25°C.

Los tubos del condensador tienen un diámetro interno de 0.7cm y el coeficiente de transmisión de calor de los tubos al vapor es $1807 \frac{W}{m^2.K}$. El área de intercambio se ha estimado en $0.11m^2$, siendo el número de tubos 3, la longitud de cada tubo 1.7m y la velocidad transversal en el tubo es 0.71m/s.

A la corriente de hexano condensado se le añade la cantidad de hexano que se ha perdido durante la etapa de extracción y la evaporación (0.261kg/hr) y se recircula a la columna de extracción de ácidos grasos.

En la figura15 se muestran los diferentes componentes de esta etapa de esterificación:

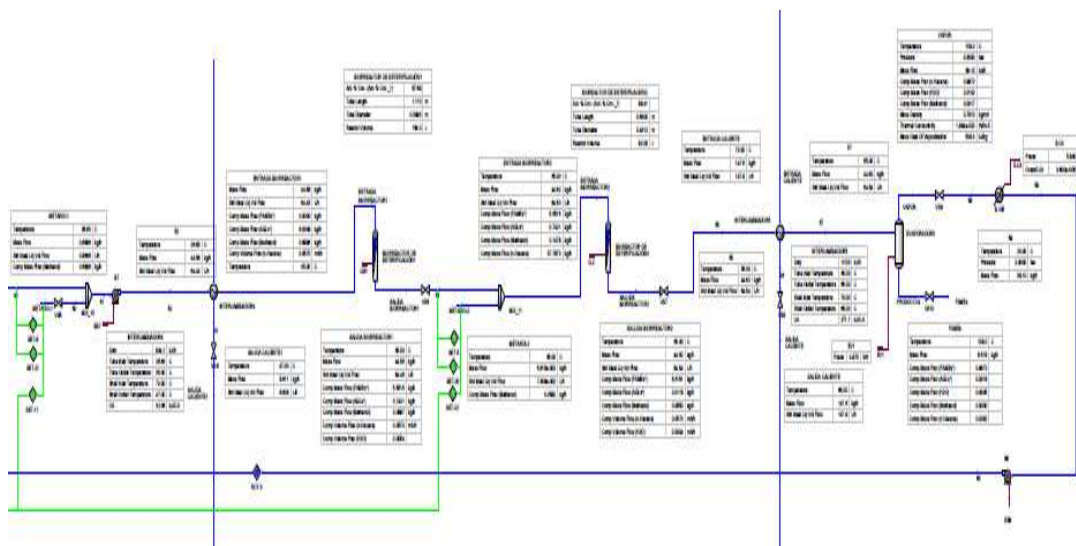


Figura15. Etapa de esterificación

3. ANÁLISIS ECONÓMICO DEL PROCESO

Las microalgas son una materia prima con una composición bioquímica muy diversa. En la actualidad se aprovechan varios componentes de estos microorganismos, ya que, tienen aplicaciones en varios sectores de la farmacia, alimentación, energía etc. Los procesos actuales, están bien diseñados para el aprovechamiento de componentes únicos de estos microorganismos. En este proceso, se pretende demostrar que el aprovechamiento integral de los varios componentes de la biomasa de microalgas es posible con la tecnología actual.

El tema del biodiesel a partir de microalgas está en sus inicios, sin embargo, muchos autores han demostrado que la rentabilidad de estos procesos es muy negativa. Pero, quizás si consiguemos aprovechar varios componentes de la biomasa microalgal, la rentabilidad de estos procesos puede mejorar.

Hasta donde sepamos, en la actualidad, no existe ninguna biorefinería de microalgas. Por lo tanto, los resultados económicos de este proyecto son muy difíciles de estimar, ya que, hay una ausencia absoluta de datos económicos sobre este tema.

El análisis económico del proceso se realiza en la parte del presupuesto de este proyecto. Donde se realiza un estudio económico del proceso propuesto al inicio de este trabajo, también se discutirá la introducción de varias modificaciones sobre el proceso previamente diseñado.

4. LEGISLACIÓN APLICABLE

4.1 MEDIO AMBIENTE

- Ley 7/94 de Protección Ambiental de Andalucía.
- RD 1302/86 de 28 de Junio, sobre Evaluación de impacto ambiental.
- RD 258/1989, de 10 de Marzo, por el que se establece la normativa general sobre vertidos de sustancias peligrosas de la tierra al mar. BOE 64, de 16.03-89.
- Orden de 31 de Octubre de 1989, por la que se establecen normas de emisión, objetivos de calidad, métodos de medida de referencia y procedimientos de control relativos a determinadas sustancias peligrosas contenidas en vertidos de la tierra al mar. BOE271, de 11-11-89.
- Orden de 9 de Mayo de 1991, por la que se modifica al enejo V de la Orden de 31 de Octubre de 1989, por la que se establecen normas de emisión , objetivos de calidad, métodos de medida de referencia y procedimientos de control relativos a determinadas sustancias peligrosas contenidas en los vertidos de la tierra al mar. BOE de 15-05-91.
- Orden de 28 de Octubre de 1992 por la que se amplía el método de aplicación de la Orden de 31 de Octubre de 1989 a cuatro nuevas sustancias peligrosas que pueden formar parte de determinados vertidos al mar. BOE de 27-07-93.
- Orden de 13 de Julio de 1993, por la que se aprueba la instrucción para el proyecto de conducciones de vertidos desde la tierra al mar. BOE de 27-07-93 de 13-08-93.
- Decreto 503/2004, de 13 de octubre, por el que se regulan determinados aspectos para la aplicación de los Impuestos sobre emisión de gases a la atmosfera y sobre vertidos a las aguas litorales.
- Decreto 326/2005, de 16 de diciembre, por el que se desarrolla la Ley 37/2003, de 17 de noviembre, del Ruido, en lo referente a la evaluación y gestión del ruido ambiental.
- RD 995/2000, de 2 de junio, por el que se fijan objetivos de calidad para determinadas sustancias contaminantes y se modifica el Reglamento del Dominio Público Hidráulico, aprobado por el RD 849/1986, de 11 de abril.

- Orden de 23 de Diciembre de 1986, por la que se dictan normas complementarias en relación con las autorizaciones de vertidos de aguas residuales.
- RD 472/1990, de 6 de abril, por el que se regulan los disolventes de extracción utilizados en la extracción de productos alimentarios y sus ingredientes.

4.2 SEGURIDAD INDUSTRIAL

- Ley 21/1992 de 16 de julio, de Industria. BOE N°176 publicado el 23/7/1992.
- RD 697/1995, de 28 de abril, por el que se aprueba el Reglamento del Registro de Establecimientos Industriales de ámbito estatal. BOE N°128 publicado el 30/05/1995.
- RD 2200/1995, de 28 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de infraestructura para la Calidad y la Seguridad Industrial. BOE N°32 publicado el 06/02/1999.
- RD 251/1997, de 21 de febrero de 1987, por el que se aprueba el Reglamento del Consejo de Coordinación de la Seguridad Industrial. BOE N° 66 publicado el 18/03/1997.
- RD 411/1997, de 21 de Marzo, por el que se modifica el RD2200/1995, de 28 de diciembre, por el que se aprueba el Reglamento de la Infraestructura para la Calidad y Seguridad Industrial. BOE N°100 publicado el 26/04/1997.

4.3 ELECTRICIDAD

- RD 7/1988, de 8 de enero, relativo a las exigencias de seguridad del material eléctrico destinado a ser utilizado en determinados límites de tensión. BOE N°12 publicado el 14/01/1988.
- Orden de 6 de junio de 1989, por la que se desarrolla y complementa el RD 7/1988, de 8 de Enero, relativo a la Exigencias de Seguridad del Material Eléctrico, destinado a ser utilizado en determinados límites de tensión. BOE N° 147 publicado el 21/06/1989.

- RD 154/1995, de 3 de febrero, por el que se modifica el RD 7/1988, de 8 de Enero, por el que se regula las exigencias de seguridad del material eléctrico destinado a ser utilizado en determinados límites de tensión BOE N°53. publicado el 3/3/1995. Corrección de errores: BOE N° 69 de 22/3/1995.
- Resolución de 24 de octubre de 1995, de la dirección General de Calidad y Seguridad Industrial, por la que se actualiza el anexo I de la Orden del Ministerio de Industria y energía de 6 de junio de 1989 BOE N°275 publicado el 17/11/1995.
- Resolución de 20 de marzo de 1996, de la Dirección General de Calidad y Seguridad Industrial, por la que se actualiza el apartado b) del anexo II contenido en la Orden del Ministerio de Industria y energía de 6 de junio de 1989 BOE N°84 publicado el 6/4/1996.
- Resolución de 19 de noviembre de 2001, de la Dirección General de la Política Tecnológica, por la que se hacen públicas las normas armonizadas que satisfacen las exigencias de seguridad del material eléctrico destinado a ser utilizado en determinados límites de tensión. BOE N°296 publicado el 11/12/2001.
- Resolución de 14 de octubre de 2002, de la Dirección General de la Política Tecnológica, por la que se hacen públicas las normas armonizadas que satisfacen las exigencias de seguridad del material eléctrico destinado a ser utilizado en determinados límites de tensión BOE N°265 publicado 5/11/22002.

4.4 PROTECCION CONTRA INCENDIOS

- RD 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de instalaciones de protección contra incendios BOE N°298 publicado el 14/12/1993. Corrección de errores BOE N°109 7/5/1994.
- Orden de 16 de abril 1998, sobre normas de procedimientos y desarrollo del RD 1942/1993, de 5 de noviembre, por el que se aprueba el Reglamento de Instalaciones de Protección contra incendios y se revisa el anexo I y los apéndices del mismo BOE N°101 publicado el 28/4/1998.

4.5 PREVECIÓN DE RIESGOS LABORALES

- Ley 31/1995 de 8 de noviembre, de Prevención de Riesgos Laborales BOE. N° 269 publicado el 10/11/1995.
- RD 39/1997 por el que se aprueba el Reglamento de los Servicios de Prevención. BOE N°27 publicado el 31/1/1997.
- RD 487/1997 de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas de calidad y salud relativas a la manipulación de manual de cargas que entrañe riesgos, en particular dorsolumbares, para los trabajadores BOE N°97 publicado el 23/4/1997.
- RD 486/1997 de 14 de abril, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud en los lugares de trabajo BOE N°97 publicado el 23/4/1997.
- RD 485/1997 de 14 de abril, sobre disposiciones mínimas en materia de señalización de seguridad y salud en el trabajo BOE N°97 publicado el 23/4/1997.
- RD 773/1997 de 30 de mayo, sobre disposiciones mínimas de seguridad y salud relativas a la utilización por trabajadores de equipos de protección individual BOE N° 140 publicado el 12/6/1997. Corrección de errores: BOE N°171 de 18/7/1997.
- RD 1215/1997, de 18 de julio, por el que se establecen las disposiciones mínimas de seguridad y salud para la utilización por los trabajadores de equipos de trabajo BOE N°188 publicado el 7/8/1997.

5. SEGURIDAD Y SALUD

La seguridad en el ámbito industrial plantea una serie de exigencias que se enumeran a continuación:

- Acción preventiva inicial y continuada, incluyendo la preparación para una actuación eficiente contra un siniestro eventual.
- Cobertura de todas las instalaciones y procesos industriales
- Cobertura de todas las etapas y vertientes de la actividad industrial
- Un enfoque particular para cada una de las etapas y vertientes mencionadas

- Exigencias profesionales y éticas relacionadas con formación, profesionalidad, estilo de mando, y motivación de las personas implicadas en la actividad industrial.
- Evitar el deterioro originado por la rutina.
- Estimulo de actitudes que favorecen la seguridad
- Conciencia de la relación entre riesgo, responsabilidad y aseguramiento.
- Política explícita y coherente, relativa a la Seguridad Industrial, en la gestión general de la empresa.

Las áreas principales de gestión de la seguridad son las siguientes:

- Ingeniería: Diseño de la planta de manera que pueda ponerse en marcha, operarse y ser mantenida de forma segura.
- Acopio de equipos y materiales: La compra de equipos y materiales debe ser tal que operen de forma segura en sus aplicaciones.
- Construcción: Mantenimiento al día y conservando bien el equipo usado para la construcción, los procedimientos y las prácticas de manera que se mantengan condiciones seguras de operación.
- Puesta en marcha de la planta.

Consideraciones para el diseño de plantas y procesos nuevos:

- Propiedades físicas y químicas: Datos de todos los productos que intervienen en el proceso
- Velocidad de reacción
- Compatibilidad de productos: Establecer las tolerancias de corrosión y ,os peligros de derrame o mezcla accidental
- Toxicidad: La necesidad de equipos necesarios para la protección del personal.
- Riesgos de explosión: La necesidad de una atmosfera inerte
- Fiabilidad de los servicios: Diseñar las necesidades de agua de calefacción y refrigeración en el caso de fallo de suministro eléctrico.
- Instrumentos. Consideraciones en cuanto al diseño libre de fallos para diversas averías en los servicios.
- Material de construcción: Tolerancias de corrosión en su caso.
- Presión de la red de agua: Contar con las posibles necesidades de agua durante la extinción de incendios.

- Temperaturas: Establecer tolerancias para las condiciones de sobrecalentamiento durante los incendios y para los riesgos del personal.
- Potencial humano: Considerar las protecciones mediante procesos automatizados que exijan un empleo reducido de mano de obra.
- Inversión: Los gastos de seguridad deben equilibrar también la pérdida de producción durante los accidentes y explosiones.
- Relación con otras unidades: La importancia de la continuidad de producción, durante los accidentes y explosiones, cuando los productos de una unidad alimentan a otras.
- Situación de las instalaciones: Se deben considerar los riesgos de proximidad.

Almacenamiento de sustancias peligrosas:

- Se almacenan solamente las cantidades imprescindibles de cada producto peligroso si no existen restricciones legales.
- Aislar la zona destinada al almacenamiento, dotándola de los medios de prevención adecuados y si fuese posible, utilizar locales especiales.
- Elegir los recipientes adecuados a cada sustancia.
- Tener en cuenta las incompatibilidades entre las sustancias y ordenarlas según el tipo de riesgo.
- En caso de sustancias inflamables, los almacenes deben cumplir con lo siguiente:
 - Estar constituidos con paredes resistentes al fuego y puertas metálicas
 - Tener buena ventilación
 - Haber sido eliminados los posibles focos de ignición
 - Poseer un adecuado sistema de detección y protección contra incendios.
- En el caso de las sustancias corrosivas, los recipientes se colocan lo más cerca posible del suelo y sobre bandejas que puedan retener posibles derrames por roturas.

Manipulación de sustancias peligrosas

- Contacto dérmico por rotura del envase durante el transporte o con sustancias derramadas.
- Transportar los envases de vidrio en contenedores de protección
- Control de los envases de plástico

- Empleo de envases seguros y diseñados ergonómicamente
- Emplear envases adecuados, Neutralizar las sustancias derramadas con productos adecuados
- No limpiar con trapos o papel

Proyecciones y salpicaduras en las operaciones de trasvases

- Evitar el vertido libre desde recipientes y salvo los de pequeña capacidad.
- Duchas de emergencia y lava ojos
- Equipos de protección individual adecuados

Incendios por evaporación de sustancias inflamables o tóxicas

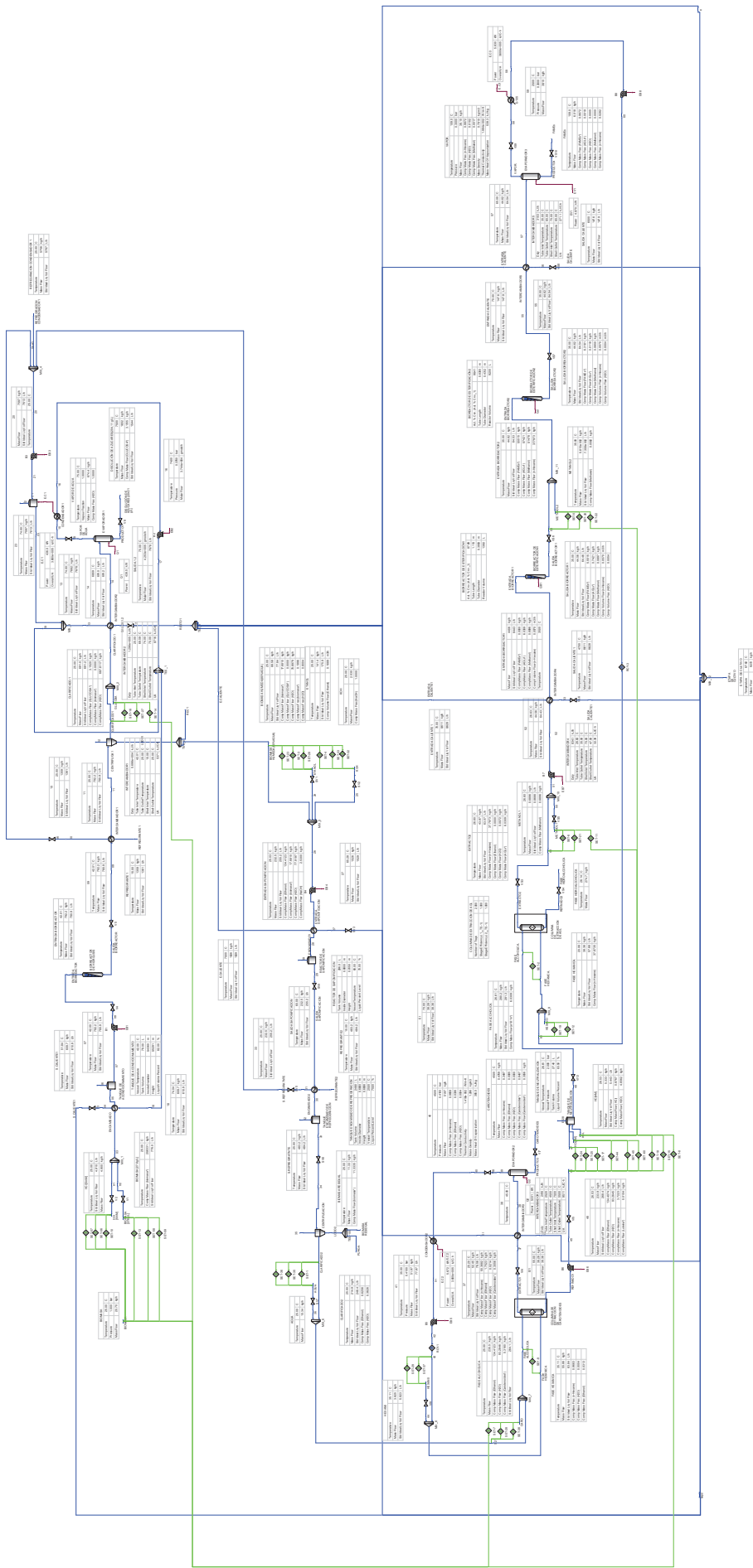
- Controlar los desechos y residuos
- Controlar los focos de ignición
- Trasvasar en locales bien ventilados, mediante ventilación general o extracción localizada
- Mantener los recipientes cerrados herméticamente

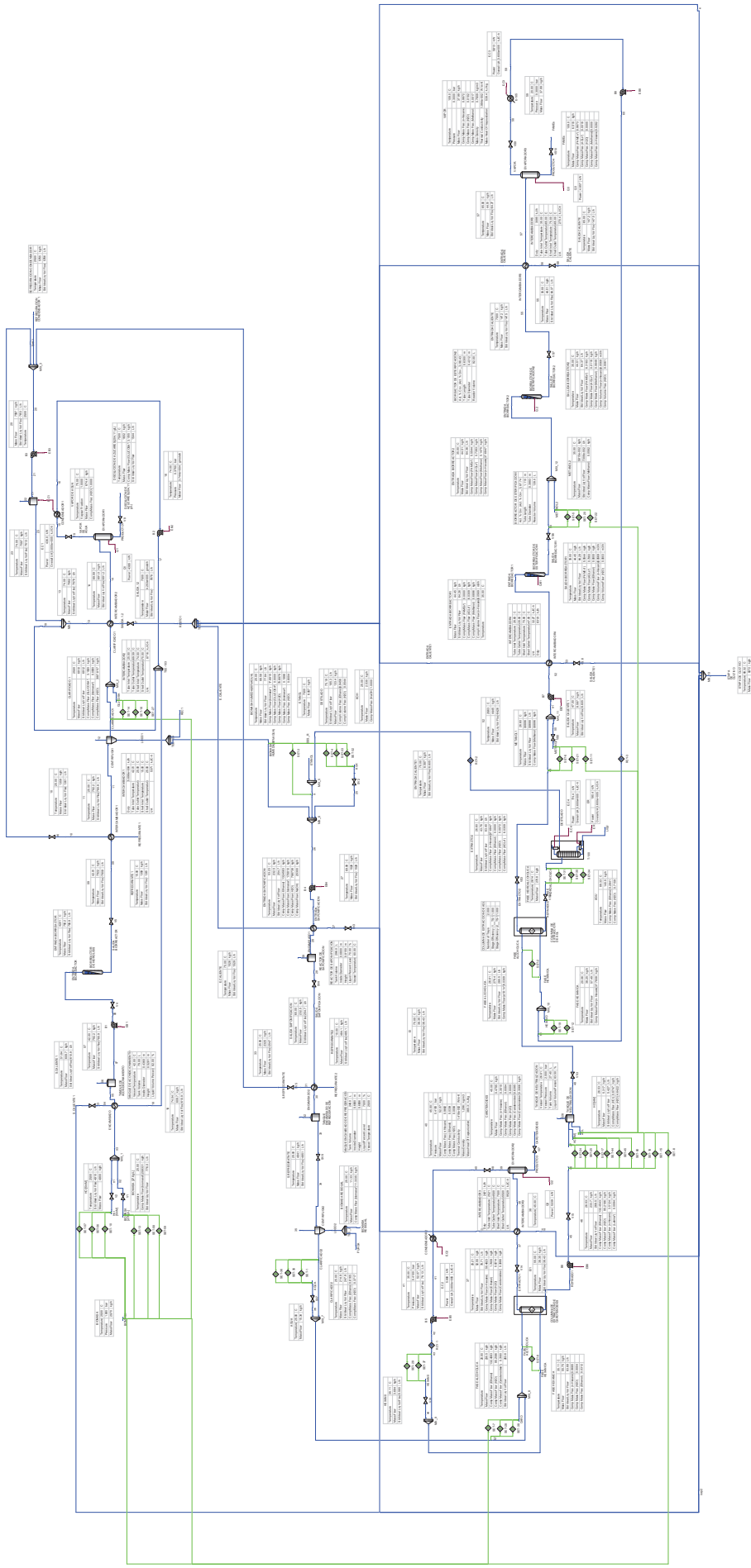
Incendios en trasvases de líquidos inflamables por electricidad estática

- Trasvasar a velocidades lentas y llenar por el fondo.
- Evitar atmosferas peligrosas en el interior de los recipientes
- Emplear recipientes metálicos
- No utilizar ropa de trabajo de fibras acrílicas, sino de algodón y calzado conductos.

Proyecciones y salpicaduras por exceso de llenado de recipientes en instalaciones fijas.

- Utilizar rebosaderos para evitar derrames
- Emplear sistemas de control de llenado





DOCUMENTO N°2
ANEJOS


ANEJO N°1
BALANCES DE
MATERIA

BALANCES DE MATERIA

1. INTRODUCCIÓN

La planta diseñada en este proceso se ha simulado con el programa de simulación **Aspen Hysys 2009 (versión 3.1)**. Los balances de materia que mostramos en el siguiente apartado se han sacado directamente del programa.

2. BALANCES DE MATERIA

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:28:37 2009		
4						
5						
6	Material Stream: HCl [5mM]			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Aqueous Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	25.00	25.00			
14	Pressure: (bar)	1.000	1.000			
15	Molar Flow (gmole/h)	272.0	272.0			
16	Mass Flow (kg/h)	4.900	4.900			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	4.910	4.910			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.849e+005	-2.849e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	6.581	6.581			
20	Heat Flow (kJ/h)	-7.748e+004	-7.748e+004			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	4.828 *	4.828			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Aqueous Phase			
25	Molecular Weight	18.02	18.02			
26	Molar Density (kgmole/m3)	55.91	55.91			
27	Mass Density (kg/m3)	1007	1007			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	4.864e-003	4.864e-003			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.581e+004	-1.581e+004			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3653	0.3653			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.70	75.70			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.202	4.202			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	2.587	2.587			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	0.1436	0.1436			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.39	55.39			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.70	75.70			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	6.430	6.430			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.351e-006	1.351e-006			
45	Z Factor	7.215e-004	7.215e-004			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123			
49	Cp/Cv	1.152	1.152			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.070e+004	4.070e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8839	0.8839			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1015	1015			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	4.828	4.828			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	1.789e-002	1.789e-002			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2259	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	72.09	72.09			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6110	0.6110			
60	Viscosity (Pa-s)	8.904e-004	8.904e-004			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.39	67.39			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.740	3.740			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	65.74	65.74			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.649	3.649			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---			
69	True VP at 37.8 C (bar)	7.144e-002	7.144e-002			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	4.828e-003	4.828e-003			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:28:37 2009

Material Stream: HCl [5mM] (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	0.2719 *	0.9999 *	4.8988 *	0.9998 *	0.0049 *	0.9998 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0001 *	0.0009 *	0.0002 *	0.0000 *	0.0002 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	0.2720	1.0000	4.8997	1.0000	0.0049	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.2719	0.9999	4.8988	0.9998	0.0049	0.9998
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0001	0.0009	0.0002	0.0000	0.0002
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.2720	1.0000	4.8997	1.0000	0.0049	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U	
2			Unit Set: NewUser	
3			Date/Time: Sat May 30 10:32:02 2009	
4				
5			Fluid Package: Basis-2	
6			Property Package: NRTL - Ideal	
7	Material Stream: BIOMASA [27.6g/L]			
8				
9	CONDITIONS			
10				
11		Overall	Aqueous Phase	Solid Phase
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.9608	0.0392
13	Temperature: (C)	25.00	25.00	25.00
14	Pressure: (bar)	1.000	1.000	1.000
15	Molar Flow (gmole/h)	4.428e+004	4.254e+004	1736
16	Mass Flow (kg/h)	787.3	766.5	20.83
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	776.0	768.0	8.013
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.737e+005	-2.849e+005	0.0000
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	17.51	6.559	285.9
20	Heat Flow (kJ/h)	-1.212e+007	-1.212e+007	0.0000
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	763.3 *	755.3	8.013
22	PROPERTIES			
23				
24		Overall	Aqueous Phase	Solid Phase
25	Molecular Weight	17.78	18.02	12.00
26	Molar Density (kgmole/m3)	57.59	55.92	216.7
27	Mass Density (kg/m3)	1024	1007	2600
28	Act. Volume Flow (m3/h)	0.7689	0.7609	8.013e-003
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.540e+004	-1.581e+004	0.0000
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.9849	0.3641	23.83
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	74.70	75.70	50.18
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.202	4.202	4.182
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	94.10	0.0000	2400
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	5.292	---	200.0
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	0.9897	1.033e-002
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.9735	2.646e-002
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---	---
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	57.06	55.40	216.7
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	74.70	75.70	50.18
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1047	1006	41.05
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	1015	998.0	2600
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.114e-004	2.114e-004	---
45	Z Factor	---	7.214e-004	1.862e-004
46	Watson K	---	---	---
47	User Property	---	---	---
48	Cp/(Cp - R)	1.125	1.123	1.199
49	Cp/Cv	1.125	1.152	1.199
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	---	---	---
51	Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.8840	---
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1031	1015	2600
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	763.3	755.3	8.013
54	Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000
55	Molar Volume (m3/kgmole)	1.736e-002	1.788e-002	4.615e-003
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	---	---	---
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.9608	0.0392
58	Surface Tension (dyne/cm)	72.10	72.10	---
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	0.6110	---
60	Viscosity (Pa-s)	---	8.904e-004	---
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	66.39	67.39	41.86
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.734	3.741	3.489
63	Cv (kJ/kgmole-C)	66.39	65.74	41.86
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.734	3.649	3.489
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---	---
69	True VP at 37.8 C (bar)	6.553e-002	6.553e-002	---
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	0.7633	0.7553	8.013e-003
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:32:02 2009

Material Stream: BIOMASA [27.6g/L] (continue

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	42.5449 *	0.9608 *	766.4500 *	0.9735 *	0.7680 *	0.9897 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	1.7361 *	0.0392 *	20.8331 *	0.0265 *	0.0080 *	0.0103 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	44.2810	1.0000	787.2831	1.0000	0.7760	1.0000

Aqueous Phase


Phase Fraction 0.9608

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	42.5449	1.0000	766.4500	1.0000	0.7680	1.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	42.5449	1.0000	766.4500	1.0000	0.7680	1.0000

Solid Phase

Phase Fraction 3.921e-002

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	1.7361	1.0000	20.8331	1.0000	0.0080	1.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1.7361	1.0000	20.8331	1.0000	0.0080	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:36:20 2009		
4						
5						
6	Material Stream: ETANOL			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Liquid Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	25.00	25.00			
14	Pressure: (bar)	1.094	1.094			
15	Molar Flow (gmole/h)	3307	3307			
16	Mass Flow (kg/h)	141.4	141.4			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	175.9	175.9			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.789e+005	-2.789e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	15.71	15.71			
20	Heat Flow (kJ/h)	-9.226e+005	-9.226e+005			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	173.4 *	173.4			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Liquid Phase			
25	Molecular Weight	42.76	42.76			
26	Molar Density (kgmole/m3)	18.86	18.86			
27	Mass Density (kg/m3)	806.6	806.6			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	0.1754	0.1754			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-6523	-6523			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3674	0.3674			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	143.0	143.0			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.344	3.344			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	1.090e+006	1.090e+006			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	2.549e+004	2.549e+004			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	18.80	18.80			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	143.0	143.0			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	78.20	78.20			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	804.1	804.1			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.871e-005	4.871e-005			
45	Z Factor	2.340e-003	2.340e-003			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.062	1.062			
49	Cp/Cv	1.101	1.101			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.872e+004	3.872e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	1.216	1.216			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	815.6	815.6			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	173.4	173.4			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	5.302e-002	5.302e-002			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	905.4	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	27.99	27.99			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1914	0.1914			
60	Viscosity (Pa-s)	9.811e-004	9.811e-004			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	134.7	134.7			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.150	3.150			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	129.9	129.9			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.037	3.037			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	111.2	111.2			
69	True VP at 37.8 C (bar)	0.1592	0.1592			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	0.1734	0.1734			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:36:20 2009

Material Stream: ETANOL (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	2.9176 *	0.8821 *	134.4123 *	0.9504 *	0.1689 *	0.9600 *
H2O	0.3898 *	0.1179 *	7.0218 *	0.0496 *	0.0070 *	0.0400 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	3.3073	1.0000	141.4342	1.0000	0.1759	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	2.9176	0.8821	134.4123	0.9504	0.1689	0.9600
H2O	0.3898	0.1179	7.0218	0.0496	0.0070	0.0400
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	3.3073	1.0000	141.4342	1.0000	0.1759	1.0000

1		OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO	Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U	
2			Unit Set:	NewUser	
3			Date/Time:	Sat May 30 10:37:30 2009	
4					
5	Material Stream: KOH			Fluid Package:	Basis-2
6				Property Package:	NRTL - Ideal
7					
8	CONDITIONS				
9					
10					
11		Overall	Liquid Phase		
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000		
13	Temperature: (C)	25.00	25.00		
14	Pressure: (bar)	1.094	1.094		
15	Molar Flow (gmole/h)	63.25	63.25		
16	Mass Flow (kg/h)	2.530	2.530		
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	1.420	1.420		
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-8.342e+004	-8.342e+004		
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	-105.1	-105.1		
20	Heat Flow (kJ/h)	-5277	-5277		
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	1.681 *	1.681		
22	PROPERTIES				
23					
24		Overall	Liquid Phase		
25	Molecular Weight	40.00	40.00		
26	Molar Density (kgmole/m3)	36.97	36.97		
27	Mass Density (kg/m3)	1479	1479		
28	Act. Volume Flow (m3/h)	1.711e-003	1.711e-003		
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2086	-2086		
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	-2.628	-2.628		
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	163.9	163.9		
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.098	4.098		
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---		
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---		
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000		
36	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000		
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---		
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---		
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	44.56	44.56		
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	163.9	163.9		
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.496	1.496		
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	1782	1782		
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.753e-007	4.753e-007		
45	Z Factor	1.194e-003	1.194e-003		
46	Watson K	---	---		
47	User Property	---	---		
48	Cp/(Cp - R)	1.053	1.053		
49	Cp/Cv	1.053	1.053		
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	---	---		
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.1018	0.1018		
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1505	1505		
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	1.681	1.681		
54	Liquid Fraction	1.000	1.000		
55	Molar Volume (m3/kgmole)	2.705e-002	2.705e-002		
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	---	---		
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000		
58	Surface Tension (dyne/cm)	8.209e+004	8.209e+004		
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.3645	0.3645		
60	Viscosity (Pa-s)	1.505e-004	1.505e-004		
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	155.6	155.6		
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.890	3.890		
63	Cv (kJ/kgmole-C)	155.6	155.6		
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.890	3.890		
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---		
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---		
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---		
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---		
69	True VP at 37.8 C (bar)	---	---		
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	1.681e-003	1.681e-003		
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:37:30 2009

Material Stream: KOH (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0633 *	1.0000 *	2.5300 *	1.0000 *	0.0014 *	1.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	0.0633	1.0000	2.5300	1.0000	0.0014	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0633	1.0000	2.5300	1.0000	0.0014	1.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0633	1.0000	2.5300	1.0000	0.0014	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:38:36 2009		
4						
5						
6	Material Stream: AGUA			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Aqueous Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	25.00	25.00			
14	Pressure: (bar)	2.000	2.000			
15	Molar Flow (gmole/h)	851.8	851.8			
16	Mass Flow (kg/h)	15.34	15.34			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	15.38	15.38			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.849e+005	-2.849e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	6.558	6.558			
20	Heat Flow (kJ/h)	-2.427e+005	-2.427e+005			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	15.12 *	15.12			
22						
23	PROPERTIES					
24		Overall	Aqueous Phase			
25	Molecular Weight	18.02	18.02			
26	Molar Density (kgmole/m3)	55.92	55.92			
27	Mass Density (kg/m3)	1007	1007			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	1.523e-002	1.523e-002			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.581e+004	-1.581e+004			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3640	0.3640			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.70	75.70			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.202	4.202			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.70	75.70			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	20.14	20.14			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.231e-006	4.231e-006			
45	Z Factor	1.443e-003	1.443e-003			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123			
49	Cp/Cv	1.152	1.152			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.964e+004	3.964e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8839	0.8839			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1015	1015			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	15.12	15.12			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	1.788e-002	1.788e-002			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2200	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	72.10	72.10			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6110	0.6110			
60	Viscosity (Pa-s)	8.904e-004	8.904e-004			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.38	67.38			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.740	3.740			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	65.74	65.74			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.649	3.649			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---			
69	True VP at 37.8 C (bar)	6.553e-002	6.553e-002			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	1.512e-002	1.512e-002			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:38:36 2009

Material Stream: AGUA (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	0.8518 *	1.0000 *	15.3448 *	1.0000 *	0.0154 *	1.0000 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	0.8518	1.0000	15.3448	1.0000	0.0154	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.8518	1.0000	15.3448	1.0000	0.0154	1.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.8518	1.0000	15.3448	1.0000	0.0154	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:39:39 2009		
4						
5						
6	Material Stream: HEXANO			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Liquid Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	35.11	35.11			
14	Pressure: (bar)	1.700	1.700			
15	Molar Flow (gmole/h)	45.55	45.55			
16	Mass Flow (kg/h)	3.925	3.925			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	5.923	5.923			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.965e+005	-1.965e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	112.5	112.5			
20	Heat Flow (kJ/h)	-8950	-8950			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	5.891 *	5.891			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Liquid Phase			
25	Molecular Weight	86.18	86.18			
26	Molar Density (kgmole/m3)	7.516	7.516			
27	Mass Density (kg/m3)	647.8	647.8			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	6.060e-003	6.060e-003			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2280	-2280			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.306	1.306			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	197.9	197.9			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.296	2.296			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	3.889e+006	3.889e+006			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.512e+004	4.512e+004			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	7.689	7.689			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	197.9	197.9			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.077	1.077			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	662.7	662.7			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.683e-006	1.683e-006			
45	Z Factor	8.824e-003	8.824e-003			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.044	1.044			
49	Cp/Cv	1.192	1.192			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	2.797e+004	2.797e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4190	0.4190			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	666.3	666.3			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	5.891	5.891			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1330	0.1330			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	324.6	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	16.81	16.81			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1115	0.1115			
60	Viscosity (Pa-s)	2.714e-004	2.714e-004			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	189.6	189.6			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.200	2.200			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	166.0	166.0			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.926	1.926			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---			
69	True VP at 37.8 C (bar)	0.3313	0.3313			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	5.891e-003	5.891e-003			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:39:39 2009

Material Stream: HEXANO (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0455 *	1.0000 *	3.9252 *	1.0000 *	0.0059 *	1.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	0.0455	1.0000	3.9252	1.0000	0.0059	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0455	1.0000	3.9252	1.0000	0.0059	1.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0455	1.0000	3.9252	1.0000	0.0059	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:48:39 2009		
4			Fluid Package: Basis-2			
5	Property Package: NRTL - Ideal					
6	Material Stream: HCl[4M]					
7	CONDITIONS					
8		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase		
9	Vapour / Phase Fraction	0.0283	0.0283	0.9717		
10	Temperature: (C)	26.53	26.53	26.53		
11	Pressure: (bar)	2.000	2.000	2.000		
12	Molar Flow (gmole/h)	277.0	7.852	269.2		
13	Mass Flow (kg/h)	5.333	0.2839	5.049		
14	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	5.443	0.3258	5.117		
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.723e+005	-9.479e+004	-2.775e+005		
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	20.55	204.0	15.19		
17	Heat Flow (kJ/h)	-7.544e+004	-744.3	-7.469e+004		
18	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	5.192 *	0.3211	4.937		
19	PROPERTIES					
20		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase		
21	Molecular Weight	19.25	36.15	18.76		
22	Molar Density (kgmole/m3)	2.694	8.027e-002	54.03		
23	Mass Density (kg/m3)	51.87	2.902	1013		
24	Act. Volume Flow (m3/h)	0.1028	9.783e-002	4.982e-003		
25	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.415e+004	-2622	-1.479e+004		
26	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.067	5.643	0.8100		
27	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.37	29.61	76.71		
28	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.915	0.8190	4.089		
29	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	1916	2.813e+004	1152		
30	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	99.54	777.9	61.40		
31	Phase Fraction [Vol. Basis]	5.986e-002	5.986e-002	0.9401		
32	Phase Fraction [Mass Basis]	5.323e-002	5.323e-002	0.9468		
33	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---	---		
34	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
35	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	9.783e-002	---		
36	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	50.89	24.10	52.60		
37	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.37	29.61	76.71		
38	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	6.550	0.1857	6.364		
39	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	979.8	871.3	986.7		
40	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.384e-006	---	1.384e-006		
41	Z Factor	---	1.000	1.486e-003		
42	Watson K	---	---	---		
43	User Property	---	---	---		
44	Cp/(Cp - R)	1.124	1.390	1.122		
45	Cp/Cv	1.003	1.390	1.122		
46	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.610e+004	4.610e+004	4.610e+004		
47	Kinematic Viscosity (cSt)	---	4.666	0.7862		
48	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1027	884.1	1023		
49	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	5.192	0.3211	4.937		
50	Liquid Fraction	0.9717	0.0000	1.000		
51	Molar Volume (m3/kgmole)	0.3711	12.46	1.851e-002		
52	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2395	---	---		
53	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0283	0.0283	0.9717		
54	Surface Tension (dyne/cm)	69.08	---	69.08		
55	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	1.710e-002	0.5786		
56	Viscosity (Pa-s)	---	1.354e-005	7.968e-004		
57	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.06	21.30	68.39		
58	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.483	0.5891	3.646		
59	Cv (kJ/kgmole-C)	75.13	21.30	68.39		
60	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.903	0.5891	3.646		
61	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	21.24	---		
62	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	0.5875	---		
63	Cp/Cv (Ent. Method)	---	1.394	---		
64	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---	---		
65	True VP at 37.8 C (bar)	4.261	61.63	2.587		
66	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	5.258e-003	3.211e-004	4.937e-003		
67	Hyprotech Ltd.					
68	HYSYS v3.2 (Build 5029)					
69	Page 1 of 2					



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:48:39 2009

Material Stream: HCl[4M] (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0283

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	0.2585 *	0.9330 *	4.6562 *	0.8731 *	0.0047 *	0.8572 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0186 *	0.0670 *	0.6767 *	0.1269 *	0.0008 *	0.1428 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	0.2770	1.0000	5.3330	1.0000	0.0054	1.0000

Vapour Phase


Phase Fraction 2.835e-002

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0001	0.0167	0.0024	0.0083	0.0000	0.0072
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0077	0.9833	0.2815	0.9917	0.0003	0.9928
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0079	1.0000	0.2839	1.0000	0.0003	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 0.9717

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.2583	0.9597	4.6539	0.9217	0.0047	0.9113
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0108	0.0403	0.3952	0.0783	0.0005	0.0887
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.2692	1.0000	5.0491	1.0000	0.0051	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:49:43 2009		
4						
5						
6	Material Stream: HEXANO			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Liquid Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	20.06	20.06			
14	Pressure: (bar)	1.013	1.013			
15	Molar Flow (gmole/h)	2.787	2.787			
16	Mass Flow (kg/h)	0.2402	0.2402			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	0.3625	0.3625			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.994e+005	-1.994e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	93.33	93.33			
20	Heat Flow (kJ/h)	-555.9	-555.9			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	0.3605 *	0.3605			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Liquid Phase			
25	Molecular Weight	86.18	86.18			
26	Molar Density (kgmole/m3)	7.678	7.678			
27	Mass Density (kg/m3)	661.6	661.6			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	3.630e-004	3.630e-004			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2314	-2314			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.083	1.083			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	191.4	191.4			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.221	2.221			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	3.889e+006	3.889e+006			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	4.512e+004	4.512e+004			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	7.689	7.689			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	191.4	191.4			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	6.590e-002	6.590e-002			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	662.7	662.7			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.008e-007	1.008e-007			
45	Z Factor	5.412e-003	5.412e-003			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.045	1.045			
49	Cp/Cv	1.195	1.195			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	2.890e+004	2.890e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4729	0.4729			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	666.3	666.3			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	0.3605	0.3605			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1302	0.1302			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	335.3	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	18.37	18.37			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1156	0.1156			
60	Viscosity (Pa-s)	3.129e-004	3.129e-004			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	183.1	183.1			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.125	2.125			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	160.3	160.3			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.860	1.860			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---			
69	True VP at 37.8 C (bar)	0.3313	0.3313			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	3.605e-004	3.605e-004			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:49:43 2009

Material Stream: HEXANO (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0028 *	1.0000 *	0.2402 *	1.0000 *	0.0004 *	1.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	0.0028	1.0000	0.2402	1.0000	0.0004	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0028	1.0000	0.2402	1.0000	0.0004	1.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0028	1.0000	0.2402	1.0000	0.0004	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:50:51 2009		
4						
5						
6	Material Stream: METANOL1			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Liquid Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	26.60	26.60			
14	Pressure: (bar)	1.013	1.013			
15	Molar Flow (gmole/h)	21.52	21.52			
16	Mass Flow (kg/h)	0.6896	0.6896			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	0.8666	0.8666			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.392e+005	-2.392e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	47.98	47.98			
20	Heat Flow (kJ/h)	-5149	-5149			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	0.8659 *	0.8659			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Liquid Phase			
25	Molecular Weight	32.04	32.04			
26	Molar Density (kgmole/m3)	24.48	24.48			
27	Mass Density (kg/m3)	784.4	784.4			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	8.792e-004	8.792e-004			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7467	-7467			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.498	1.498			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	115.6	115.6			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.609	3.609			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	6.381e+005	6.381e+005			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	1.991e+004	1.991e+004			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.83	24.83			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	115.6	115.6			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	0.5089	0.5089			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	795.7	795.7			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.442e-007	2.442e-007			
45	Z Factor	1.660e-003	1.660e-003			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.077	1.077			
49	Cp/Cv	1.269	1.269			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.529e+004	3.529e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6791	0.6791			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	796.4	796.4			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	0.8659	0.8659			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	4.085e-002	4.085e-002			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1101	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	29.34	29.34			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1791	0.1791			
60	Viscosity (Pa-s)	5.326e-004	5.326e-004			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	107.3	107.3			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.349	3.349			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	91.12	91.12			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.844	2.844			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	158.3	158.3			
69	True VP at 37.8 C (bar)	0.3200	0.3200			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	8.659e-004	8.659e-004			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:50:51 2009

Material Stream: METANOL1 (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0215 *	1.0000 *	0.6896 *	1.0000 *	0.0009 *	1.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	0.0215	1.0000	0.6896	1.0000	0.0009	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0215	1.0000	0.6896	1.0000	0.0009	1.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0215	1.0000	0.6896	1.0000	0.0009	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:52:55 2009		
4			Fluid Package: Basis-2			
5	Property Package: NRTL - Ideal					
6	Material Stream: METANOL2					
7	CONDITIONS					
8		Overall	Liquid Phase			
9	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
10	Temperature: (C)	35.00	35.00			
11	Pressure: (bar)	1.012	1.012			
12	Molar Flow (gmole/h)	1.815	1.815			
13	Mass Flow (kg/h)	5.815e-002	5.815e-002			
14	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	7.308e-002	7.308e-002			
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.383e+005	-2.383e+005			
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	54.62	54.62			
17	Heat Flow (kJ/h)	-432.4	-432.4			
18	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	7.302e-002 *	7.302e-002			
19	PROPERTIES					
20		Overall	Liquid Phase			
21	Molecular Weight	32.04	32.04			
22	Molar Density (kgmole/m3)	24.20	24.20			
23	Mass Density (kg/m3)	775.5	775.5			
24	Act. Volume Flow (m3/h)	7.498e-005	7.498e-005			
25	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-7436	-7436			
26	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.705	1.705			
27	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	116.5	116.5			
28	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.635	3.635			
29	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	6.381e+005	6.381e+005			
30	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	1.991e+004	1.991e+004			
31	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
32	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000			
33	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
34	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
35	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
36	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	24.83	24.83			
37	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	116.5	116.5			
38	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4.291e-002	4.291e-002			
39	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	795.7	795.7			
40	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.083e-008	2.083e-008			
41	Z Factor	1.632e-003	1.632e-003			
42	Watson K	---	---			
43	User Property	---	---			
44	Cp/(Cp - R)	1.077	1.077			
45	Cp/Cv	1.271	1.271			
46	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.529e+004	3.529e+004			
47	Kinematic Viscosity (cSt)	0.6124	0.6124			
48	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	796.4	796.4			
49	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	7.302e-002	7.302e-002			
50	Liquid Fraction	1.000	1.000			
51	Molar Volume (m3/kgmole)	4.132e-002	4.132e-002			
52	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1101	---			
53	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
54	Surface Tension (dyne/cm)	28.00	28.00			
55	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1755	0.1755			
56	Viscosity (Pa-s)	4.749e-004	4.749e-004			
57	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	108.2	108.2			
58	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.376	3.376			
59	Cv (kJ/kgmole-C)	91.63	91.63			
60	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.860	2.860			
61	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
62	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
63	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
64	Reid VP at 37.8 C (bar)	158.3	158.3			
65	True VP at 37.8 C (bar)	0.3200	0.3200			
66	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	7.302e-005	7.302e-005			
67	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:52:55 2009

Material Stream: METANOL2 (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0018 *	1.0000 *	0.0582 *	1.0000 *	0.0001 *	1.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	0.0018	1.0000	0.0582	1.0000	0.0001	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0018	1.0000	0.0582	1.0000	0.0001	1.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0018	1.0000	0.0582	1.0000	0.0001	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U	
2			Unit Set: NewUser	
3			Date/Time: Sat May 30 11:16:07 2009	
4				
5				
6	Separator: EVAPORADOR1			
7				
8	CONNECTIONS			
9	Inlet Stream			
10	Stream Name		From Unit Operation	
11	14	Heat Exchanger		INTERCAMBIADOR2
12	Outlet Stream			
13	Stream Name		To Unit Operation	
14	VAPOR DE AGUA	Valve:		V8
15	PRODUCTO1	Valve:		V9
16	Energy Stream			
17	Stream Name		From Unit Operation	
18	Q1			
19	PARAMETERS			
20	Vessel Volume:	100.0 L *	Level SP:	60.00 % *
21	Liquid Volume:			60.00 L
22	Vessel Pressure:	0.3760 bar	Pressure Drop:	7.820 kPa
23	Duty:	1.582e+006 kJ/h		Heat Transfer Mode: Heating
24	User Variables			
25	Options			
26	PV Work Term Contribution	(%)	100.00 *	
27	PROPERTIES			
28	14			
29		Overall	Aqueous Phase	
30	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000	
31	Temperature: (C)	69.59	69.59	
32	Pressure: (bar)	0.4542	0.4542	
33	Molar Flow (gmole/h)	3.820e+004	3.820e+004	
34	Mass Flow (kg/h)	691.0	691.0	
35	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	691.2	691.2	
36	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.819e+005	-2.819e+005	
37	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.558e+004	-1.558e+004	
38	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	17.31	17.31	
39	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.9570	0.9570	
40	Heat Flow (kJ/h)	-1.077e+007	-1.077e+007	
41	Molar Density (kgmole/m3)	53.88	53.88	
42	Mass Density (kg/m3)	974.5	974.5	
43	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	999.6	999.6	
44	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	1017	1017	
45	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.77	75.77	
46	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.189	4.189	
47	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6620	0.6620	
48	Viscosity (Pa-s)	4.027e-004	4.027e-004	
49	Surface Tension (dyne/cm)	64.23	64.23	
50	Molecular Weight	18.09	18.09	
51	Z Factor	2.958e-004	2.958e-004	
52	VAPOR DE AGUA			
53		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
54	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
55	Temperature: (C)	75.00	75.00	75.00
56	Pressure: (bar)	0.3760	0.3760	0.3760
57	Molar Flow (gmole/h)	3.744e+004	3.744e+004	0.0000
58	Mass Flow (kg/h)	674.4	674.4	0.0000
59	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	675.8	675.8	0.0000
60	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.393e+005	-2.393e+005	-2.980e+005
61	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.328e+004	-1.328e+004	-1.373e+004
62	Hyprotech Ltd.			
63	HYSYS v3.2 (Build 5029)			
64	Page 1 of 2			



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:16:07 2009

Separator: EVAPORADOR1 (continued)

VAPOR DE AGUA

		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
12	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	138.6	138.6	25.80	
13	Mass Entropy (kJ/kg-C)	7.696	7.696	1.189	
14	Heat Flow (kJ/h)	-8.957e+006	-8.957e+006	0.0000	
15	Molar Density (kgmole/m3)	1.299e-002	1.299e-002	48.24	
16	Mass Density (kg/m3)	0.2340	0.2340	1047	
17	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0	1070	
18	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	1015	1015	1096	
19	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	35.37	35.37	80.65	
20	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.963	1.963	3.716	
21	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.257e-002	2.257e-002	0.6540	
22	Viscosity (Pa-s)	1.109e-005	1.109e-005	5.816e-004	
23	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	63.01	
24	Molecular Weight	18.02	18.02	21.70	
25	Z Factor	1.000	1.000	2.693e-004	

PRODUCTO1

		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase	
29	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
30	Temperature: (C)	75.00 *	75.00	75.00	
31	Pressure: (bar)	0.3760 *	0.3760	0.3760	
32	Molar Flow (gmole/h)	761.0	0.0000	761.0	
33	Mass Flow (kg/h)	16.52	0.0000	16.52	
34	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	15.44	0.0000	15.44	
35	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.980e+005	-2.393e+005	-2.980e+005	
36	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.373e+004	-1.328e+004	-1.373e+004	
37	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	25.80	138.6	25.80	
38	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.189	7.696	1.189	
39	Heat Flow (kJ/h)	-2.268e+005	0.0000	-2.268e+005	
40	Molar Density (kgmole/m3)	48.24	1.299e-002	48.24	
41	Mass Density (kg/m3)	1047	0.2340	1047	
42	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	1070	998.0	1070	
43	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	1096	1015	1096	
44	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	80.65	35.37	80.65	
45	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.716	1.963	3.716	
46	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6540	2.257e-002	0.6540	
47	Viscosity (Pa-s)	5.816e-004	1.109e-005	5.816e-004	
48	Surface Tension (dyne/cm)	63.01	---	63.01	
49	Molecular Weight	21.70	18.02	21.70	
50	Z Factor	2.693e-004	1.000	2.693e-004	

Inlet Stream

		14	
54	Vapour Fraction	0.0000	
55	Temperature (C)	69.59	
56	Pressure (bar)	0.4542	
57	Molar Flow (gmole/h)	3.820e+004	
58	MassFlow (kg/h)	691.0	
59	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	691.2	
60	HeatFlow (kJ/h)	-1.077e+007	

Outlet Stream

		PRODUCTO1	VAPOR DE AGUA	
64	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
65	Temperature (C)	75.00 *	75.00	
66	Pressure (bar)	0.3760 *	0.3760	
67	Molar Flow (gmole/h)	761.0	3.744e+004	
68	MassFlow (kg/h)	16.52	674.4	
69	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	15.44	675.8	
70	HeatFlow (kJ/h)	-2.268e+005	-8.957e+006	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:45:16 2009

Liquid-Liquid Extractor: COLUMNA DE EXTRACCION DE CAROT

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION
EI20	2 TS-1	Mixer MI2
EI2	1 TS-1	Mixer MI1

Outlet Stream

STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION
S7	1 TS-1	Valve VI4
8	2 TS-1	Pump B6

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used

PROPERTIES

Properties : EI2

	Overall	Aqueous Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	25.00	25.00
Pressure: (bar)	2.000	2.000
Molar Flow (gmole/h)	8158	8158
Mass Flow (kg/h)	230.5	230.5
Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	264.1	264.1
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.810e+005	-2.810e+005
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-9944	-9944
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	15.77	15.77
Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.5582	0.5582
Heat Flow (kJ/h)	-2.292e+006	-2.292e+006
Molar Density (kgmole/m3)	32.12	32.12
Mass Density (kg/m3)	907.6	907.6
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	873.0	873.0
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	916.1	916.1
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	103.7	103.7
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.671	3.671
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.4007	0.4007
Viscosity (Pa-s)	1.012e-003	1.012e-003
Surface Tension (dyne/cm)	690.1	690.1
Molecular Weight	28.26	28.26
Z Factor	2.512e-003	2.512e-003

Properties : EI20

	Overall	Liquid Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000
Temperature: (C)	35.11	35.11
Pressure: (bar)	1.700	1.700
Molar Flow (gmole/h)	666.8	666.8
Mass Flow (kg/h)	55.86	55.86
Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	83.84	83.84
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.012e+005	-2.012e+005
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2402	-2402
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	109.4	109.4
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.306	1.306
Heat Flow (kJ/h)	-1.342e+005	-1.342e+005
Molar Density (kgmole/m3)	7.758	7.758
Mass Density (kg/m3)	649.9	649.9
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	666.2	666.2
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	668.4	668.4
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	195.2	195.2
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.330	2.330
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1141	0.1141
Viscosity (Pa-s)	2.837e-004	2.837e-004



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:45:16 2009

Liquid-Liquid Extractor: COLUMNA DE EXTRACCION DE CAROT

Properties : EI20

	Overall	Liquid Phase		
11 Surface Tension (dyne/cm)	17.16	17.16		
12 Molecular Weight	83.77	83.77		
13 Z Factor	8.550e-003	8.550e-003		

Properties : 8

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
16 Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
17 Temperature: (C)	26.50	26.50	26.50	
18 Pressure: (bar)	1.013	1.013	1.013	
19 Molar Flow (gmole/h)	8201	0.0000	8201	
20 Mass Flow (kg/h)	233.9	0.0000	233.9	
21 Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	269.4	0.0000	269.4	
22 Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.803e+005	-1.715e+005	-2.803e+005	
23 Mass Enthalpy (kJ/kg)	-9828	-2049	-9828	
24 Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	15.23	202.8	15.23	
25 Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.5340	2.424	0.5340	
26 Heat Flow (kJ/h)	-2.299e+006	0.0000	-2.299e+006	
27 Molar Density (kgmole/m3)	31.61	4.066e-002	31.61	
28 Mass Density (kg/m3)	901.7	3.402	901.7	
29 Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	868.5	666.7	868.5	
30 Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	911.7	668.9	911.7	
31 Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	104.3	138.0	104.3	
32 Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.655	1.650	3.655	
33 Thermal Conductivity (W/m-K)	0.3992	1.278e-002	0.3992	
34 Viscosity (Pa-s)	9.695e-004	5.908e-006	9.695e-004	
35 Surface Tension (dyne/cm)	684.3	---	684.3	
36 Molecular Weight	28.53	83.67	28.53	
37 Z Factor	1.286e-003	1.000	1.286e-003	

Properties : S7

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
40 Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
41 Temperature: (C)	25.20	25.20	25.20	
42 Pressure: (bar)	1.013	1.013	1.013	
43 Molar Flow (gmole/h)	624.2	0.0000	624.2	
44 Mass Flow (kg/h)	52.45	0.0000	52.45	
45 Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	78.56	0.0000	78.56	
46 Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.043e+005	-1.723e+005	-2.043e+005	
47 Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2431	-2050	-2431	
48 Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	94.90	202.2	94.90	
49 Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.129	2.407	1.129	
50 Heat Flow (kJ/h)	-1.275e+005	0.0000	-1.275e+005	
51 Molar Density (kgmole/m3)	7.872	4.084e-002	7.872	
52 Mass Density (kg/m3)	661.4	3.431	661.4	
53 Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	667.7	667.7	667.7	
54 Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	670.7	670.7	670.7	
55 Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	191.4	138.0	191.4	
56 Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.278	1.642	2.278	
57 Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1170	1.267e-002	0.1170	
58 Viscosity (Pa-s)	3.191e-004	5.896e-006	3.191e-004	
59 Surface Tension (dyne/cm)	19.89	---	19.89	
60 Molecular Weight	84.02	84.02	84.02	
61 Z Factor	5.188e-003	1.000	5.188e-003	

SUMMARY

64 Flow Basis:	Molar	The flows option is selected
Feed Composition		
	EI2	EI20
67 Flow Rate (gmole/h)	8.158406e+03	666.7792
68	---	---
69 FAMES*	0.0000	0.0000
70 Methane	0.0000	0.0000
71 Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:45:16 2009

Liquid-Liquid Extractor: COLUMNA DE EXTRACCION DE CAROT

SUMMARY

	EI2	EI20		
n-Hexane	0.0000	0.9413		
Ethanol	0.3576	0.0569		
H2O	0.6346	0.0018		
AGLs*	0.0000	0.0000		
B_Caroteno*	0.0000	0.0000		
Carotenoides*	0.0001	0.0000		
HCl	0.0000	0.0000		
Methanol	0.0000	0.0000		
biomasa*	0.0000	0.0000		
NaOH	0.0078	0.0000		
GLUCOSA*	0.0000	0.0000		

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Feed Flows

	EI2	EI20		
Flow Rate (gmole/h)	8.158406e+03	666.7792		
	---	---		
FAMEs* (gmole/h)	0.0000	0.0000		
Methane (gmole/h)	0.0000	0.0000		
n-Hexane (gmole/h)	0.0000	627.6617		
Ethanol (gmole/h)	2.917574e+03	37.9288		
H2O (gmole/h)	5.177021e+03	1.1885		
AGLs* (gmole/h)	0.0000	0.0000		
B_Caroteno* (gmole/h)	0.0000	0.0000		
Carotenoides* (gmole/h)	0.5545	0.0000		
HCl (gmole/h)	0.0023	0.0001		
Methanol (gmole/h)	0.0000	0.0000		
biomasa* (gmole/h)	0.0000	0.0000		
NaOH (gmole/h)	63.2546	0.0000		
GLUCOSA* (gmole/h)	0.0000	0.0000		

Products

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Product Compositions

	S7	8		
Flow Rate (gmole/h)	624.2412	8.200944e+03		
	---	---		
FAMEs*	0.0000	0.0000		
Methane	0.0000	0.0000		
n-Hexane	0.9363	0.0053		
Ethanol	0.0609	0.3557		
H2O	0.0019	0.6313		
AGLs*	0.0000	0.0000		
B_Caroteno*	0.0000	0.0000		
Carotenoides*	0.0009	0.0000		
HCl	0.0000	0.0000		
Methanol	0.0000	0.0000		
biomasa*	0.0000	0.0000		
NaOH	0.0000	0.0077		
GLUCOSA*	0.0000	0.0000		

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Product Flows

	S7	8		
Flow Rate (gmole/h)	624.2412 *	8.200944e+03 *		
	---	---		
FAMEs* (gmole/h)	0.0000 *	0.0000 *		
Methane (gmole/h)	0.0000 *	0.0000 *		
n-Hexane (gmole/h)	584.4683 *	43.1934 *		
Ethanol (gmole/h)	38.0349 *	2.917468e+03 *		
H2O (gmole/h)	1.1888 *	5.177021e+03 *		
AGLs* (gmole/h)	0.0000 *	0.0000 *		



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:45:16 2009

Liquid-Liquid Extractor: COLUMNA DE EXTRACCION DE CAROT

SUMMARY

	S7		8	
B_Caroteno* (gmole/h)	0.0000	*	0.0000	*
Carotenoides* (gmole/h)	0.5362	*	0.0183	*
HCl (gmole/h)	0.0001	*	0.0023	*
Methanol (gmole/h)	0.0000	*	0.0000	*
biomasa* (gmole/h)	0.0000	*	0.0000	*
NaOH (gmole/h)	0.0129	*	63.2417	*
GLUCOSA* (gmole/h)	0.0000	*	0.0000	*

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Product Recoveries

	S7		8	
Flow Rate (gmole/h)	624.2412		8.200944e+03	
	---		---	
FAMEs* (%)	0.0000		0.0000	
Methane (%)	0.0000		0.0000	
n-Hexane (%)	93.1184		6.8816	
Ethanol (%)	1.2869		98.7131	
H2O (%)	0.0230		99.9770	
AGLs* (%)	7.6046		92.3954	
B_Caroteno* (%)	0.0000		0.0000	
Carotenoides* (%)	96.6950		3.3050	
HCl (%)	5.2580		94.7420	
Methanol (%)	0.0000		0.0000	
biomasa* (%)	0.0000		0.0000	
NaOH (%)	0.0204		99.9796	
GLUCOSA* (%)	0.0000		0.0000	

COLUMN PROFILES

Reflux Ratio: 13.14 Reboil Ratio: 7.609e-002 The Flows Option is Selected Flow Basis: Molar

Column Profiles Flows

	Temperature (C)	Pressure (bar)	Net Liq (gmole/h)	Net Vap (gmole/h)	Net Feed (gmole/h)	Net Draws (gmole/h)
1_TS-1	25.20	1.013	8204	---	8158	624.2
2_TS-1	26.50	1.013	---	669.5	666.8	8201


Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmole)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)
1_TS-1	25.20	-2.805e+005	-2.043e+005	---
2_TS-1	26.50	-2.803e+005	-2.033e+005	---

FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis: Molar

	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (gmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmol)	Temp (C)
1_TS-1	EI2	Feed	---	Liquid	8158	-2.810e+005	25.00
	S7	Draw	---	Liquid	624.2	-2.043e+005	25.20
2_TS-1	EI20	Feed	---	Liquid	666.8	-2.012e+005	35.11
	8	Draw	---	Heavy Liq	8201	-2.803e+005	26.50

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U	
2			Unit Set: NewUser	
3			Date/Time: Sat May 30 11:17:05 2009	
4				
5				
6	Separator: EVAPORADOR2			
7				
8	CONNECTIONS			
9	Inlet Stream			
10	Stream Name		From Unit Operation	
11	38	Heat Exchanger		INTERCAMBIADOR3
12	Outlet Stream			
13	Stream Name		To Unit Operation	
14	39	Valve:		VI8
15	PRODUCTO3	Valve:		VI7
16	Energy Stream			
17	Stream Name		From Unit Operation	
18	Q2			
19	PARAMETERS			
20	Vessel Volume:	50.00 L *	Level SP:	5.00 % *
21	Liquid Volume:			2.500 L
22	Vessel Pressure:	0.4100 bar	Pressure Drop:	50.90 kPa
23	Duty:	1.919e+004 kJ/h		Heat Transfer Mode: Heating
24	User Variables			
25	Options			
26	PV Work Term Contribution	(%)	100.00 *	
27	PROPERTIES			
28	38			
29		Overall	Liquid Phase	
30	Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000	
31	Temperature: (C)	45.00 *	45.00	
32	Pressure: (bar)	0.9190	0.9190	
33	Molar Flow (gmole/h)	624.2	624.2	
34	Mass Flow (kg/h)	52.45	52.45	
35	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	78.56	78.56	
36	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.004e+005	-2.004e+005	
37	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2385	-2385	
38	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	113.2	113.2	
39	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.347	1.347	
40	Heat Flow (kJ/h)	-1.251e+005	-1.251e+005	
41	Molar Density (kgmole/m3)	7.650	7.650	
42	Mass Density (kg/m3)	642.8	642.8	
43	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	667.7	667.7	
44	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	670.7	670.7	
45	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	199.7	199.7	
46	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.377	2.377	
47	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1115	0.1115	
48	Viscosity (Pa-s)	2.645e-004	2.645e-004	
49	Surface Tension (dyne/cm)	17.80	17.80	
50	Molecular Weight	84.02	84.02	
51	Z Factor	4.541e-003	4.541e-003	
52	39			
53		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
54	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
55	Temperature: (C)	45.00	45.00	45.00
56	Pressure: (bar)	0.4100	0.4100	0.4100
57	Molar Flow (gmole/h)	621.7	621.7	0.0000
58	Mass Flow (kg/h)	51.97	51.97	0.0000
59	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	77.97	77.97	0.0000
60	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.687e+005	-1.687e+005	-3.941e+005
61	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2018	-2018	-2125
62	Hyprotech Ltd.			
63	HYSYS v3.2 (Build 5029)			
64	Page 1 of 2			



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:17:05 2009

Separator: EVAPORADOR2 (continued)

39

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
12	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	218.8	218.8	48.16	
13	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.617	2.617	0.2598	
14	Heat Flow (kJ/h)	-1.049e+005	-1.049e+005	0.0000	
15	Molar Density (kgmole/m3)	1.550e-002	1.550e-002	5.078	
16	Mass Density (kg/m3)	1.296	1.296	941.4	
17	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	666.5	666.5	820.8	
18	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	668.6	668.6	959.8	
19	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	145.3	145.3	339.8	
20	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.738	1.738	1.833	
21	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.418e-002	1.418e-002	0.1070	
22	Viscosity (Pa-s)	6.251e-006	6.251e-006	5.719e-003	
23	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	409.4	
24	Molecular Weight	83.60	83.60	185.4	
25	Z Factor	1.000	1.000	3.053e-003	

PRODUCTO3

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
29	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
30	Temperature: (C)	45.00 *	45.00	45.00	
31	Pressure: (bar)	0.4100 *	0.4100	0.4100	
32	Molar Flow (gmole/h)	2.572	0.0000	2.572	
33	Mass Flow (kg/h)	0.4769	0.0000	0.4769	
34	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	0.5810	0.0000	0.5810	
35	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.941e+005	-1.687e+005	-3.941e+005	
36	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2125	-2018	-2125	
37	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	48.16	218.8	48.16	
38	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.2598	2.617	0.2598	
39	Heat Flow (kJ/h)	-1014	0.0000	-1014	
40	Molar Density (kgmole/m3)	5.078	1.550e-002	5.078	
41	Mass Density (kg/m3)	941.4	1.296	941.4	
42	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	820.8	666.5	820.8	
43	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	959.8	668.6	959.8	
44	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	339.8	145.3	339.8	
45	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.833	1.738	1.833	
46	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1070	1.418e-002	0.1070	
47	Viscosity (Pa-s)	5.719e-003	6.251e-006	5.719e-003	
48	Surface Tension (dyne/cm)	409.4	---	409.4	
49	Molecular Weight	185.4	83.60	185.4	
50	Z Factor	3.053e-003	1.000	3.053e-003	

Inlet Stream

		38	
54	Vapour Fraction	0.0000	
55	Temperature (C)	45.00 *	
56	Pressure (bar)	0.9190	
57	Molar Flow (gmole/h)	624.2	
58	MassFlow (kg/h)	52.45	
59	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	78.56	
60	HeatFlow (kJ/h)	-1.251e+005	

Outlet Stream

		PRODUCTO3	39
64	Vapour Fraction	0.0000	1.0000
65	Temperature (C)	45.00 *	45.00
66	Pressure (bar)	0.4100 *	0.4100
67	Molar Flow (gmole/h)	2.572	621.7
68	MassFlow (kg/h)	0.4769	51.97
69	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	0.5810	77.97
70	HeatFlow (kJ/h)	-1014	-1.049e+005



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:59:51 2009

Liquid-Liquid Extractor: COLUMNA DE EXTRACCION DE AGL @

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
SE4	2 TS-1	Mixer	MIX-103
EI31	1 TS-1	Valve	VI13

Outlet Stream

STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
K1	1 TS-1	Valve	VS3
K2	2 TS-1	Valve	VS4

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used


PROPERTIES

Properties : EI31

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0014	0.9986	
Temperature: (C)	26.62	26.62	26.62	
Pressure: (bar)	2.000	2.000	2.000	
Molar Flow (gmole/h)	1.522e+004	21.50	1.520e+004	
Mass Flow (kg/h)	280.2	6.048	274.1	
Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	281.3	6.500	274.8	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.850e+005	-6.154e+005	-2.846e+005	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.548e+004	-2187	-1.578e+004	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	7.670	303.0	7.253	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.4167	1.077	0.4021	
Heat Flow (kJ/h)	-4.338e+006	-1.323e+004	-4.325e+006	
Molar Density (kgmole/m3)	54.56	3.283	55.79	
Mass Density (kg/m3)	1004	923.5	1006	
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	996.1	930.6	997.6	
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	1014	930.7	1015	
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	76.36	511.5	75.74	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.148	1.818	4.199	
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.5965	0.1694	0.6126	
Viscosity (Pa-s)	9.317e-004	0.1053	8.803e-004	
Surface Tension (dyne/cm)	---	37.11	71.74	
Molecular Weight	18.41	281.3	18.04	
Z Factor	---	2.445e-002	1.438e-003	

Properties : SE4

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.9517	0.0483	
Temperature: (C)	20.06	20.06	20.06	
Pressure: (bar)	1.013	1.013	1.013	
Molar Flow (gmole/h)	463.7	441.3	22.39	
Mass Flow (kg/h)	38.36	37.94	0.4206	
Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	57.66	57.23	0.4310	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.035e+005	-1.995e+005	-2.828e+005	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2460	-2320	-1.505e+004	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	89.48	93.55	9.222	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.082	1.088	0.4909	
Heat Flow (kJ/h)	-9.437e+004	-8.804e+004	-6330	
Molar Density (kgmole/m3)	8.032	7.701	52.66	
Mass Density (kg/m3)	664.5	662.1	989.2	
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	665.3	662.9	975.8	
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	671.0	666.8	993.0	
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	185.6	191.1	77.81	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.244	2.223	4.142	
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1170	0.1158	0.5732	
Viscosity (Pa-s)	3.220e-004	3.135e-004	9.700e-004	

1		OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO	Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
2			Unit Set: NewUser
3			Date/Time: Sat May 30 10:59:51 2009
4			
5			

Liquid-Liquid Extractor: COLUMNA DE EXTRACCION DE AGL @

Properties : SE4				
	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
11	Surface Tension (dyne/cm)	---	18.42	70.69
12	Molecular Weight	82.73	85.98	18.79
13	Z Factor	---	5.396e-003	7.891e-004
Properties : K2				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
16	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
17	Temperature: (C)	26.14	26.14	26.14
18	Pressure: (bar)	1.013	1.013	1.013
19	Molar Flow (gmole/h)	1.522e+004	0.0000	1.522e+004
20	Mass Flow (kg/h)	274.7	0.0000	274.7
21	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	275.4	0.0000	275.4
22	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.846e+005	-1.671e+005	-2.846e+005
23	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.577e+004	-1942	-1.577e+004
24	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	7.155	203.6	7.155
25	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3965	2.366	0.3965
26	Heat Flow (kJ/h)	-4.332e+006	0.0000	-4.332e+006
27	Molar Density (kgmole/m3)	55.79	4.071e-002	55.79
28	Mass Density (kg/m3)	1007	3.504	1007
29	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	997.4	662.8	997.4
30	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	1015	666.5	1015
31	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.75	142.5	75.75
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.198	1.655	4.198
33	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6118	1.274e-002	0.6118
34	Viscosity (Pa-s)	8.883e-004	5.886e-006	8.883e-004
35	Surface Tension (dyne/cm)	71.81	---	71.81
36	Molecular Weight	18.04	86.06	18.04
37	Z Factor	7.297e-004	1.000	7.297e-004
Properties : K1				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
40	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
41	Temperature: (C)	26.60	26.60	26.60
42	Pressure: (bar)	1.013	1.013	1.013
43	Molar Flow (gmole/h)	461.0	0.0000	461.0
44	Mass Flow (kg/h)	43.87	0.0000	43.87
45	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	63.57	0.0000	63.57
46	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.176e+005	-1.832e+005	-2.176e+005
47	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2286	-1925	-2286
48	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	110.8	225.5	110.8
49	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.164	2.369	1.164
50	Heat Flow (kJ/h)	-1.003e+005	0.0000	-1.003e+005
51	Molar Density (kgmole/m3)	7.188	4.065e-002	7.188
52	Mass Density (kg/m3)	684.1	3.869	684.1
53	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	690.2	690.2	690.2
54	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	694.3	694.3	694.3
55	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	208.8	155.5	208.8
56	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.194	1.634	2.194
57	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1162	1.233e-002	0.1162
58	Viscosity (Pa-s)	4.652e-004	4.658e-006	4.652e-004
59	Surface Tension (dyne/cm)	18.61	---	18.61
60	Molecular Weight	95.17	95.17	95.17
61	Z Factor	5.655e-003	1.000	5.655e-003

SUMMARY

64	Flow Basis:	Molar	The flows option is selected
Feed Composition			
66		EI31	SE4
67	Flow Rate (gmole/h)	1.521921e+04	463.6711
68		---	---
69	FAMES*	0.0000	0.0001
70	Methane	0.0000	0.0000
71	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:59:51 2009

Liquid-Liquid Extractor: COLUMNA DE EXTRACCION DE AGL @

SUMMARY

	EI31	SE4		
n-Hexane	0.0000	0.9478		
Ethanol	0.0000	0.0000		
H2O	0.9974	0.0465		
AGLs*	0.0014	0.0000		
B_Caroteno*	0.0000	0.0000		
Carotenoides*	0.0000	0.0000		
HCl	0.0012	0.0013		
Methanol	0.0000	0.0044		
biomasa*	0.0000	0.0000		
NaOH	0.0000	0.0000		
GLUCOSA*	0.0000	0.0000		

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Feed Flows

	EI31	SE4		
Flow Rate (gmole/h)	1.521921e+04	463.6711		
	---	---		
FAMEs* (gmole/h)	0.0000	0.0455		
Methane (gmole/h)	0.0000	0.0000		
n-Hexane (gmole/h)	0.0000	439.4808		
Ethanol (gmole/h)	0.0000	0.0000		
H2O (gmole/h)	1.517927e+04	21.5421		
AGLs* (gmole/h)	21.3511	0.0000		
B_Caroteno* (gmole/h)	0.0000	0.0000		
Carotenoides* (gmole/h)	0.0259	0.0000		
HCl (gmole/h)	18.5654	0.5808		
Methanol (gmole/h)	0.0000	2.0219		
biomasa* (gmole/h)	0.0000	0.0000		
NaOH (gmole/h)	0.0000	0.0000		
GLUCOSA* (gmole/h)	0.0000	0.0000		

Products

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Product Compositions

	K1	K2		
Flow Rate (gmole/h)	460.9561	1.522193e+04		
	---	---		
FAMEs*	0.0000	0.0000		
Methane	0.0000	0.0000		
n-Hexane	0.9515	0.0001		
Ethanol	0.0000	0.0000		
H2O	0.0009	0.9986		
AGLs*	0.0463	0.0000		
B_Caroteno*	0.0000	0.0000		
Carotenoides*	0.0001	0.0000		
HCl	0.0013	0.0012		
Methanol	0.0000	0.0001		
biomasa*	0.0000	0.0000		
NaOH	0.0000	0.0000		
GLUCOSA*	0.0000	0.0000		

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Product Flows

	K1	K2		
Flow Rate (gmole/h)	460.9561 *	1.522193e+04 *		
	---	---		
FAMEs* (gmole/h)	0.0000 *	0.0454 *		
Methane (gmole/h)	0.0000 *	0.0000 *		
n-Hexane (gmole/h)	438.5958 *	0.8850 *		
Ethanol (gmole/h)	0.0000 *	0.0000 *		
H2O (gmole/h)	0.4024 *	1.520041e+04 *		
AGLs* (gmole/h)	21.3511 *	0.0000 *		



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:59:51 2009

Liquid-Liquid Extractor: COLUMNA DE EXTRACCION DE AGL @

SUMMARY

	K1		K2		
B_Caroteno* (gmole/h)	0.0000	*	0.0000	*	
Carotenoides* (gmole/h)	0.0259	*	0.0000	*	
HCl (gmole/h)	0.5808	*	18.5654	*	
Methanol (gmole/h)	0.0000	*	2.0219	*	
biomasa* (gmole/h)	0.0000	*	0.0000	*	
NaOH (gmole/h)	0.0000	*	0.0000	*	
GLUCOSA* (gmole/h)	0.0000	*	0.0000	*	

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Product Recoveries

	K1		K2		
Flow Rate (gmole/h)	460.9561		1.522193e+04		
	---		---		
FAMEs* (%)	0.0882		99.9118		
Methane (%)	0.0000		0.0000		
n-Hexane (%)	99.7986		0.2014		
Ethanol (%)	0.0000		0.0000		
H2O (%)	0.0026		99.9974		
AGLs* (%)	100.0000		0.0000		
B_Caroteno* (%)	0.0000		0.0000		
Carotenoides* (%)	100.0000		0.0000		
HCl (%)	3.0335		96.9665		
Methanol (%)	0.0004		99.9996		
biomasa* (%)	0.0000		0.0000		
NaOH (%)	0.0000		0.0000		
GLUCOSA* (%)	0.0000		0.0000		

COLUMN PROFILES

Reflux Ratio: 32.97 Reboil Ratio: 3.033e-002 The Flows Option is Selected Flow Basis: Molar

Column Profiles Flows

	Temperature (C)	Pressure (bar)	Net Liq (gmole/h)	Net Vap (gmole/h)	Net Feed (gmole/h)	Net Draws (gmole/h)
1_TS-1	26.60	1.013	1.520e+004	---	1.522e+004	461.0
2_TS-1	26.14	1.013	---	440.3	463.7	1.522e+004


Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmole)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)
1_TS-1	26.60	-2.846e+005	-2.176e+005	---
2_TS-1	26.14	-2.846e+005	-1.982e+005	---

FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis: Molar

	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (gmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmol)	Temp (C)
1_TS-1	EI31	Feed	---	Liquid	1.522e+004 *	-2.850e+005 *	26.62 *
	K1	Draw	---	Liquid	461.0 *	-2.176e+005 *	26.60 *
2_TS-1	SE4	Feed	---	Liquid	463.7 *	-2.035e+005 *	20.06 *
	K2	Draw	---	Heavy Liq	1.522e+004 *	-2.846e+005 *	26.14 *

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U	
2			Unit Set: NewUser	
3			Date/Time: Sat May 30 11:05:26 2009	
4				
5				
6	Plug Flow Reactor: BIORREACTOR DE ESTERIFICACIÓN1			
7				
8	CONNECTIONS			
9				
10	Inlet Stream			
11				
12	STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
13	ENTRADA BIORREACTOR1		Heat Exchanger INTERCAMBIADOR4	
14	Outlet Stream			
15				
16	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
17	SALIDA BIORREACTOR1		Valve VS6	
18	Energy Stream			
19				
20	STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
21	QB1		Plug Flow Reactor BIORREACTOR DE ESTERIFICACIÓN1	
22	RATING			
23				
24	Sizing			
25				
26	Tube Dimensions			
27	Total Volume	139.0 L *	Length	1.110 m *
28	Diameter	0.3993 m	Number of Tubes	1 *
29	Wall Thickness	5.000e-003 m *		
30	Tube Packing			
31	Void Fraction	1.0000 *	Void Volume	139.0 L
32	Conditions			
33				
34	Length (m)	Temperature (C)	Pressure (bar)	Vapour Fraction
35	0.028	35.00	1.01	0.0000
36	0.083	35.00	1.01	0.0000
37	0.139	35.00	1.01	0.0000
38	0.194	35.00	1.01	0.0000
39	0.250	35.00	1.01	0.0000
40	0.305	35.00	1.01	0.0000
41	0.361	35.00	1.01	0.0000
42	0.416	35.00	1.01	0.0000
43	0.472	35.00	1.01	0.0000
44	0.527	35.00	1.01	0.0000
45	0.583	35.00	1.01	0.0000
46	0.638	35.00	1.01	0.0000
47	0.694	35.00	1.01	0.0000
48	0.749	35.00	1.01	0.0000
49	0.805	35.00	1.01	0.0000
50	0.860	35.00	1.01	0.0000
51	0.916	35.00	1.01	0.0000
52	0.971	35.00	1.01	0.0000
53	1.027	35.00	1.01	0.0000
54	1.082	35.00	1.01	0.0000
55	Length (m)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Entropy (kJ/kgmole-C)	Inside HTC (kJ/h-m2-C)
56	0.028	-216941	118.71	---
57	0.083	-217077	119.02	---
58	0.139	-217213	119.32	---
59	0.194	-217349	119.62	---
60	0.250	-217482	119.92	---
61	0.305	-217614	120.20	---
62	0.361	-217742	120.48	---
63	0.416	-217866	120.74	---
64	0.472	-217986	120.99	---
65	0.527	-218101	121.23	---
66	0.583	-218211	121.45	---
67	0.638	-218315	121.65	---
68	0.694	-218412	121.84	---
69	0.749	-218503	122.01	---
70				
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:05:26 2009

Plug Flow Reactor: BIORREACTOR DE ESTERIFICACIÓN1 (continua)

Conditions

Length (m)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Entropy (kJ/kgmole-C)	Inside HTC (kJ/h-m2-C)	Overall HTC (kJ/h-m2-C)
0.805	-218587	122.17	---	---
0.860	-218664	122.31	---	---
0.916	-218734	122.43	---	---
0.971	-218798	122.54	---	---
1.027	-218854	122.64	---	---
1.082	-218905	122.72	---	---

Segment Overall Reaction Rates (kgmole/m3-s)

Length (m)	catalisis heterogenea-4
2.775e-002	4.808e-005
8.325e-002	4.857e-005
0.1388	4.867e-005
0.1943	4.844e-005
0.2498	4.789e-005
0.3053	4.707e-005
0.3608	4.598e-005
0.4163	4.465e-005
0.4718	4.309e-005
0.5273	4.133e-005
0.5828	3.938e-005
0.6383	3.727e-005
0.6938	3.502e-005
0.7493	3.266e-005
0.8048	3.022e-005
0.8603	2.775e-005
0.9158	2.527e-005
0.9713	2.282e-005
1.027	2.045e-005
1.082	1.817e-005

Component Production Rates (kgmole/m3-s)

Length (m)	FAMES*	Methane	n-Hexane	Ethanol
2.775e-002	4.808e-005	0.0000	0.0000	0.0000
8.325e-002	4.857e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.1388	4.867e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.1943	4.844e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.2498	4.789e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.3053	4.707e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.3608	4.598e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.4163	4.465e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.4718	4.309e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.5273	4.133e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.5828	3.938e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.6383	3.727e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.6938	3.502e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.7493	3.266e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.8048	3.022e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.8603	2.775e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.9158	2.527e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.9713	2.282e-005	0.0000	0.0000	0.0000
1.027	2.045e-005	0.0000	0.0000	0.0000
1.082	1.817e-005	0.0000	0.0000	0.0000

Length (m)	H2O	AGLs*	B_Caroteno*	Carotenoides*
2.775e-002	4.808e-005	-4.808e-005	0.0000	0.0000
8.325e-002	4.857e-005	-4.857e-005	0.0000	0.0000
0.1388	4.867e-005	-4.867e-005	0.0000	0.0000
0.1943	4.844e-005	-4.844e-005	0.0000	0.0000
0.2498	4.789e-005	-4.789e-005	0.0000	0.0000



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:05:26 2009

Plug Flow Reactor: BIORREACTOR DE ESTERIFICACIÓN1 (continua)

Component Production Rates (kgmole/m3-s)

Length (m)	H2O	AGLs*	B_Caroteno*	Carotenoides*
0.3053	4.707e-005	-4.707e-005	0.0000	0.0000
0.3608	4.598e-005	-4.598e-005	0.0000	0.0000
0.4163	4.465e-005	-4.465e-005	0.0000	0.0000
0.4718	4.309e-005	-4.309e-005	0.0000	0.0000
0.5273	4.133e-005	-4.133e-005	0.0000	0.0000
0.5828	3.938e-005	-3.938e-005	0.0000	0.0000
0.6383	3.727e-005	-3.727e-005	0.0000	0.0000
0.6938	3.502e-005	-3.502e-005	0.0000	0.0000
0.7493	3.266e-005	-3.266e-005	0.0000	0.0000
0.8048	3.022e-005	-3.022e-005	0.0000	0.0000
0.8603	2.775e-005	-2.775e-005	0.0000	0.0000
0.9158	2.527e-005	-2.527e-005	0.0000	0.0000
0.9713	2.282e-005	-2.282e-005	0.0000	0.0000
1.027	2.045e-005	-2.045e-005	0.0000	0.0000
1.082	1.817e-005	-1.817e-005	0.0000	0.0000
Length (m)	HCl	Methanol	biomasa*	NaOH
2.775e-002	0.0000	-4.808e-005	0.0000	0.0000
8.325e-002	0.0000	-4.857e-005	0.0000	0.0000
0.1388	0.0000	-4.867e-005	0.0000	0.0000
0.1943	0.0000	-4.844e-005	0.0000	0.0000
0.2498	0.0000	-4.789e-005	0.0000	0.0000
0.3053	0.0000	-4.707e-005	0.0000	0.0000
0.3608	0.0000	-4.598e-005	0.0000	0.0000
0.4163	0.0000	-4.465e-005	0.0000	0.0000
0.4718	0.0000	-4.309e-005	0.0000	0.0000
0.5273	0.0000	-4.133e-005	0.0000	0.0000
0.5828	0.0000	-3.938e-005	0.0000	0.0000
0.6383	0.0000	-3.727e-005	0.0000	0.0000
0.6938	0.0000	-3.502e-005	0.0000	0.0000
0.7493	0.0000	-3.266e-005	0.0000	0.0000
0.8048	0.0000	-3.022e-005	0.0000	0.0000
0.8603	0.0000	-2.775e-005	0.0000	0.0000
0.9158	0.0000	-2.527e-005	0.0000	0.0000
0.9713	0.0000	-2.282e-005	0.0000	0.0000
1.027	0.0000	-2.045e-005	0.0000	0.0000
1.082	0.0000	-1.817e-005	0.0000	0.0000
Length (m)	GLUCOSA*			
2.775e-002	0.0000			
8.325e-002	0.0000			
0.1388	0.0000			
0.1943	0.0000			
0.2498	0.0000			
0.3053	0.0000			
0.3608	0.0000			
0.4163	0.0000			
0.4718	0.0000			
0.5273	0.0000			
0.5828	0.0000			
0.6383	0.0000			
0.6938	0.0000			
0.7493	0.0000			
0.8048	0.0000			
0.8603	0.0000			
0.9158	0.0000			
0.9713	0.0000			
1.027	0.0000			
1.082	0.0000			



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:05:26 2009

Plug Flow Reactor: BIORREACTOR DE ESTERIFICACIÓN1 (continua)

Transport

Length (m)	Viscosity (Pa-s)	Molecular Weight	Mass Density (kg/m3)	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	Surface Tension (dyne/cm)	Z Factor
2.775e-002	4.290e-004	92.36	680.0	208.390	---	---
8.325e-002	4.289e-004	92.36	679.8	208.324	---	---
0.1388	4.285e-004	92.36	679.7	208.259	---	---
0.1943	4.279e-004	92.36	679.6	208.194	---	---
0.2498	4.272e-004	92.36	679.5	208.130	---	---
0.3053	4.264e-004	92.36	679.4	208.067	---	---
0.3608	4.255e-004	92.36	679.4	208.005	---	---
0.4163	4.246e-004	92.36	679.3	207.946	---	---
0.4718	4.237e-004	92.36	679.3	207.888	---	---
0.5273	4.228e-004	92.36	679.2	207.833	---	---
0.5828	4.219e-004	92.36	679.2	207.780	---	---
0.6383	4.211e-004	92.36	679.2	207.730	---	---
0.6938	4.203e-004	92.36	679.2	207.683	---	---
0.7493	4.195e-004	92.36	679.1	207.640	---	---
0.8048	4.187e-004	92.36	679.1	207.600	---	---
0.8603	4.181e-004	92.36	679.1	207.563	---	---
0.9158	4.174e-004	92.36	679.1	207.529	---	---
0.9713	4.169e-004	92.36	679.1	207.498	---	---
1.027	4.164e-004	92.36	679.1	207.471	---	---
1.082	4.159e-004	92.36	679.1	207.447	---	---

Component Molar Flowrates (gmole/h)

Length (m)	FAMEs*	Methane	n-Hexane	Ethanol
2.775e-002	0.0012	0.0000	0.4386	0.0000
8.325e-002	0.0024	0.0000	0.4386	0.0000
0.1388	0.0036	0.0000	0.4386	0.0000
0.1943	0.0048	0.0000	0.4386	0.0000
0.2498	0.0060	0.0000	0.4386	0.0000
0.3053	0.0072	0.0000	0.4386	0.0000
0.3608	0.0083	0.0000	0.4386	0.0000
0.4163	0.0095	0.0000	0.4386	0.0000
0.4718	0.0105	0.0000	0.4386	0.0000
0.5273	0.0116	0.0000	0.4386	0.0000
0.5828	0.0125	0.0000	0.4386	0.0000
0.6383	0.0135	0.0000	0.4386	0.0000
0.6938	0.0143	0.0000	0.4386	0.0000
0.7493	0.0151	0.0000	0.4386	0.0000
0.8048	0.0159	0.0000	0.4386	0.0000
0.8603	0.0166	0.0000	0.4386	0.0000
0.9158	0.0172	0.0000	0.4386	0.0000
0.9713	0.0178	0.0000	0.4386	0.0000
1.027	0.0183	0.0000	0.4386	0.0000
1.082	0.0187	0.0000	0.4386	0.0000

Length (m)	H2O	AGLs*	B Caroteno*	Carotenoides*
2.775e-002	0.0016	0.0201	0.0000	0.0000
8.325e-002	0.0028	0.0189	0.0000	0.0000
0.1388	0.0040	0.0177	0.0000	0.0000
0.1943	0.0052	0.0165	0.0000	0.0000
0.2498	0.0064	0.0153	0.0000	0.0000
0.3053	0.0076	0.0141	0.0000	0.0000
0.3608	0.0087	0.0130	0.0000	0.0000
0.4163	0.0099	0.0119	0.0000	0.0000
0.4718	0.0109	0.0108	0.0000	0.0000
0.5273	0.0120	0.0098	0.0000	0.0000
0.5828	0.0129	0.0088	0.0000	0.0000
0.6383	0.0139	0.0079	0.0000	0.0000
0.6938	0.0147	0.0070	0.0000	0.0000
0.7493	0.0155	0.0062	0.0000	0.0000



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:05:26 2009

Plug Flow Reactor: BIORREACTOR DE ESTERIFICACIÓN1 (continua)

Component Molar Flowrates (gmole/h)

Length (m)	H2O	AGLs*	B_Caroteno*	Carotenoides*
0.8048	0.0163	0.0055	0.0000	0.0000
0.8603	0.0170	0.0048	0.0000	0.0000
0.9158	0.0176	0.0042	0.0000	0.0000
0.9713	0.0182	0.0036	0.0000	0.0000
1.027	0.0187	0.0031	0.0000	0.0000
1.082	0.0191	0.0026	0.0000	0.0000
Length (m)	HCl	Methanol	biomasa*	NaOH
2.775e-002	0.0006	0.0203	0.0000	0.0000
8.325e-002	0.0006	0.0191	0.0000	0.0000
0.1388	0.0006	0.0179	0.0000	0.0000
0.1943	0.0006	0.0167	0.0000	0.0000
0.2498	0.0006	0.0155	0.0000	0.0000
0.3053	0.0006	0.0143	0.0000	0.0000
0.3608	0.0006	0.0132	0.0000	0.0000
0.4163	0.0006	0.0121	0.0000	0.0000
0.4718	0.0006	0.0110	0.0000	0.0000
0.5273	0.0006	0.0100	0.0000	0.0000
0.5828	0.0006	0.0090	0.0000	0.0000
0.6383	0.0006	0.0081	0.0000	0.0000
0.6938	0.0006	0.0072	0.0000	0.0000
0.7493	0.0006	0.0064	0.0000	0.0000
0.8048	0.0006	0.0056	0.0000	0.0000
0.8603	0.0006	0.0049	0.0000	0.0000
0.9158	0.0006	0.0043	0.0000	0.0000
0.9713	0.0006	0.0038	0.0000	0.0000
1.027	0.0006	0.0032	0.0000	0.0000
1.082	0.0006	0.0028	0.0000	0.0000
Length (m)	GLUCOSA*			
2.775e-002	0.0000			
8.325e-002	0.0000			
0.1388	0.0000			
0.1943	0.0000			
0.2498	0.0000			
0.3053	0.0000			
0.3608	0.0000			
0.4163	0.0000			
0.4718	0.0000			
0.5273	0.0000			
0.5828	0.0000			
0.6383	0.0000			
0.6938	0.0000			
0.7493	0.0000			
0.8048	0.0000			
0.8603	0.0000			
0.9158	0.0000			
0.9713	0.0000			
1.027	0.0000			
1.082	0.0000			

Component Mole Fractions

Length (m)	FAMEs*	Methane	n-Hexane	Ethanol
2.775e-002	0.0025	0.0000	0.9090	0.0000
8.325e-002	0.0050	0.0000	0.9090	0.0000
0.1388	0.0075	0.0000	0.9090	0.0000
0.1943	0.0100	0.0000	0.9090	0.0000
0.2498	0.0125	0.0000	0.9090	0.0000
0.3053	0.0149	0.0000	0.9090	0.0000
0.3608	0.0173	0.0000	0.9090	0.0000
0.4163	0.0196	0.0000	0.9090	0.0000



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:05:26 2009

Plug Flow Reactor: BIORREACTOR DE ESTERIFICACIÓN1 (continua)

Component Mole Fractions

Length (m)	FAMEs*	Methane	n-Hexane	Ethanol
0.4718	0.0218	0.0000	0.9090	0.0000
0.5273	0.0239	0.0000	0.9090	0.0000
0.5828	0.0260	0.0000	0.9090	0.0000
0.6383	0.0279	0.0000	0.9090	0.0000
0.6938	0.0297	0.0000	0.9090	0.0000
0.7493	0.0314	0.0000	0.9090	0.0000
0.8048	0.0329	0.0000	0.9090	0.0000
0.8603	0.0344	0.0000	0.9090	0.0000
0.9158	0.0357	0.0000	0.9090	0.0000
0.9713	0.0368	0.0000	0.9090	0.0000
1.027	0.0379	0.0000	0.9090	0.0000
1.082	0.0388	0.0000	0.9090	0.0000
Length (m)	H2O	AGLs*	B_Caroteno*	Carotenoides*
2.775e-002	0.0033	0.0418	0.0000	0.0001
8.325e-002	0.0058	0.0392	0.0000	0.0001
0.1388	0.0084	0.0367	0.0000	0.0001
0.1943	0.0109	0.0342	0.0000	0.0001
0.2498	0.0133	0.0318	0.0000	0.0001
0.3053	0.0158	0.0293	0.0000	0.0001
0.3608	0.0181	0.0270	0.0000	0.0001
0.4163	0.0204	0.0247	0.0000	0.0001
0.4718	0.0227	0.0224	0.0000	0.0001
0.5273	0.0248	0.0203	0.0000	0.0001
0.5828	0.0268	0.0183	0.0000	0.0001
0.6383	0.0287	0.0164	0.0000	0.0001
0.6938	0.0305	0.0146	0.0000	0.0001
0.7493	0.0322	0.0129	0.0000	0.0001
0.8048	0.0338	0.0113	0.0000	0.0001
0.8603	0.0352	0.0099	0.0000	0.0001
0.9158	0.0365	0.0086	0.0000	0.0001
0.9713	0.0377	0.0074	0.0000	0.0001
1.027	0.0387	0.0064	0.0000	0.0001
1.082	0.0396	0.0054	0.0000	0.0001
Length (m)	HCl	Methanol	biomasa*	NaOH
2.775e-002	0.0012	0.0421	0.0000	0.0000
8.325e-002	0.0012	0.0396	0.0000	0.0000
0.1388	0.0012	0.0371	0.0000	0.0000
0.1943	0.0012	0.0346	0.0000	0.0000
0.2498	0.0012	0.0321	0.0000	0.0000
0.3053	0.0012	0.0297	0.0000	0.0000
0.3608	0.0012	0.0273	0.0000	0.0000
0.4163	0.0012	0.0250	0.0000	0.0000
0.4718	0.0012	0.0228	0.0000	0.0000
0.5273	0.0012	0.0207	0.0000	0.0000
0.5828	0.0012	0.0186	0.0000	0.0000
0.6383	0.0012	0.0167	0.0000	0.0000
0.6938	0.0012	0.0149	0.0000	0.0000
0.7493	0.0012	0.0132	0.0000	0.0000
0.8048	0.0012	0.0117	0.0000	0.0000
0.8603	0.0012	0.0103	0.0000	0.0000
0.9158	0.0012	0.0090	0.0000	0.0000
0.9713	0.0012	0.0078	0.0000	0.0000
1.027	0.0012	0.0067	0.0000	0.0000
1.082	0.0012	0.0058	0.0000	0.0000
Length (m)	GLUCOSA*			
2.775e-002	0.0000			
8.325e-002	0.0000			
0.1388	0.0000			
0.1943	0.0000			



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:05:26 2009

Plug Flow Reactor: BIORREACTOR DE ESTERIFICACIÓN1 (continua)

Component Mole Fractions

Length (m)	GLUCOSA*		
0.2498	0.0000		
0.3053	0.0000		
0.3608	0.0000		
0.4163	0.0000		
0.4718	0.0000		
0.5273	0.0000		
0.5828	0.0000		
0.6383	0.0000		
0.6938	0.0000		
0.7493	0.0000		
0.8048	0.0000		
0.8603	0.0000		
0.9158	0.0000		
0.9713	0.0000		
1.027	0.0000		
1.082	0.0000		

PROPERTIES

ENTRADA BIORREACTOR1

	Overall	Liquid Phase		
Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000		
Temperature: (C)	35.00 *	35.00		
Pressure: (bar)	1.012	1.012		
Molar Flow (gmole/h)	482.5	482.5		
Mass Flow (kg/h)	44.56	44.56		
Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	64.43	64.43		
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.168e+005	-2.168e+005		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2347	-2347		
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	118.3	118.3		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.281	1.281		
Heat Flow (kJ/h)	-1.046e+005	-1.046e+005		
Molar Density (kgmole/m3)	7.364	7.364		
Mass Density (kg/m3)	680.1	680.1		
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	691.6	691.6		
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	698.1	698.1		
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	208.5	208.5		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.257	2.257		
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1163	0.1163		
Viscosity (Pa-s)	4.291e-004	4.291e-004		
Surface Tension (dyne/cm)	18.21	18.21		
Molecular Weight	92.36	92.36		
Z Factor	5.364e-003	5.364e-003		

SALIDA BIORREACTOR1

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.9582	0.0418	0.0000
Temperature: (C)	35.00 *	35.00	35.00	35.00
Pressure: (bar)	1.012	1.012	1.012	1.012
Molar Flow (gmole/h)	482.5	462.3	20.17	0.0000
Mass Flow (kg/h)	44.56	43.96	0.5979	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	64.46	63.83	0.6316	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.189e+005	-2.156e+005	-2.947e+005	-1.656e+005
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2370	-2267	-9940	-2488
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	122.7	126.6	34.23	207.5
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.329	1.331	1.155	3.117
Heat Flow (kJ/h)	-1.056e+005	-9.967e+004	-5943	0.0000
Molar Density (kgmole/m3)	7.352	7.112	32.84	3.950e-002
Mass Density (kg/m3)	679.1	676.3	973.6	2.629



OUASSIM ZERIOUH
DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
DE MICROALGAS A NIVEL
PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
Unit Set: NewUser
Date/Time: Sat May 30 11:05:26 2009

Plug Flow Reactor: BIORREACTOR DE ESTERIFICACIÓN1 (continua)

PROPERTIES

SALIDA BIORREACTOR1

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	Vapour Phase	
14	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	691.3	688.8	946.6	688.0
15	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	698.3	694.3	991.5	714.9
16	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	207.4	212.3	96.32	107.7
17	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.246	2.232	3.249	1.618
18	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1156	0.1142	0.5659	1.442e-002
19	Viscosity (Pa-s)	4.159e-004	4.021e-004	1.895e-003	7.213e-006
20	Surface Tension (dyne/cm)	---	17.50	66.45	---
21	Molecular Weight	92.36	95.09	29.64	66.57
22	Z Factor	---	5.554e-003	1.203e-003	1.000



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:08:42 2009

Plug Flow Reactor: BIOREACTOR DE ESTERIFICACIÓN2

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME

FROM UNIT OPERATION

ENTRADA BIORREACTOR2

Mixer

MEZCLADOR METANOL2

Outlet Stream

STREAM NAME

TO UNIT OPERATION

SALLIDA BIORREACTOR2

Valve

VS7

Energy Stream

STREAM NAME

TO UNIT OPERATION

Q.2

Plug Flow Reactor

BIOREACTOR DE ESTERIFICACIÓN2

RATING

Sizing

Tube Dimensions

Total Volume 92.00 L * Length 0.6300 m * Diameter 0.4312 m Number of Tubes 1 * Wall Thickness 5.000e-003 m *

Tube Packing

Void Fraction 1.0000 * Void Volume 92.00 L

Conditions

Length (m)	Temperature (C)	Pressure (bar)	Vapour Fraction	Duty (kJ/h)
0.016	35.00	1.01	0.0000	-17
0.047	35.00	1.01	0.0000	-16
0.079	35.00	1.01	0.0000	-14
0.110	35.00	1.01	0.0000	-13
0.142	35.00	1.01	0.0000	-12
0.173	35.00	1.01	0.0000	-11
0.205	35.00	1.01	0.0000	-10
0.236	35.00	1.01	0.0000	-9
0.268	35.00	1.01	0.0000	-8
0.299	35.00	1.01	0.0000	-7
0.331	35.00	1.01	0.0000	-6
0.362	35.00	1.01	0.0000	-5
0.394	35.00	1.01	0.0000	-4
0.425	35.00	1.01	0.0000	-3
0.457	35.00	1.01	0.0000	-3
0.488	35.00	1.01	0.0000	-2
0.520	35.00	1.01	0.0000	-2
0.551	35.00	1.01	0.0000	-1
0.583	35.00	1.01	0.0000	-1
0.614	35.00	1.01	0.0000	-1

Length (m)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Entropy (kJ/kgmole-C)	Inside HTC (kJ/h-m2-C)	Overall HTC (kJ/h-m2-C)
0.016	-219012	122.66	---	---
0.047	-219044	122.71	---	---
0.079	-219074	122.76	---	---
0.110	-219101	122.80	---	---
0.142	-219125	122.83	---	---
0.173	-219147	122.87	---	---
0.205	-219167	122.90	---	---
0.236	-219185	122.92	---	---
0.268	-219200	122.94	---	---
0.299	-219214	122.96	---	---
0.331	-219226	122.98	---	---
0.362	-219235	122.99	---	---
0.394	-219244	123.00	---	---
0.425	-219250	123.01	---	---



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:08:42 2009

Plug Flow Reactor: BIOREACTOR DE ESTERIFICACIÓN2 (continued)

Conditions

Length (m)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Entropy (kJ/kgmole-C)	Inside HTC (kJ/h-m2-C)	Overall HTC (kJ/h-m2-C)
0.457	-219256	123.01	---	---
0.488	-219260	123.02	---	---
0.520	-219263	123.02	---	---
0.551	-219266	123.02	---	---
0.583	-219268	123.03	---	---
0.614	-219270	123.03	---	---

Segment Overall Reaction Rates (kgmole/m3-s)

Length (m)	catalisis heterogenea-4
1.575e-002	1.893e-005
4.725e-002	1.748e-005
7.875e-002	1.606e-005
0.1103	1.467e-005
0.1417	1.332e-005
0.1733	1.201e-005
0.2047	1.075e-005
0.2363	9.525e-006
0.2677	8.357e-006
0.2993	7.248e-006
0.3307	6.207e-006
0.3623	5.242e-006
0.3937	4.365e-006
0.4253	3.577e-006
0.4567	2.889e-006
0.4883	2.302e-006
0.5198	1.818e-006
0.5513	1.421e-006
0.5827	1.102e-006
0.6142	8.485e-007

Component Production Rates (kgmole/m3-s)

Length (m)	FAMEs*	Methane	n-Hexane	Ethanol
1.575e-002	1.893e-005	0.0000	0.0000	0.0000
4.725e-002	1.748e-005	0.0000	0.0000	0.0000
7.875e-002	1.606e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.1103	1.467e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.1417	1.332e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.1733	1.201e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.2047	1.075e-005	0.0000	0.0000	0.0000
0.2363	9.525e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.2677	8.357e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.2993	7.248e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.3307	6.207e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.3623	5.242e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.3937	4.365e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.4253	3.577e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.4567	2.889e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.4883	2.302e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.5198	1.818e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.5513	1.421e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.5827	1.102e-006	0.0000	0.0000	0.0000
0.6142	8.485e-007	0.0000	0.0000	0.0000

Length (m)	H2O	AGLs*	B_Caroteno*	Carotenoides*
1.575e-002	1.893e-005	-1.893e-005	0.0000	0.0000
4.725e-002	1.748e-005	-1.748e-005	0.0000	0.0000
7.875e-002	1.606e-005	-1.606e-005	0.0000	0.0000
0.1103	1.467e-005	-1.467e-005	0.0000	0.0000
0.1417	1.332e-005	-1.332e-005	0.0000	0.0000



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:08:42 2009

Plug Flow Reactor: BIOREACTOR DE ESTERIFICACIÓN2 (continued)

Component Production Rates (kgmole/m3-s)

Length (m)	H2O	AGLs*	B_Caroteno*	Carotenoides*
0.1733	1.201e-005	-1.201e-005	0.0000	0.0000
0.2047	1.075e-005	-1.075e-005	0.0000	0.0000
0.2363	9.525e-006	-9.525e-006	0.0000	0.0000
0.2677	8.357e-006	-8.357e-006	0.0000	0.0000
0.2993	7.248e-006	-7.248e-006	0.0000	0.0000
0.3307	6.207e-006	-6.207e-006	0.0000	0.0000
0.3623	5.242e-006	-5.242e-006	0.0000	0.0000
0.3937	4.365e-006	-4.365e-006	0.0000	0.0000
0.4253	3.577e-006	-3.577e-006	0.0000	0.0000
0.4567	2.889e-006	-2.889e-006	0.0000	0.0000
0.4883	2.302e-006	-2.302e-006	0.0000	0.0000
0.5198	1.818e-006	-1.818e-006	0.0000	0.0000
0.5513	1.421e-006	-1.421e-006	0.0000	0.0000
0.5827	1.102e-006	-1.102e-006	0.0000	0.0000
0.6142	8.485e-007	-8.485e-007	0.0000	0.0000
Length (m)	HCl	Methanol	biomasa*	NaOH
1.575e-002	0.0000	-1.893e-005	0.0000	0.0000
4.725e-002	0.0000	-1.748e-005	0.0000	0.0000
7.875e-002	0.0000	-1.606e-005	0.0000	0.0000
0.1103	0.0000	-1.467e-005	0.0000	0.0000
0.1417	0.0000	-1.332e-005	0.0000	0.0000
0.1733	0.0000	-1.201e-005	0.0000	0.0000
0.2047	0.0000	-1.075e-005	0.0000	0.0000
0.2363	0.0000	-9.525e-006	0.0000	0.0000
0.2677	0.0000	-8.357e-006	0.0000	0.0000
0.2993	0.0000	-7.248e-006	0.0000	0.0000
0.3307	0.0000	-6.207e-006	0.0000	0.0000
0.3623	0.0000	-5.242e-006	0.0000	0.0000
0.3937	0.0000	-4.365e-006	0.0000	0.0000
0.4253	0.0000	-3.577e-006	0.0000	0.0000
0.4567	0.0000	-2.889e-006	0.0000	0.0000
0.4883	0.0000	-2.302e-006	0.0000	0.0000
0.5198	0.0000	-1.818e-006	0.0000	0.0000
0.5513	0.0000	-1.421e-006	0.0000	0.0000
0.5827	0.0000	-1.102e-006	0.0000	0.0000
0.6142	0.0000	-8.485e-007	0.0000	0.0000
Length (m)	GLUCOSA*			
1.575e-002	0.0000			
4.725e-002	0.0000			
7.875e-002	0.0000			
0.1103	0.0000			
0.1417	0.0000			
0.1733	0.0000			
0.2047	0.0000			
0.2363	0.0000			
0.2677	0.0000			
0.2993	0.0000			
0.3307	0.0000			
0.3623	0.0000			
0.3937	0.0000			
0.4253	0.0000			
0.4567	0.0000			
0.4883	0.0000			
0.5198	0.0000			
0.5513	0.0000			
0.5827	0.0000			
0.6142	0.0000			



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:08:42 2009

Plug Flow Reactor: BIOREACTOR DE ESTERIFICACIÓN2 (continued)

Transport

Length (m)	Viscosity (Pa-s)	Molecular Weight	Mass Density (kg/m3)	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	Surface Tension (dyne/cm)	Z Factor
1.575e-002	4.165e-004	92.13	679.3	207.089	---	---
4.725e-002	4.162e-004	92.13	679.3	207.074	---	---
7.875e-002	4.160e-004	92.13	679.3	207.060	---	---
0.1103	4.157e-004	92.13	679.3	207.047	---	---
0.1417	4.155e-004	92.13	679.3	207.036	---	---
0.1733	4.153e-004	92.13	679.3	207.025	---	---
0.2047	4.151e-004	92.13	679.3	207.016	---	---
0.2363	4.149e-004	92.13	679.3	207.008	---	---
0.2677	4.148e-004	92.13	679.3	207.001	---	---
0.2993	4.147e-004	92.13	679.3	206.995	---	---
0.3307	4.146e-004	92.13	679.3	206.989	---	---
0.3623	4.145e-004	92.13	679.3	206.985	---	---
0.3937	4.144e-004	92.13	679.3	206.981	---	---
0.4253	4.144e-004	92.13	679.3	206.978	---	---
0.4567	4.143e-004	92.13	679.3	206.976	---	---
0.4883	4.143e-004	92.13	679.3	206.974	---	---
0.5198	4.142e-004	92.13	679.3	206.972	---	---
0.5513	4.142e-004	92.13	679.3	206.971	---	---
0.5827	4.142e-004	92.13	679.3	206.971	---	---
0.6142	4.142e-004	92.13	679.3	206.970	---	---

Component Liquid Volume Flowrates (L/h)

Length	FAMEs*	Methane	n-Hexane	Ethanol
1.575e-002	1.729e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
4.725e-002	1.756e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
7.875e-002	1.779e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.1103	1.801e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.1417	1.821e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.1733	1.839e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.2047	1.855e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.2363	1.869e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.2677	1.882e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.2993	1.892e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.3307	1.902e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.3623	1.909e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.3937	1.916e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.4253	1.921e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.4567	1.925e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.4883	1.929e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.5198	1.932e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.5513	1.934e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.5827	1.935e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000
0.6142	1.937e-006	0.0000	1.584e-005	0.0000

Length	H2O	AGLs*	B Caroteno*	Carotenoides*
1.575e-002	9.746e-008	1.954e-007	0.0000	4.346e-009
4.725e-002	9.889e-008	1.713e-007	0.0000	4.346e-009
7.875e-002	1.002e-007	1.491e-007	0.0000	4.346e-009
0.1103	1.014e-007	1.289e-007	0.0000	4.346e-009
0.1417	1.025e-007	1.105e-007	0.0000	4.346e-009
0.1733	1.035e-007	9.392e-008	0.0000	4.346e-009
0.2047	1.044e-007	7.910e-008	0.0000	4.346e-009
0.2363	1.052e-007	6.597e-008	0.0000	4.346e-009
0.2677	1.058e-007	5.446e-008	0.0000	4.346e-009
0.2993	1.064e-007	4.448e-008	0.0000	4.346e-009
0.3307	1.070e-007	3.594e-008	0.0000	4.346e-009
0.3623	1.074e-007	2.874e-008	0.0000	4.346e-009
0.3937	1.077e-007	2.275e-008	0.0000	4.346e-009
0.4253	1.080e-007	1.781e-008	0.0000	4.346e-009



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:08:42 2009

Plug Flow Reactor: BIOREACTOR DE ESTERIFICACIÓN2 (continued)

Component Liquid Volume Flowrates (L/h)

Length	H2O	AGLs*	B_Caroteno*	Carotenoides*
0.4567	1.083e-007	1.383e-008	0.0000	4.346e-009
0.4883	1.085e-007	1.065e-008	0.0000	4.346e-009
0.5198	1.086e-007	8.177e-009	0.0000	4.346e-009
0.5513	1.087e-007	6.249e-009	0.0000	4.346e-009
0.5827	1.088e-007	4.758e-009	0.0000	4.346e-009
0.6142	1.089e-007	3.611e-009	0.0000	4.346e-009
Length	HCl	Methanol	biomasa*	NaOH
1.575e-002	6.759e-009	4.813e-008	0.0000	0.0000
4.725e-002	6.759e-009	4.493e-008	0.0000	0.0000
7.875e-002	6.759e-009	4.199e-008	0.0000	0.0000
0.1103	6.759e-009	3.930e-008	0.0000	0.0000
0.1417	6.759e-009	3.686e-008	0.0000	0.0000
0.1733	6.759e-009	3.466e-008	0.0000	0.0000
0.2047	6.759e-009	3.270e-008	0.0000	0.0000
0.2363	6.759e-009	3.095e-008	0.0000	0.0000
0.2677	6.759e-009	2.942e-008	0.0000	0.0000
0.2993	6.759e-009	2.810e-008	0.0000	0.0000
0.3307	6.759e-009	2.696e-008	0.0000	0.0000
0.3623	6.759e-009	2.600e-008	0.0000	0.0000
0.3937	6.759e-009	2.520e-008	0.0000	0.0000
0.4253	6.759e-009	2.455e-008	0.0000	0.0000
0.4567	6.759e-009	2.402e-008	0.0000	0.0000
0.4883	6.759e-009	2.360e-008	0.0000	0.0000
0.5198	6.759e-009	2.327e-008	0.0000	0.0000
0.5513	6.759e-009	2.301e-008	0.0000	0.0000
0.5827	6.759e-009	2.281e-008	0.0000	0.0000
0.6142	6.759e-009	2.265e-008	0.0000	0.0000
Length	GLUCOSA*			
1.575e-002	0.0000			
4.725e-002	0.0000			
7.875e-002	0.0000			
0.1103	0.0000			
0.1417	0.0000			
0.1733	0.0000			
0.2047	0.0000			
0.2363	0.0000			
0.2677	0.0000			
0.2993	0.0000			
0.3307	0.0000			
0.3623	0.0000			
0.3937	0.0000			
0.4253	0.0000			
0.4567	0.0000			
0.4883	0.0000			
0.5198	0.0000			
0.5513	0.0000			
0.5827	0.0000			
0.6142	0.0000			

Component Liquid Volume Fractions

Length (m)	FAMEs*	Methane	n-Hexane	Ethanol
1.575e-002	0.0965	0.0000	0.8839	0.0000
4.725e-002	0.0979	0.0000	0.8839	0.0000
7.875e-002	0.0993	0.0000	0.8839	0.0000
0.1103	0.1005	0.0000	0.8839	0.0000
0.1417	0.1016	0.0000	0.8839	0.0000
0.1733	0.1026	0.0000	0.8838	0.0000
0.2047	0.1035	0.0000	0.8838	0.0000
0.2363	0.1043	0.0000	0.8838	0.0000



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:08:42 2009

Plug Flow Reactor: BIOREACTOR DE ESTERIFICACIÓN2 (continued)

Component Liquid Volume Fractions

Length (m)	FAMEs*	Methane	n-Hexane	Ethanol
0.2677	0.1050	0.0000	0.8838	0.0000
0.2993	0.1056	0.0000	0.8838	0.0000
0.3307	0.1061	0.0000	0.8838	0.0000
0.3623	0.1065	0.0000	0.8838	0.0000
0.3937	0.1069	0.0000	0.8838	0.0000
0.4253	0.1072	0.0000	0.8838	0.0000
0.4567	0.1074	0.0000	0.8838	0.0000
0.4883	0.1076	0.0000	0.8838	0.0000
0.5198	0.1077	0.0000	0.8838	0.0000
0.5513	0.1079	0.0000	0.8838	0.0000
0.5827	0.1080	0.0000	0.8838	0.0000
0.6142	0.1080	0.0000	0.8838	0.0000
Length (m)	H2O	AGLs*	B_Caroteno*	Carotenoides*
1.575e-002	0.0054	0.0109	0.0000	0.0002
4.725e-002	0.0055	0.0096	0.0000	0.0002
7.875e-002	0.0056	0.0083	0.0000	0.0002
0.1103	0.0057	0.0072	0.0000	0.0002
0.1417	0.0057	0.0062	0.0000	0.0002
0.1733	0.0058	0.0052	0.0000	0.0002
0.2047	0.0058	0.0044	0.0000	0.0002
0.2363	0.0059	0.0037	0.0000	0.0002
0.2677	0.0059	0.0030	0.0000	0.0002
0.2993	0.0059	0.0025	0.0000	0.0002
0.3307	0.0060	0.0020	0.0000	0.0002
0.3623	0.0060	0.0016	0.0000	0.0002
0.3937	0.0060	0.0013	0.0000	0.0002
0.4253	0.0060	0.0010	0.0000	0.0002
0.4567	0.0060	0.0008	0.0000	0.0002
0.4883	0.0061	0.0006	0.0000	0.0002
0.5198	0.0061	0.0005	0.0000	0.0002
0.5513	0.0061	0.0003	0.0000	0.0002
0.5827	0.0061	0.0003	0.0000	0.0002
0.6142	0.0061	0.0002	0.0000	0.0002
Length (m)	HCl	Methanol	biomasa*	NaOH
1.575e-002	0.0004	0.0027	0.0000	0.0000
4.725e-002	0.0004	0.0025	0.0000	0.0000
7.875e-002	0.0004	0.0023	0.0000	0.0000
0.1103	0.0004	0.0022	0.0000	0.0000
0.1417	0.0004	0.0021	0.0000	0.0000
0.1733	0.0004	0.0019	0.0000	0.0000
0.2047	0.0004	0.0018	0.0000	0.0000
0.2363	0.0004	0.0017	0.0000	0.0000
0.2677	0.0004	0.0016	0.0000	0.0000
0.2993	0.0004	0.0016	0.0000	0.0000
0.3307	0.0004	0.0015	0.0000	0.0000
0.3623	0.0004	0.0015	0.0000	0.0000
0.3937	0.0004	0.0014	0.0000	0.0000
0.4253	0.0004	0.0014	0.0000	0.0000
0.4567	0.0004	0.0013	0.0000	0.0000
0.4883	0.0004	0.0013	0.0000	0.0000
0.5198	0.0004	0.0013	0.0000	0.0000
0.5513	0.0004	0.0013	0.0000	0.0000
0.5827	0.0004	0.0013	0.0000	0.0000
0.6142	0.0004	0.0013	0.0000	0.0000
Length (m)	GLUCOSA*			
1.575e-002	0.0000			
4.725e-002	0.0000			
7.875e-002	0.0000			
0.1103	0.0000			



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:08:42 2009

Plug Flow Reactor: BIOREACTOR DE ESTERIFICACIÓN2 (continued)

Component Liquid Volume Fractions

Length (m)	GLUCOSA*			
0.1417	0.0000			
0.1733	0.0000			
0.2047	0.0000			
0.2363	0.0000			
0.2677	0.0000			
0.2993	0.0000			
0.3307	0.0000			
0.3623	0.0000			
0.3937	0.0000			
0.4253	0.0000			
0.4567	0.0000			
0.4883	0.0000			
0.5198	0.0000			
0.5513	0.0000			
0.5827	0.0000			
0.6142	0.0000			

PROPERTIES

ENTRADA BIORREACTOR2

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.9568	0.0432	
Temperature: (C)	35.00	35.00	35.00	
Pressure: (bar)	1.012	1.012	1.012	
Molar Flow (gmole/h)	484.3	463.3	20.94	
Mass Flow (kg/h)	44.62	43.99	0.6329	
Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	64.53	63.86	0.6740	
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.190e+005	-2.156e+005	-2.932e+005	
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2377	-2271	-9704	
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	122.6	126.5	36.68	
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.331	1.332	1.214	
Heat Flow (kJ/h)	-1.060e+005	-9.991e+004	-6141	
Molar Density (kgmole/m3)	7.373	7.125	31.91	
Mass Density (kg/m3)	679.3	676.4	964.1	
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	691.4	688.8	938.9	
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	698.6	694.5	982.2	
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	207.1	212.0	97.84	
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.248	2.234	3.238	
Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1158	0.1143	0.5455	
Viscosity (Pa-s)	4.168e-004	4.021e-004	1.834e-003	
Surface Tension (dyne/cm)	---	17.53	65.01	
Molecular Weight	92.13	94.93	30.22	
Z Factor	---	5.544e-003	1.238e-003	

SALLIDA BIORREACTOR2

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.9531	0.0469	0.0000
Temperature: (C)	35.00 *	35.00	35.00	35.00
Pressure: (bar)	1.012	1.012	1.012	1.012
Molar Flow (gmole/h)	484.3	461.6	22.71	0.0000
Mass Flow (kg/h)	44.62	43.92	0.6996	0.0000
Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	64.54	63.80	0.7382	0.0000
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.193e+005	-2.154e+005	-2.970e+005	-1.650e+005
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2380	-2264	-9641	-2457
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	123.0	127.3	35.75	207.6
Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.335	1.338	1.160	3.091
Heat Flow (kJ/h)	-1.062e+005	-9.945e+004	-6745	0.0000
Molar Density (kgmole/m3)	7.372	7.104	31.71	3.950e-002
Mass Density (kg/m3)	679.3	676.0	976.9	2.653



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO


Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PF_C_DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:08:42 2009

Plug Flow Reactor: BIOREACTOR DE ESTERIFICACIÓN2 (continued)

PROPERTIES

SALLIDA BIORREACTOR2

	Overall	Liquid Phase	Aqueous Phase	Vapour Phase	
14 Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	691.4	688.4	947.7	687.2	
15 Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	698.6	694.1	995.0	713.6	
16 Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	207.0	212.3	97.99	108.8	
17 Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.246	2.232	3.180	1.620	
18 Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1158	0.1141	0.5721	1.443e-002	
19 Viscosity (Pa-s)	4.142e-004	3.982e-004	2.091e-003	7.234e-006	
20 Surface Tension (dyne/cm)	---	17.44	66.89	---	
21 Molecular Weight	92.13	95.15	30.81	67.18	
22 Z Factor	---	5.560e-003	1.246e-003	1.000	

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U			
2			Unit Set: NewUser			
3			Date/Time: Sat May 30 11:17:39 2009			
4						
5						
6	Separator: EVAPORADOR3					
7						
8	CONNECTIONS					
9						
10	Inlet Stream					
11						
12	Stream Name		From Unit Operation			
13	57		Heat Exchanger INTERCAMBIADOR5			
14						
15	Outlet Stream					
16						
17	Stream Name		To Unit Operation			
18	VAPOR.		Valve: VS9			
19	PRODUCTO4		Valve: VS10			
20						
21	Energy Stream					
22						
23	Stream Name		From Unit Operation			
24	EV1					
25						
26	PARAMETERS					
27	Vessel Volume: 20.00 L *		Level SP: 50.00 % *		Liquid Volume: 10.00 L	
28	Vessel Pressure: 0.3000 bar		Pressure Drop: 67.20 kPa		Duty: 1.268e+004 kJ/h Heat Transfer Mode: Heating	
29						
30	User Variables					
31						
32	PV Work Term Contribution (%)		100.00 *			
33						
34	PROPERTIES					
35						
36	57					
37		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
38	Vapour/Phase Fraction	0.3238	0.3238	0.6762		
39	Temperature: (C)	65.00 *	65.00	65.00		
40	Pressure: (bar)	0.9720	0.9720	0.9720		
41	Molar Flow (gmole/h)	484.3	156.8	327.5		
42	Mass Flow (kg/h)	44.62	11.94	32.68		
43	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	64.54	17.81	46.73		
44	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.029e+005	-1.720e+005	-2.176e+005		
45	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2202	-2259	-2181		
46	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	182.3	215.5	166.4		
47	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.979	2.829	1.668		
48	Heat Flow (kJ/h)	-9.824e+004	-2.698e+004	-7.127e+004		
49	Molar Density (kgmole/m3)	0.1056	3.457e-002	6.611		
50	Mass Density (kg/m3)	9.731	2.633	659.6		
51	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	691.4	670.7	699.3		
52	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	698.6	681.1	705.3		
53	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	203.8	139.9	234.4		
54	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.212	1.837	2.349		
55	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	1.638e-002	0.1068		
56	Viscosity (Pa-s)	---	7.112e-006	3.466e-004		
57	Surface Tension (dyne/cm)	14.71	---	14.71		
58	Molecular Weight	92.13	76.17	99.78		
59	Z Factor	---	1.000	5.230e-003		
60						
61	VAPOR.					
62		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Liquid Phase	
63	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	
64	Temperature: (C)	109.0	109.0	109.0	109.0	
65	Pressure: (bar)	0.3000	0.3000	0.3000	0.3000	
66	Molar Flow (gmole/h)	460.7	460.7	0.0000	0.0000	
67	Mass Flow (kg/h)	38.10	38.10	0.0000	0.0000	
68	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	57.27	57.27	0.0000	0.0000	
69	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.580e+005	-1.580e+005	-5.398e+005	-6.923e+005	
70	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1910	-1910	-1960	-1934	
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 1 of 2



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:17:39 2009

Separator: EVAPORADOR3 (continued)

VAPOR.

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
12	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	250.2	250.2	624.8	378.4
13	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.024	3.024	2.268	1.057
14	Heat Flow (kJ/h)	-7.278e+004	-7.278e+004	0.0000	0.0000
15	Molar Density (kgmole/m3)	9.442e-003	9.442e-003	3.031	2.633
16	Mass Density (kg/m3)	0.7809	0.7809	834.9	942.4
17	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	665.3	665.3	897.2	917.1
18	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	671.1	671.1	897.7	986.3
19	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	168.2	168.2	581.2	699.0
20	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.033	2.033	2.110	1.953
21	Thermal Conductivity (W/m-K)	1.994e-002	1.994e-002	0.1462	0.1201
22	Viscosity (Pa-s)	7.774e-006	7.774e-006	4.636e-003	1.510e-002
23	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	22.84	18.46
24	Molecular Weight	82.71	82.71	275.4	357.9
25	Z Factor	1.000	1.000	3.115e-003	3.586e-003

PRODUCTO4


		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
29	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	0.9967	0.0033
30	Temperature: (C)	109.0 *	109.0	109.0	109.0
31	Pressure: (bar)	0.3000 *	0.3000	0.3000	0.3000
32	Molar Flow (gmole/h)	23.65	0.0000	23.57	7.728e-002
33	Mass Flow (kg/h)	6.520	0.0000	6.492	2.766e-002
34	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	7.266	0.0000	7.236	3.016e-002
35	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.403e+005	-1.580e+005	-5.398e+005	-6.923e+005
36	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1960	-1910	-1960	-1934
37	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	624.0	250.2	624.8	378.4
38	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.263	3.024	2.268	1.057
39	Heat Flow (kJ/h)	-1.278e+004	0.0000	-1.272e+004	-53.50
40	Molar Density (kgmole/m3)	3.030	9.442e-003	3.031	2.633
41	Mass Density (kg/m3)	835.3	0.7809	834.9	942.4
42	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	897.2	665.3	897.2	917.1
43	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	898.1	671.1	897.7	986.3
44	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	581.6	168.2	581.2	699.0
45	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.109	2.033	2.110	1.953
46	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1461	1.994e-002	0.1462	0.1201
47	Viscosity (Pa-s)	4.659e-003	7.774e-006	4.636e-003	1.510e-002
48	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	22.84	18.46
49	Molecular Weight	275.7	82.71	275.4	357.9
50	Z Factor	---	1.000	3.115e-003	3.586e-003

Inlet Stream

		57
54	Vapour Fraction	0.3238
55	Temperature (C)	65.00 *
56	Pressure (bar)	0.9720
57	Molar Flow (gmole/h)	484.3
58	MassFlow (kg/h)	44.62
59	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	64.54
60	HeatFlow (kJ/h)	-9.824e+004

Outlet Stream

		PRODUCTO4	VAPOR.
64	Vapour Fraction	0.0000	1.0000
65	Temperature (C)	109.0 *	109.0
66	Pressure (bar)	0.3000 *	0.3000
67	Molar Flow (gmole/h)	23.65	460.7
68	MassFlow (kg/h)	6.520	38.10
69	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	7.266	57.27
70	HeatFlow (kJ/h)	-1.278e+004	-7.278e+004

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:54:42 2009		
4			Fluid Package: Basis-2			
5	Property Package: NRTL - Ideal					
6	Material Stream: DISOLUCIÓN DE AZUCARES					
7	CONDITIONS					
8		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase		
9	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000		
10	Temperature: (C)	75.00	75.00	75.00		
11	Pressure: (bar)	0.3760	0.3760	0.3760		
12	Molar Flow (gmole/h)	761.0	3.805e-006	761.0		
13	Mass Flow (kg/h)	16.52	6.855e-008	16.52		
14	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	15.44	6.869e-008	15.44		
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.980e+005	-2.393e+005	-2.980e+005		
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	25.80	138.6	25.80		
17	Heat Flow (kJ/h)	-2.268e+005	-9.104e-004	-2.268e+005		
18	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	15.08 *	6.755e-008	15.08		
19	PROPERTIES					
20		Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase		
21	Molecular Weight	21.70	18.02	21.70		
22	Molar Density (kgmole/m3)	48.24	1.299e-002	48.24		
23	Mass Density (kg/m3)	1047	0.2340	1047		
24	Act. Volume Flow (m3/h)	1.578e-002	2.929e-007	1.577e-002		
25	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.373e+004	-1.328e+004	-1.373e+004		
26	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.189	7.696	1.189		
27	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	80.65	35.37	80.65		
28	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.716	1.963	3.716		
29	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	1.676e-002	---		
30	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	9.301e-004	---		
31	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	4.449e-009	1.000		
32	Phase Fraction [Mass Basis]	4.941e-324	4.151e-009	1.000		
33	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---	---		
34	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
35	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---		
36	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	49.30	55.40	49.30		
37	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	80.65	35.37	80.65		
38	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	17.99	8.997e-008	17.99		
39	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	1070	998.0	1070		
40	Act. Liq. Flow (m3/s)	4.382e-006	---	4.382e-006		
41	Z Factor	---	1.000	2.693e-004		
42	Watson K	---	---	---		
43	User Property	---	---	---		
44	Cp/(Cp - R)	1.115	1.307	1.115		
45	Cp/Cv	1.069	1.307	1.165		
46	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	5.097e+004	5.097e+004	5.097e+004		
47	Kinematic Viscosity (cSt)	0.5555	47.40	0.5555		
48	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1096	1015	1096		
49	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	15.08	6.755e-008	15.08		
50	Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000		
51	Molar Volume (m3/kgmole)	2.073e-002	76.98	2.073e-002		
52	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2349	---	---		
53	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	1.0000		
54	Surface Tension (dyne/cm)	63.01	---	63.01		
55	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6540	2.257e-002	0.6540		
56	Viscosity (Pa-s)	5.816e-004	1.109e-005	5.816e-004		
57	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	72.34	27.05	72.34		
58	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.333	1.502	3.333		
59	Cv (kJ/kgmole-C)	75.48	27.05	69.26		
60	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.478	1.502	3.191		
61	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---		
62	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---		
63	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---		
64	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---	---		
65	True VP at 37.8 C (bar)	6.390e-002	6.557e-002	6.390e-002		
66	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	1.508e-002	0.0000	1.508e-002		
67	Hyprotech Ltd.					
68	HYSYS v3.2 (Build 5029)					
69	Page 1 of 2					



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:54:42 2009

Material Stream: DISOLUCIÓN DE AZUCARES

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMEs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.7418	0.9748	13.3639	0.8092	0.0134	0.8674
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0192	0.0252	3.1515	0.1908	0.0020	0.1326
Total	0.7610	1.0000	16.5154	1.0000	0.0154	1.0000

Vapour Phase


Phase Fraction 5.000e-009

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMEs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMEs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.7418	0.9748	13.3639	0.8092	0.0134	0.8674
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0192	0.0252	3.1515	0.1908	0.0020	0.1326
Total	0.7610	1.0000	16.5154	1.0000	0.0154	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:56:39 2009		
4						
5						
6	Material Stream: BIOMASA RESIDUAL			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Solid Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	25.00	25.00			
14	Pressure: (bar)	2.000	2.000			
15	Molar Flow (gmole/h)	944.5	944.5			
16	Mass Flow (kg/h)	11.33	11.33			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	4.359	4.359			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	2.754e-002	2.754e-002			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	285.9	285.9			
20	Heat Flow (kJ/h)	2.601e-002	2.601e-002			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	4.359 *	4.359			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Solid Phase			
25	Molecular Weight	12.00	12.00			
26	Molar Density (kgmole/m3)	216.7	216.7			
27	Mass Density (kg/m3)	2600	2600			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	4.359e-003	4.359e-003			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	2.295e-003	2.295e-003			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	23.83	23.83			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	50.18	50.18			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.182	4.182			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	2400	2400			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	200.0	200.0			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	216.7	216.7			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	50.18	50.18			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	22.33	22.33			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	2600	2600			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	---	---			
45	Z Factor	3.724e-004	3.724e-004			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.199	1.199			
49	Cp/Cv	1.199	1.199			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	---	---			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	---	---			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	2600	2600			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	4.359	4.359			
54	Liquid Fraction	1.000	0.0000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	4.615e-003	4.615e-003			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	---	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	---	---			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	---			
60	Viscosity (Pa-s)	---	---			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	41.86	41.86			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.489	3.489			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	41.86	41.86			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.489	3.489			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---			
69	True VP at 37.8 C (bar)	---	---			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	4.359e-003	4.359e-003			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:56:39 2009

Material Stream: BIOMASA RESIDUAL (contin

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.9445	1.0000	11.3335	1.0000	0.0044	1.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.9445	1.0000	11.3335	1.0000	0.0044	1.0000

Solid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.9445	1.0000	11.3335	1.0000	0.0044	1.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.9445	1.0000	11.3335	1.0000	0.0044	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:58:02 2009		
4						
5						
6	Material Stream: CAROTENOIDES			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Liquid Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	45.00	45.00			
14	Pressure: (bar)	0.4100	0.4100			
15	Molar Flow (gmole/h)	2.572	2.572			
16	Mass Flow (kg/h)	0.4769	0.4769			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	0.5810	0.5810			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-3.941e+005	-3.941e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	48.16	48.16			
20	Heat Flow (kJ/h)	-1014	-1014			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	0.4969 *	0.4969			
22						
23	PROPERTIES					
24		Overall	Liquid Phase			
25	Molecular Weight	185.4	185.4			
26	Molar Density (kgmole/m3)	5.078	5.078			
27	Mass Density (kg/m3)	941.4	941.4			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	5.066e-004	5.066e-004			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2125	-2125			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.2598	0.2598			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	339.8	339.8			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	1.833	1.833			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	4.427	4.427			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	339.8	339.8			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	6.082e-002	6.082e-002			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	820.8	820.8			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.407e-007	1.407e-007			
45	Z Factor	3.053e-003	3.053e-003			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.025	1.025			
49	Cp/Cv	1.057	1.057			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.303e+005	4.303e+005			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	6.074	6.074			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	959.8	959.8			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	0.4969	0.4969			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	0.1969	0.1969			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2321	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	409.4	409.4			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1070	0.1070			
60	Viscosity (Pa-s)	5.719e-003	5.719e-003			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	331.5	331.5			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	1.788	1.788			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	321.5	321.5			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.734	1.734			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	0.3078	0.3078			
69	True VP at 37.8 C (bar)	0.3089	0.3089			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	4.969e-004	4.969e-004			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:58:02 2009

Material Stream: CAROTENOIDES (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0019	0.7525	0.1668	0.3497	0.0003	0.4332
Ethanol	0.0001	0.0340	0.0040	0.0085	0.0000	0.0087
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0005	0.2085	0.3056	0.6407	0.0003	0.5576
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0050	0.0005	0.0011	0.0000	0.0005
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0026	1.0000	0.4769	1.0000	0.0006	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0019	0.7525	0.1668	0.3497	0.0003	0.4332
Ethanol	0.0001	0.0340	0.0040	0.0085	0.0000	0.0087
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0005	0.2085	0.3056	0.6407	0.0003	0.5576
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0050	0.0005	0.0011	0.0000	0.0005
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0026	1.0000	0.4769	1.0000	0.0006	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 10:59:05 2009		
4			Material Stream: FAMES			
5				Fluid Package:	Basis-2	
6				Property Package:	NRTL - Ideal	
7	CONDITIONS					
8		Overall	Liquid Phase	Liquid Phase		
9	Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.9967	0.0033		
10	Temperature: (C)	109.0 *	109.0	109.0		
11	Pressure: (bar)	0.3000	0.3000	0.3000		
12	Molar Flow (gmole/h)	23.65	23.57	7.728e-002		
13	Mass Flow (kg/h)	6.520	6.492	2.766e-002		
14	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	7.266	7.236	3.016e-002		
15	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-5.403e+005	-5.398e+005	-6.923e+005		
16	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	624.0	624.8	378.4		
17	Heat Flow (kJ/h)	-1.278e+004	-1.272e+004	-53.50		
18	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	7.259 *	7.232	2.805e-002		
19	PROPERTIES					
20		Overall	Liquid Phase	Liquid Phase		
21	Molecular Weight	275.7	275.4	357.9		
22	Molar Density (kgmole/m3)	3.030	3.031	2.633		
23	Mass Density (kg/m3)	835.3	834.9	942.4		
24	Act. Volume Flow (m3/h)	7.805e-003	7.775e-003	2.935e-005		
25	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1960	-1960	-1934		
26	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.263	2.268	1.057		
27	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	581.6	581.2	699.0		
28	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.109	2.110	1.953		
29	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	---	---	---		
30	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---	---		
31	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	0.9958	4.151e-003		
32	Phase Fraction [Mass Basis]	2.122e-314	0.9958	4.243e-003		
33	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---	---		
34	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
35	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---	---		
36	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	3.254	3.257	2.562		
37	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	581.6	581.2	699.0		
38	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	0.5591	0.5573	1.827e-003		
39	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	897.2	897.2	917.1		
40	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.168e-006	2.160e-006	8.153e-009		
41	Z Factor	---	3.115e-003	3.586e-003		
42	Watson K	---	---	---		
43	User Property	---	---	---		
44	Cp/(Cp - R)	1.015	1.015	1.012		
45	Cp/Cv	1.138	1.138	1.012		
46	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.941e+005	3.941e+005	3.941e+005		
47	Kinematic Viscosity (cSt)	4.659	5.553	16.02		
48	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	898.1	897.7	986.3		
49	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	7.259	7.232	2.805e-002		
50	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000		
51	Molar Volume (m3/kgmole)	0.3301	0.3299	0.3798		
52	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	1429	---	---		
53	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.9967	0.0033		
54	Surface Tension (dyne/cm)	---	22.84	18.46		
55	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.1461	0.1462	0.1201		
56	Viscosity (Pa-s)	4.659e-003	4.636e-003	1.510e-002		
57	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	573.2	572.9	---		
58	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.079	2.080	---		
59	Cv (kJ/kgmole-C)	511.1	510.8	---		
60	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.854	1.855	---		
61	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---		
62	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---		
63	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---		
64	Reid VP at 37.8 C (bar)	2.979e-002	2.974e-002	---		
65	True VP at 37.8 C (bar)	2.892e-002	3.142e-002	1.934e-002		
66	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	7.232e-003	7.232e-003	0.0000		
67	Hyprotech Ltd.					
68	HYSYS v3.2 (Build 5029)					
69	Page 1 of 2					



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 10:59:05 2009

Material Stream: FAMES (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0213	0.8994	6.3056	0.9672	0.0070	0.9574
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0021	0.0903	0.1840	0.0282	0.0003	0.0382
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0002	0.0072	0.0031	0.0005	0.0000	0.0004
AGLs*	0.0000	0.0018	0.0121	0.0019	0.0000	0.0018
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0011	0.0148	0.0023	0.0000	0.0022
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0236	1.0000	6.5197	1.0000	0.0073	1.0000

Liquid Phase


Phase Fraction 0.9967

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0212	0.9010	6.2964	0.9699	0.0069	0.9600
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0021	0.0901	0.1831	0.0282	0.0003	0.0382
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0002	0.0072	0.0031	0.0005	0.0000	0.0004
AGLs*	0.0000	0.0014	0.0093	0.0014	0.0000	0.0014
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0236	1.0000	6.4921	1.0000	0.0072	1.0000

Liquid Phase

Phase Fraction 3.268e-003

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.4027	0.0092	0.3336	0.0000	0.3375
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.1327	0.0009	0.0320	0.0000	0.0442
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0014	0.0000	0.0001	0.0000	0.0001
AGLs*	0.0000	0.1278	0.0028	0.1009	0.0000	0.0994
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.3351	0.0148	0.5335	0.0000	0.5187
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0003	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	0.0001	1.0000	0.0277	1.0000	0.0000	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 11:26:33 2009		
4			Fluid Package: Basis-2			
5	Property Package: NRTL - Ideal					
6	Material Stream: REFREGIRANTE1					
7	CONDITIONS					
8						
9						
10						
11		Overall	Aqueous Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	15.00 *	15.00			
14	Pressure: (bar)	3.000 *	3.000			
15	Molar Flow (gmole/h)	7.541e+004	7.541e+004			
16	Mass Flow (kg/h)	1359	1359			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	1361	1361			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.857e+005	-2.857e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	3.976	3.976			
20	Heat Flow (kJ/h)	-2.154e+007	-2.154e+007			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	1339 *	1339			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Aqueous Phase			
25	Molecular Weight	18.02	18.02			
26	Molar Density (kgmole/m3)	56.33	56.33			
27	Mass Density (kg/m3)	1015	1015			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	1.339	1.339			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.586e+004	-1.586e+004			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.2207	0.2207			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.44	75.44			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.187	4.187			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.44	75.44			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1783	1783			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	3.719e-004	3.719e-004			
45	Z Factor	2.223e-003	2.223e-003			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.124	1.124			
49	Cp/Cv	1.145	1.145			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.895e+004	3.895e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	1.119	1.119			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1015	1015			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	1339	1339			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	1.775e-002	1.775e-002			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2162	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	73.82	73.82			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.5953	0.5953			
60	Viscosity (Pa-s)	1.136e-003	1.136e-003			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.12	67.12			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.726	3.726			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	65.88	65.88			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.657	3.657			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---			
69	True VP at 37.8 C (bar)	6.553e-002	6.553e-002			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	1.339	1.339			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:26:33 2009

Material Stream: REFREGIRANTE1 (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	75.4145 *	1.0000 *	1358.5998 *	1.0000 *	1.3613 *	1.0000 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	75.4145	1.0000	1358.5998	1.0000	1.3613	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	75.4145	1.0000	1358.5998	1.0000	1.3613	1.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	75.4145	1.0000	1358.5998	1.0000	1.3613	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 11:27:34 2009		
4						
5						
6	Material Stream: REFREGIRACION CONDENS			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Aqueous Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	25.00 *	25.00			
14	Pressure: (bar)	1.000 *	1.000			
15	Molar Flow (gmole/h)	3.195e+005	3.195e+005			
16	Mass Flow (kg/h)	5756	5756			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	5767	5767			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.849e+005	-2.849e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	6.559	6.559			
20	Heat Flow (kJ/h)	-9.102e+007	-9.102e+007			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	5672 *	5672			
22						
23	PROPERTIES					
24		Overall	Aqueous Phase			
25	Molecular Weight	18.02	18.02			
26	Molar Density (kgmole/m3)	55.92	55.92			
27	Mass Density (kg/m3)	1007	1007			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	5.714	5.714			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.581e+004	-1.581e+004			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.3641	0.3641			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.70	75.70			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.202	4.202			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.70	75.70			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	7554	7554			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.587e-003	1.587e-003			
45	Z Factor	7.214e-004	7.214e-004			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123			
49	Cp/Cv	1.152	1.152			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.067e+004	4.067e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.8840	0.8840			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1015	1015			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	5672	5672			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	1.788e-002	1.788e-002			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2257	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	72.10	72.10			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6110	0.6110			
60	Viscosity (Pa-s)	8.904e-004	8.904e-004			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.39	67.39			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.741	3.741			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	65.74	65.74			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.649	3.649			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---			
69	True VP at 37.8 C (bar)	6.553e-002	6.553e-002			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	5.672	5.672			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:27:34 2009

Material Stream: REFREGIRACION CONDENS,

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	319.4888 *	1.0000 *	5755.6237 *	1.0000 *	5.7672 *	1.0000 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	319.4888	1.0000	5755.6237	1.0000	5.7672	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	319.4888	1.0000	5755.6237	1.0000	5.7672	1.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	319.4888	1.0000	5755.6237	1.0000	5.7672	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 11:28:25 2009		
4						
5						
6	Material Stream: REFREGIRANTE2			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Aqueous Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	10.00 *	10.00			
14	Pressure: (bar)	2.600 *	2.600			
15	Molar Flow (gmole/h)	2.682e+004	2.682e+004			
16	Mass Flow (kg/h)	483.2	483.2			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	484.2	484.2			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.860e+005	-2.860e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	2.663	2.663			
20	Heat Flow (kJ/h)	-7.672e+006	-7.672e+006			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	476.2 *	476.2			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Aqueous Phase			
25	Molecular Weight	18.02	18.02			
26	Molar Density (kgmole/m3)	56.54	56.54			
27	Mass Density (kg/m3)	1019	1019			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	0.4744	0.4744			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.588e+004	-1.588e+004			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.1478	0.1478			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	74.72	74.72			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.147	4.147			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	0.0000	0.0000			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	---	---			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	74.72	74.72			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	634.2	634.2			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	1.318e-004	1.318e-004			
45	Z Factor	1.953e-003	1.953e-003			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.125	1.125			
49	Cp/Cv	1.143	1.143			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	3.920e+004	3.920e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	1.276	1.276			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1015	1015			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	476.2	476.2			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	1.769e-002	1.769e-002			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2176	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	74.68	74.68			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.5869	0.5869			
60	Viscosity (Pa-s)	1.300e-003	1.300e-003			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	66.40	66.40			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.686	3.686			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	65.38	65.38			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.629	3.629			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---			
69	True VP at 37.8 C (bar)	6.553e-002	6.553e-002			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	0.4762	0.4762			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:28:25 2009

Material Stream: REFREGIRANTE2 (continued)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase


Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
n-Hexane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Ethanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
H2O	26.8220 *	1.0000 *	483.2006 *	1.0000 *	0.4842 *	1.0000 *
AGLs*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
B_Caroteno*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Carotenoides*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
HCl	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Methanol	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
biomasa*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
NaOH	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
GLUCOSA*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
Total	26.8220	1.0000	483.2006	1.0000	0.4842	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMES*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	26.8220	1.0000	483.2006	1.0000	0.4842	1.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	26.8220	1.0000	483.2006	1.0000	0.4842	1.0000

1	 OUASSIM ZERIOUH DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA DE MICROALGAS A NIVEL PLANTA PILOTO		Case Name:	C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Sat May 30 11:31:24 2009		
4						
5						
6	Material Stream: ETAPA DE CULTIVO			Fluid Package:	Basis-2	
7				Property Package:	NRTL - Ideal	
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Aqueous Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (C)	67.48	67.48			
14	Pressure: (bar)	0.9000	0.9000			
15	Molar Flow (gmole/h)	4.592e+005	4.592e+005			
16	Mass Flow (kg/h)	8272	8272			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (L/h)	8289	8289			
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-2.817e+005	-2.817e+005			
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	16.68	16.68			
20	Heat Flow (kJ/h)	-1.293e+008	-1.293e+008			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (L/h)	8151 *	8151			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Aqueous Phase			
25	Molecular Weight	18.02	18.02			
26	Molar Density (kgmole/m3)	54.09	54.09			
27	Mass Density (kg/m3)	974.5	974.5			
28	Act. Volume Flow (m3/h)	8.488	8.488			
29	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1.564e+004	-1.564e+004			
30	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.9259	0.9259			
31	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	75.71	75.71			
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	4.202	4.202			
33	Lower Heating Value (kJ/kgmole)	1.366e-003	1.366e-003			
34	Mass Lower Heating Value (kJ/kg)	7.584e-005	7.584e-005			
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	---	1.000			
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000			
37	Partial Pressure of CO2 (bar)	0.0000	---			
38	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
39	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	---	---			
40	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	55.40	55.40			
41	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	75.71	75.71			
42	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.086e+004	1.086e+004			
43	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	998.0	998.0			
44	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.358e-003	2.358e-003			
45	Z Factor	5.875e-004	5.875e-004			
46	Watson K	---	---			
47	User Property	---	---			
48	Cp/(Cp - R)	1.123	1.123			
49	Cp/Cv	1.173	1.173			
50	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	4.081e+004	4.081e+004			
51	Kinematic Viscosity (cSt)	0.4257	0.4257			
52	Liq. Mass Density (Std. Cond)(kg/m3)	1015	1015			
53	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (L/h)	8151	8151			
54	Liquid Fraction	1.000	1.000			
55	Molar Volume (m3/kgmole)	1.849e-002	1.849e-002			
56	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	2265	---			
57	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
58	Surface Tension (dyne/cm)	64.62	64.62			
59	Thermal Conductivity (W/m-K)	0.6602	0.6602			
60	Viscosity (Pa-s)	4.148e-004	4.148e-004			
61	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	67.39	67.39			
62	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.741	3.741			
63	Cv (kJ/kgmole-C)	64.53	64.53			
64	Mass Cv (kJ/kg-C)	3.582	3.582			
65	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---			
66	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---			
67	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---			
68	Reid VP at 37.8 C (bar)	---	---			
69	True VP at 37.8 C (bar)	6.555e-002	6.555e-002			
70	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	8.151	8.151			
71	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 2	



OUASSIM ZERIOUH
 DISEÑO DE UNA BIOREFENERÍA
 DE MICROALGAS A NIVEL
 PLANTA PILOTO

Case Name: C:\USERS\OUASSIM\DESKTOP\EN REVISION\PFPC_ DISEÑO DE U
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat May 30 11:31:24 2009

Material Stream: ETAPA DE CULTIVO (continúo)

Fluid Package: Basis-2
 Property Package: NRTL - Ideal

COMPOSITION

Overall Phase

Vapour Fraction 0.0000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMEs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	459.1632	1.0000	8271.8720	1.0000	8.2886	1.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000
Total	459.1633	1.0000	8271.8732	1.0000	8.2886	1.0000

Aqueous Phase

Phase Fraction 1.000

COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
FAMEs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Ethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	459.1632	1.0000	8271.8720	1.0000	8.2886	1.0000
AGLs*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
B_Caroteno*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carotenoides*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HCl	0.0000	0.0000	0.0008	0.0000	0.0000	0.0000
Methanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
biomasa*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NaOH	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
GLUCOSA*	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000
Total	459.1633	1.0000	8271.8732	1.0000	8.2886	1.0000

ANEJO N°2
DISEÑO DE
EQUIPOS

ETAPA DE HIDRÓLISIS DE LA PARED CELULAR

- 1. BIORREACTOR DE HIDRÓLISIS DE LA PARED CELULAR**
 - 1.1 INTRODUCCIÓN**
 - 1.2 INMOVILIZACIÓN DE LA CELULOSA SOBRE NANOFIBRAS DE PAN**
 - 1.2.1 OPTIMIZACIÓN DE LAS CONDICIONES DE INMOVILIZACIÓN DE CELULOSA**
 - 1.2.1.1 SÍNTESIS DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS PAN**
 - 1.2.1.2 ACTIVACIÓN DE LAS NANOFIBRAS DE PAN**
 - 1.2.1.3 INMOVILIZACIÓN DE LA ENZIMA**
 - 1.2.1.3.1 CONCENTRACIÓN OPTIMA DE CELULOSA**
 - 1.2.1.3.2 TIEMPO OPTIMO DE INMOVILIZACIÓN**
 - 1.2.1.3.3 TEMPERATURA OPTIMA DE INMOVILIZACIÓN**
 - 1.2.1.4 PROPIEDADES DE LA CELULOSA INMOVILIZADA**
 - 1.2.1.4.1 RETENCIÓN DE ACTIVIDAD**
 - 1.2.1.4.2 ESTABILIDAD FRENTE AL PH**
 - 1.2.1.4.3 ESTABILIDAD FRENTE A LA TEMPERATURA**
 - 1.2.1.4.4 ESTABILIDAD FRENTE A LA SALINIDAD DEL MEDIO**
 - 1.2.1.4.5 REUTILIZACIÓN DE LA ENZIMA INMOVILIZADA**
 - 1.2.1.5 REGENERACIÓN DE LA ENZIMA INMOVILIZADA**
 - 1.3 DISEÑO DEL BIRREACTOR**
 - 1.3.1 MÉTODOS DE OPTIMIZACIÓN**
 - 1.3.1.1 LOS MODELOS CUADRÁTICOS**
 - 1.3.1.2 LOS MODELOS BASADOS EN LA CINÉTICA DE REACCIÓN**
 - 1.3.2 CINÉTICA DE REACCIÓN**
 - 1.3.2.1 ESQUEMA DE LA REACCIÓN**
 - 1.3.2.2 VELOCIDAD DE FORMACIÓN DE GLUCOSA**
 - 1.3.2.3 VELOCIDAD DE FORMACIÓN DE CELOBIOSA**
 - 1.3.3 SIMULACIÓN DEL EFECTO INHIBIDOR DE LOS PRODUCTOS DE LA REACCIÓN**
 - 1.3.3.1 EFECTO INHIBIDOR DE LA GLUCOSA**
 - 1.3.3.2 EFECTO INHIBIDOR DE LA CELOBIOSA**
 - 1.3.4 EFECTO DE LA HIDROLISIS SOBRE EL CONTENIDO DE LÍPIDOS EN LA BIOMASA**
 - 1.3.5 EFECTO DEL CONTENIDO DE LIPIDOS EN EL RENDEMIENTO DE LA HIDROLISIS(16%-52%)**
 - 1.3.6 DISEÑO DEL BIORREACTOR**

1.3.6.1 DESCRIPCIÓN Y DIMENSIONES DEL BIORREACTOR

1.3.6.2 CÁLCULOS DE DISEÑO

1.3.6.2.1 IDENTIFICACIÓN DE LOS SUBREACTORES

**1.3.6.2.2 ÁREA INTERNA CUBIERTA POR LA MEMBRANA DE
NANOFIBRAS EN CADA SUBREACTOR**

1.3.6.2.3 ÁREA TRANSVERSAL DE FLUJO EN CADA SUBREACTOR

1.3.6.2.4 VOLUMEN DEL BIORREACTOR

**1.3.6.2.5 ÁREA TRANSVERSAL DE MEMBRANA EN CADA
SUBREACTOR**

1.3.6.2.6 CANTIDAD DE ENZIMA INMOVILIZADA EN CADA SUBREACTOR

1.3.6.3 BALANCES DE MATERIA

1.3.6.3.1 BALANCE DE MATERIA AL SUSTRATO (CELULOSA)

1.3.6.3.2 BALANCE DE MATERIA A LA GLUCOSA

1.3.6.3.3 BALANCE DE MATERIA A LA CELOBIOSA

1.3.6.4 EL MODELO DINÁMICO DEL SISTEMA

1.3.6.5 OPTIMIZACIÓN

**1.3.6.5.1 EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DE SUSTRATO SOBRE LA
CONVERSIÓN**

**1.3.6.5.2 SIMULACIÓN DEL PERFIL DE CONCENTRACIONES CON LA
ALTURA**

**1.3.6.5.3 SIMULACIÓN DEL EFECTO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA
SOBRE LA CONVERSIÓN**

1.3.7 DIMENSIONAMIENTO DEL BIORREACTOR

1.3.7.1 VOLUMEN OPERATIVO DEL BIORREACTOR

1.3.7.2 RESULTADOS DE DIMENSIONAMIENTO

1.3.7.3 COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE DE SALIDA

1.3.8 SISTEMA DE CONTROL

1.3.8.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

1.3.8.2 CONTROL DEL CAUDAL DE SALIDA DEL BIORREACTOR

1.3.8.3 ESQUEMA DE CONTROL

2. TANQUE DE MEZCLA ENCAMISADO

2.1 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE

2.1.1 PROPIEDADES DEL FLUIDO

2.1.2 DIMENSIONES DEL TANQUE

2.2 DISEÑO DEL AGITADOR

2.2.1 DIMENSIONAMIENTO DEL AGITADOR

2.2.2 POTENCIA DEL AGITADOR

2.3 DISEÑO DEL ENCAMISADO

2.3.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA CAMISA

2.3.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN EL TANQUE

2.3.3 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR EN LA DISOLUCIÓN

**2.3.4 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR AL LADO DE LA
CAMISA**

2.3.5 EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR

2.3.5.1 EL COEFICIENTE CALCULADO

2.3.5.2 EL COEFICIENTE TEÓRICO

2.3.6 LA CANTIDAD DE AGUA DE CALENTAMIENTO

2.4 SISTEMA DE CONTROL DEL TANQUE ENCAMISADO

2.4.1 CONTROL DE TEMPERATURA

2.4.2 CONTROL DEL CAUDAL DE ENTRADA

2.4.3 CONTROL DEL PH EN EL TANQUE

2.4.4 CONTROL DEL NIVEL DE LIQUIDO EN EL TANQUE

2.4.5 ESQUEMA DE CONTROL

3. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR1

3.1 PARÁMETROS DE DISEÑO

3.2 SISTEMA DE CONTROL

3.2.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

3.2.2 ESQUEMA DE CONTROL

4. DISEÑO DE LA CENTRIFUGA1

4.1 CARACTERÍSTICA DE LA CENTRIFUGA

4.2 TIPO DE CENTRIFUGA

5. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR2

5.1 PARÁMETROS DE DISEÑO

5.2 SISTEMA DE CONTROL

5.2.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

6. DISEÑO DEL EVAPORADOR1

6.1 BALANCE DE MATERIA

6.2 CONDICIONES DE TRABAJO (PRESIÓN Y TEMPERATURA)

6.3 BALANCE DE ENERGÍA

6.4 ÁREA DEL EVAPORADOR

6.5 TIPO DEL EVAPORADOR

**6.6 VARIACIÓN DE LA ENERGÍA CONSUMIDA EN EL EVAPORADOR
CON EL GRADO DE SEPARACIÓN**

6.7 SISTEMA DE CONTROL

6.7.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

6.7.2 CONTROL DE LA PRESIÓN

6.7.3 CONTROL DE NIVEL DEL LIQUIDO

6.7.4 ESQUEMA DE CONTROL

7. DISEÑO DEL CONDENSADOR1

7.1 BALANCE DE ENERGÍA

7.2 AGUA DE REFRIGERACIÓN

7.3 ESTIMAR EL COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR

7.4 CALCULAR LA LONGITUD DEL TUBO

7.5 SISTEMA DE CONTROL

7.5.1 CONTROL DE PRESIÓN

7.5.2 ESQUEMA DE CONTROL

1. BIORREACTOR DE HIDRÓLISIS DE LA PARED CELULAR

1.1 INTRODUCCIÓN

En la memoria justificativa de este proyecto, hemos citado los diferentes tipos de biorreactores ampliamente utilizados para la inmovilización de las enzimas. Sin embargo, la naturaleza del sustrato (microalgas) hace pensar en nuevos modelos de biorreactores para llevar a cabo la reacción de hidrólisis de la celulosa de la pared celular a azúcares reductores.

Como alternativa, hemos propuesto un biorreactor tipo flujo pistón concéntrico con celulasa inmovilizada sobre membranas de nanofibras de PAN.

Las membranas de nanofibras pueden ser una alternativa muy comprometida para la inmovilización de las enzimas. La alta porosidad, el pequeño grosor, el fácil manejo y la sencilla regeneración de estas membranas pueden convertirlas en la mejor alternativa a los métodos actuales de inmovilización de enzimas. Las nanofibras se producen en general mediante la técnica de electrohilado.

1.2 INMOVILIZACIÓN DE LA CELULASA SOBRE NANOFIBRAS DE PAN

Antes de entrar en el diseño del biorreactor, explicamos de una forma breve el mecanismo de inmovilización de la celulasa sobre las nanofibras de PAN y las condiciones óptimas para llevar a cabo este proceso.

1.2.1 OPTIMIZACIÓN DE LAS CONDICIONES DE INMOVILIZACIÓN DE CELULASA

1.2.1.1 SÍNTESIS DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS PAN

Con el objetivo de tener unas membranas idénticas a las del experimento, es importante fabricarlas de la misma manera y en las mismas condiciones. Por lo tanto, al fabricante que nos va a suministrar las membranas hay que especificarle estas condiciones.

Poliacrilonitrilo comercial (PAN), con peso molecular medio de $1,5 \times 10^5$ Da y la densidad $1,18 \text{ g/cm}^3$ se disuelve en N, N-dimetilformamida (DMF) a 60° C con una relación PAN/DMF=8% en peso. El DMF actúa como disolvente.

La solución polimérica resultante se fluye a una velocidad de flujo de 1,5 ml / h. La aguja se conecta a un generador de DC situado 20 cm de distancia del colector de tierra. El voltaje aplicado es 20 kV.

Se estima que las membranas de nanofibras de PAN obtenidas tengan un diámetro uniforme de (150-300 nm) y una porosidad de 88 % (Tien et al 2011).

1.2.1.2 ACTIVACIÓN DE LAS NANOFIBRAS DE PAN

Las propiedades físicas de las membranas de nanofibras de PAN dependen del proceso de fabricación descrito anteriormente. Las nanofibras de PAN se caracterizan por los grupos nitrilos en la superficie como se muestra en la figura 1.

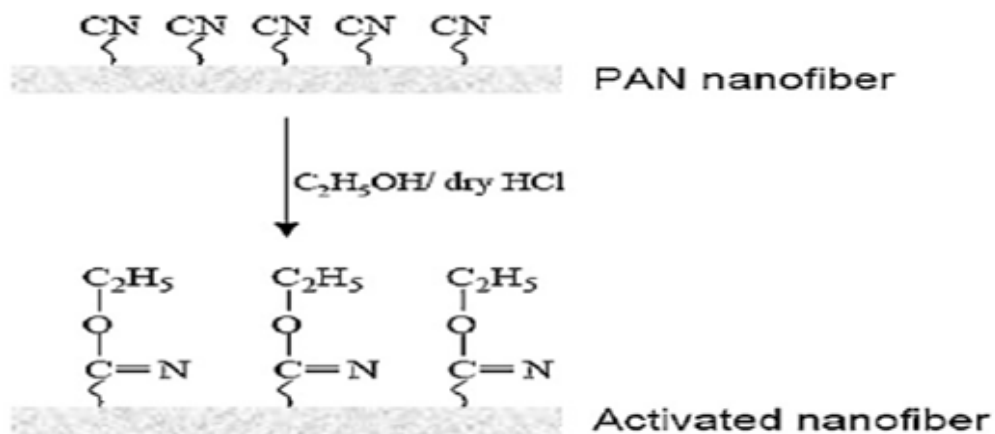


Figura 1. Mecanismo de activación de las nanofibras de PAN

Estos grupos se activan por una reacción de amidinación. La manera más sencilla de llevar a cabo la reacción es sumergir las membranas de nanofibras en etanol absoluto, mientras burbujeando la solución con cloruro de hidrógeno para producir derivados imidoéster.

Después del tiempo de activación las membranas fibrosas se retiran y se lavan con agua.

En nuestro biorreactor la activación de las membranas se puede hacer de una manera similar llenando los reactores de la disolución de etanol absoluto y burbujeando HCl de la parte baja del biorreactor. El proceso de activación tiene una dinámica rápida, ya que el equilibrio se alcanza rápidamente. Además, un tiempo de activación prolongado podría causar algún daño a la estructura de la

membrana. 7.5 min es un tiempo suficiente para activar todos los centros activos del soporte (Tien et al 2011).

1.2.1.3 INMOVILIZACIÓN DE LA ENZIMA

Al sumergir las nanofibras activadas en una disolución de celulasa. El imidoéster producido reacciona específicamente con la épsilon aminolysil y alfa-amino residual de las enzimas agregadas en la solución. Por lo tanto, las enzimas se unen covalentemente a las nanofibras de la membrana como se muestra la figura2.

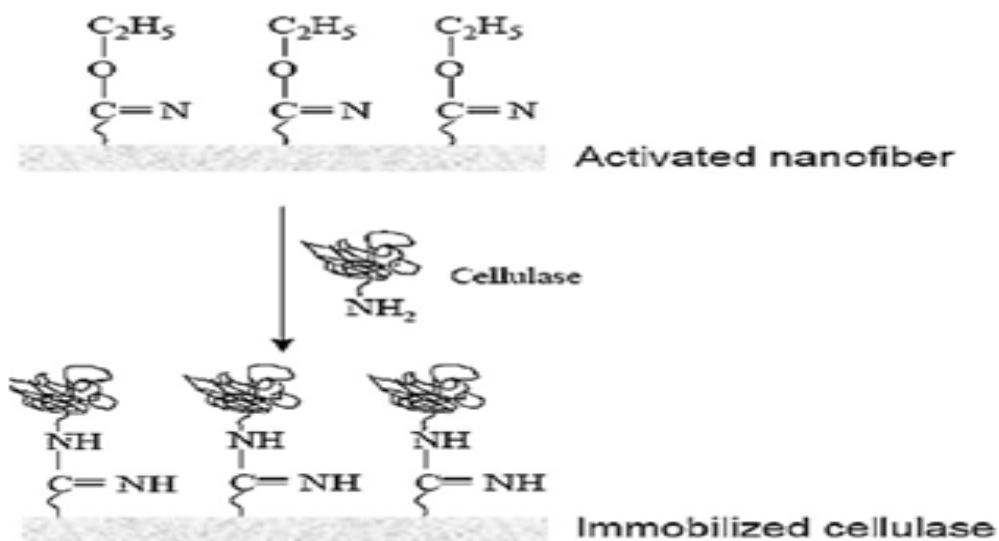


Figura2. Mecanismo de inmovilización de celulasa sobre nanofibras de PAN

En realidad el proceso de inmovilización de la enzima sobre las membranas de nanofibras PAN depende del pH, la concentración de la solución de celulasa, el tiempo de inmovilización. Las condiciones óptimas de inmovilización de la celulasa se muestran en seguida.

1.2.1.3.1 CONCENTRACIÓN ÓPTIMA DE CELULASA

La cantidad de celulasa utilizada está altamente relacionada con el coste de producción, el efecto de la concentración de celulasa en el procedimiento de inmovilización debe ser optimizado. Es evidente que la frecuencia de contacto entre la celulasa y los sitios activos sobre el soporte aumenta conforme aumenta la concentración de la celulasa en la solución. Sin embargo, esto no quiere decir que la actividad específica de la celulasa inmovilizada va a aumentar de forma

proporcional a la carga enzimática. Conforme aumenta la concentración de celulosa, llegamos a una concentración a partir de la cual se produce apilamiento de las celulosas que conduce a la reducción de la actividad específica de las mismas por unidad de masa. La actividad específica y la carga de proteína de la celulosa inmovilizada no cambian significativamente con la concentración de celulosa, un 2% en peso es la concentración óptima para el proceso de inmovilización (Tien et al 2011).

1.2.1.3.2 TIEMPO ÓPTIMO DE INMOVILIZACIÓN

La carga de la celulosa inmovilizada aumenta con el tiempo de inmovilización, pero la actividad específica disminuye dramáticamente. El tiempo óptimo del proceso de inmovilización es de **30 min** (Tien et al 2011). Al aumentar el tiempo de inmovilización aumenta la posibilidad de que la celulosa interactúe con el soporte activado. Sin embargo, la actividad específica disminuye para largos tiempos de inmovilización lo que implica que la proteína unida se desnaturaliza durante el proceso de inmovilización o incluso las proteínas pueden interactuar entre sí mismas formando coagulaciones que obstaculizan la difusión del sustrato a los centros activos.

La figura 3 explica de una forma detallada la evolución de la inmovilización con el tiempo (Daniel et al 2012):

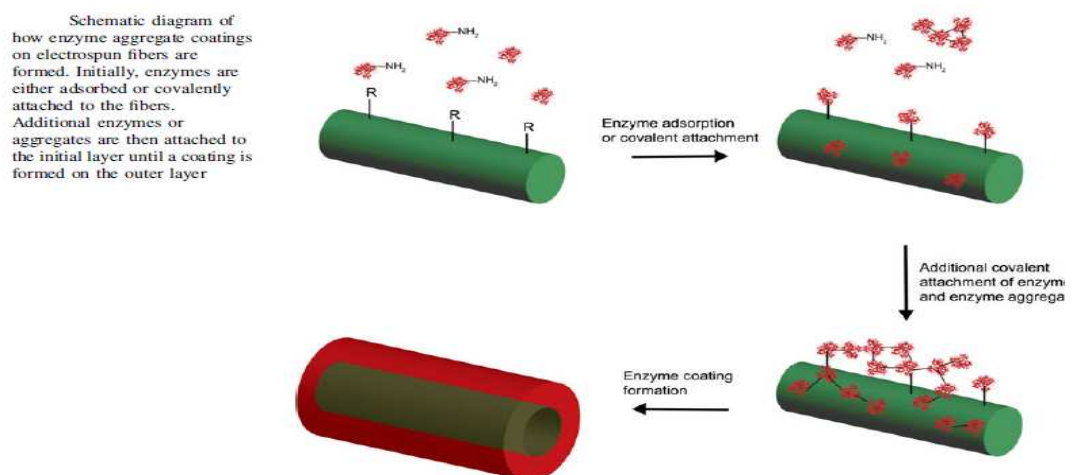


Figura 3. Evolución de la inmovilización de las enzimas sobre nanofibras con el tiempo

1.2.1.3.3 TEMPERATURA ÓPTIMA DE INMOVILIZACIÓN

Las temperaturas elevadas pueden ser capaces de proporcionar energía para el sistema y acelerar el proceso de inmovilización. Sin embargo, también pueden desnaturalizar la estructura de la proteína y reducir la actividad enzimática de la celulasa. **40 ° C**, es la temperatura óptima para la inmovilización de la celulasa (Tien et al 2011).

1.2.1.4 PROPIEDADES DE LA CELULASA INMOVILIZADA

1.2.1.4.1 RETENCIÓN DE ACTIVIDAD

La actividad de la enzima inmovilizada (actividad específica de [celulasa inmovilizada / celulasa libre]) se puede utilizar para representar el porcentaje de la actividad enzimática de una enzima en los procesos de inmovilización. En general, el uso de agentes de reticulación para inmovilizar la enzima puede causar la pérdida de la actividad enzimática debido a la agregación de la enzima o la ocupación de los sitios catalíticos responsables la reacción (Cheng et al 2010). Sin embargo, (Tien et al 2011) informo que la retención de la actividad de las celulasa inmovilizada sobre nanofibras de PAN no es importante. La enzima inmovilizada conserva el **86.23%** de su actividad inicial. En este trabajo consideramos que la enzima conserva el 100% de su actividad inicial ya que no disponemos de datos experimentales.

1.2.1.4.2 ESTABILIDAD FRENTE AL pH

La celulasa inmovilizada tiene una estabilidad mejor al pH que la celulasa libre. El pH óptimo de operación es **4.5-5** (Tien et al 2011).

1.2.1.4.3 ESTABILIDAD FRENTE A LA TEMPERATURA

Normalmente la actividad de la celulasa libre e inmovilizada se mantiene alta hasta que la temperatura supere 50° C. Sin embargo, la celulasa inmovilizada dispone de una mejor resistencia a la tensión térmica (Tien et al 2011). La temperatura óptima puede estar comprendida en un rango de **40-50 °C**.

1.2.1.4.4 ESTABILIDAD FRENTE A LA SALINIDAD DEL MEDIO

(Chun et al 2010) informo que la actividad de la celulasa inmovilizada no se ve afectada por la salinidad del medio, por lo tanto no es necesario la eliminación de

la sal para la hidrólisis enzimática mediante celulasa inmovilizada sobre membranas de nanofibras de PAN.

1.2.1.4.5 REUTILIZACIÓN DE LA ENZIMA INMOVILIZADA

La reutilización de la enzima es la ventaja más destacada de los procesos con enzimas inmovilizadas, especialmente en aplicaciones industriales. La celulasa inmovilizada puede ser reutilizada al menos cinco veces con una reducción gradual en el rendimiento hidrolítico. (Chun et al 2010) informo que la celulasa inmovilizada sobre nanofibras de PAN conserva el 40% de su actividad inicial después de cinco ciclos de operación. Más adelante (Tien et al 2011) informo sobre una conservación del 55,12% de actividad en la hidrólisis de la pared celular de *Chlorella.sp.* Sin embargo, más mejoras se pueden alcanzar optimizando las condiciones de operación. En este proceso consideramos que la enzima conserva su actividad enzimática durante 15 días de operación.

1.2.1.5 REGENERACIÓN DE LA ENZIMA INMOVILIZADA

En este tema no disponemos de mucha información. Sin embargo, uno de los métodos más habituales de regenerar las enzimas es hacer pasar una corriente de un ácido fuerte por el soporte, lo que provoca la ruptura del enlace covalente entre la enzima y el soporte en este caso las nanofibras de PAN. Pensamos que la regeneración de la enzima se puede hacer pasando una corriente muy ácida por las membranas de nanofibras, después, las membranas se lavan con agua y se vuelven a reactivar otra vez usando el mismo método descrito anteriormente.

1.3 DISEÑO DEL BIORREACTOR

1.3.1 MÉTODOS DE OPTIMIZACIÓN

En seguida mostramos los dos métodos de optimización de las reacciones enzimáticas ampliamente utilizados en las publicaciones científicas.

1.3.1.1 LOS MODELOS CUADRÁTICOS

En la actualidad se emplean mucho en las investigaciones relacionadas con enzimas inmovilizadas como alternativa a los modelos cinéticos reacción. Estos modelos permiten simular el efecto de diferentes parámetros sobre el rendimiento de la hidrólisis, permitiendo una optimización rápida y eficaz mediante programas

informáticos o también se pueden optimizar con los métodos básicos de optimización. Esos modelos suelen tener la siguiente forma matemática:

$$Y = Y_0 + \beta_1 \cdot X_1 + \beta_2 \cdot X_2 + \beta_3 \cdot X_3 + \dots + \alpha_1 \cdot X_1 \cdot X_2 + \alpha_2 \cdot X_1 \cdot X_3 + \alpha_3 \cdot X_2 \cdot X_3 + \dots + \gamma_1 X_1^2 + \gamma_2 X_2^2 + \gamma_3 X_3^2 + \dots$$

Donde Y representa el rendimiento de la hidrólisis, Xi son los variables a optimizar suelen ser la temperatura, pH, relación sustrato/enzima inmovilizada... El resto de los coeficientes son parámetros del modelo que se ajustan a los datos experimentales.

(Tien et al 2011) ha optimizado un proceso de hidrólisis de la pared celular de Chlorella sp usando celulasa de **Aspergillus Níger** inmovilizada sobre nanofibras de PAN (30 mg / g de soporte) para la obtención de azúcares reductores. El modelo cuadrático que describe el rendimiento de la hidrólisis en función de los variables de reacción (Temp, pH, Sustrato/celulasa) se dedujo.

$$Y = 41.88 - 12.92C + 3.55A \cdot C - 3.59B \cdot C - 8.25A^2 - 16.24B^2 + 5.48C^2 R^2 = 0.98$$

Donde:

Y: El rendimiento de hidrólisis, A: La temperatura de reacción en °C, B: El pH, C: Relación sustrato / celulasa

La representación tridimensional del rendimiento frente al pH y la temperatura se muestra en la figura4:

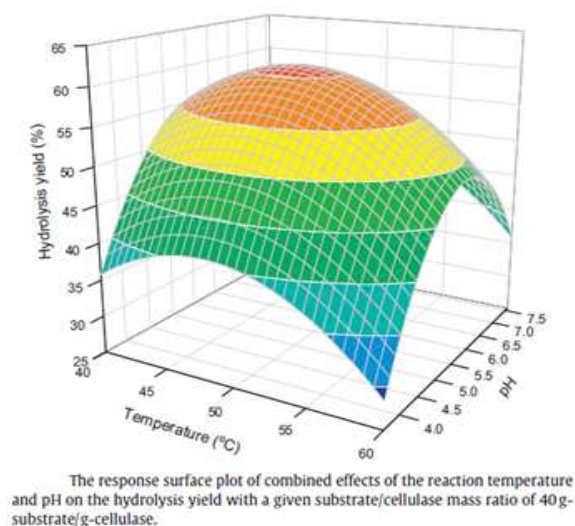


Figura4. The response surface plot of combined effects of the reaction temperature and pH on the hydrolysis yield with a given substrate/cellulase mass ratio of 20g-substrate/g-cellulase.

El rendimiento óptimo de la hidrólisis ha sido 60,86% con una temperatura de 47,85 ° C, un pH de 5,82, y una relación de 40 g-substrato/g-cellulosa.

Estos modelos han demostrado ser muy eficaces y prácticos ya que no precisan el estudio de la cinética de la reacción sino que estiman el rendimiento de la hidrólisis en función de los diferentes parámetros que pueden afectar a actividad de las enzimas en determinadas condiciones de operación.

La gran desventaja de estos métodos es que solamente permiten trabajar con el mismo tipo de biorreactor y en las mismas condiciones de operación.

1.3.1.2 LOS MODELOS BASADOS EN LA CINÉTICA DE REACCIÓN

La mayor parte de las enzimas suelen cumplir con la cinética de Michaelis Menten. Sin embargo, el efecto inhibitor tanto de los sustratos como de los productos sobre la enzima debe introducirse en el modelo cinético. Varios autores han demostrado que los productos de la hidrólisis de celulosa tienen efecto inhibitor sobre la celulosa. (Razif et al 2011) propuso un modelo que describe la velocidad de hidrólisis de los polisacáridos de la microalga *Chlorococcum* sp mediante celulosa de **T. reesei** (ATCC 26921). Este modelo cinético incluye el efecto inhibitor tanto de la glucosa como de la celobiosa sobre la velocidad de reacción. Los resultados han demostrado una inhibición competitiva. En las condiciones óptimas de 10 g/L de biomasa, pH=4.5 y 40°C el rendimiento obtenido es del 68.2%.

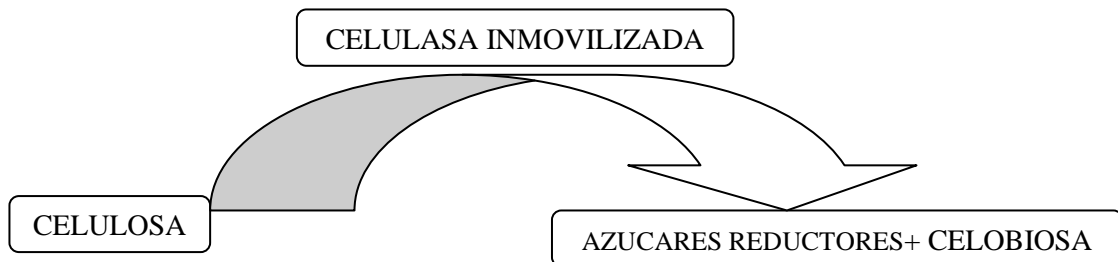
En el análisis de estos resultados y más adelante en el diseño del biorreactor, suponemos que la glucosa es representativa de los demás monosacáridos que pueden producirse durante la hidrólisis. Es decir, vamos a suponer que la enzima hidroliza todos los monosacáridos de celulosa como se fueran glucosa, por lo tanto en realidad cuando decimos glucosa nos referimos al conjunto de monosacáridos que forman la celulosa.

Durante el diseño vamos a utilizar la cinética de reacción deducida por (Razif et al 2011). Por lo tanto, diseñamos un biorreactor basado sobre la cinética de reacción y no sobre modelo cuadrático.

1.3.2 CINÉTICA DE REACCIÓN

La cinética de reacción aplicada para el diseño del biorreactor se ha sacado del artículo de (Razif et al 2011).

1.3.2.1 ESQUEMA DE LA REACCIÓN



1.3.2.2 VELOCIDAD DE FORMACIÓN DE GLUCOSA

La velocidad de formación de glucosa durante la hidrólisis se expresa en la ecuación 1:

$$V_g = \frac{V_{\max g} \cdot S}{K_{mg} \cdot \left(1 + \frac{G}{k_{ig}}\right) + S} \quad (1)$$

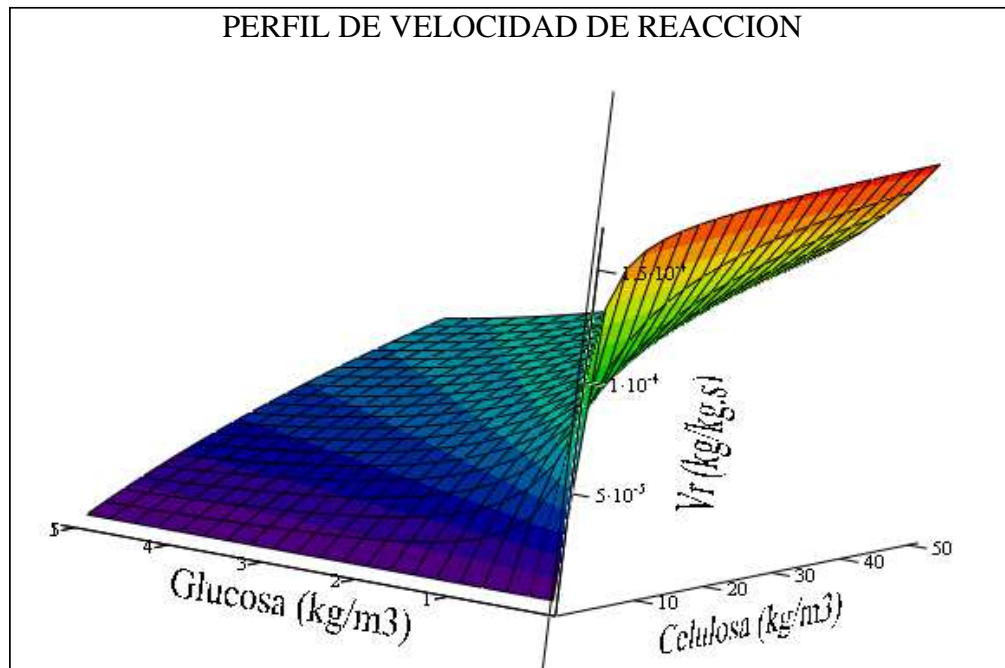
Donde S y G son las concentraciones de celulosa y glucosa respectivamente.

Los parámetros cinéticos del modelo se muestran en la tabla 1:

Tabla 1. Parámetros del modelo cinético

Velocidad máxima de reacción	Constante de MM	Constante de inhibición por glucosa
$V_{\max g} \left(\frac{kg(glucosa)}{kg(enzima) \cdot s} \right)$	$K_{mg} \left(\frac{kg(glucosa)}{m^3} \right)$	$K_{ig} \left(\frac{kg(glucosa)}{m^3} \right)$
$1.667 \cdot 10^{-4}$	0.73	0.038

La representación tridimensional de la velocidad de reacción se muestra en la figura 5:



Vg

Figura5. Perfil de la velocidad de formación de glucosa

El perfil de la velocidad de reacción muestra claramente el efecto inhibitor de la glucosa sobre la velocidad de reacción. Pequeñas concentraciones de glucosa provocan una bajada muy importante en la velocidad de reacción. Sin embargo, la velocidad de reacción aumenta con la concentración de sustrato (celulosa), para evitar el efecto inhibitor del producto podemos trabajar a altas concentraciones de celulosa o incorporar una etapa intermedia para separar los productos y recircular la biomasa al biorreactor.

1.3.2.3 VELOCIDAD DE FORMACIÓN DE CELOBIOSA

La velocidad de formación de glucosa durante la hidrolisis se expresa en la ecuación2:

$$V_C = \frac{V_{maxc} \cdot S}{K_{mc} \cdot \left(1 + \frac{C}{k_{ic}}\right) + S} \quad (2)$$

Donde, S y C son concentraciones de celulosa y celobiosa respectivamente.

Los parámetros cinéticos del modelo se muestran en la tabla2:

Tabla2. Parámetros del modelo cinético

Velocidad máxima de reacción	Constante de MM	Constante de inhibición por celobiosa
$V_{maxc} \left(\frac{kg(celobiosa)}{kg(enzima).s} \right)$	$K_{mc} \left(\frac{kg(celobiosa)}{m^3} \right)$	$K_{ic} \left(\frac{kg(celobiosa)}{m^3} \right)$
$8.333 \cdot 10^{-5}$	2.32	0.018

La representación tridimensional de la velocidad de reacción se muestra en la figura7.

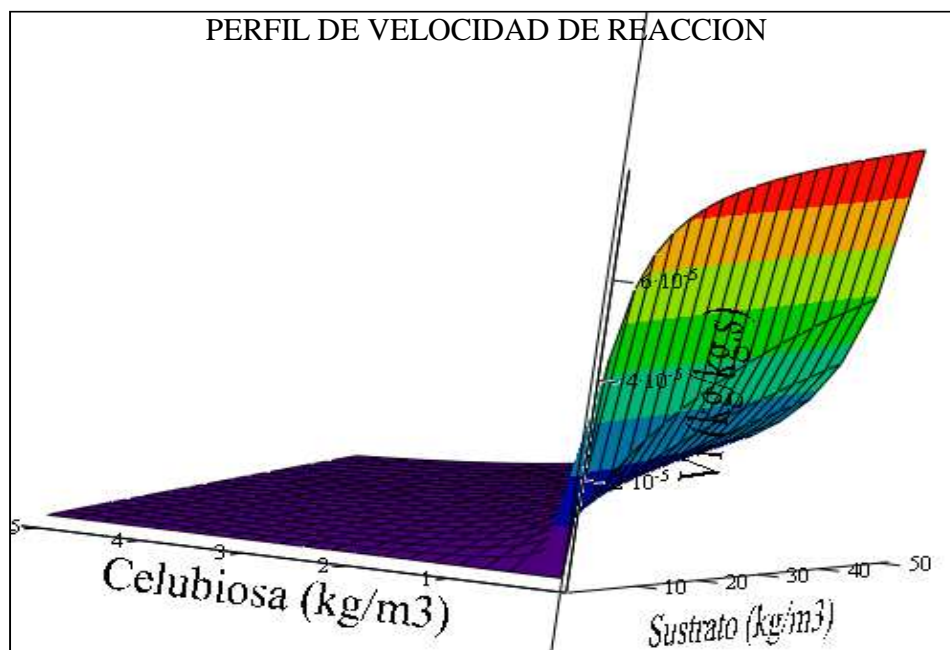


Figura6. Perfil de la velocidad de formación de celobiosa

Podemos observar una velocidad de reacción mucho más pequeña que la velocidad de formación de glucosa. Es evidente, dado que la constante de especificad k_m de la glucosa es mucho menor que k_m de celobiosa, lo que se traduce en mayor especificad de formación de glucosa. El efecto inhibitor del producto (celobiosa) es bastante grande sobre la velocidad de reacción de sí misma, se ve como las bajas concentraciones de celobiosa casi anulan la velocidad de reacción. En realidad nos interesa la glucosa. Por lo tanto, la celobiosa es un producto secundario que no le vamos a dar mucha importancia.

1.3.3 SIMULACIÓN DEL EFECTO INHIBIDOR DE LOS PRODUCTOS DE LA REACCIÓN

1.3.3.1 EFECTO INHIBIDOR DE LA GLUCOSA

Suponemos que:

$$Vg(\alpha) = \frac{V_{maxg} \cdot S}{K_{mg} \cdot \left(1 + \frac{\alpha \cdot S}{k_{ig}}\right) + S} \quad (3)$$

Donde, $G = \alpha \cdot S$ y $S = 8 \frac{kg}{m^3}$

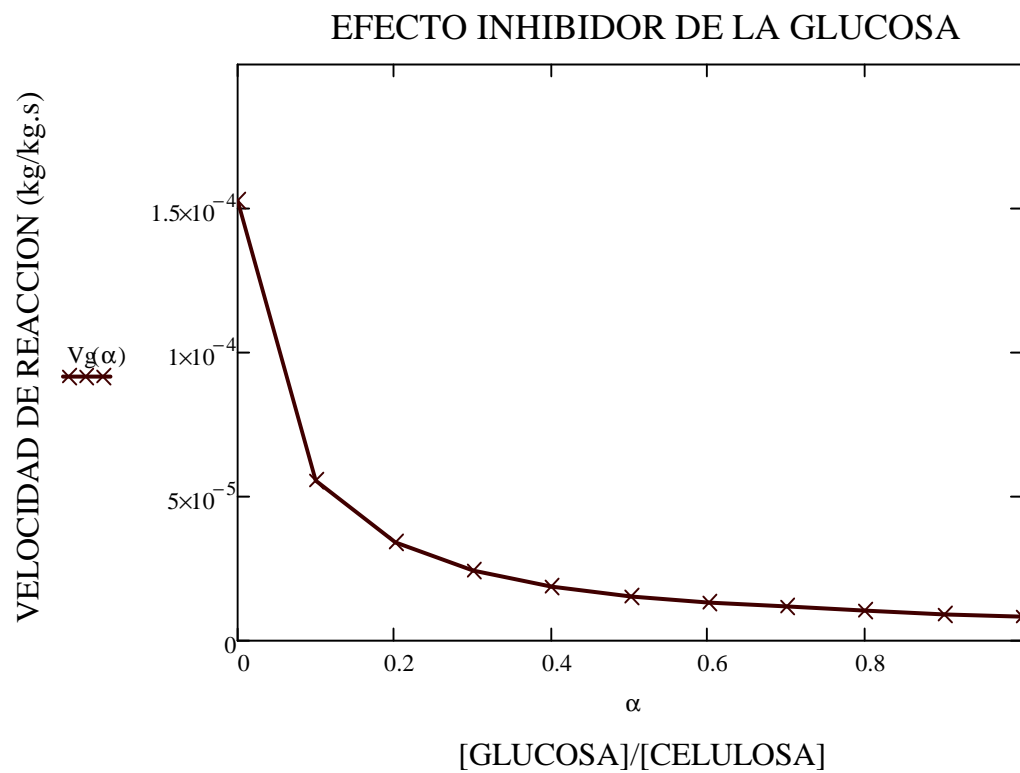


Figura7. Efecto inhibitor de la glucosa

En la figura7 hemos simulado la evolución de la velocidad de reacción en función de la relación entre la concentración de glucosa y celulosa. La concentración de glucosa se ha fijado en 8 kg/m³. Los resultados muestran un efecto inhibitor muy importante de la glucosa sobre la velocidad de reacción, para valores de α menores de 0.2 la velocidad de reacción baja exponencialmente. Para valores de α entre 0.2 y 0.7 la velocidad de reacción baja pero más ligeramente. Para valores de α mayores de 0.7 la velocidad de reacción permanece prácticamente constante.

En el medio de reacción hay que tener en cuenta este efecto inhibitor y trabajar con altas concentraciones de sustrato en este caso celulasa, y en el mismo tiempo fijar la conversión óptima para no trabajar a velocidad de reacción baja.

1.3.3.2 EFECTO INHIBIDOR DE LA CELOBIOSA

Suponemos que:

$$V_c(\alpha) = \frac{V_{\max g} \cdot S}{K_{mc} \cdot \left(1 + \frac{\alpha \cdot S}{k_{ic}}\right) + S} \quad (4)$$

Donde, $C = \alpha \cdot S$ y $S = 8 \frac{kg}{m^3}$

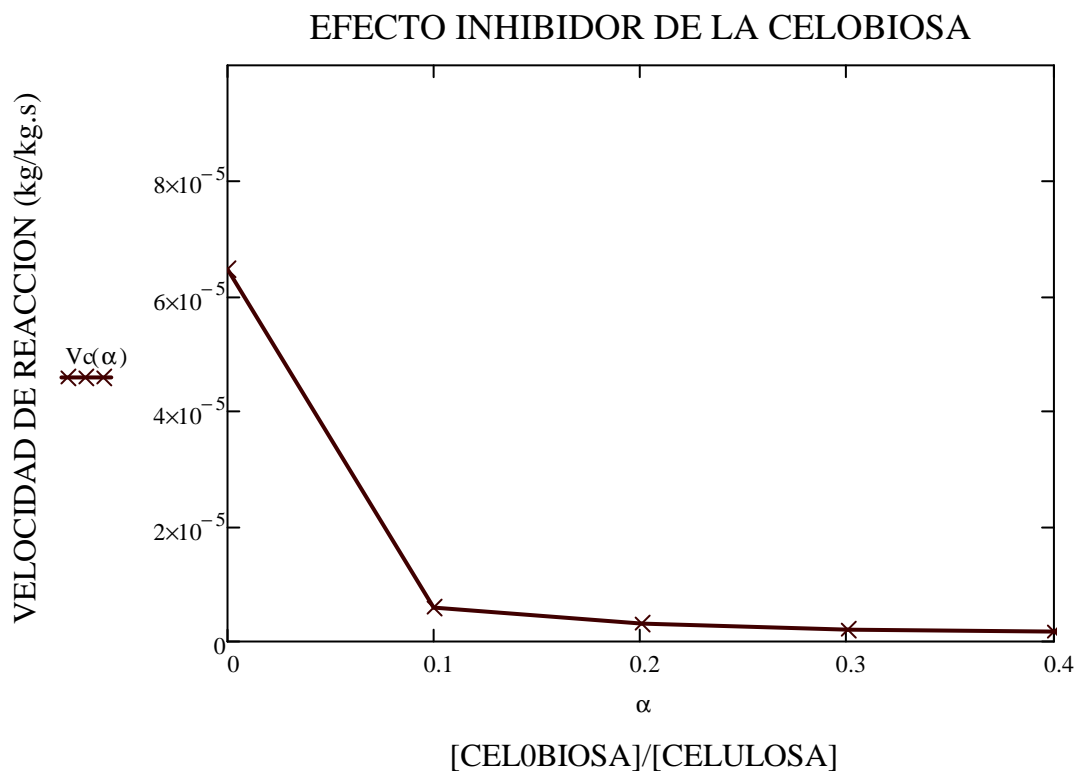


Figura8. Efecto inhibitor de la celobiosa

Como se puede ver en la figura8, la velocidad de reacción cae bruscamente para valores de α menores de 0.1 alcanzando velocidades muy bajas para este valor. Para valores de α superiores la velocidad permanece constante y prácticamente nula.

La celobiosa es un producto secundario y poca importancia tiene en este proyecto. Por lo tanto, mientras más baja sea la velocidad de su formación mejor va a ser la producción de glucosa.

1.3.4 EFECTO DE LA HIDRÓLISIS SOBRE EL CONTENIDO DE LÍPIDOS EN LA BIOMASA

(Chun et al 2010) ha experimentado la hidrólisis de la pared celular de *Chlorella.sp* mediante celulasa inmovilizada sobre nanofibras de PAN. Un rendimiento de 62% se ha obtenido en las condiciones óptimas (50 °C, pH =4.6, concentración de microalgas 20 g/L). Estudiando el efecto de la hidrólisis sobre la pérdida de lípidos de la biomasa, informo que no había fuga de lípidos después de 72 h de reacción de hidrólisis. Los datos obtenidos se muestran en la tabla3:

Tabla3. Comparison of lipid content at the initial and 72 h of reaction

Comparison of lipid content at the initial and 72 h of reaction.

	Microalgal concentration (mg/ml)	Lipid contents (%) of the microalgae	Lipid concentration (mg/ml)
Initial state	20	52	10.4, (20 × 52)
After 72 h of enzymatic reaction	16.8	63.4	10.6, (16.8 × 63.4)

1.3.5 EFECTO DEL CONTENIDO DE LIPIDOS EN EL RENDIMIENTO DE LA HIDRÓLISIS(16%-52%)

El rendimiento de la hidrólisis es relativamente mejor con mayor contenido de lípidos, posiblemente debido al menor contenido de celulosa por unidad de peso de microalgas. Pero en general, las microalgas con cualquier nivel de contenido de lípidos podrían aplicarse en la producción del azúcar reductor (Chun et al 2010).

1.3.6 DISEÑO DEL BIORREACTOR

1.3.6.1 DESCRIPCIÓN Y DIMENSIONES DEL BIORREACTOR

Para llevar a cabo la hidrólisis de la pared celular de la biomasa de microalgas, hemos diseñado un biorreactor tipo flujo pistón concéntrico. El biorreactor tiene una geometría cilíndrica y está constituido por varios subreactores, separados por una pared de vidrio de 4 mm de espesor, cubierta por ambos lados por metacrilato de polimetilo (PMMA) de 3 mm de espesor como soporte para la membrana de nanofibras que tiene 0.9mm de espesor. La distancia entre las dos paredes internas de cada subreactor es de 5mm. Las columnas de vidrio se mantienen en vertical mediante soportes situados en la parte inferior y superior. Las paredes externas del reactor se encuentran cubiertas con un material aislante que impide el intercambio de calor con el exterior.

- Espesor de la membrana: $\delta = 900 \mu m$
- Densidad aparente de la membrana de PAN: $\rho_{al} = 0.14 \frac{g}{cm^3}$
- Relación masa de soporte/masa de enzima: $\phi_{Hidrolisis} = 0.03$
- Espacio entre subreactores: $\Delta = 5mm$
- Espesor del soporte de PMMA: $E_{PMMA} = 2mm$
- Espesor de la pared de vidrio: $E_{Vidrio} = 4mm$
- Espesor de la pared y el soporte juntos: $E_{PMMA} = 2mm$
- Espacio entre las paredes: $\tau = 2.E_{PMMA} + E_{Vidrio} = 0.8cm$
- Altura del reactor: $H_i = 3m$

La figura9 presenta un esquema simplificada del biorreactor:

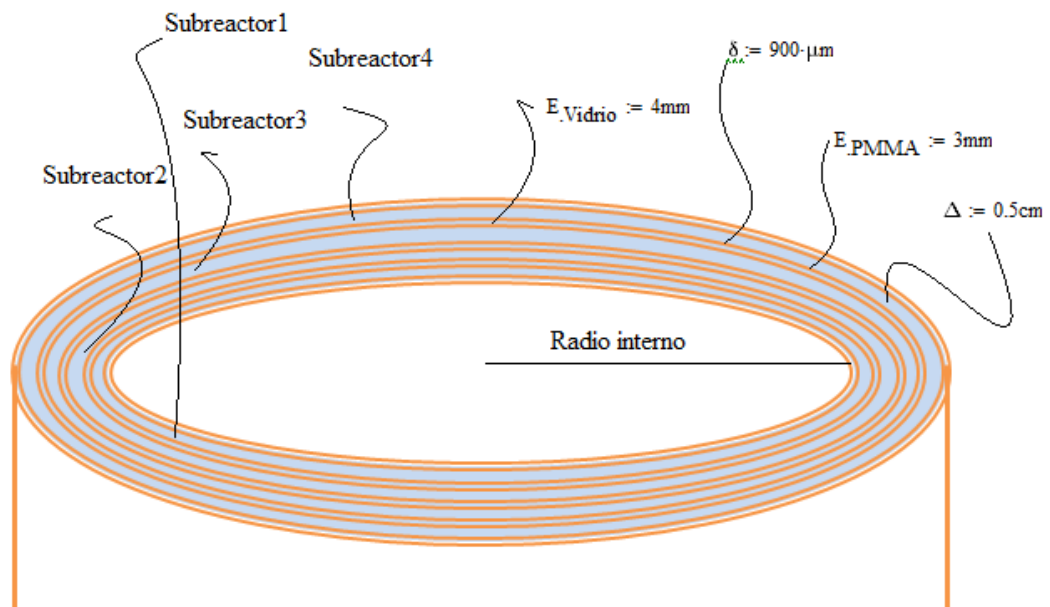


Figura9. Biorreactor flujo pistón concéntrico de celulasa inmovilizada sobre nanofibras de PAN

El radio interno indica el radio del hueco que tiene el biorreactor en su zona central. Para bajar los costes de fabricación del biorreactor es de gran importancia minimizar el número de subreactores, por esta razón hemos considerado este radio interno, hemos visto que los subreactores con radios pequeños tienen muy poca capacidad y se necesita un gran número de ellos. Sin embargo, cuando fijamos un radio interno de diseño disminuimos en gran medida el número de subreactores necesarios finalmente el coste es más bajo.

La alimentación se introduce por la parte superior del biorreactor y va bajando hasta la parte inferior. Uno de los problemas al que nos podemos enfrentar es la

sedimentación de la biomasa por gravedad, pero, hemos comprobado que la velocidad de sedimentación de la biomasa $1.68 \cdot 10^{-7} \frac{m}{s}$ es muy inferior a la velocidad de flujo $3.476 \cdot 10^{-5} \frac{m}{s}$, Por lo tanto, no esperamos problemas de sedimentación. Otro de los problemas que pueden aparecer es la mezcla de la biomasa a lo largo del biorreactor para dar cierta homogeneidad al medio de reacción, no hemos encontrado ningún tipo de experimentos que hable de esto, pero creemos que el burbujeo de una corriente de aire a partir de la parte inferior en los subreactores puede resolver este problema.

El número de los subreactores está directamente relacionado con el caudal a tratar. Para estimar el número de subreactores, primero se fija el grado de conversión requerido, segundo se calcula el tiempo de residencia, tercero se estima la velocidad de flujo y la altura, por último se calcula el flujo que atraviesa cada subreactor en función de su área transversal y la velocidad de flujo, se va sumando los flujos hasta que la suma iguale al caudal total a tratar.

1.3.6.2 CÁLCULOS DE DISEÑO

1.3.6.2.1 IDENTIFICACIÓN DE LOS SUBREACTORES

Para simplificar los cálculos y poder desarrollar un programa que permita efectuar los cálculos oportunos, hemos identificado cada subreactor por su radio interno. Por lo tanto, los subreactores son identificados en un vector llamado R_{cm} : $R_{cm} = 100, 101.48, \dots$. Es decir el primer subreactor tiene un diámetro interno de 100 cm, el segundo 101.48 cm y así sucesivamente, el diámetro interno del último subreactor depende del diseño por eso lo vamos a poner más adelante cuando diseñemos el tamaño del biorreactor.

1.3.6.2.2 ÁREA INTERNA CUBIERTA POR LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS EN CADA SUBREACTOR

El área de membrana en cada subreactor se puede calcular como el perímetro por la altura. Cada subreactor tiene dos membranas pegadas, el área total se calcula como la suma de ambas. El área total en cada subreactor se calcula a partir de la ecuación 5 donde i representa el diámetro interno del subreactor i en cm.

$$Area_{interna}(i) = 2.\pi.H_i \cdot \left[\left(i + \frac{\tau}{2} + \delta \right) + \left(i + \Delta + \frac{\tau}{2} + \delta \right) \right] \quad (5)$$

El Área total de la membrana en todos los subreactores se calcula a partir de la ecuación6:

$$Area_{total} = \sum_{R_{cm}} Area_{interna}(i) \quad (6)$$

1.3.6.2.3 ÁREA TRANSVERSAL DE FLUJO EN CADA SUBREACTOR

El área transversal de cada subreactor i se calcula a partir de la ecuación7:

$$Area_{transversal}(i) = \pi \cdot \left[\left(i + \frac{\tau}{2} + \delta + \Delta \right)^2 - \left(i + \frac{\tau}{2} + \delta \right)^2 \right] \quad (7)$$

1.3.6.2.4 VOLUMEN DEL BIORREACTOR

El volumen de cada subreactor se calcula multiplicando el área transversal de flujo de cada subreactor por la altura.

$$V_{Reactor}(i) = Area_{transversal}(i) \cdot H_i \quad (8)$$

El volumen total se calcula como la suma de los volúmenes de los subreactores.

$$V_{Total}(i) = \sum_{R_{cm}} V_{Reactor}(i) \quad (9)$$

1.3.6.2.5 ÁREA TRANSVERSAL DE MEMBRANA EN CADA SUBREACTOR

El área transversal de membrana en cada subreactor se calcula a partir de la ecuación10:

$$Area_{transversal_membrana}(i) = \pi \cdot \left[\left(i + \frac{\tau}{2} + 2\delta + \Delta \right)^2 - \left(i + \frac{\tau}{2} + \delta - \Delta \right)^2 + \left(i + \frac{\tau}{2} + \delta \right)^2 - \left(i + \frac{\tau}{2} \right)^2 \right] \quad (10)$$

1.3.6.2.6 CANTIDAD DE ENZIMA INMOVILIZADA EN CADA SUBREACTOR

La cantidad de enzima inmovilizada en cada subreactor se calcula como el área transversal de la membrana en cada subreactor multiplicado por la altura del subreactor multiplicado por la densidad aparente de la membrana multiplicado por la fracción de enzima: soporte como se muestra en la ecuación11.

$$Masa_{Enzima}(i) = Area_{transversal_membrana}(i) \cdot H_i \cdot \rho_{al} \cdot \phi_{Hidrolisis} \quad (11)$$

1.3.6.3 BALANCES DE MATERIA

La figura10 muestra una simplificación del modo de funcionamiento dentro de cada subreactor:

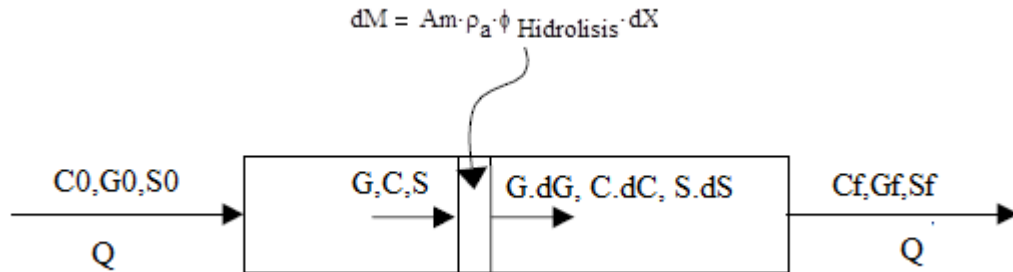


Figura10. Mecanismo de operación en cada subreactor

En los cálculos S se refiere a la concentración de celulosa, G la concentración de glucosa, C la concentración de celobiosa, Q el caudal volumétrico de entada, Vrg velocidad de formación de glucosa, Vrc velocidad de formación de celobiosa, M masa de enzima inmovilizada, Am área transversal de la membrana, X la altura del biorreactor, ρ_a densidad aparente de la membrana, $\Phi_{Hidrolisis}$ g.enzima/g.suporte.

1.3.6.3.1 BALANCE DE MATERIA AL SUSTRATO (CELULOSA)

La celulosa está presente en la pared celular de la biomasa microalgal, se estima que presenta el 30% de la biomasa seca. La hidrolisis de la celulosa da lugar a monosacáridos que vamos a considerar en todo momento que son glucosa, otro producto que parece en la disolución es la celobiosa.

Haciendo un balance de materia al diferencial de volumen:

$$Q \cdot S + (V_{rg} + V_{rc}) \cdot dM = Q(S + dS)$$

Donde,

$$dM = Am \cdot \rho_a \cdot \phi_{Hidrolisis} \cdot dX, \quad V_{rg} = -\frac{V_{maxg} \cdot S}{K_{mg} \cdot (1 + \frac{G}{k_{ig}}) + S}, \quad V_{rc} = -\frac{V_{maxc} \cdot S}{K_{mc} \cdot (1 + \frac{C}{k_{ic}}) + S}$$

La variación de la concentración del sustrato a lo largo de cada subreactor se expresa en la ecuación12:

$$\frac{dS}{dX} = \frac{-Am.\rho_a.\phi_{Hidrolisis}}{Q} \cdot \left[\frac{V_{\max g} \cdot S}{K_{mg} \cdot \left(1 + \frac{G}{k_{ig}}\right) + S} + \frac{V_{\max c} \cdot S}{K_{mc} \cdot \left(1 + \frac{C}{k_{ic}}\right) + S} \right] \quad (12)$$

1.3.6.3.2 BALANCE DE MATERIA A LA GLUCOSA

La glucosa es nuestro producto principal, el objetivo de esta hidrolisis es maximizar la producción de este compuesto. La glucosa tiene efecto inhibitor sobre la hidrolisis por lo tanto la simulación de la evolución de la velocidad de reacción a lo largo del reactor es importante.

Haciendo un balance de materia al diferencial de volumen:

$$Q \cdot G + V_{fg} \cdot dM = Q(G + dG)$$

$$\text{Donde: } V_{fg} = \frac{V_{\max g} \cdot S}{K_{mg} \cdot \left(1 + \frac{G}{k_{ig}}\right) + S}$$

La variación de la concentración de la glucosa a lo largo de cada subreactor se expresa en la ecuación13:

$$\frac{dG}{dX} = \frac{Am.\rho_a.\phi_{Hidrolisis}}{Q} \cdot \frac{V_{\max g} \cdot S}{K_{mg} \cdot \left(1 + \frac{G}{k_{ig}}\right) + S} \quad (13)$$

1.3.6.3.3 BALANCE DE MATERIA A LA CELOBIOSA

La celobiosa también es un producto de reacción aunque no nos importa mucho pero en todo caso hay que tenerlo en cuenta.

Haciendo un balance de materia al diferencial de volumen:

$$Q \cdot C + V_{fc} \cdot dM = Q(C + dC)$$

$$\text{Donde: } V_{fc} = \frac{V_{\max c} \cdot S}{K_{mc} \cdot \left(1 + \frac{C}{k_{ic}}\right) + S}$$

La variación de la concentración de la glucosa a lo largo de cada subreactor se expresa en la ecuación14:

$$\frac{dC}{dX} = \frac{Am \cdot \rho_a \cdot \phi_{Hidrolisis}}{Q} \cdot \frac{V_{maxc} \cdot S}{K_{mc} \cdot \left(1 + \frac{C}{k_{ic}}\right) + S} \quad (14)$$

1.3.6.4 EL MODELO DINÁMICO DEL SISTEMA

De los balances de materia anteriores deducimos el modelo dinámico del sistema. La resolución simultánea de las ecuaciones permite la simulación de los resultados, por lo tanto, una optimización razonable de las condiciones de operación.

$$\frac{dS}{dX} = \frac{-Am \cdot \rho_a \cdot \phi_{Hidrolisis}}{Q} \cdot \left[\frac{V_{maxg} \cdot S}{K_{mg} \cdot \left(1 + \frac{G}{k_{ig}}\right) + S} + \frac{V_{maxc} \cdot S}{K_{mc} \cdot \left(1 + \frac{C}{k_{ic}}\right) + S} \right] \quad (12)$$

$$\frac{dG}{dX} = \frac{Am \cdot \rho_a \cdot \phi_{Hidrolisis}}{Q} \cdot \frac{V_{maxg} \cdot S}{K_{mg} \cdot \left(1 + \frac{G}{k_{ig}}\right) + S} \quad (13)$$

$$\frac{dC}{dX} = \frac{Am \cdot \rho_a \cdot \phi_{Hidrolisis}}{Q} \cdot \frac{V_{maxc} \cdot S}{K_{mc} \cdot \left(1 + \frac{C}{k_{ic}}\right) + S} \quad (14)$$

En este modelo las variables de diseño que podemos manejar son Am la área transversal de la membrana que es característica de cada subreactor, Q el caudal de entrada, X la altura del reactor y S0 la concentración inicial de celulosa.

1.3.6.5 OPTIMIZACIÓN

El objetivo de este apartado es la simulación de los resultados para la optimización de las condiciones de operación. Nuestro objetivo en este diseño es mantener la misma conversión a la salida de los subreactores, las membranas son homogéneas por lo tanto una velocidad de flujo igual en todos los birreactores es suficiente para alcanzar este objetivo.

En la simulación manejamos cinco grados de libertad: el caudal, el área transversal de la membrana, la altura del biorreactor, el área transversal de flujo y la concentración de sustrato a la entrada. Como función objetivo fijamos la conversión a la salida del biorreactor.

La simulación de los resultados se hace con MathCad un programa de ingeniería muy práctico, sencillo de manejar y rápido.

Durante toda la simulación el radio interno es de 100cm y los resultados se refieren al primer subreactor.

1.3.6.5.1 EFECTO DE LA CONCENTRACIÓN DE SUSTRATO SOBRE LA CONVERSIÓN

En este caso mantenemos las demás variables constantes (Caudal de entrada es de **3.96L/hr**, el área transversal del primer subreactor es de **316.798 cm²**, la velocidad de flujo es de **12.5cm/hr** la altura del reactor se fija en **3m**) y simulamos el efecto de la concentración de celulosa a la entrada sobre el rendimiento de la hidrolisis. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla4 y las figuras 11,12 y 13:

Tabla4. Efecto de la concentración de sustrato sobre la conversión

$C_G :=$	4	13.33	0.653	4.054	1552
	5	16.67	0.603	3.745	1242
	6	20	0.563	3.496	1035
	7	23.33	0.53	3.289	887.068
	8	26.67	0.502	3.115	776.184
	9	30	0.477	2.964	689.942
	10	33.33	0.456	2.833	620.947
	11	36.67	0.438	2.717	564.498
	14	46.67	0.392	2.436	443.534
	16	53.33	0.369	2.289	388.092

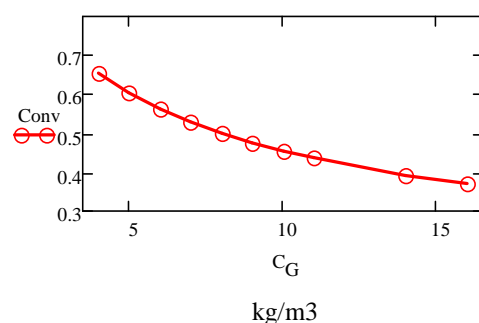


Figura11. Perfil de conversión

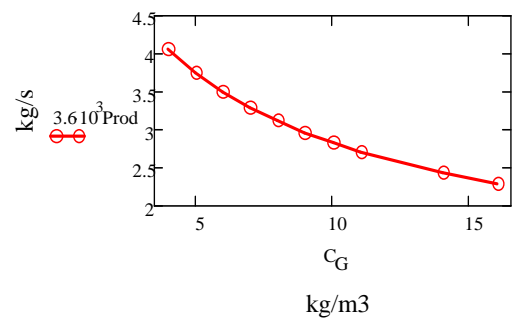


Figura12. Productividad de azúcares

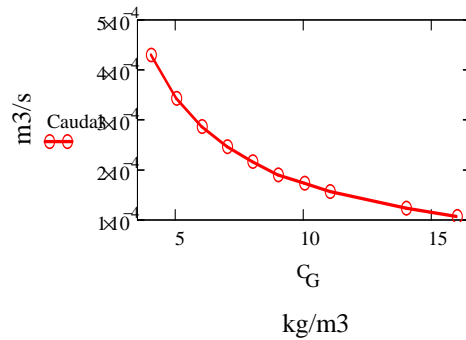


Figura13. El caudal

Conclusiones

Como podemos observar, la productividad de azúcares reductores y la conversión aumentan conforme la concentración de celulosa en la disolución, sin embargo, esto implica un tratamiento de un caudal cada vez mayor, lo que conduce a un biorreactor más grande.

La economía del proceso es muy importante, pues cuando trabajamos con caudales mayores necesitaremos un reactor de tamaño mayor, por lo tanto, mayor cantidad de enzima inmovilizada, mayores costes. Trabajar con disoluciones concentradas permite disminuir el caudal de operación pero obliga a la implantación de un sistema de burbujeo para evitar la sedimentación de la biomasa y la productividad disminuye.

En términos medios pensamos que una concentración de **8 kg/m³** puede ser la mejor solución para la operación del reactor.

1.3.6.5.2 SIMULACIÓN DEL PERFIL DE CONCENTRACIONES CON LA ALTURA

La concentración tanto de productos como de sustratos va variando con la altura del reactor. La velocidad de reacción se ve afectada también, dado que los productos de la hidrolisis tienen un efecto inhibitor sobre la actividad de la enzima y el sustrato va agotando.

En este caso, hacemos una simulación de los perfiles de concentraciones y velocidad de reacción con la altura del reactor. Las condiciones de operación se resumen en: Caudal de entrada es de **3.96 L/hr**, el área transversal del primer subreactor es de **316.798 cm²**, la velocidad de flujo es de **12.5cm/hr** y la

concentración de sustrato a la entrada es de **8 kg/m³**. Los resultados se muestran en la tabla 5 y en las figuras 14, 15 y 16:

Tabla 5. Perfil de concentraciones con la altura del biorreactor

Z(altura) =	S(altura) =	G(altura) =	C(altura) =	Conversion (altura)
m	kg/m ³	kg/m ³	kg/m ³	
0	8	0	0	0
0.3	6.788	0.929	0.283	0.151
0.6	6.183	1.404	0.414	0.227
0.9	5.737	1.753	0.509	0.283
1.2	5.378	2.036	0.586	0.328
1.5	5.073	2.276	0.651	0.366
1.8	4.807	2.485	0.708	0.399
2.1	4.571	2.67	0.758	0.429
2.4	4.359	2.838	0.803	0.455
2.7	4.166	2.99	0.844	0.479
3	3.989	3.129	0.882	0.501
3.3	3.825	3.258	0.917	0.522

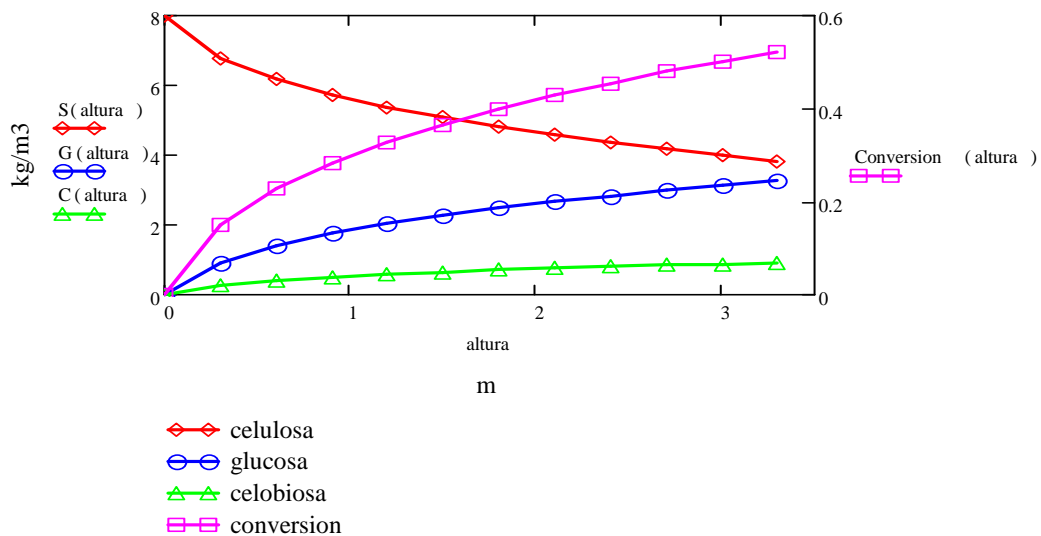


Figura 14. Perfil de concentraciones y conversión con la altura del biorreactor

La concentración de la celobiosa permanece prácticamente constante desde los primeros momentos de la reacción debido al efecto inhibitorio de la celobiosa sobre la velocidad de formación de la misma. La concentración de glucosa aumenta considerablemente al principio, pero, conforme aumenta la altura del reactor la formación de la glucosa va disminuyendo debido al efecto inhibitorio de la glucosa sobre la velocidad de reacción. La conversión tiene un efecto similar, sube rápidamente a alturas bajas pero después sube más lentamente (Figura 15).

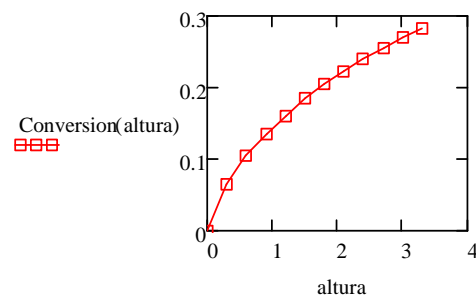


Figura15. Perfil de conversión

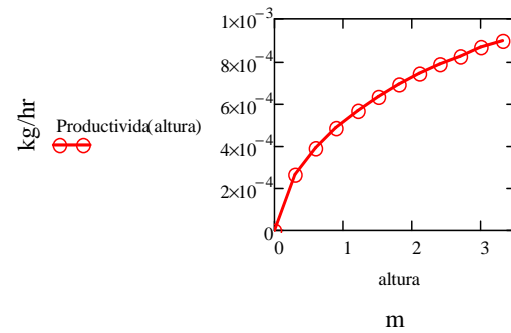


Figura16. Productividad de azúcares

La productividad de los azúcares (Figura16) está directamente relacionada con el grado de conversión, por lo tanto, tiene un comportamiento similar al de conversión, sube exponencialmente al principio pero conforme aumenta la altura empieza a subir de una forma más lenta.

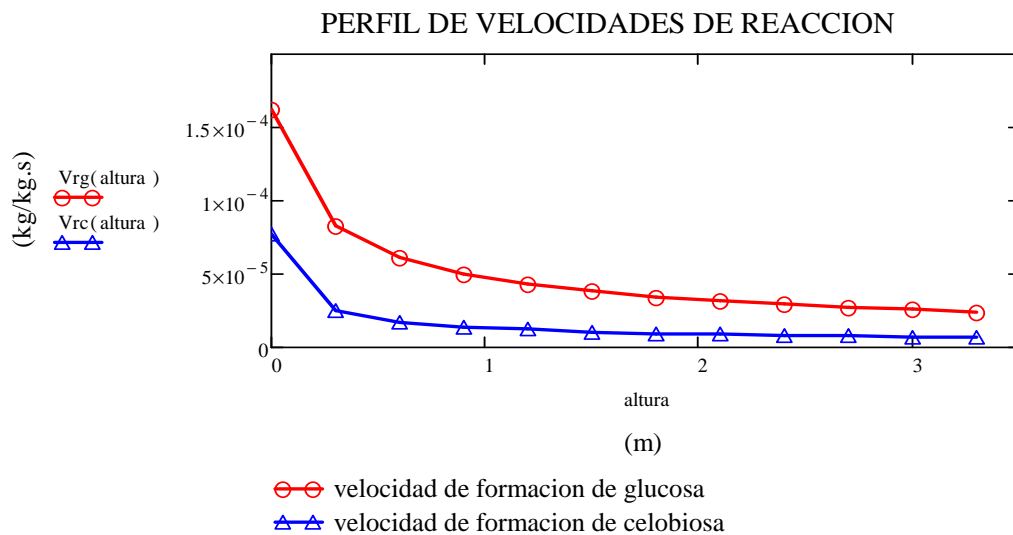


Figura17. Perfil de velocidades de reacción con la altura del biorreactor

Las velocidades de reacción bajan con la altura del reactor, al principio bajan de forma muy rápida después se establecen en velocidades bajas prácticamente constantes. Pues, las velocidades de reacción dependen de la concentración de celulosa y los productos que son la glucosa y la celobiosa. A alturas bajas, la concentración del sustrato suele ser alta y las concentraciones de productos bajas, lo que explica las altas velocidades de reacción. Pero conforme aumenta la altura, la concentración de productos va subiendo, estos tienen efecto inhibitor sobre las velocidades de reacción y al mismo tiempo la concentración de sustrato baja ya que se convierte en productos. Estas dos razones, son las que explican la agresiva bajada de la velocidad de reacción. Sin embargo, a partir de un momento dado, las velocidades de formación de sustrato son tan bajas de modo que hay pequeña variación en la formación de productos. Lo que explica que la velocidad de reacción se mantiene prácticamente constante.

Como conclusión, hemos quedado con una altura de **3m** para conseguir una conversión del **50%**. Aunque la velocidad de reacción a estas alturas es bastante pequeña pero creemos que es la mejor manera para alcanzar este grado de conversión. Es preferible diseñar una etapa de separación de la biomasa y volver a hidrolizarla de nuevo, pero este proceso es muy costoso.

1.3.6.5.3 SIMULACIÓN DEL EFECTO DEL TIEMPO DE RESIDENCIA SOBRE LA CONVERSIÓN

El objetivo de este apartado es investigar la variación de la conversión final en función del caudal de entrada o el tiempo de residencia. Las demás variables se mantienen constante, altura de **3m**, el área transversal de flujo de **316.798 cm²** y una concentración de **8 kg/m³**.

En la tabla6 y las figuras18 y19 se muestran los resultados obtenidos.

Tabla6. Efecto del tiempo de residencia sobre la conversión

$Q_e :=$	$\frac{L}{hr}$	$t_{residencia} :=$	hr	$V_{transversal} :=$	$\frac{m}{hr}$	Conversion :=
2		47.52		0.063		0.654
3		31.68		0.095		0.562
3.5		27.154		0.11		0.528
3.96		24		0.125		0.502
4.5		21.12		0.142		0.475
5		19		0.158		0.453
5.5		17.28		0.174		0.434
6		15.84		0.189		0.417
6.5		14.621		0.205		0.402

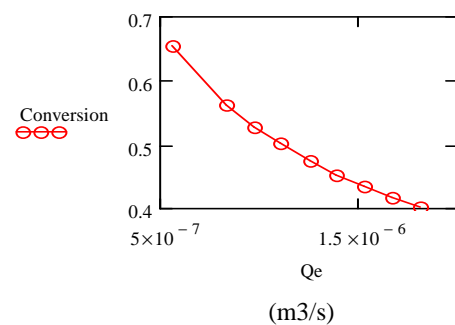


Figura18. Conversión

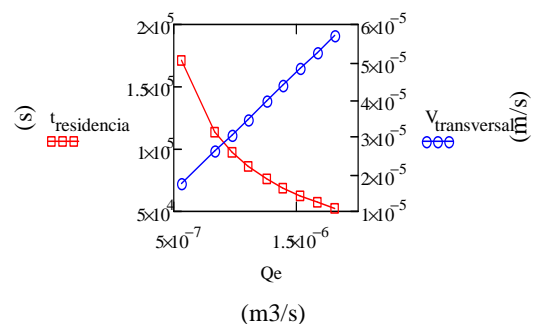


Figura19. Tiempo de residencia y velocidad transversal de flujo

La conversión baja conforme baja el tiempo de residencia. En la curva de conversión (Figura 18), se ve un punto de inflexión alrededor de 4 L/hr, por debajo de este caudal la conversión baja considerablemente conforme aumenta el caudal de entrada, Sin embargo, para caudales mayores la conversión baja conforme aumenta el caudal pero de una forma más ligera. El tiempo de residencia (Figura 19) baja considerablemente de 48 hasta 15 hr cuando el caudal aumenta de 2 hasta 6.5 hr.

En relación a la velocidad de flujo (Figura 19), esta, se encuentra en el orden de $1-6 \cdot 10^{-5}$ m/s que es bastante superior a la velocidad de sedimentación de las partículas de biomasa.

Creemos que un tiempo de residencia de 24 hr es el más adecuado para llevar a cabo la reacción de hidrólisis de la pared celular. Por un lado, se consigue una conversión aceptable del 50%, por otro, el tiempo de residencia se encuentra en el rango estándar de las reacciones de hidrólisis de la pared celular.

1.3.7 DIMENSIONAMIENTO DEL BIORREACTOR

1.3.7.1 VOLUMEN OPERATIVO DEL BIORREACTOR

Las variables de diseño ya han sido optimizadas en el apartado de optimización:

- Altura del biorreactor: **3m**
- Radio interno del reactor: **100cm**
- Velocidad transversal de flujo en cada subreactor: **12.5 cm/hr**
- Concentración de sustrato a la entrada: **8kg/m³**

El objetivo de este apartado es dimensionar el biorreactor para tener la capacidad de procesar **781L/hr**.

En el conjunto del biorreactor cada subreactor tiene un radio propio por lo tanto cada subreactor le atraviesa un caudal diferente, sin embargo, la velocidad de flujo es constante en cada uno de ellos. Como estrategia para calcular el número de subreactores necesarios para tratar un caudal de **(781L/hr)** hemos identificado cada subreactor por su radio interno en un vector R_{cm} usando este vector hemos calculado el área transversal de cada subreactor. Como la velocidad de flujo es constante, el caudal que atraviesa cada subreactor será la velocidad transversal por el área transversal. La suma de los caudales individuales nos permite calcular el número de subreactores necesarios. Hemos encontrado que el radio externo adecuado es de aproximadamente **261.32cm** y el número de subreactores

integrados es **109** subreactores. En estas condiciones el caudal es de **784 L/hr** ligeramente superior **781L/hr**. También, podemos utilizar 2 biorreactores de radio externo de 209cm.

La figura20 muestra la estrategia utilizada para el dimensionamiento:

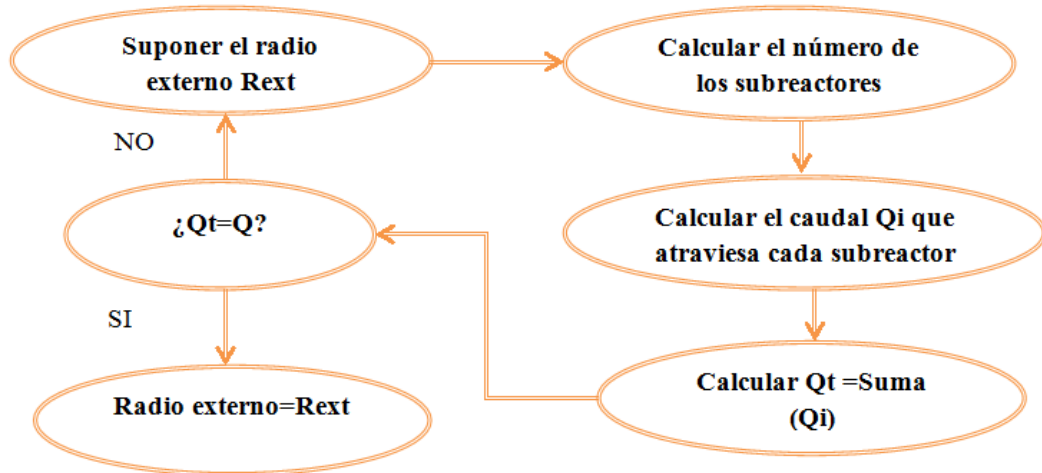


Figura20. Estrategia para el dimensionamiento del biorreactor

Donde Q es al caudal a tratar en este caso 781L/hr.

1.3.7.2 RESULTADOS DE DIMENSIONAMIENTO

Velocidad de flujo transversal: $V_1 = 12.5 \frac{\text{cm}}{\text{hr}}$

Tiempo de residencia en el reactor: $t_{\text{Residencia}} = 24 \text{hr}$

El vector que define los subreactores:

$$R_{\text{cm}} := 100, 101.48, 261.3$$

El caudal que atraviesa cada subreactor:

$$Q_{\text{H}(i)} := \text{Area}_{\text{transversal}(i)} \cdot V_1$$

El caudal total que atraviesa el biorreactor:

$$Q_{\text{HT}} := \sum_{R_{\text{cm}}} Q_{\text{H}}(R_{\text{cm}}) = 784.028 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$$

Volumen de cada subreactor:

$$V_{\text{reactor}(i)} := \text{Area}_{\text{transversal}(i)} \cdot x_f$$

Volumen del biorreactor:

$$V_{\text{reactor_total}} := \sum_{R_{\text{cm}}} V_{\text{reactor}}(R_{\text{cm}}) = 19.148 \text{m}^3$$

Masa de enzima inmovilizada en cada subreactor:

$$M_{\text{Enzima_h}}(i) := \text{Area}_{\text{transversal_membrana}}(i) \cdot x_f \cdot \rho_{\text{al}} \cdot \phi_{\text{Hidrolisis}}$$

Masa de enzima inmovilizada en todo el biorreactor:

$$\text{Masa}_{\text{Enzima_total}} := \sum_{R_{\text{cm}}} M_{\text{Enzima_h}}(R_{\text{cm}}) = 28.451 \text{kg}$$

El área de la membrana de nanofibras en cada subreactor:

$$\text{Area}_{\text{interna}}(i) := 2 \cdot \pi \cdot x_f \cdot \left[\left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \delta \right) + \left(i \cdot \text{uni} + \Delta + \frac{1}{2} + \delta \right) \right]$$

El área de membrana de nanofibras en todo el biorreactor:

$$\text{Area}_{\text{total}} := \sum_{R_{\text{cm}}} \text{Area}_{\text{interna}}(R_{\text{cm}}) = 7.527 \times 10^3 \text{m}^2$$

Concentración media de enzima inmovilizada por unidad de volumen:

$$C_{\text{Enzima}} := \frac{\text{Masa}_{\text{Enzima_total}}}{V_{\text{reactor_total}}} = 1.512 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tabla7. Resumen del dimensionamiento del biorreactor

$R_{cm} =$	$Q_H(R_{cm}) =$ $\frac{L}{hr}$	$V_{reactor}(R_{cm}) :$ L	$M_{Enzima_h}(R_{cm})$ gm	$C_m(R_{cm}) =$ $\frac{gm}{L}$
239.12	3.96	94.945	143.557	1.512
240.6	4.018	96.34	145.666	1.512
242.08	4.076	97.735	147.775	1.512
243.56	4.135	99.13	149.884	1.512
245.04	4.193	100.525	151.993	1.512
246.52	4.251	101.92	154.102	1.512
248	4.309	103.314	156.211	1.512
249.48	4.367	104.709	158.32	1.512
250.96	4.425	106.104	160.429	1.512
252.44	4.484	107.499	162.539	1.512
253.92	4.542	108.894	164.648	1.512
255.4	4.6	110.289	166.757	1.512
256.88	4.658	111.684	168.866	1.512
258.36	4.716	113.078	170.975	1.512
259.84	4.774	114.473	173.084	1.512
...

1.3.7.3 COMPOSICIÓN DE LA CORRIENTE DE SALIDA

- Caudal de salida: $Q.e = 781 \frac{L}{hr}$
- Concentración de la celulosa: $C_s = 3.989 \frac{kg}{m^3}$
- Concentración de glucosa: $C_G = 3.129 \frac{kg}{m^3}$
- Concentración de celobiosa: $C_C = 0.882 \frac{kg}{m^3}$
- Concentración de biomasa: $C_B = 22.49 \frac{kg}{m^3}$
- Productividad de azúcares reductores: $P_{azúcares.reductores} = 3.133 \frac{kg}{hr}$

1.3.8 SISTEMA DE CONTROL

En general, los biorreactores son de fácil manejo y control en comparación con los típicos reactores químicos. En este caso, las dos variables que se deberían controlar son la temperatura y el caudal de salida para asegurar el tiempo de residencia.

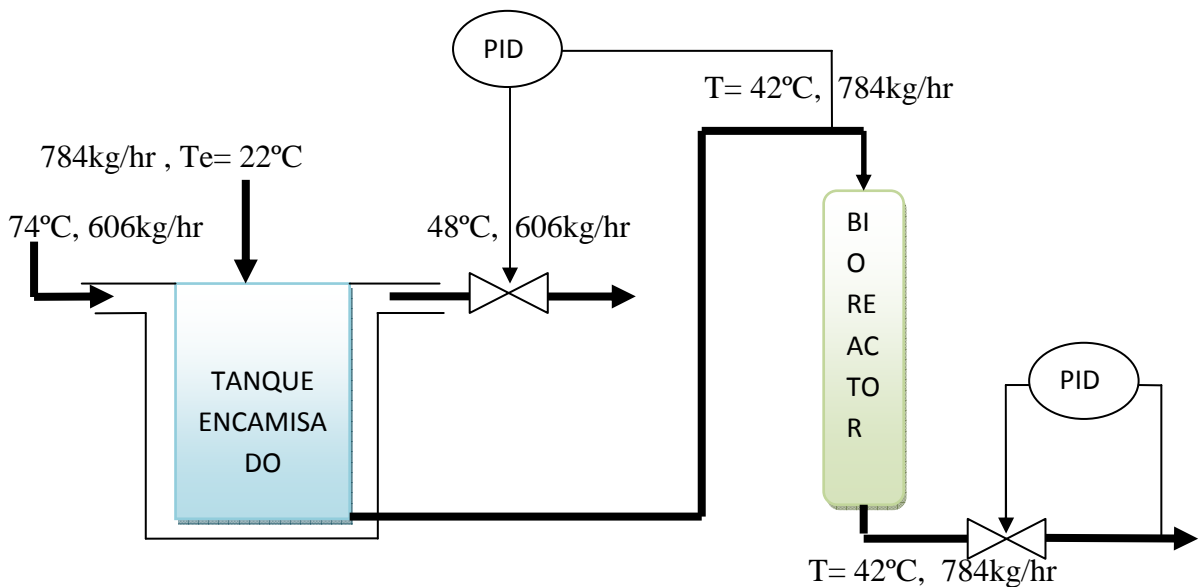
1.3.8.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

La temperatura óptima de trabajo está comprendida entre 40-50°C. Un termómetro instalado a la entrada del biorreactor manda señales a un controlador PID que actúa sobre la válvula que regula el caudal de agua caliente que sale de la camisa térmica.

1.3.8.2 CONTROL DEL CAUDAL DE SALIDA DEL BIORREACTOR

El caudal de salida se controla por un controlador PID que recibe señales de un sensor de caudal a la salida de válvula y actúa sobre el grado de apertura de la válvula.

1.3.8.3 ESQUEMA DE CONTROL



2. TANQUE DE MEZCLA ENCAMISADO

El tanque de mezcla se diseña para homogeneizar la mezcla, ajustar el pH y la temperatura. Se trata de un tanque con una camisa externa y un agitador.

2.1 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE

2.1.1 PROPIEDADES DEL FLUIDO

Tabla8. Propiedades de la corriente de entrada al tanque

Densidad ρ_a (kg/m ³)	Viscosidad μ_a (mPa.s)	Conductividad térmica k_s (W/m.K)	Capacidad calorífica (kJ/kg.K)	Caudal (L/hr)
1010	24	0.6065	4.204	781

2.1.2 DIMENSIONES DEL TANQUE

Suponemos un tiempo de residencia en el tanque de unos 5 min para alcanzar la mezcla deseada. El volumen operativo del tanque se calcula multiplicando el tiempo de residencia por el caudal de entrada. Consideramos que el diámetro y la altura efectiva del tanque son iguales, se ha demostrado que con esta relación se consigue el mejor mezclado. El volumen efectivo del tanque se calcula multiplicando el volumen operativo por 1.2. El área de intercambio de calor del tanque con la camisa será el área externa del volumen operativo del tanque. En seguida mostramos los resultados obtenidos:

- Caudal que atraviesa el tanque:

$$Q = 780.841 \frac{L}{hr}$$

- Tiempo de residencia:

$$t_r := 5 \text{ min}$$

- Volumen operativo del tanque:

$$V_{\text{operativo}} := Q \cdot t_r = 65.07L$$

- Volumen efectivo del tanque:

$$V_{\text{efectivo}} := 1.2 \cdot V_{\text{operativo}} = 78.084L$$

- Relación diámetro altura:

$$\Phi_z := 1$$

- Diámetro del tanque:

$$D1 := \sqrt[3]{\frac{4 \cdot V_{\text{operativo}}}{\pi \cdot \Phi_z}} = 43.594 \text{ cm}$$

- Altura efectiva del tanque:

$$Z := \frac{4 \cdot V_{\text{efectivo}}}{\pi \cdot D1^2} = 52.313 \text{ cm}$$

- Área externa del volumen operativo:

$$\text{Area}_1 := D1^2 \cdot \pi + \frac{\pi \cdot D1^2}{4} = 1.552 \text{ m}^2$$

2.2 DISEÑO DEL AGITADOR

2.2.1 DIMENSIONAMIENTO DEL AGITADOR

El diseño típico de los agitadores se muestra en la figura21:

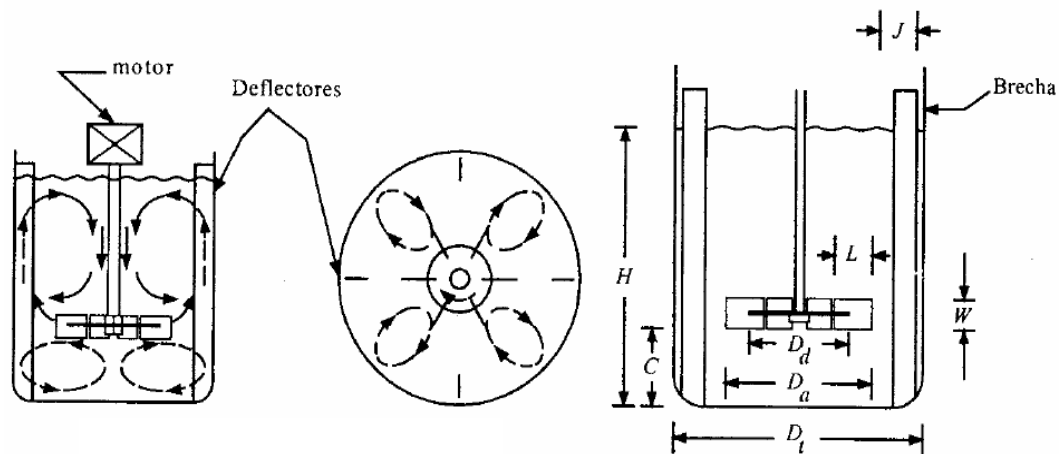


Figura21. Diseño estándar de los agitadores

Las dimensiones típicas de los parámetros del agitador se calculan en seguida:

Diámetro del tanque: $D_t := D1 = 43.594 \text{ cm}$

Diámetro del agitador $D_a := \frac{D_t}{3} = 14.531 \text{ cm}$

Altura del líquido: $h := D_t = 43.594 \text{ cm}$

Espesor de la placa deflectora $j := \frac{D_t}{12} = 3.633 \text{ cm}$

Grosor de las aspas: $w := \frac{D_a}{5} = 2.906 \text{ cm}$

Diámetro interno del agitador $D_d := \frac{2}{3} \cdot D_a = 9.688 \text{ cm}$

Altura del agitador: $c_w := \frac{D_t}{3} = 14.531 \text{ cm}$

Longitud de las aspas: $l_w := \frac{D_a}{4} = 3.633 \text{ cm}$

2.2.2 POTENCIA DEL AGITADOR

La potencia del agitador se calcula a partir de las correlaciones que figuran en figura22:

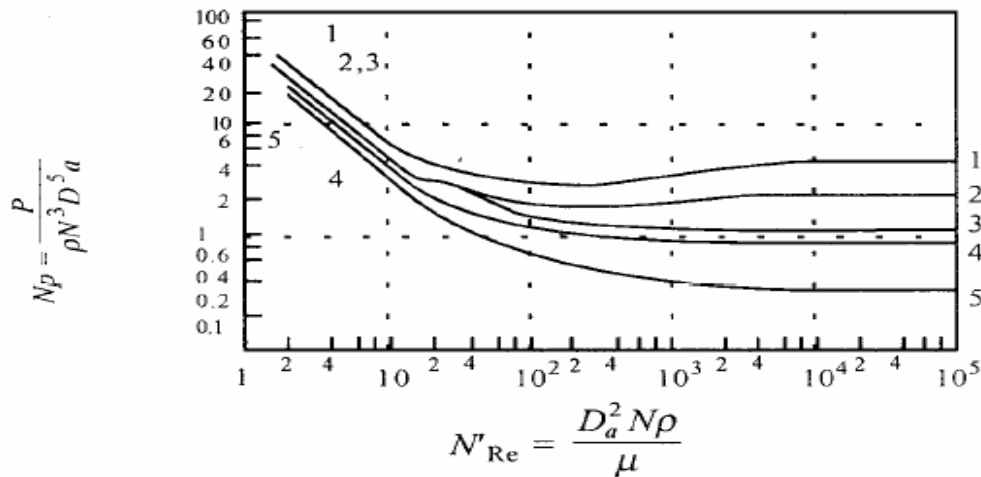


Figura22. Correlaciones para el cálculo de la potencia del agitador

Se calcula el número de Re, a partir del grafico y el tipo del agitador se calcula el número de potencia. A partir de número de potencia se deduce la potencia del agitador.

El número de Re es función del diámetro del agitador, densidad, viscosidad y la velocidad del agitador. En este caso el único grado de libertad que tenemos en la velocidad del agitador, elijemos una velocidad de manera que el flujo sea turbulento con el consumo mínimo de energía. Los resultados obtenidos se demuestran en seguida:

Numero de revueltas: $N_a := 90\text{rpm}$

Numero de Reynolds: $N_{Re} := \frac{N_a \cdot \rho \cdot a \cdot D_a^2}{\mu} = 8.375 \times 10^3$

Numero de potencia: $N_p := 4.5$

Potencia: $P := N_p \cdot \rho \cdot a \cdot N_a^3 \cdot D_a^5 = 0.247\text{kW}$

2.3 DISEÑO DEL ENCAMISADO

La temperatura dentro del tanque se controla mediante una camisa térmica a través de la cual pasa una corriente caliente de agua. El diseño de la camisa implica el cálculo de los coeficientes de transmisión de calor al lado de la camisa, al lado de la disolución y tener en cuenta la conductividad térmica del material del tanque y los coeficientes de ensuciamiento tanto del agua como de la suspensión de la biomasa.

2.3.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA CAMISA

Se aprovecha la corriente de agua caliente que sale del evaporador para calentar la mezcla en el tanque.

Las condiciones de operación de la camisa son:

Temperatura de entrada: $T_{ew} = 343\text{K}$

Temperatura de salida: $T_{sw} = 321\text{K}$

Capacidad calorífica: $C_{pa} = 4.182 \times 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Densidad: $\rho_{\text{Agua}} = 985.753 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

2.3.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN EL TANQUE

Temperatura salida: $T_{sd} = 315\text{K}$

Temperatura de entrada: $T_{ed} = 295\text{K}$

Densidad: $\rho_a = 1.01 \times 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Caudal másico: $m_d := Q \cdot \rho_a = 788.65 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Capacidad calorífica: $C_{pd} := 4.204 \times 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Conductividad térmica: $k_s := 0.6065 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$

Viscosidad en la pared: $\mu_w := \mu_a = 0.024 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$

Calor necesario: $Q_S := m_d \cdot C_{pd} \cdot (T_{sd} - T_{ed}) = 1.842 \times 10^4 \frac{\text{J}}{\text{s}}$

2.3.3 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR EN LA DISOLUCIÓN

El coeficiente de transmisión de calor al lado de la disolución depende de la agitación, y las propiedades fisicoquímicas de la disolución. Se calcula a partir de esta correlación:

$$h_i := \frac{k_s}{Dt} \cdot 0.5 \cdot \left(\frac{Da^2 \cdot Na \cdot \rho a}{\mu a} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{C_{pd} \cdot \mu a}{k_s} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu a}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.578 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

2.3.4 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR AL LADO DE LA CAMISA

En este trabajo vamos a considerar que la turbulencia en la camisa es tan alta de tal manera que no hay resistencia a la transferencia de calor al lado de la camisa. Por tanto, será el coeficiente de transmisión de calor en la disolución el que controla la transferencia de calor. $h_e \gg \gg h_i$

2.3.5 EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR 2.3.5.1 EL COEFICIENTE CALCULADO

Considerando solamente la resistencia a la transferencia de calor por la disolución y la conductividad térmica del material de construcción, el coeficiente global de transferencia de calor se puede calcular a partir de esta fórmula:

Coficiente de transmisión de calor en la disolución: $h_i = 1.578 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Conductividad térmica del material: $k_w := 45 \frac{W}{m \cdot K}$

Coficiente de transmisión de calor al lado de la camisa: $h_e := \infty \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Espesor de la pared del reactor: $t = 3 \times 10^{-3} \text{ m}$

El coeficiente global estimado:

$$U_i := \frac{1}{\frac{1}{h_e} + \frac{\ln\left(\frac{Dt}{Dt + 2t}\right) \cdot Dt}{2k_w} + \frac{1}{h_i}} = 1.762 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

2.3.5.2 EL COEFICIENTE TEÓRICO

Para alcanzar el objetivo, el coeficiente global de transmisión de calor calculado debería ser mayor o igual al coeficiente teórico que calculamos enseguida.

Área de intercambio:

$$Area_1 = 0.746m^2$$

Fuerza impulsora:

$$\Delta T_{ml} := \frac{(T_{ew} - T_{sd}) - (T_{sw} - T_{sd})}{\ln \left[\frac{(T_{ew} - T_{sd})}{(T_{sw} - T_{sd})} \right]} = 15.532K$$

El coeficiente global teórico:

$$U_{Teorico} := \frac{Q_S}{Area_1 \cdot \Delta T_{ml}} = 1.589 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Tanto el coeficiente teórico como el calculado coinciden en su valor, por lo tanto podemos decir que el diseño está bien.

2.3.6 LA CANTIDAD DE AGUA DE CALENTAMIENTO

La cantidad de agua necesaria se calcula a partir de esta fórmula:

$$m_{Agua} := \frac{Q_S}{C_{pa} \cdot (T_{ew} - T_{sw})} = 609.652 \frac{kg}{hr}$$

2.4 SISTEMA DE CONTROL DEL TANQUE ENCAMISADO

2.4.1 CONTROL DE TEMPERATURA

La temperatura del tanque se controla por un controlador PID. Un sensor de temperatura conectado a la entrada del biorreactor manda señales al controlador que actúa sobre la válvula que regula el caudal de agua que sale de la camisa.

Temperatura nominal: 42°C

2.4.2 CONTROL DEL CAUDAL DE ENTRADA

El caudal de entrada se controla mediante un controlador PID. Un sensor de caudal se instala a la entrada del tanque que manda señales de caudal al controlador que actúa sobre la válvula que regula el caudal de entrada de la disolución de la biomasa. El caudal de HCl es despreciable frente al caudal de biomasa.

Caudal nominal de entrada: 780 L/hr

2.4.3 CONTROL DEL pH EN EL TANQUE

El pH de del tanque se controla por un controlador PID. Un pHmetro se coloca en el tanque, este manda las señales de pH al controlador que actúa sobre la válvula que regula el caudal de HCl que entra.

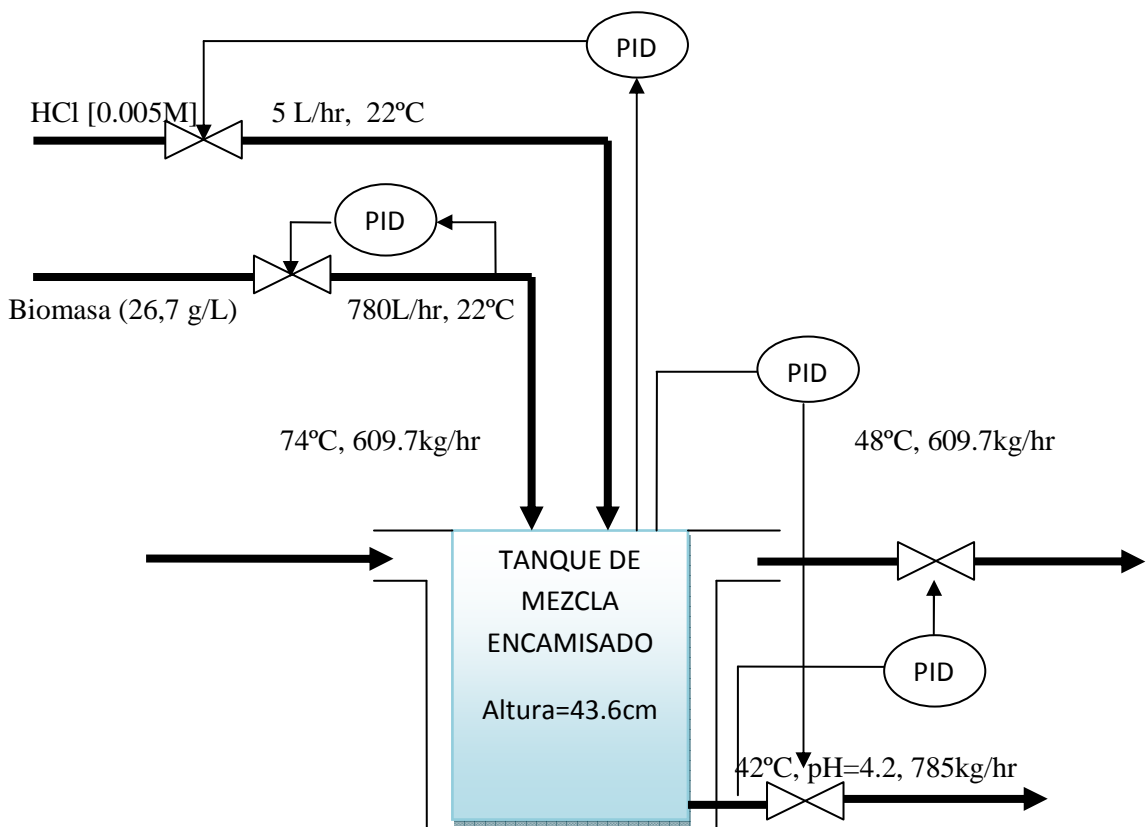
pH nominal: 4.5

2.4.4 CONTROL DEL NIVEL DE LIQUIDO EN EL TANQUE

El nivel del tanque se controla mediante un controlador PID. Un sensor colocado en el tanque manda señales de altura al controlador que actúa sobre la válvula que regula el caudal de salida del tanque.

Nivel nominal del líquido en el tanque: 43.6cm

2.4.5 ESQUEMA DE CONTROL



3. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR1

El objetivo de este intercambiador de calor es refrigerar la corriente de proceso de 42°C hasta 25°C. Para ello, se diseña un intercambiador de carcasa y tubos.



3.1 PARÁMETROS DE DISEÑO

Corriente de proceso:

Temperatura de entrada: $t_1 := (42 + 273)K = 315K$

Temperatura de salida: $t_2 := (25 + 273)K = 298K$

Flujo másico: $m_m := 792.2 \frac{kg}{hr}$

Densidad: $\rho_m := 1011 \frac{kg}{m^3}$

Conductividad térmica: $K_{fm} := 0.611 \frac{W}{m \cdot K}$

Capacidad calorífica: $C_{pm} := 4.225 \times 10^3 \frac{J}{kg \cdot K}$

Viscosidad: $\mu_m := 8.9 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s$

Caudal volumétrico: $Q_m := \frac{m_m}{\rho_m} = 783.581 \frac{L}{hr}$

Corriente de agua para refrigerar:

Temperatura de entrada: $T_1 := (15 + 273)K = 288K$

Temperatura de salida: $T_2 := (25 + 273)K = 298K$

Conductividad térmica: $K_{fa} := 0.5953 \frac{W}{m \cdot K}$

Densidad: $\rho_a := 1015 \frac{kg}{m^3}$

Capacidad calorífica: $C_{pa} := 4.187 \cdot 10^3 \frac{J}{kg \cdot K}$

Viscosidad: $\mu_a := 1.136 \cdot 10^{-3} Pa \cdot s = 1.136 \times 10^{-3} \cdot Pa \cdot s$

El coeficiente de corrección de la fuerza impulsora:

$$R_t := \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0.588 \quad S_t := \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.63 \quad F_t := \frac{\sqrt{(R_t^2 + 1)} \cdot \ln\left(\frac{1 - S_t}{1 - R_t \cdot S_t}\right)}{(R_t - 1) \cdot \ln\left[\frac{2 - S_t \cdot (R_t + 1 - \sqrt{R_t^2 + 1})}{2 - S_t \cdot (R_t + 1 + \sqrt{R_t^2 + 1})}\right]} = 0.804$$

Fuerza impulsora:

$$\Delta T_{ml} := -\frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left[\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}\right]} = 13.192 \text{ K}$$

Calor necesario para la disolución de biomasa:

$$Q := m_m \cdot C_{pm} \cdot (t_1 - t_2) = 1.581 \times 10^4 \cdot \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

El caudal másico del agua de refrigeración:

$$m_a := \frac{Q}{C_{pa} \cdot (T_2 - T_1)} = 1.359 \times 10^3 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

El coeficiente de transmisión de calor supuesto:

$$U := 690 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \Delta^\circ\text{C}}$$

Área de intercambio de calor:

$$A_{\text{intercambio}} := \frac{Q}{U \cdot F_t \cdot \Delta T_{ml}} = 2.16 \text{ m}^2$$

Dimensionamiento del intercambiador:

Diámetro externo de los tubos: $d_0 := 1.2 \text{ cm}$

Disposición triangular de los tubos: $P_t := 1.27 \cdot d_0 = 15.24 \text{ mm}$

El diámetro del haz de tubos:

Numero de pasos: $N_p := 8$
 Longitud de tubo: $L_{\text{tubo}} := 1.7902\text{m}$
 Longitud de los tubos: $L_{\text{tubos}} := \frac{A_{\text{intercambio}}}{\pi \cdot d_0} = 57.287\text{m}$
 Numero de tubos: $N_t := \frac{L_{\text{tubos}}}{L_{\text{tubo}}} = 32$
 Numero de tubos por pase: $N_{tp} := \frac{N_t}{N_p} = 4$

Velocidad de paso por los tubos:

Espesor de los tubos Norma BS: $t := 2\text{mm}$
 Diámetro externo de los tubos: $d_i := d_0 - 2t = 8\text{mm}$
 Área transversal de los tubos: $A_t := \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} = 5.027 \times 10^{-5} \cdot \text{m}^2$
 Velocidad en los tubos: $u_t := \frac{Q_m}{N_{tp} \cdot A_t} = 1.083 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Diseño de la carcasa:

$n_1 := 2.675 \quad K_1 := 0.036\text{€} \quad D_b := d_0 \cdot \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} = 0.151\text{m}$
 Espesor de la carcasa: $t_{\text{carcasa}} := 3\text{mm}$
 Diámetro de la Carcasa: $D_I := 1.08 \cdot D_b = 163.208\text{mm}$
 Distancia entre diafragmas: $L_b := 0.15 \cdot D_I = 2.448\text{cm}$
 El corte de diafragma: $a := 0.225 \cdot D_I = 1\text{cm}$

Coefficientes individuales de transmisión de calor al lado de los tubos:

El numero de Reynolds: $N_{Re} := \frac{\rho_m u_t \cdot d_i}{\mu_m} = 9.838 \times 10^3$
 El número de Prandtl: $Pr := \frac{C_{pm} \cdot \mu_m}{K_{fm}} = 6.154$
 Viscosidad en la pared: $\mu_w := \mu_m = 8.9 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$
 El número de Nusselt: $Nu := 1.86 (N_{Re} \cdot Pr)^{0.33} \cdot \left(\frac{d_0}{L_{\text{tubo}}} \right)^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu_m}{\mu_w} \right)^{0.14} = 13.498$

El coeficiente j_H :
$$j_H := Nu \cdot Pr \left(\frac{1}{3}\right) \cdot \left(\frac{\mu_m}{\mu_w}\right)^{-0.14} = 24.736$$

El coeficiente j_h :
$$j_h := \frac{j_H}{N_{Re}} = 2.514 \times 10^{-3}$$

Coeficiente de transmisión de calor:
$$h_i := K_{fm} \cdot j_h \cdot N_{Re} \cdot Pr^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu_m}{\mu_w}\right)^{0.14} \cdot \frac{1}{d_i} = 3.441 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

Coeficientes de transmisión de calor al lado de la carcasa (Método de Kern):

Diámetro externo de la carcasa: $DI = 16.321 \text{ cm}$

Área de flujo cruzado:
$$A_s := \frac{(Pt - d_0) \cdot DI \cdot L_b}{Pt} = 8.494 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

Velocidad de flujo en la carcasa:
$$u_s := \frac{m_a}{\rho_m A_s} = 0.44 \frac{m}{s}$$

Flujo másico por unidad de área:
$$G_s := \frac{m_a}{A_s} = 444.399 \frac{kg}{m^2 \cdot s}$$

Diámetro equivalente:
$$d_e := 1.1 \cdot \left(\frac{Pt^2 - 0.917 \cdot d_0^2}{d_0}\right) = 9.186 \text{ mm}$$

El numero de Reynolds:
$$N_{Rec} := \frac{G_s \cdot d_e}{\mu_a} = 3.593 \times 10^3$$

El coeficiente j_h :
$$J_h := 1.3 \cdot 10^{-2}$$

Calcular el Prandtl:
$$Pr_m := \frac{C_{pa} \cdot \mu_a}{K_{fa}} = 7.99$$

Viscosidad de la pared: $\mu_{wc} := \mu_a$

Coeficiente de transmisión de calor:
$$h_{0c} := \frac{K_{fa}}{d_e} \cdot J_h \cdot N_{Rec} \cdot Pr_m^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_a}{\mu_{wc}}\right)^{0.14} = 6.052 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

El coeficiente j_h se obtiene a partir de la figura 23:

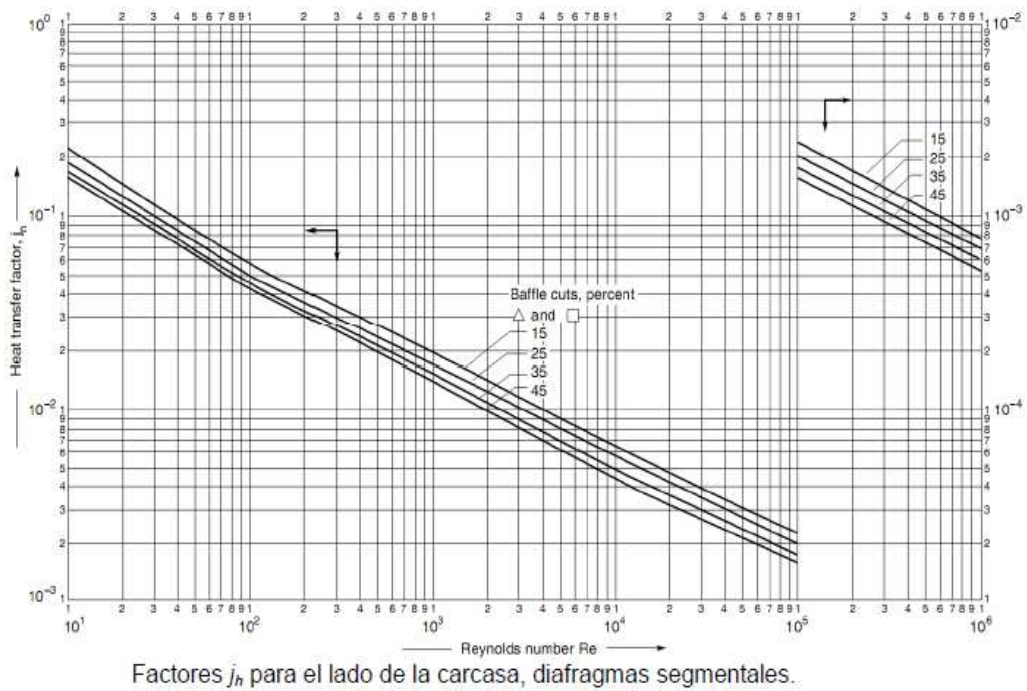


Figura 23. Factores j_h para el lado de la carcasa, diafragmas segmentales

El coeficiente global de transferencia de calor:

Coficiente externo de ensuciamiento $h_{od} = 2.5 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Coficiente interno de ensuciamiento $h_{oi} = 5 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Conductividad térmica: $K_w = 45 \cdot \frac{W}{m \cdot K}$

Coficiente individual del fluido interno $h_i = 3.441 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Coficiente individual del fluido externo $h_o := h_{oc} = 6.052 \times 10^3 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Coficiente global de transmisión de calor:

$$U_c := \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \cdot \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2 \cdot K_w} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_{oi}} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_i}} = 737.907 \frac{W}{m^2 \cdot \Delta^\circ C}$$

El coeficiente global de transmisión de calor calculado es superior al supuesto, por lo tanto, podemos aceptar el diseño hecho anteriormente. Ahora pasamos a calcular las caídas de presión al lado de los tubos y al lado de la carcasa.

Los coeficientes de fricción j_f al lado de los tubos y al lado de la carcasa se deducen a partir de las figuras 24 y 25.

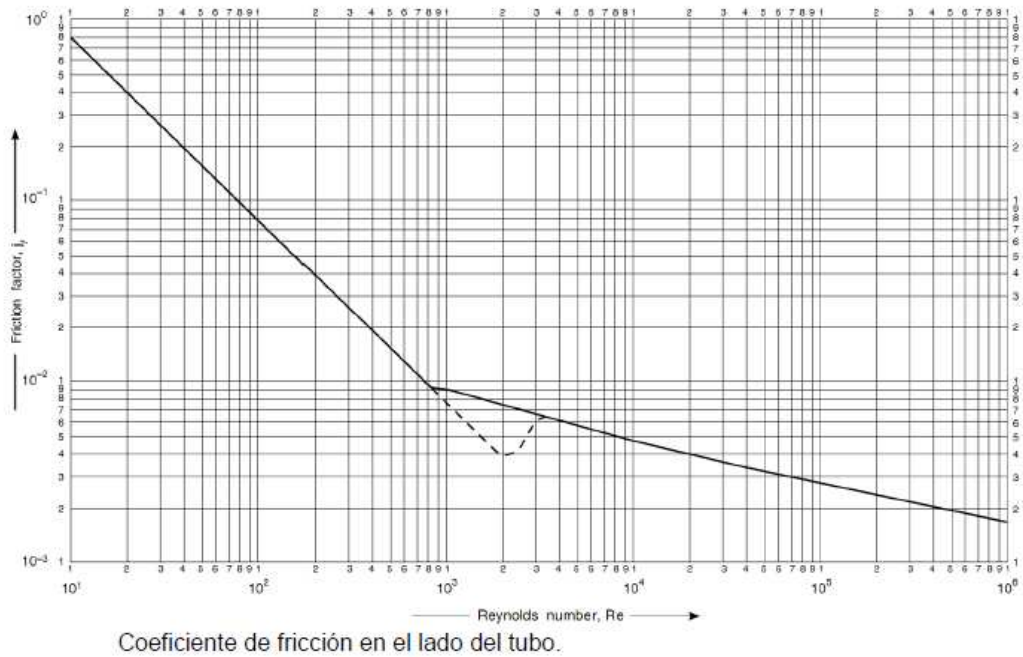


Figura24. Coeficiente de fricción al lado del tubo

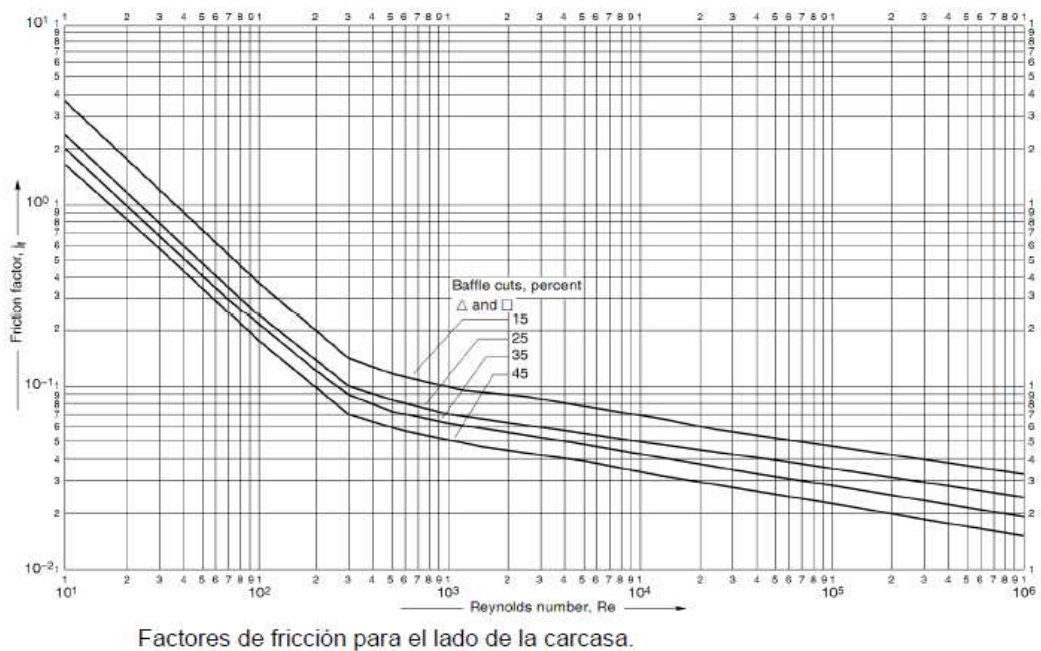


Figura25. Factores de fricción al lado de la carcasa

La caída de presión al lado de los tubos:

El numero de Reynolds: $N_{Re} = 9.838 \times 10^3$

El coeficiente j_f : $J_f := 4.8 \cdot 10^{-3}$

Caída de presión: $\Delta P_t := \left[8 \cdot J_f \cdot \left(\frac{L_{tubo}}{d_i} \right) \cdot \left(\frac{\mu m}{\mu_w} \right)^{-0.25} \cdot \frac{\rho m \cdot u^2}{2} \right] \cdot N_p = 0.407 \text{ bar}$

La caída de presión al lado de la carcasa:

El numero de Reynoldz: $N_{Rec} = 3.593 \times 10^3$

El coeficiente j_f : $j_f := 7 \cdot 10^{-2}$

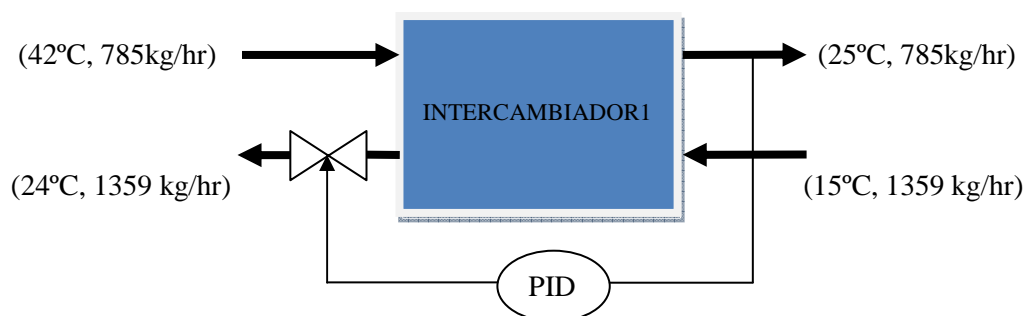
Caída de presión $\Delta P_s := 8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{DI}{d_e} \right) \cdot \left(\frac{L_{tubo}}{L_b} \right) \cdot \left(\frac{\rho m \cdot u^2}{2} \right) \cdot \left(\frac{\mu a}{\mu_{wc}} \right)^{0.14} = 0.711 \text{ bar}$

3.2 SISTEMA DE CONTROL

3.2.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

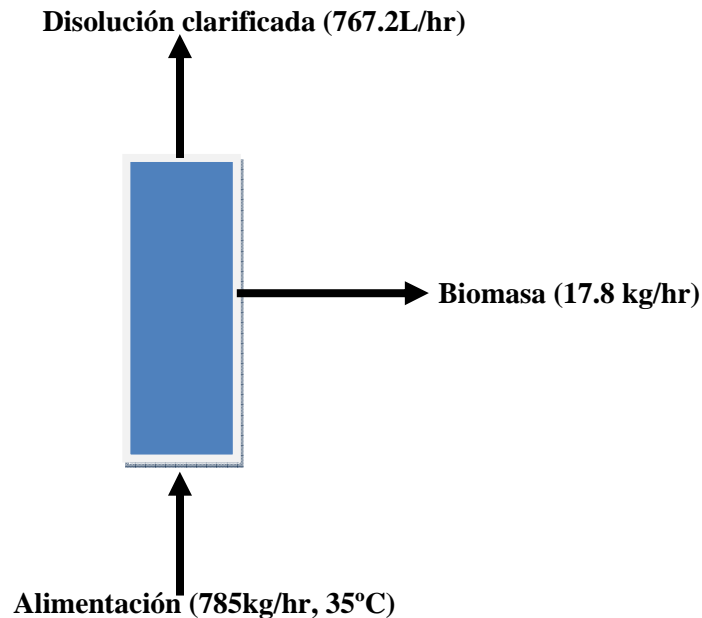
La temperatura de la corriente de salida del intercambiador se controla por un controlador PID. Un termómetro se coloca a la salida del intercambiador para medir la temperatura, este termómetro manda señales a un PID que actúa sobre la válvula que regula el caudal de salida del agua de refrigeración.

3.2.2 ESQUEMA DE CONTROL



4. DISEÑO DE LA CENTRIFUGA1

El objetivo de la centrifuga es separar la biomasa residual de la disolución de azúcares reductores. El diseño de la centrifuga, se ha limitado al cálculo del área característica de esta y estimar el diámetro del sedimentador equivalente.

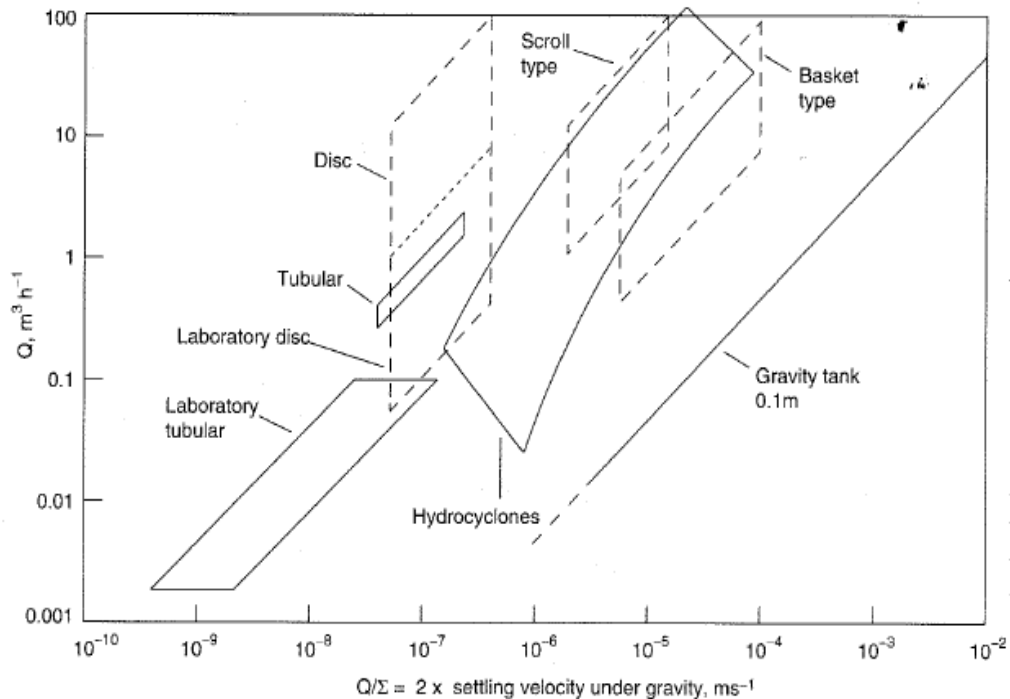


4.1 CARACTERÍSTICA DE LA CENTRIFUGA

Densidad de la disolución	$\rho := \rho_{\text{Agua}}(T_i) = 995.034 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$
Densidad de partículas a separar	$\rho_p := 1.2 \frac{\text{kg}}{\text{L}}$
Diámetro de partículas a separar	$d_{pc} := 7\mu\text{m}$
Viscosidad de la disolución	$\mu := \mu_a = 0.024 \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$
Velocidad de sedimentación:	$v_g := \frac{g \cdot (\rho_p - \rho) \cdot d_{pc}^2}{18\mu} = 2.28 \times 10^{-7} \frac{\text{m}}{\text{s}}$
Característica de la centrifuga:	$\Sigma := \frac{Q_e}{v_g} = 957.376 \text{m}^2$
Caudal que sale de la centrifuga:	$Q_{ev} := Q_e - \left(\frac{mb}{0.2 \cdot \rho_{\text{Agua}}(T_i)} \right) = 676.834 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$

4.2 TIPO DE CENTRIFUGA

Basándonos sobre la figura26 de (Lavanchy et al 1974) podemos deducir que una centrifuga de discos es la más adecuada para llevar a cabo nuestra separación.

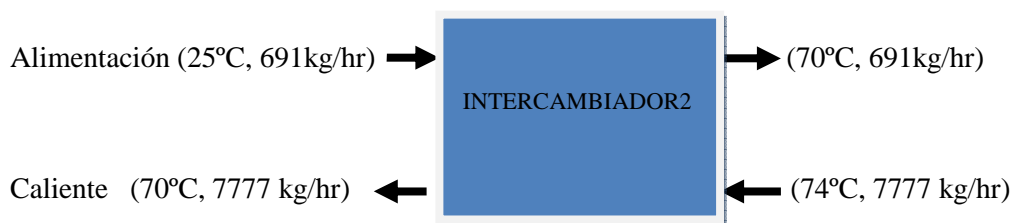


Performance of sedimentation equipment (after Lavanchy *et al.*, 1964)

Figura26. Performance of Sedimentation equipment

5. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR2

El objetivo de este intercambiador de calor es calentar la corriente de proceso de 42°C hasta 70°C antes de que se introduzca en el evaporador1. Para ello, se diseña un intercambiador de carcasa y tubos.



5.1 PARÁMETROS DE DISEÑO

Corriente de proceso:

Temperatura de entrada: $t_1 := (25 + 273)K = 298K$

Temperatura de salida: $t_2 := (70 + 273)K = 343K$

Flujo másico: $m_m := 691 \frac{kg}{hr}$

Densidad: $\rho_m := 1009 \frac{kg}{m^3}$

Conductividad térmica: $K_{fm} := 0.611 \frac{W}{m \cdot K}$

Capacidad calorífica: $C_{pm} := 4.19 \times 10^3 \frac{J}{kg \cdot K}$

Viscosidad: $\mu_m := 8.9 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s$

Caudal volumétrico: $Q_m := \frac{m_m}{\rho_m} = 684.836 \frac{L}{hr}$

Corriente de agua para calentar:

Temperatura de entrada: $T_1 := (74 + 273)K = 347K$

Temperatura de salida: $T_2 := (70 + 273)K = 343K$

Conductividad térmica: $K_{fa} := 0.6655 \frac{W}{m \cdot K}$

Densidad: $\rho_a := \frac{\rho_{Agua}(T_1) + \rho_{Agua}(T_2)}{2} = 982.046 \frac{kg}{m^3}$

Capacidad calorífica: $C_{pa} := \frac{C_{pw}(T_1) + C_{pw}(T_2)}{2} = 4.189 \times 10^3 \frac{J}{kg \cdot K}$

Viscosidad: $\mu_a := 3.793 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s = 3.793 \times 10^{-4} Pa \cdot s$

El coeficiente de corrección de la fuerza impulsora:

$$R_t := \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0.089 \quad S_t := \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.918 \quad F_t := \frac{\sqrt{(R_t^2 + 1)} \cdot \ln\left(\frac{1 - S_t}{1 - R_t \cdot S_t}\right)}{(R_t - 1) \cdot \ln\left[\frac{2 - S_t \cdot (R_t + 1 - \sqrt{R_t^2 + 1})}{2 - S_t \cdot (R_t + 1 + \sqrt{R_t^2 + 1})}\right]} = 0.832$$

La fuerza impulsora:
$$\Delta T_{ml} := \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left[\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)} \right]} = 16.94 \text{ K}$$

Calor necesario:
$$Q := m_m \cdot C_{pm} (t_2 - t_1) = 3.619 \times 10^4 \cdot \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

Caudal másico de agua caliente:
$$m_a := \frac{Q}{C_{pa} (T_1 - T_2)} = 7.777 \times 10^3 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Coefficiente de transmisión de calor supuesto:
$$U := 710 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \Delta^\circ\text{C}}$$

Área de intercambio de calor:
$$A_{\text{intercambio}} := \frac{Q}{U \cdot F_t \cdot \Delta T_{ml}} = 3.615 \text{ m}^2$$

Datos de diseño del intercambiador:

Diámetro externo de los tubos: $d_0 := 1.3 \text{ cm}$
Disposición triangular de los tubos: $P_t := 1.27 \cdot d_0 = 16.51 \text{ mm}$

Diámetro del haz de tubos:

Numero de pasos: $N_p := 8$
Longitud de tubo: $L_{\text{tubo}} := 3.6885 \text{ m}$
Longitud de los tubos: $L_{\text{tubos}} := \frac{A_{\text{intercambio}}}{\pi \cdot d_0} = 88.523 \text{ m}$
Numero de tubos: $N_t := \frac{L_{\text{tubos}}}{L_{\text{tubo}}} = 24$
Numero de tubos por pase: $N_{tp} := \frac{N_t}{N_p} = 3$

La velocidad de paso por los tubos:

Espesor de los tubos Norma BS: $t := 2 \text{ mm}$
Diámetro externo de los tubos: $d_i := d_0 - 2t = 9 \text{ mm}$
Área transversal de los tubos: $A_t := \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} = 6.362 \times 10^{-5} \cdot \text{m}^2$
Velocidad en los tubos: $u_t := \frac{Q_m}{N_{tp} \cdot A_t} = 0.997 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Diseño de la carcasa:

$$n_1 := 2.67 \text{ s} \quad K_1 := 0.036 \text{ s} \quad Db := d0 \cdot \left(\frac{Nt}{K_1} \right)^{\frac{1}{n_1}} = 0.147 \text{ m}$$

Espesor de la carcasa: $t_{\text{carcasa}} := 3 \text{ mm}$

Diámetro de la Carcasa: $DI := 1.1 \cdot Db = 161.719 \text{ mm}$

Distancia entre diafragmas: $Lb := 0.4 DI = 6.469 \text{ cm}$

El corte de diafragma: $a := 0.225 DI = 3.639 \text{ cm}$

Coefficientes individuales de transmisión de calor al lado de los tubos:

El numero de Reynolds: $N_{Re} := \frac{\rho m \cdot u_t \cdot di}{\mu m} = 1.017 \times 10^4$

El numero de Prandtl: $Pr := \frac{C_{pm} \cdot \mu m}{K_{fm}} = 6.103$

Viscosidad en la pared: $\mu_w := \mu m = 8.9 \times 10^{-4} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}$

El numero de Nusselt: $Nu := 1.86 (N_{Re} \cdot Pr)^{0.33} \cdot \left(\frac{d0}{L_{\text{tubo}}} \right)^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu m}{\mu_w} \right)^{0.14} = 11.008$

El coeficiente j_H : $j_H := Nu \cdot Pr \left(\frac{1}{3} \right) \cdot \left(\frac{\mu m}{\mu_w} \right)^{-0.14} = 20.117$

El coeficiente j_h : $j_h := \frac{j_H}{N_{Re}} = 1.978 \times 10^{-3}$

Coeficiente de transmisión de calor: $h_i := K_{fm} \cdot j_h \cdot N_{Re} \cdot Pr^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu m}{\mu_w} \right)^{0.14} \cdot \frac{1}{di} = 2.481 \times 10^3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

Coefficientes de transmisión de calor al lado de la carcasa:

Diámetro externo de la carcasa: $DI = 16.172 \text{ cm}$

Área de flujo cruzado: $As := \frac{(Pt - d0) \cdot DI \cdot Lb}{Pt} = 2.224 \times 10^{-3} \text{ m}^2$

Velocidad de flujo en la carcasa: $us := \frac{ma}{\rho m As} = 0.963 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad 0.3 \quad 1$

Flujo másico por unidad de área: $Gs := \frac{ma}{As} = 971.267 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{s}}$

Diámetro equivalente: $d_e := 1.1 \cdot \left(\frac{Pt^2 - 0.917 \cdot d0^2}{d0} \right) = 9.951 \text{ mm}$

El numero de Reynolds: $N_{Rec} := \frac{Gs \cdot d_e}{\mu a} = 2.548 \times 10^4$

El coeficiente jh: $Jh := 5.5 \cdot 10^{-3}$

Calcular el Prandtl: $Prm := \frac{Cpa \cdot \mu a}{Kfa} = 2.387$

Viscosidad de la pared: $\mu_{wc} := \mu a$

Coefficiente de transmisión de calor: $h0c := \frac{Kfa}{d_e} \cdot Jh \cdot N_{Rec} \cdot Prm^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu a}{\mu_{wc}} \right)^{0.14} = 1.253 \times 10^4 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

El coeficiente global de transferencia de calor:

Coefficiente externo de ensuciamiento $hod = 2.5 \times 10^3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

Coefficiente interno de ensuciamiento $hoi = 5 \times 10^3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

Conductividad térmica de la pared del tubo $Kw = 45 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$

Coefficiente individual del fluido interno $hi = 2.481 \times 10^3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

Coefficiente individual del fluido externo $ho := h0c = 1.253 \times 10^4 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

Coefficiente global de transmisión de calor:

$$Uc := \frac{1}{\frac{1}{ho} + \frac{1}{hod} + \frac{d0 \cdot \ln\left(\frac{d0}{di}\right)}{2 \cdot Kw} + \frac{d0}{di \cdot hoi} + \frac{d0}{di \cdot hi}} = 712.213 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

La caída de presión al lado de los tubos:

El numero de Reynolds: $N_{Re} = 1.017 \times 10^4$

El coeficiente j_f : $j_f := 4.9 \cdot 10^{-3}$

Caída de presión $\Delta P_t := \left[8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{L_{tubo}}{di} \right) \cdot \left(\frac{\mu m}{\mu_w} \right)^{-0.25} \cdot \frac{\rho m ut^2}{2} \right] \cdot N_p = 0.636 \text{ atm}$

La caída de presión al lado de la carcasa:

El numero de Reynoldz: $N_{Rec} = 2.548 \times 10^4$

El coeficiente j_f : $j_f := 4.4 \cdot 10^{-2}$

Caída de presión $\Delta P_s := 8 \cdot j_f \cdot \left(\frac{DI}{d_e} \right) \cdot \left(\frac{L_{tubo}}{L_b} \right) \cdot \left(\frac{\rho m us^2}{2} \right) \cdot \left(\frac{\mu a}{\mu_{wc}} \right)^{0.14} = 1.505 \text{ atm}$

5.2 SISTEMA DE CONTROL

5.2.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

La temperatura de salida de la corriente de proceso del intercambiador2 se controla de la misma manera que el intercambiador1

6. DISEÑO DEL EVAPORADOR 1

El objetivo de este evaporador es concentrar la disolución de los azúcares reductores de 4.1 g/L hasta 204 g/L. Para tal objetivo, se ha recurrido al programa de simulación Aspen Hysys 2009(version3.1) para determinar las condiciones de operación (P, T).

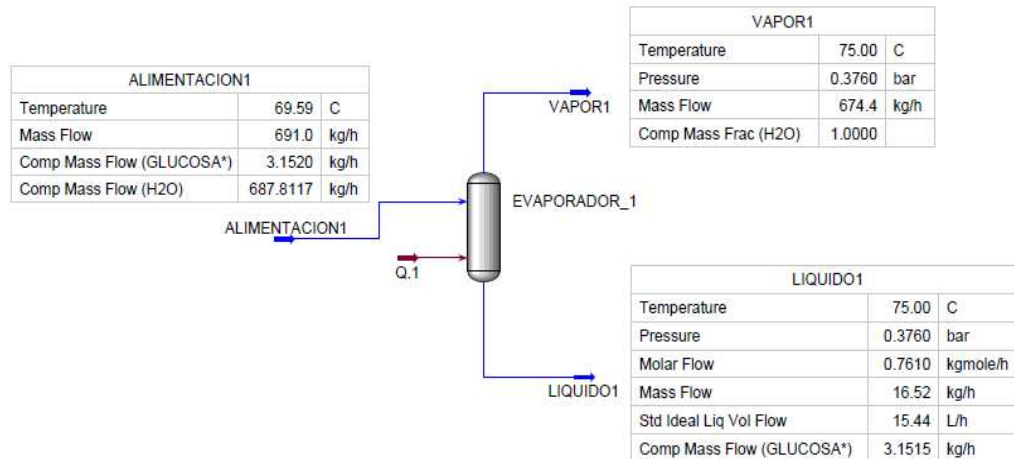


Figura27. Evaporador1

6.1 BALANCE DE MATERIA

Temperatura de entrada al evaporador:	$T_i := (70 + 273)K$
Temperatura de salida del evaporador:	$T_{\text{Vaporizacion}} := (75 + 273)K$
Concentración de azúcares en el líquido:	$C_L := 204 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$
Concentración de azúcares en el vapor:	$C_V := 0 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$
Concentración de azúcares en la alimentación:	$C_{\text{Azúcares}} = 4.011 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$
Balace de azúcares:	$Q_{\text{ev}} \cdot C_{\text{Azúcares}} = Q_L \cdot C_L + Q_V \cdot C_V$
Caudal de líquido que sale:	$Q_L := \frac{Q_{\text{ev}} \cdot C_{\text{Azúcares}}}{C_L} = 13.308 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$
Cantidad de líquido que sale:	$m_L := Q_L \cdot \rho_{\text{Agua}}(T_{\text{Vaporizacion}}) = 13.057 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$
Cantidad de líquido que entra:	$m_A := Q_{\text{ev}} \cdot \rho_{\text{Agua}}(T_i) = 665.079 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$
Cantidad de líquido a evaporar:	$m_V := m_A - m_L = 652.022 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

6.2 CONDICIONES DE TRABAJO (PRESIÓN Y TEMPERATURA)

El evaporador trabaja a vacío, las condiciones de operación tanto la temperatura como la presión dentro del evaporador se han simulado mediante Aspen Hysys y se muestran en seguida. Los resultados obtenidos para alcanzar la separación fijada son (75°C, 0.376 bar).

La figura28 muestra la evolución de la fracción de vapor en la corriente de entrada del evaporador para varios valores de presión y temperatura.

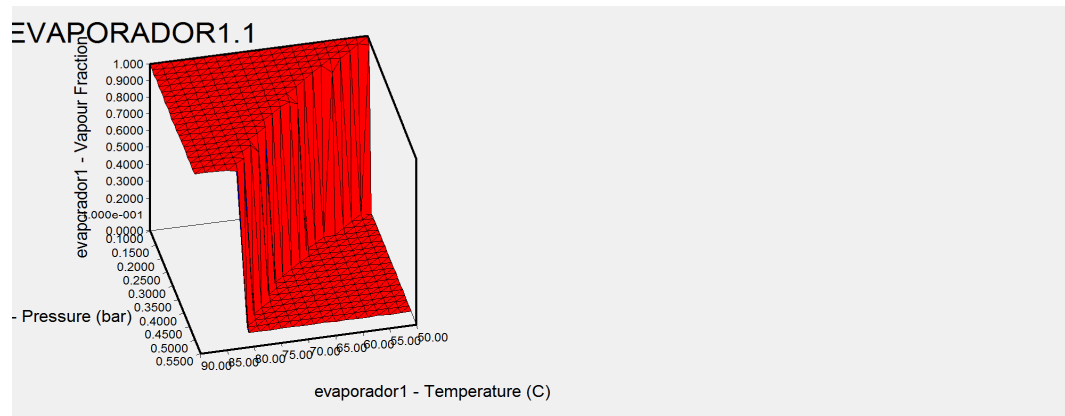


Figura28. Simulación de la fracción de vapor en la corriente de entrada al evaporador1

La presión de trabajo óptima se ha fijado en 0.376bar. La elección de esta presión de trabajo está relacionada con la concentración requerida y la posterior condensación del vapor. Ya que el vapor obtenido estará saturado y no sobre calentado.

La evolución de la fracción de vapor con la temperatura a 0.376bar se muestra en la figura29:

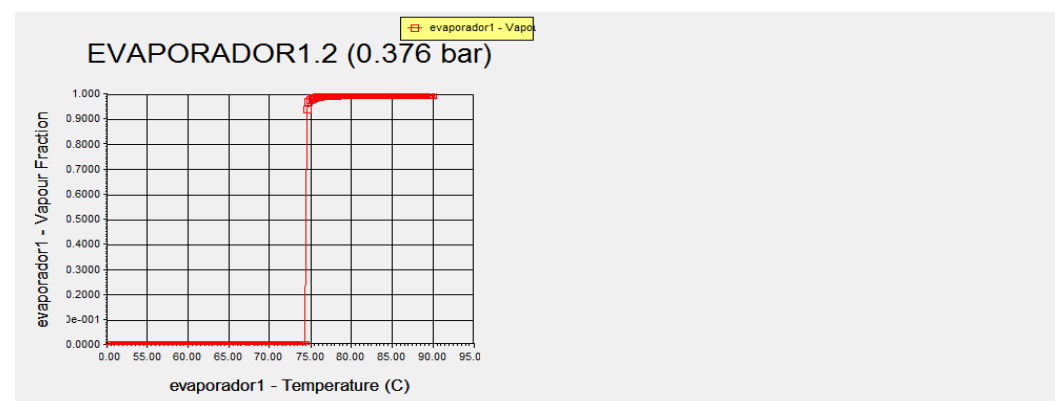


Figura29. Simulación de la fracción de vapor en la corriente de entrada al evaporador1 a una presión de 0.376bar

La temperatura adecuada para obtener la separación deseada es de 75°C.

6.3 BALANCE DE ENERGÍA

Haciendo un balance de energía global al evaporador sale que:

$$m_A \cdot C_{pA}(T_i - T_r) + Q_V = m_L \cdot C_{pL}(T_{\text{Vaporización}} - T_r) + m_V \lambda$$

Donde, T_r es una temperatura de referencia cualquiera, λ es el calor latente del vapor saturado y Q_v es el calor necesario para la evaporación de la corriente de alimentación.

Si suponemos que $T_r = T_{\text{Vaporización}}$ la ecuación anterior se simplifica:

$$Q_V = m_A \cdot C_{pA}(T_{\text{Vaporización}} - T_i) + m_V \lambda$$

Capacidad calorífica de la alimentación: $C_{pA} := C_{pw}(T_i) = 4.187 \times 10^3 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Calor latente del vapor: $\lambda := \lambda_w(T_{\text{Vaporización}}) = 2.327 \times 10^6 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg}}$

Calor necesario para la evaporación: $Q_V := m_A \cdot C_{pA} \cdot (T_{\text{Vaporización}} - T_i) + m_V \lambda = 425.341 \text{ kW}$

6.4 ÁREA DEL EVAPORADOR

El área del evaporador se puede estimar considerando un coeficiente de

transmisión de calos conservativo $U = 48 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{min} \cdot \text{K}}$.

Coficiente global de transmisión de calor: $U_1 := 48000 \frac{\text{J}}{\text{m}^2 \cdot \text{min} \cdot \text{K}}$

Temperatura del vapor: $T_1 := 370 \text{ K}$

La fuerza impulsora: $\Delta T_{ml1} := \frac{(T_1 - T_i) - (T_1 - T_{\text{Vaporización}})}{\ln \left[\frac{(T_1 - T_i)}{(T_1 - T_{\text{Vaporización}})} \right]} = 24.759 \text{ K}$

Área del evaporador: $A_1 := \frac{Q_V}{U_1 \cdot \Delta T_{ml1}} = 21.36 \text{ m}^2$

6.5 TIPO DEL EVAPORADOR

La viscosidad de la disolución de glucosa es relativamente baja, teniendo en cuenta la figura30:

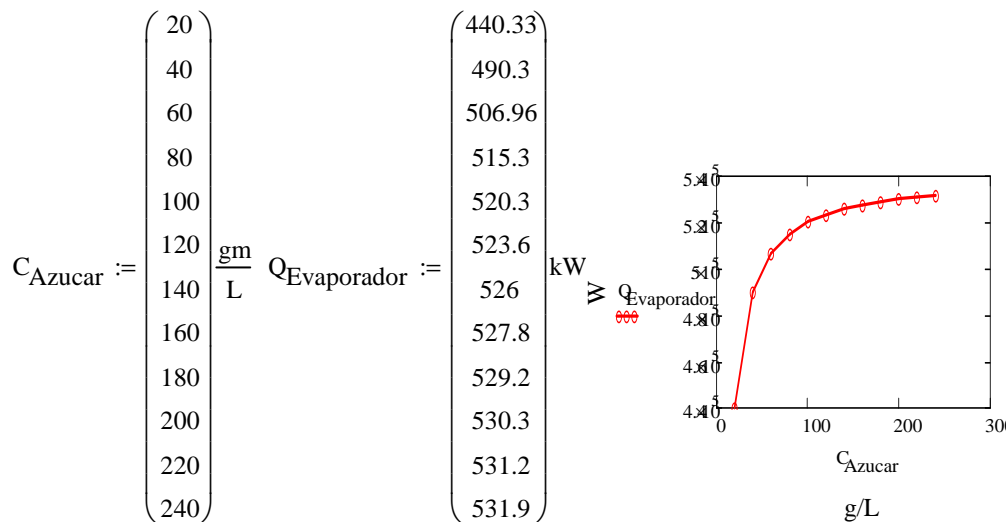
Evaporator type	Feed conditions							Suitable for heat-sensitive materials
	Viscosity, mN s/m ²			Foaming	Scaling or fouling	Crystals produced	Solids in suspension	
	Very viscous > 1000	Medium viscosity < 1000 max	Low viscosity < 100					
Recirculating Calandria (short vertical tube)		←						No
Forced circulation		←						Yes
Falling film			→					No
Natural circulation			→					No
Single pass wiped film	←							Yes
Tubular (long tube) Falling film			→					Yes
Rising film			→					Yes

Evaporator selection guide

Figura30. Evaporator selection guide

Un evaporador de tubo vertical, es suficiente para alcanzar la separación requerida.

6.6 VARIACIÓN DE LA ENERGÍA CONSUMIDA EN EL EVAPORADOR CON EL GRADO DE SEPARACIÓN



6.7 SISTEMA DE CONTROL

6.7.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

La temperatura dentro del evaporador se controla mediante un controlador que controla el flujo de calor de entrada (resistencia o vapor). Un termómetro se coloca en el evaporador para medir la temperatura dentro y manda las señales a un controlador PID que actúa sobre la potencia de la resistencia o el caudal de vapor en su caso.

Temperatura nominal: 75°C

6.7.2 CONTROL DE LA PRESIÓN

La presión dentro del evaporador se controla mediante un controlador PID. Un manómetro colocado en el evaporador manda las señales de presión a un PID que actúa sobre la válvula de salida del vapor.

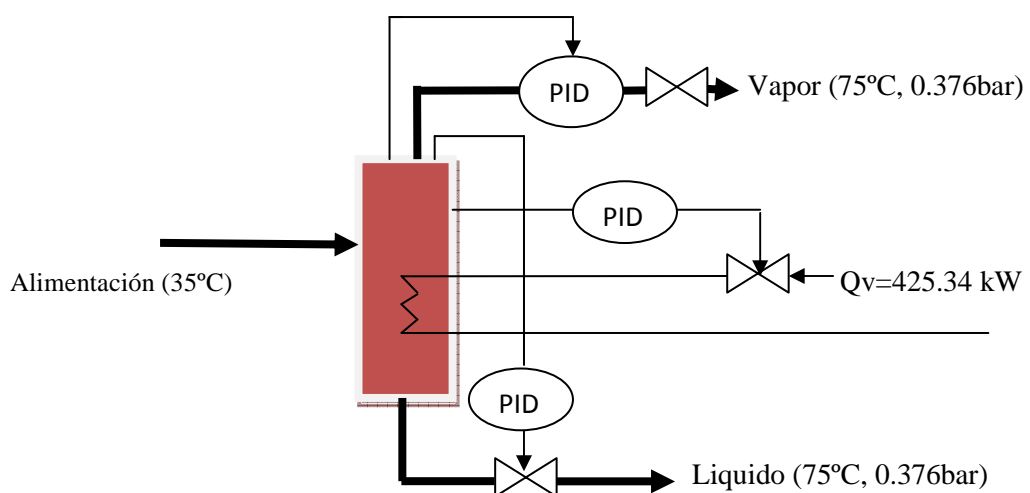
Presión nominal: 0.376 bares

6.7.3 CONTROL DE NIVEL DEL LIQUIDO

El nivel de líquido en el evaporador se controla por un controlador PID. Un sensor de nivel colocado en el evaporador manda señales de nivel al PID que actúa sobre la válvula de salida del líquido.

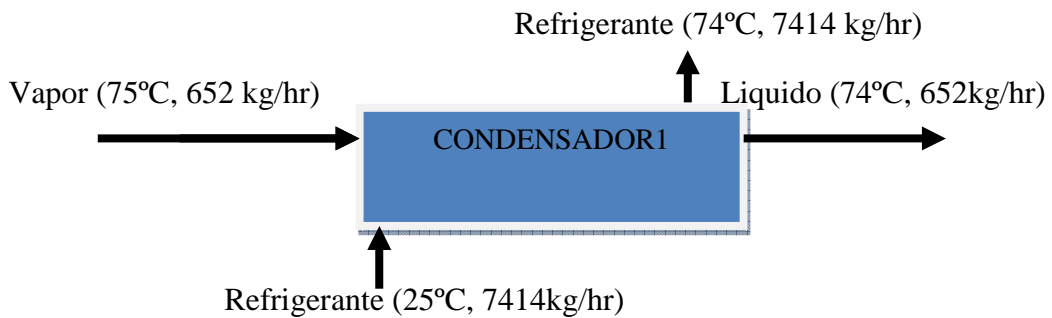
Porcentaje de líquido: 50%

6.7.4 ESQUEMA DE CONTROL



7. DISEÑO DEL CONDENSADOR1

Una regla general en los procesos químicos, transportar líquidos es más fácil que transportar vapores. El objetivo de este condensador, es condensar la corriente de vapor de agua que sale del evaporador1 para poder aprovecharla como corriente caliente en la camisa del tanque de acondicionamiento en esta misma etapa de hidrolisis. Se utiliza un condensador de tubos horizontales y en contracorriente. Enseguida mostramos el diseño completo del condensador.



7.1 BALANCE DE ENERGIA

El vapor tiene que perder su vapor latente para transformarse a líquido saturado. La temperatura de saturación del vapor de agua a 0.367 es de aproximadamente 74°C.

Cantidad de vapor: $m_V = 652.022 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Calor latente: $\lambda = 2.327 \times 10^6 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$

Calor que debería perder el vapor: $Q_{\text{intercambiado}} := m_V \lambda = 4.216 \times 10^5 \text{ W}$

Calor que cede la agua de refrigeración: $Q_w = m_w \cdot C_{pw} \cdot (T_{Sw} - T_{Ew})$

Calor que se transfiere del tubo al vapor: $Q_t = \text{Area} \cdot h_v \cdot (T_s - T_w)$

Balance de energía en estado estacionario:

$$Q_{\text{intercambiado}} = m_V \lambda = \text{Area} \cdot h_v \cdot (T_s - T_w) = m_w \cdot C_{pw} \cdot (T_{Sw} - T_{Ew})$$

7.2 AGUA DE REFRIGERACIÓN

Temperatura de entrada del agua: $T_{Ew} := (25 + 273)K$

Temperatura de salida del agua: $T_{Sw} := (74 + 273)K$

Capacidad calorífica media del agua: $C_{pw} := C_{pw} \left(\frac{T_{Ew} + T_{Sw}}{2} \right) = 4.177 \cdot \frac{J}{gm \cdot K}$

Densidad del agua de refrigeración: $\rho_w := \rho_{Agua} \left(\frac{T_{Ew} + T_{Sw}}{2} \right) = 988.459 \frac{kg}{m^3}$

Caudal másico de agua: $m_w := \frac{Q_{intercambiado}}{C_{pw} \cdot (T_{Sw} - T_{Ew})} = 7.414 \times 10^3 \cdot \frac{kg}{hr}$

7.3 ESTIMAR EL COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR

Temperatura de saturación del líquido: $T_s := (74 + 273)K$

Temperatura media de la pared: $T_w := \frac{T_{Ew} + T_{Sw}}{2}$

Conductividad térmica del líquido: $k := 0.6655 \frac{W}{m \cdot K}$

Densidad del líquido saturado: $\rho_L := \rho_{Agua} [(74 + 273)K]$

Viscosidad de líquido saturado: $\mu_L := 3.493 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s$

Diámetro de los tubos: $D := 1cm$

Viscosidad cinemática del líquido: $\nu := 0.3913 \cdot 10^{-2} stokes$

Coefficiente de transmisión de calor: $h_v := 0.725 \left[\frac{k^3 \cdot g \cdot \rho \cdot \lambda}{D \cdot \nu \cdot (T_s - T_w)} \right]^{\frac{1}{4}} = 1.178 \times 10^4 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$

7.4 CALCULAR LA LONGITUD DEL TUBO

Área externa del tubo: $Area1 := \frac{Q_{intercambiado}}{h_v \cdot (T_s - T_w)} = 1.45m^2$

Longitud total de los tubos: $L_t := \frac{Area1}{\pi \cdot D} = 46.156m$

Longitud de cada tubo: $L_{ut} := 2.0068m$

Numero de tubos: $N_{t1} := \frac{L_t}{L_{ut}} = 23$

Caudal de agua en tuvo: $Q_{ti} := \frac{m_w}{\rho_w} = 7.45 \times 10^3 \cdot \frac{L}{hr}$

Velocidad transversal en el tubo:

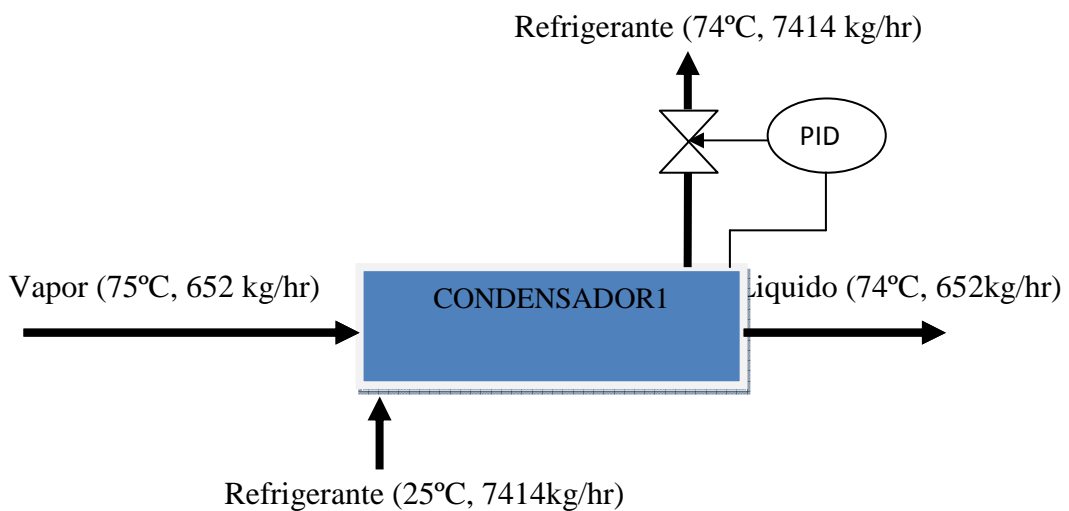
$$V_{ti} := \frac{\frac{Q_{ti}}{N_{t1}}}{\frac{\pi \cdot D^2}{4}} = 1.146 \frac{m}{s}$$

7.5 SISTEMA DE CONTROL

7.5.1 CONTROL DE PRESIÓN

El control del condensador se hace con un controlador PID. Un sensor de presión mide la presión de vapor en el condensador y manda la señal a un controlador PID que actúa sobre la válvula que regula el caudal de refrigerante que sale del condensador.

7.5.2 ESQUEMA DE CONTROL



ETAPA DE SAPONIFICACIÓN DE LA BIOMASA

1. DISEÑO DEL REACTOR DE SAPONIFICACIÓN

1.1 DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

1.2 DISEÑO DEL AGITADOR

1.2.1 DIMENSIONES DEL AGITADOR

1.2.2 POTENCIA DEL AGITADOR

1.3 DISEÑO DEL ENCAMISADO

1.3.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA CAMISA

1.3.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN EL TANQUE

1.3.3 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR EN EL TANQUE

**1.3.4 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR AL LADO DE LA
CAMISA**

1.3.5 EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR

1.3.5.1 EL COEFICIENTE CALCULADO

1.3.5.2 EL COEFICIENTE TEÓRICO

1.3.6 LA CANTIDAD DE AGUA DE CALENTAMIENTO

1.4 SISTEMA DE CONTROL

1.4.1 CONTROL DE TEMPERATURE

1.4.2 CONTROL DE NIVEL DEL TANQUE

1.4.3 CONTROL DEL CAUDAL DEL ETANOL

1.4.4 ESQUEMA DE CONTROL

2. DISEÑO DEL TANQUE DE REFRIGERACIÓN

2.1 DIMENSIONAMIENTO DEL TANQUE

2.2 DISEÑO DEL AGITADOR

2.2.1 DIMENSIONES DEL AGITADOR

2.2.2 POTENCIA DEL AGITADOR

2.3 DISEÑO DEL ENCAMISADO

2.3.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA CAMISA

2.3.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN EL TANQUE

2.3.3 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR EN EL TANQUE

**2.3.4 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR AL LADO DE LA
CAMISA**

2.3.5 EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR

2.3.5.1 EL COEFICIENTE CALCULADO

2.3.5.2 EL COEFICIENTE TEÓRICO

2.3.6 LA CANTIDAD DE AGUA DE CALENTAMIENTO

2.4 SISTEMA DE CONTROL

2.4.1 CONTROL DE TEMPERATURE

2.4.2 ESQUEMA DE CONTROL

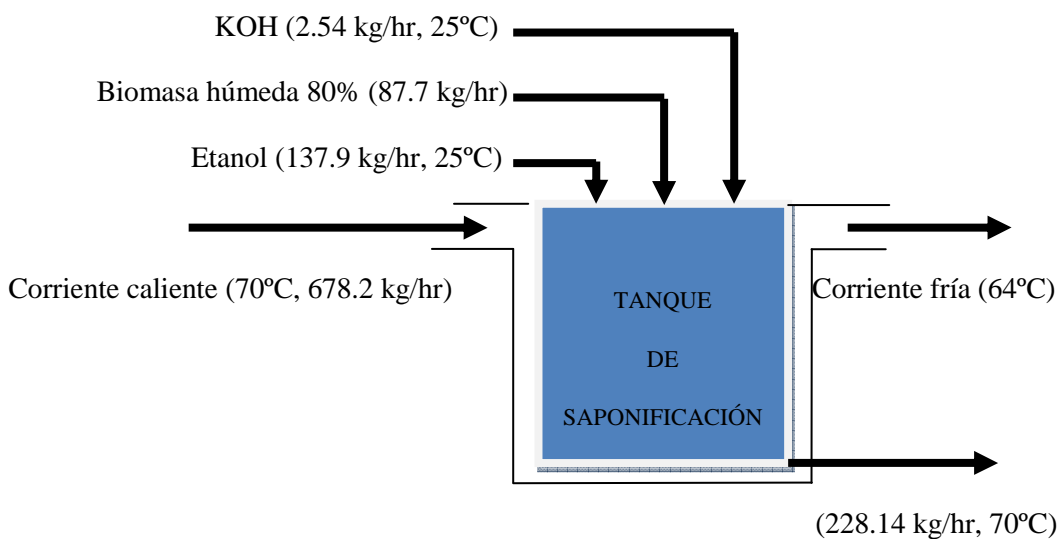
3. DISEÑO DE LA CENTRIFUGA2

3.1 CARACTERÍSTICA DE LA CENTRIFUGA

4. CANTIDAD DE AGUA AÑADIR A LA FASE ALCOHÓLICA

1. DISEÑO DEL REACTOR DE SAPONIFICACIÓN

El objetivo de este reactor es la saponificación directa de la biomasa, para la extracción de los ácidos grasos en forma de jabones y los lípidos insaponificables. Para tal objetivo, el reactor se diseña para trabajar en las condiciones óptimas de temperatura y tiempo de residencia. La cantidad de etanol óptima es de 10 gramos por cada gramo de biomasa seca. En estas condiciones, se diseña el volumen del reactor para que el tiempo de residencia sea de una hora y la temperatura de trabajo 60°C. La temperatura de operación se controla por la camisa donde fluye un líquido caliente y agitador de diseño en función de la turbulencia requerida.



1.1 DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

Temperatura de entrada al reactor:	$T_{Es} = 298K$
Caudal de entrada:	$Q_{sap} = 246 \frac{L}{hr}$
Tiempo de residencia optimo:	$t_{rs} := 1hr$
Temperatura optima:	$T_{sap} := (60 + 273)K$
Volumen de reactor:	$V_{sap} := Q_{sap} \cdot t_{rs} = 246L$
Relación H/D:	$\alpha_{h,d} := 1.0$
Diámetro del Reactor:	$D_{sap} := \sqrt[3]{\frac{4V_{sap}}{\alpha_{h,d} \cdot \pi}} = 67.912cm$
Altura operativa del reactor:	$H_{sap} := \alpha_{h,d} \cdot D_{sap} = 67.912cm$
Relación Volumen efectivo/operativo:	$\alpha_{dimensionamiento} := 1.2$
Volumen efectivo del reactor:	$V_{sap.efectivo} := \alpha_{dimensionamiento} \cdot V_{sap} = 295.2L$
Altura efectiva del reactor:	$H_{sap.efectivo} := \frac{4 \cdot V_{sap.efectivo}}{\pi \cdot D_{sap}^2} = 81.495cm$
Área de intercambio de calor:	$A_{sap} := \pi \cdot D_{sap}^2 + \frac{\pi \cdot D_{sap}^2}{4} = 1.811m^2$

1.2 DISEÑO DEL AGITADOR

1.2.1 DIMENSIONES DEL AGITADOR

Diámetro del tanque:	$D_{ts} := D_{sap} = 67.912cm$
Diámetro del agitador	$D_{as} := \frac{D_{ts}}{3} = 22.637cm$
Altura del líquido:	$h_s := D_{ts} = 67.912cm$
Espesor de la placa deflectora	$j_s := \frac{D_{ts}}{12} = 5.659cm$
Grosor de las aspas:	$ws := \frac{D_{as}}{5} = 4.527cm$
Diámetro interno del agitador	$D_{ds} := \frac{2}{3} \cdot D_{as} = 15.092cm$
Altura del agitador:	$cs := \frac{D_{ts}}{3} = 22.637cm$
Longitud de las aspas:	$ls := \frac{D_{as}}{4} = 5.659cm$

1.2.2 POTENCIA DEL AGITADOR

Densidad del líquido: $\rho_{ss} := 862.5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Viscosidad del líquido: $\mu_{ss} := 26.8 \cdot 10^{-3} \text{Pa}\cdot\text{s} = 0.027 \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$

Numero de revueltas $N_{as} := 80 \text{rpm}$

Numero de Reynolds: $N_{Res} := \frac{N_{as} \cdot \rho_{ss} \cdot D_{as}^2}{\mu_{ss}} = 1.383 \times 10^4$

Numero de potencia: $N_{ps} := 4.5$

Potencia: $Power_s := N_{ps} \cdot \rho_{ss} \cdot N_{as}^3 \cdot D_{as}^5 = 1.359 \text{kW}$

1.3 DISEÑO DEL ENCAMISADO

1.3.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA CAMISA

Las condiciones de operación de la camisa son:

Temperatura de entrada del agua: $T_{ews} := (70 + 273)\text{K} = 343\text{K}$

Temperatura de salida del agua: $T_{sws} := (65 + 273)\text{K} = 338\text{K}$

Capacidad calorífica media del agua: $C_{pas} := \frac{C_{pw}(T_{ews}) + C_{pw}(T_{sws})}{2} = 4.185 \times 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$

Densidad media del agua: $\rho_{\text{Agua}.s} := \frac{\rho_{\text{Agua}}(T_{ews}) + \rho_{\text{Agua}}(T_{sws})}{2} = 983.359 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

1.3.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN EL TANQUE

Temperatura de entrada: $T_{eds} := (22 + 273)\text{K}$

Temperatura de salida: $T_{sds} := (60 + 273)\text{K}$

Caudal másico: $m_{ds} := FM_{\text{Etanol}} + F_{\text{cal}} + m_{\text{Bh}} = 228.45 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Capacidad calorífica: $C_{pds} := 3.682 \times 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$

Conductividad térmica: $k_{ss} := 0.1829 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot\text{K}}$

Viscosidad: $\mu_{ss} = 0.027 \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$

Viscosidad en la pared: $\mu_{ws} := \mu_{ss} = 0.027 \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$

Calor necesario: $Q_{Ss} := m_{ds} \cdot C_{pds} \cdot (T_{sds} - T_{eds}) = 8.879 \times 10^3 \frac{\text{J}}{\text{s}}$

1.3.3 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR EN LA DISOLUCIÓN

El coeficiente de transmisión de calor al lado de la disolución depende de la agitación, y las propiedades fisicoquímicas de la disolución. Se calcula a partir de esta fórmula:

$$his := \frac{k_{ss}}{D_{ts}} \cdot 0.54 \left(\frac{D_{as}^2 \cdot N_{as} \cdot \rho_{ss}}{\mu_{ss}} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{C_{pds} \cdot \mu_{ss}}{k_{ss}} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_{ss}}{\mu_{ws}} \right)^{0.14} = 541.039 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

1.3.4 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR AL LADO DE LA CAMISA

En este trabajo vamos a considerar que la turbulencia en la camisa es tan alta de tal manera que no hay resistencia a la transferencia de calor al lado de la camisa. Por tanto, será el coeficiente de transmisión de calor en la disolución es el que controla la transferencia de calor. $hes \gg \gg his$

1.3.5 EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR 1.3.5.1 EL COEFICIENTE CALCULADO

Considerando solamente la resistencia a la transferencia de materia por la disolución y la conductividad térmica del material de construcción, el coeficiente global de transferencia de calor se puede calcular a partir de esta fórmula:

Coficiente de transmisión de calor interno: $his = 681.784 \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Coficiente de transmisión de calor externo: $hes := \infty \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Conductividad térmica del material: $kw = 45 \frac{W}{m \cdot K}$

Espesor de la pared del reactor: $t = 3 \times 10^{-3} \text{ m}$

Coficiente global de transmisión de calor: $Uis := \frac{1}{\frac{1}{hes} + \frac{\ln\left(\frac{D_{ts}}{D_{ts} + 2t}\right) \cdot D_{ts}}{2kw} + \frac{1}{his}} = 714.098 \frac{W}{m^2 \cdot K}$

1.3.5.2 EL COEFICIENTE TEÓRICO

Para alcanzar el objetivo, el coeficiente global de transmisión de calor calculado debería ser mayor o igual al coeficiente teórico que calculamos en seguida.

$$\text{Área de intercambio: } A_{\text{sap}} = 1.813\text{m}^2$$

$$\text{Fuerza impulsora: } \Delta T_{\text{m}} := \frac{(T_{\text{ews}} - T_{\text{sds}}) - (T_{\text{sws}} - T_{\text{sds}})}{\ln \left[\frac{(T_{\text{ews}} - T_{\text{sds}})}{(T_{\text{sws}} - T_{\text{sds}})} \right]} = 7.213\text{K}$$

$$\text{El coeficiente global teórico: } U_{\text{Teóricos}} := \frac{Q_{\text{Ss}}}{A_{\text{sap}} \cdot \Delta T_{\text{m}}} = 679.093 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Tanto el coeficiente teórico como el calculado coinciden en su valor, por lo tanto podemos decir que el diseño está bien.

1.3.6 LA CANTIDAD DE AGUA DE CALENTAMIENTO

La cantidad de agua necesaria se calcula a partir de esta fórmula:

$$m_{\text{ws}} := \frac{Q_{\text{Ss}}}{C_{\text{pas}} \cdot (T_{\text{ews}} - T_{\text{sws}})} = 1.528 \times 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

1.4 SISTEMA DE CONTROL

1.4.1 CONTROL DE TEMPERATURE

La temperatura del reactor se controla por un controlador PID. Un termómetro colocado en el interior del tanque manda señales de temperatura al controlador que actúa sobre la válvula de salida de la corriente de agua caliente.

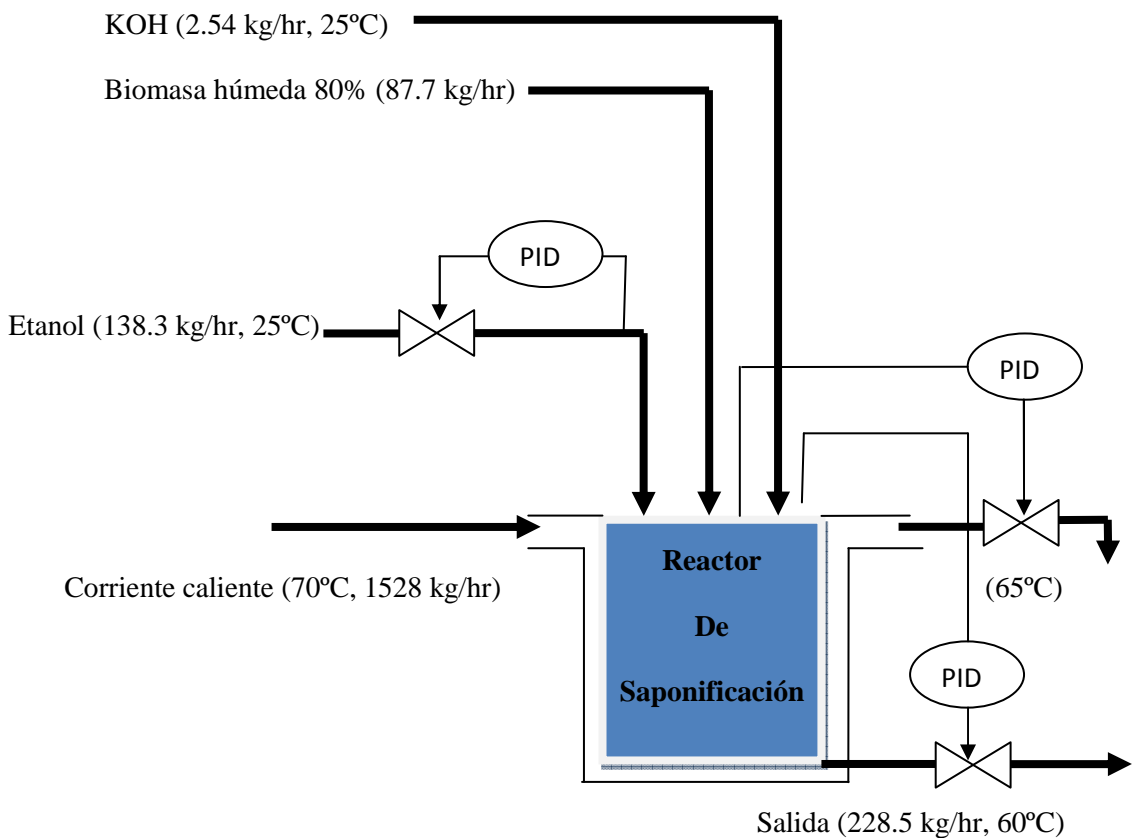
1.4.2 CONTROL DE NIVEL DEL TANQUE

El nivel de líquido en el tanque se controla por un PID. Un sensor que detecta el nivel de líquido en el reactor manda señales al controlador PID que actúa sobre la válvula de la corriente de salida del reactor.

1.4.3 CONTROL DEL CAUDAL DEL ETANOL

El caudal de etanol se controla por un PID. Un sensor de caudal colocado justo después de la válvula de regulación del caudal de etanol manda señales a un controlador PID que actúa sobre la misma válvula.

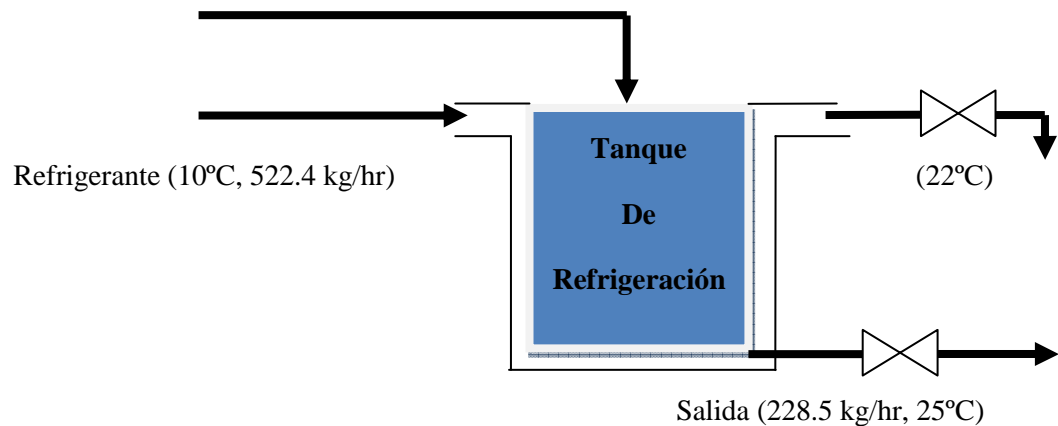
1.4.4 ESQUEMA DE CONTROL



2. DISEÑO DEL TANQUE DE REFRIGERACIÓN

La corriente de proceso caliente que sale del reactor de saponificación ha de refrigerarse para la separación de la biomasa residual en la centrifuga. Para tal objetivo, se emplea un tanque encamisado para la refrigeración de la corriente de saponificación. El diseño de este tanque consiste en diseñar el agitador y el encamisado para refrigerar esta corriente hasta 25°C.

Corriente de saponificación (228.5 kg/hr, 60°C)



2.1 DIMENSIONES DEL TANQUE

Caudal de entrada:	$Q_{\text{sap}} = 246.277 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$
Temperatura de entrada al reactor:	$T_{\text{Es}2} := (60 + 273)\text{K}$
Caudal de entrada:	$Q_{\text{sap}} = 246.277 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$
Tiempo de residencia optimo:	$t_{\text{rs}2} := 5\text{min}$
Volumen de reactor:	$V_{\text{sap}2} := Q_{\text{sap}} \cdot t_{\text{rs}} = 246.277\text{L}$
Relación H/D:	$\alpha_{\text{h.d}} = 1$
Diámetro del Reactor:	$D_{\text{sap}2} := \sqrt[3]{\frac{4V_{\text{sap}2}}{\alpha_{\text{h.d}} \cdot \pi}} = 67.938\text{cm}$
Altura operativa del reactor:	$H_{\text{sap}2} := \alpha_{\text{h.d}} \cdot D_{\text{sap}2} = 67.938\text{cm}$
Relación Volumen efectivo/operativo:	$\alpha_{\text{dimensionamiento}} = 1.2$
Volumen efectivo del reactor:	$V_{\text{sap.efectivo}2} := \alpha_{\text{dimensionamiento}} \cdot V_{\text{sap}2} = 295.533\text{L}$
Altura efectiva del reactor:	$H_{\text{sap.efectivo}2} := \frac{4 \cdot V_{\text{sap.efectivo}2}}{\pi \cdot D_{\text{sap}2}^2} = 81.525\text{cm}$
Área de intercambio de calor:	$A_{\text{sap}2} := \pi \cdot D_{\text{sap}2}^2 + \frac{\pi \cdot D_{\text{sap}2}^2}{4} = 1.813\text{m}^2$

2.2 DISEÑO DEL AGITADOR

2.2.1 DIMENSIONES DEL AGITADOR

Diámetro del tanque: $D_{ts2} := D_{sap2} = 67.938 \text{ cm}$

Diámetro del agitador $D_{as2} := \frac{D_{ts2}}{3} = 22.646 \text{ cm}$

Altura del líquido: $h_{s2} := D_{ts2} = 67.938 \text{ cm}$

Espesor de la placa deflectora $j_{s2} := \frac{D_{ts2}}{12} = 5.661 \text{ cm}$

Grosor de las aspas: $w_{s2} := \frac{D_{as2}}{5} = 4.529 \text{ cm}$

Diámetro interno del agitador $D_{ds2} := \frac{2}{3} \cdot D_{as2} = 15.097 \text{ cm}$

Altura del agitador: $c_{s2} := \frac{D_{ts2}}{3} = 22.646 \text{ cm}$

Longitud de las aspas: $l_{s2} := \frac{D_{as2}}{4} = 5.661 \text{ cm}$

2.2.2 POTENCIA DEL AGITADOR

Densidad del líquido: $\rho_{ss2} := 908.4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Viscosidad del líquido: $\mu_{ss2} := 26.8 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s} = 0.027 \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$

Numero de revueltas $N_{as2} := 60 \text{ rpm}$

Numero de Reynolds: $N_{Res2} := \frac{N_{as2} \cdot \rho_{ss2} \cdot D_{as2}^2}{\mu_{ss}} = 1.092 \times 10^4$

Numero de potencia: $N_{ps2} := 4.5$

Potencia: $Power_{s2} := N_{ps2} \cdot \rho_{ss2} \cdot N_{as2}^3 \cdot D_{as2}^5 = 0.604 \text{ kW}$

2.3 DISEÑO DEL ENCAMISADO

2.3.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LA CAMISA

Temperatura de entrada del agua: $T_{ews2} := (10 + 273) \text{ K}$

Temperatura de salida del agua: $T_{sws2} := (22 + 273) \text{ K}$

Capacidad calorífica media del agua: $C_{pas2} := \frac{C_{pw}(T_{ews2}) + C_{pw}(T_{sws2})}{2} = 4.196 \times 10^3 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg}\cdot\text{K}}$

Densidad media del agua: $\rho_{Aguas2} := \frac{\rho_{Aguas}(T_{ews2}) + \rho_{Aguas}(T_{sws2})}{2} = 983.359 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

2.3.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN EN EL TANQUE

Temperatura de entrada:	$T_{eds2} := (60 + 273)K$
Temperatura de salida:	$T_{sds2} := (25 + 273)K$
Caudal másico:	$m_{ds2} := FM_{Etanol} + F_{cal} + m_{Bh} = 228.45 \frac{kg}{hr}$
Capacidad calorífica media del etanol:	$C_{pes2} := \frac{C_{pE}(T_{sds2}) + C_{pE}(T_{eds2})}{2} = 2.677 \times 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$
Capacidad calorífica media del agua:	$C_{pws2} := \frac{C_{pw}(T_{sds2}) + C_{pw}(T_{eds2})}{2} = 4.183 \times 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$
Capacidad calorífica media de la mezcla:	$C_{pds2} := 0.4 \cdot C_{pws2} + C_{pes2} \cdot 0.6 = 3.279 \times 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$
Conductividad térmica:	$k_{ss2} := 0.1829 \frac{W}{m \cdot K}$
Viscosidad:	$\mu_{ss2} = 0.027 \frac{kg}{m \cdot s}$
Viscosidad en la pared:	$\mu_{ws2} := \mu_{ss2} = 0.027 \frac{kg}{m \cdot s}$
Calor necesario:	$Q_{Ss2} := m_{ds2} \cdot C_{pds2} \cdot (T_{eds2} - T_{sds2}) = 7.283 \times 10^3 \cdot \frac{J}{s}$

2.3.3 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR EN EL TANQUE

$$h_{is2} := \frac{k_{ss2}}{D_{ts2}} \cdot 0.54 \left(\frac{D_{as2}^2 \cdot N_{as2} \cdot \rho_{ss2}}{\mu_{ss2}} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left(\frac{C_{pds2} \cdot \mu_{ss2}}{k_{ss2}} \right)^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_{ss2}}{\mu_{ws2}} \right)^{0.14} = 560.527 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

2.3.4 COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR AL LADO DE LA CAMISA

Igual que en el caso anterior, vamos a suponer que la turbulencia en el encamisado es tan alta, por lo tanto, la transmisión de calor está controlada por la disolución de proceso en el tanque de refrigeración.

2.3.5 EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISIÓN DE CALOR

2.3.5.1 EL COEFICIENTE CALCULADO

$$\text{Coeficiente de transmisión de calor interno: } h_{is2} = 560.527 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$\text{Coeficiente de transmisión de calor externo: } h_{es2} := \infty \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

$$\text{Conductividad térmica del material: } k_w = 45 \cdot \frac{W}{m \cdot K}$$

$$\text{Espesor de la pared del reactor: } t = 3 \times 10^{-3} \text{ m}$$

$$\text{Coeficiente global de transmisión de calor: } U_{is2} := \frac{1}{\frac{1}{h_{es2}} + \frac{\ln\left(\frac{D_{ts2}}{D_{ts2} + 2t}\right) \cdot D_{ts2}}{2k_w} + \frac{1}{h_{is2}}} = 582.187 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

2.3.5.2 EL COEFICIENTE TEÓRICO

$$\text{Área de intercambio: } A_{sap2} = 1.813 m^2$$

$$\text{Fuerza impulsora: } \Delta T_{m2} := \frac{(T_{ews2} - T_{sds2}) - (T_{sws2} - T_{sds2})}{\ln\left[\frac{(T_{ews2} - T_{sds2})}{(T_{sws2} - T_{sds2})}\right]} = 7.456 K$$

$$\text{El coeficiente global teórico: } U_{Teoricos2} := \frac{Q_{Ss2}}{A_{sap2} \cdot \Delta T_{m2}} = 538.944 \frac{W}{m^2 \cdot K}$$

2.3.6 LA CANTIDAD DE AGUA DE REFREGERACIÓN

$$m_{ws2} := \frac{Q_{Ss2}}{C_{pws2} \cdot (T_{sws2} - T_{ews2})} = 522.414 \frac{kg}{hr}$$

2.4 SISTEMA DE CONTROL

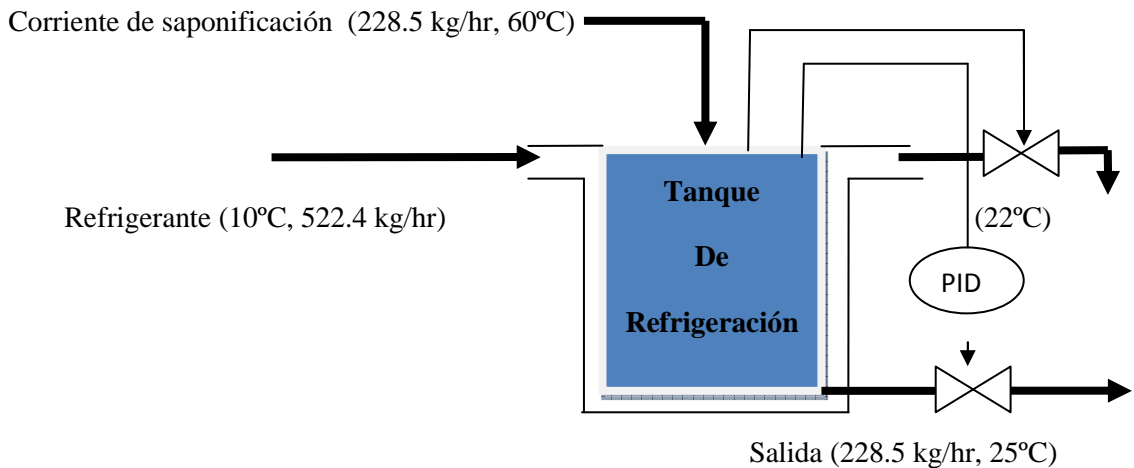
2.4.1 CONTROL DE TEMPERATURA

La temperatura del reactor se controla por un controlador PID. Un termómetro colocado en el interior del tanque manda señales de temperatura al controlador que actúa sobre la válvula de salida de la corriente de agua caliente.

2.4.2 CONTROL DE NIVEL DEL TANQUE

El nivel de líquido en el tanque se controla por un PID. Un sensor que detecta el nivel de líquido en el reactor manda señales al controlador PID que actúa sobre la válvula de la corriente de salida del reactor.

2.4.3 ESQUEMA DE CONTROL



3. DISEÑO DE LA CENTRIFUGA2

El objetivo de la centrifuga es separar la biomasa residual de la disolución. El diseño de la centrifuga, se ha limitado al cálculo del área característica de esta y estimar el diámetro del sedimentador equivalente. En este caso, igual que en el caso anterior se utiliza una centrifuga de discos.

3.1 CARACTERÍSTICA DE LA CENTRIFUGA

Caudal de entrada: $Q_{\text{sap}} = 246 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$

Densidad de la disolución: $\rho_1 := 853 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Densidad de partículas a separar: $\rho_p = 1.2 \times 10^3 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Diámetro de partículas a separar: $d_{\text{pc}} = 7 \times 10^{-6} \text{ m}$

Velocidad de sedimentación: $v_{\text{gs}} := \frac{g \cdot (\rho_p - \rho_1) \cdot d_{\text{pc}}^2}{18 \cdot \mu_{\text{ss}}} = 3.457 \times 10^{-7} \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Característica de la centrifuga: $\Sigma_s := \frac{Q_{\text{sap}}}{v_{\text{gs}}} = 197.694 \text{ m}^2$

4. CANTIDAD DE AGUA A AÑADIR A LA FASE ALCOHÓLICA

Hay que añadir cierta cantidad de agua a la fase alcohólica para evitar el problema de formación de emulsiones. La relación óptima entre la fase alcohol/ agua es de 0,4. La cantidad de agua a añadir se calcula enseguida:

Relación óptima Agua/fase alcohólica $\alpha_{\text{agua_etanol}} := 0.4$

Flujo másico de etanol: $FM := Q_{\text{Etanol}} \cdot \rho_{\text{Etanol}}(T_{\text{Extraccion}}) = 138.392 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Flujo másico de agua con etanol: $FM_a := Q_{\text{Etanol}} \cdot 0.04 \rho_{\text{Agua}}(T_{\text{Extraccion}}) = 6.989 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Flujo másico de agua óptimo: $FM_{\text{Agua}} := \frac{\alpha_{\text{agua_etanol}}}{1 - \alpha_{\text{agua_etanol}}} \cdot FM = 92.262 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Flujo de agua a añadir: $FM_{\text{Agua.Añadir}} := FM_{\text{Agua}} - \alpha_h \cdot mBh - FM_a = 15.087 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Caudal de agua a añadir: $Q_W := \frac{FM_{\text{Agua.Añadir}}}{\rho_{\text{Agua}}(T_{\text{Extraccion}})} = 15.15 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$

Caudal total: $Q_{\text{Extraccion1}} := Q_{\text{Etanol}} + \frac{FM_{\text{Agua}}}{\rho_{\text{Agua}}(T_{\text{Extraccion}})} = 268.113 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$

ETAPA DE EXTRACCIÓN DE CAROTENOIDES

- 1. ESQUEMA DE LA ETAPA**

- 2. FUNDAMENTO TEÓRICO**
 - 2.1 BALANCES DE MATERIA**
 - 2.1.1 BALANCE TOTAL**
 - 2.1.2 BALANCE A LA ETAPA N**
 - 2.1.3 LÍNEA OPERATIVA**
 - 2.1.4 BALANCE DE MATERIA PARA N ETAPAS CONSECUTIVAS**

- 3. RELACIÓN DE EQUILIBRIO**

- 4. DISEÑO DE LAS ETAPAS DE EXTRACCIÓN**
 - 4.1 OPTIMIZACIÓN DE LA RELACIÓN LR/LS**
 - 4.1.1 FASE HIDROALCOHOLICA**
 - 4.1.2 FASE HEXÁNICA**
 - 4.1.3 LÍNEA OPERATIVA**
 - 4.2 NUMERO DE ETAPAS TEÓRICAS ÓPTIMAS**
 - 4.2.1 BALANCES DE MATERIA**
 - 4.2.2 RENDIMIENTOS**
 - 4.2.3 RESUMEN DE LA ETAPA DE EXTRACCIÓN DE INSAPONIFICABLES**

- 5. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR3**
 - 5.1 PARÁMETROS DE DISEÑO**
 - 5.2 SISTEMA DE CONTROL**
 - 5.2.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA**
 - 5.2.2 ESQUEMA DE CONTROL**

- 6. DISEÑO DEL EVAPORADOR2**
 - 6.1 BALANCE DE MATERIA**
 - 6.2 CONDICIONES DE TRABAJO (PRESIÓN Y TEMPERATURA)**
 - 6.3 BALANCE DE ENERGÍA**

6.4 ÁREA DEL EVAPORADOR

6.5 SISTEMA DE CONTROL

6.5.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

6.5.2 CONTROL DE LA PRESIÓN

6.5.3 CONTROL DE NIVEL DEL LIQUIDO

6.5.4 ESQUEMA DE CONTROL

7. DISEÑO DEL CONDENSADOR2

7.1 BALANCE DE ENERGÍA

7.2 AGUA DE REFRIGERACIÓN

7.3 ESTIMAR EL COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR

7.4 CALCULAR LA LONGITUD DEL TUBO

7.5 SISTEMA DE CONTROL

7.5.1 CONTROL DE PRESIÓN

7.5.2 ESQUEMA DE CONTROL

1. ESQUEMA DE LA ETAPA

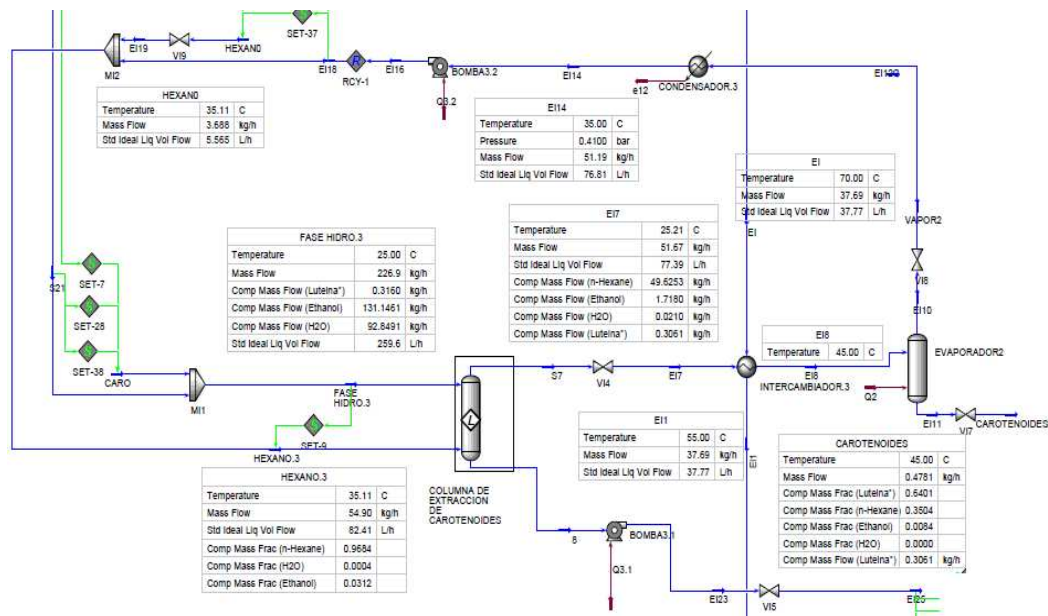
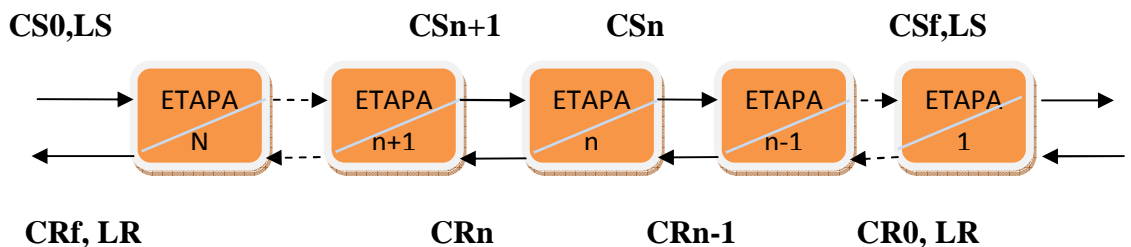


Figura31. Etapa de extracción de carotenoides

2. FUNDAMENTO TEÓRICO

2.1 BALANCES DE MATERIA



2.1.1 BALANCE TOTAL

El balance global permite relacionar las concentraciones de salida tanto de la fase hidroalcohólica como de la fase hexánica.

$$C_{S0} \cdot L_S + C_{R0} \cdot L_R = C_{Sf} \cdot L_S + C_{Rf} \cdot L_R$$

2.1.2 BALANCE A LA ETAPA n

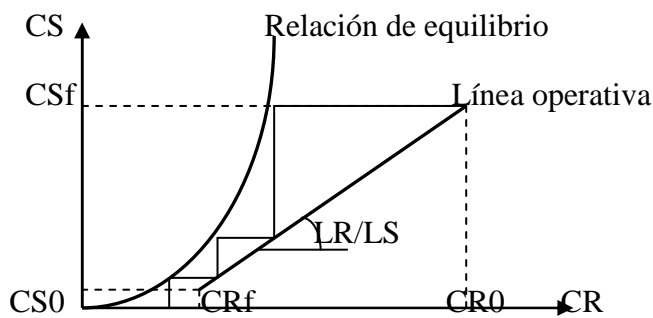
El balance de una etapa n intermedia en la batería de etapas de extracción permite relacionar las concentraciones de sustratos en las corrientes que cruzan. También nos permite obtener la línea operativa que es la base del diseño gráfico de las etapas de extracción.

$$L_S \cdot C_{Sn+1} + L_R \cdot C_{Rn-1} = C_{Sn} \cdot L_S + C_{Rn} \cdot L_R$$

2.1.3 LÍNEA OPERATIVA

La línea operativa es una herramienta muy práctica para simular el proceso de extracción. La pendiente representa la relación entre el disolvente portador y el disolvente extractor. Mientras que la pendiente es el origen es representa el grado de extracción. Para una relación LR/LS constante la línea operativa se puede construir a partir de dos puntos extremos de la extracción (CS0, CRf) y (CSf, CR0).

$$C_{S_{n+1}} = \frac{L_R}{L_S} \cdot C_{R_n} + \left(C_{S_n} - \frac{L_R}{L_S} \cdot C_{R_{n-1}} \right)$$



2.1.4 BALANCE DE MATERIA PARA N ETAPAS CONSECUTIVAS

Equilibrio:

$$C_{R1} = Cu(C_{Sf})$$

$$C_{R2} = Cu(C_{S2})$$

$$C_{R3} = Cu(C_{S3})$$

$$C_{R4} = Cu(C_{S4})$$

$$C_{RN} = Cu(C_{SN})$$

Balance de materia:

$$C_{S2} = \frac{L_S \cdot C_{Sf} + C_{R1} \cdot L_R - L_R \cdot C_{R0}}{L_S}$$

$$C_{S3} = \frac{L_S \cdot C_{S2} + C_{R2} \cdot L_R - L_R \cdot C_{R1}}{L_S}$$

$$C_{S4} = \frac{L_S \cdot C_{S3} + C_{R3} \cdot L_R - L_R \cdot C_{R2}}{L_S}$$

$$C_{S5} = \frac{L_S \cdot C_{S4} + C_{R4} \cdot L_R - L_R \cdot C_{R3}}{L_S}$$

$$C_{S9} = \frac{L_S \cdot C_{SN-1} + C_{RN-1} \cdot L_R - L_R \cdot C_{RN-2}}{L_S}$$

3. RELACIÓN DE EQUILIBRIO

La relación de equilibrio que relaciona la concentración de los lípidos insaponificables en la fase hidroalcohólica y la fase hexánica se ha obtenido por (Ibáñez González et al 1998).

Relación de equilibrio: $Y(X) := a \cdot e^{b \cdot X}$

Donde Y: Concentración de los insaponificables en hexano.

X: Concentración de los insaponificables en la fase hidroalcohólica.

a,b : Parámetros de la ecuación

$$b := 0.217 \frac{\text{L}}{\text{mg}} \quad a := 0.1 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$$

La figura32 muestra la relación de equilibrio obtenida:

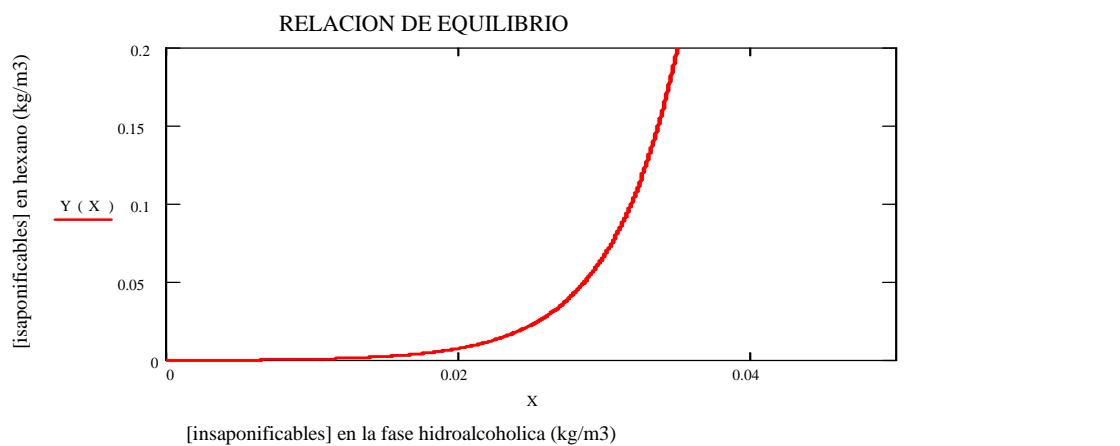


Figura32. Relación de equilibrio

4. DISEÑO DE LAS ETAPAS DE EXTRACCIÓN

El objetivo de esta parte es determinar el número de etapas teóricas para alcanzar el rendimiento requerido.

4.1 OPTIMIZACIÓN DE LA RELACIÓN LR/LS

La relación (LR/LS) se ha simulado para alcanzar un rendimiento de extracción de los carotenoides del 95%.

4.1.1 FASE HIDROALCOHOLICA

Relación (Hexano/Alcohol): α_i

Caudal de la fase hidroalcoholica: $L_{Ri} := Q_{Extraccion1} = 268.113 \frac{L}{hr}$

Rendimiento requerido: $R_i := 0.97$

Concentración de entrada: $C_{R0i} = 1.178 \frac{gm}{L}$

Concentración de salida: $C_{Rfi} := (1 - R_i) \cdot C_{R0i} = 35.34 \frac{mg}{L}$

4.1.2 FASE HEXÁNICA

Caudal de hexano: $L_{Si} := \alpha_i \cdot L_{Ri}$

Concentración de entada $C_{S0i} := 0 \frac{gm}{L}$

Concentración de salida: $C_{Sfi} := \frac{1}{\alpha_i} \cdot C_{R0i} + C_{S0i} - \frac{1}{\alpha_i} \cdot C_{Rfi}$

4.1.3 LÍNEA OPERATIVA

Definimos la línea operativa en función de α_i :

$$L_i(C_{Ri}, \alpha_i) := \frac{1}{\alpha_i} \cdot C_{Ri} + \left(C_{S0i} - \frac{1}{\alpha_i} \cdot C_{Rfi} \right)$$

Representando la línea operativa para varia relaciones (LR/LS) obtenemos el grafico que se muestra en la figura33.

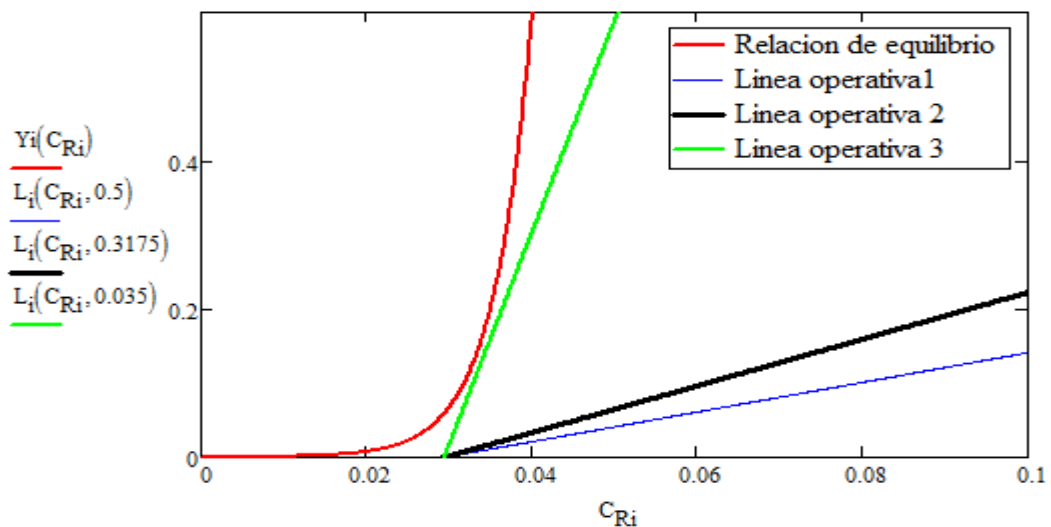


Figura33. Simulación de varias líneas operativas

A partir del grafico arriba podemos deducir estas conclusiones:

- (LS/LR) min= 0.035
- (LS/LR) optima= 0.3175
- N° etapas teóricas= 2

4.2 NÚMERO DE ETAPAS TEÓRICAS ÓPTIMAS

4.2.1 BALANCES DE MATERIA

Etapa:	Equilibrio:	Balance de materia:
1	$C_{Ri1} := C_{ui}(C_{Sfi}) = 48.369 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$	$C_{Si2} := \frac{L_{Si} \cdot C_{Sfi} + C_{Ri1} \cdot L_{Ri} - L_{Ri} \cdot C_{R0i}}{L_{Si}} = 59.589 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$
2	$C_{Ri2} := C_{ui}(C_{Si2}) = 29.447 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$	$C_{Si3} := \frac{L_{Si} \cdot C_{Si2} + C_{Ri2} \cdot L_{Ri} - L_{Ri} \cdot C_{Ri1}}{L_{Si}} = -7.902 \times 10^{-3} \frac{\text{mg}}{\text{L}}$

4.2.2 RENDEMIENTOS

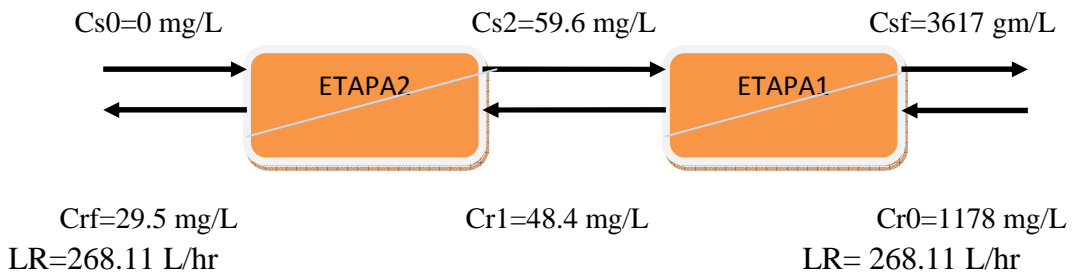
Etapa:	Rendimiento:
1	$\frac{C_{R0i} - C_{Ri1}}{C_{R0i}} \cdot 100 = 95.894$
2	$\frac{C_{R0i} - C_{Ri2}}{C_{R0i}} \cdot 100 = 97.5$

4.2.3 RESUMEN DE LA ETAPA DE EXTRACCIÓN DE INSAPONIFICABLES

Relación (Hexano/Alcohol):	$\alpha_i := 0.3175$
Caudal de la fase hidroalcoholica:	$L_{Ri} := Q_{\text{Extraccion1}} = 268.113 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$
Rendimiento requerido:	$R_i := 0.975$
Concentración de entrada:	$C_{R0i} = 1.178 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$
Concentración de salida:	$C_{Rfi} := (1 - R_i) \cdot C_{R0i} = 29.45 \frac{\text{mg}}{\text{L}}$
Caudal de hexano:	$L_{Si} := \alpha_i \cdot L_{Ri} = 85.126 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$
Concentración de entada	$C_{S0i} := 0 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$
Concentración de salida:	$C_{Sfi} := \frac{1}{\alpha_i} \cdot C_{R0i} + C_{S0i} - \frac{1}{\alpha_i} \cdot C_{Rfi} = 3.617 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$

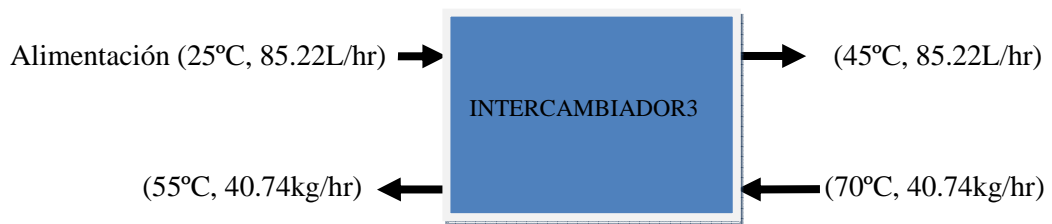
LS=85.13 L/hr

LS= 85.13 L/hr



5. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR3

El objetivo de esta etapa es diseñar un intercambiador de calor para calentar la fase hexanica que sale de la columna de extracción de carotenoides de 25°C hasta 45 °C antes que entre en el evaporador. Se diseña un intercambiador de dos tubos concéntricos debido a la pequeña magnitud del caudal a tratar.



5.1 PARÁMETROS DE DISEÑO

Corriente de proceso

Temperatura de entrada: $t_1 := (25 + 273)\text{K} = 298\text{K}$

Temperatura de salida: $t_2 := (45 + 273)\text{K} = 318\text{K}$

Caudal volumétrico: $Q_m := 85.22 \frac{\text{L}}{\text{hr}} = 85.22 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$

Densidad: $\rho_m := 661.4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Flujo másico: $m_m := Q_m \cdot \rho_m = 56.365 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Conductividad térmica: $K_{fm} := 0.1172 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$

Capacidad calorífica: $C_{pm} := 2.277 \times 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Corriente de agua para calentar:

Temperatura de entrada: $T_1 := (70 + 273)K = 343K$

Temperatura de salida: $T_2 := (55 + 273)K = 328K$

Conductividad térmica: $K_{fa} := 0.6623 \frac{W}{m \cdot K}$

Densidad: $\rho_a := 972.5 \frac{kg}{m^3}$

Capacidad calorífica: $C_{pa} := 4200 \frac{J}{kg \cdot K}$

Viscosidad: $\mu_a := 4 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s = 4 \times 10^{-4} \cdot Pa \cdot s$

Fuerza impulsora:

$$\Delta T_{ml} := \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left[\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)} \right]} = 27.424K$$

Calor necesario:

$$Q := m_m \cdot C_{pm} (t_2 - t_1) = 713.011 \frac{J}{s}$$

Caudal másico del agua de refrigeración:

$$m_a := \frac{Q}{C_{pa} \cdot (T_1 - T_2)} = 40.743 \frac{kg}{hr}$$

Coefficiente de transmisión de calor supuesto: $U := 38 \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Área de intercambio de calor:

$$A_{intercambio} := \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = 0.684 m^2$$

Diseño de la tubería interna:

Diámetro: $d_i := 1.5\text{cm}$

Longitud del tubo: $L := \frac{A_{\text{intercambio}}}{\pi \cdot d_i} = 14.519\text{m}$

Área transversal: $A_i := \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} = 1.767\text{cm}^2$

Velocidad transversal: $u_i := \frac{Q_m}{A_i} = 0.134\frac{\text{m}}{\text{s}}$

Numero de Reynolds: $Re_i := \frac{u_i \cdot \rho_m d_i}{\mu_m} = 4.148 \times 10^3$

Numero de Prandtl: $Pr_i := \frac{C_{pm} \cdot \mu_m}{K_{fm}}$

Coefficiente de transmisión de calor: $h_i := 1.86 (Re_i \cdot Pr_i)^{0.33} \cdot \left(\frac{d_i}{L}\right)^{0.14} \cdot \frac{K_{fm}}{d_i} = 158.59 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

Diseño de la tubería externa:

Diámetro: $d_e := 3.5\text{cm}$

Diámetro equivalente: $d_e := d_e - d_i = 2\text{cm}$

Área transversal: $A_e := \frac{\pi \cdot d_e^2}{4} - A_i = 7.854\text{cm}^2$

Velocidad transversal: $u_e := \frac{m_a}{A_e \cdot \rho_a} = 0.015\frac{\text{m}}{\text{s}}$

Numero de Reynolds: $Re_e := \frac{u_e \cdot \rho_a \cdot d_e}{\mu_a} = 720.503$

Numero de Prandtl: $Pr_e := \frac{C_{pa} \cdot \mu_a}{K_{fa}}$

Coefficiente de transmisión de calor: $h_e := 1.86 (Re_e \cdot Pr_e)^{0.33} \cdot \left(\frac{d_e}{L}\right)^{0.14} \cdot \frac{K_{fa}}{d_e} = 51.678 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

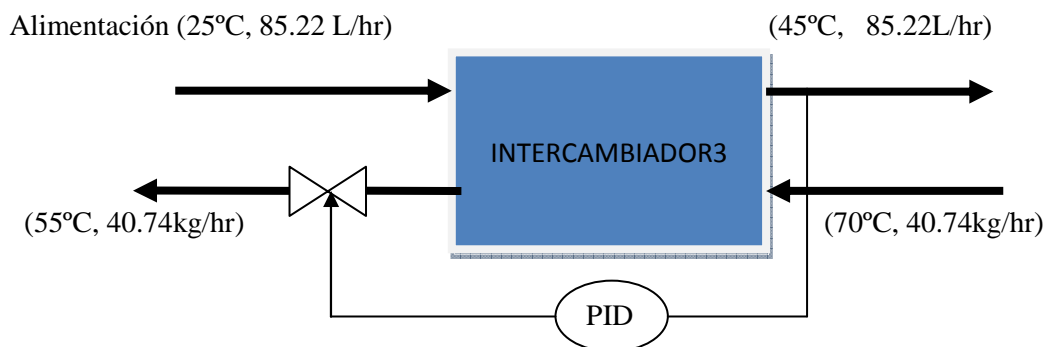
Coefficiente global de transmisión de calor calculado: $U_c := \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e}} = 38.977 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

5.2 SISTEMA DE CONTROL

5.2.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

La temperatura de la corriente de salida del intercambiador se controla por un controlador PID. Un termómetro se coloca a la salida del intercambiador para medir la temperatura, este termómetro manda señales a un PID que actúa sobre la válvula que regula el caudal de salida del agua de refrigeración.

5.2.2 ESQUEMA DE CONTROL



6. DISEÑO DEL EVAPORADOR2

El objetivo de este evaporador es la separación de los carotenoides del disolvente orgánico (hexano). Las condiciones de operación para alcanzar la separación requerida se han calculado a partir del programa de simulación Aspen Hysys 2009(versión 3.1).

6.1 BALANCE DE MATERIA

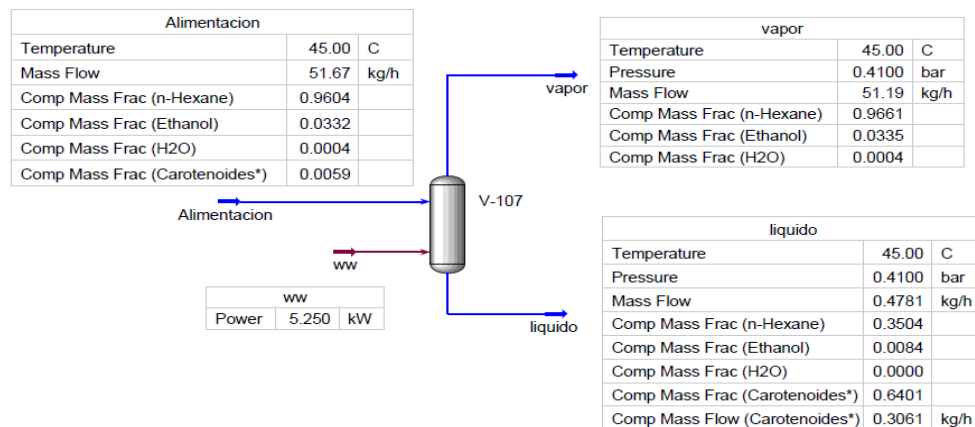


Figura34. Evaporador2

6.2 CONDICIONES DE TRABAJO (PRESIÓN Y TEMPERATURA)

La temperatura de trabajo se ha fijado en 45 °C y se ha simulado con el programa Aspen Hysys la presión de trabajo para alcanzar los resultados requeridos. La fracción másica de hexano en la corriente de salida que tiene los carotenoides es de 0.35.

La evolución de la fracción de vapor en el evaporador con la presión de trabajo a 45°C se muestra en la figura35.

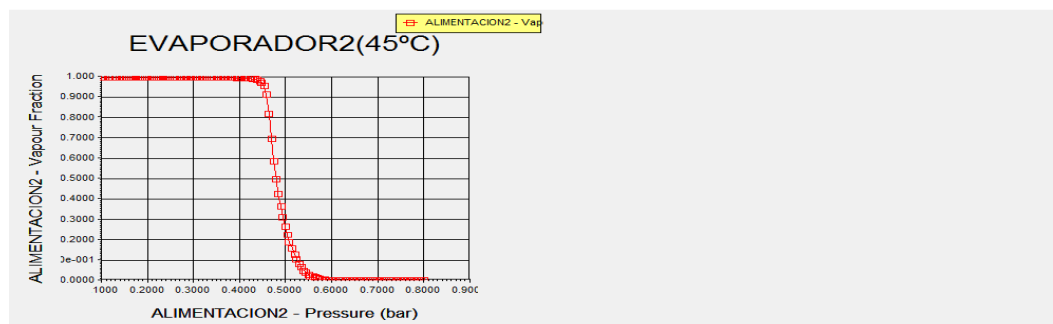


Figura35. Simulación de fracción de vapor en la corriente de entrada al evaporador2 a 45°C.

La presión de trabajo óptima para alcanzar los objetivos fijados es de 0.41 bar.

6.3 BALANCE DE ENERGÍA

La Alimentación es una mezcla multicomponente formada principalmente por hexano, el agua, el etanol y los carotenoides forman parte también de la alimentación. En el diseño teórico del evaporador consideramos que el compuesto que se va a evaporar es el hexano, el etanol y el agua también pero como están presentes en cantidades trazas no las vamos a tener en cuenta.

Haciendo un balance de energía global al evaporador sale que:

$$m_{he} \cdot C_{phe}(T_e - T_r) + Q_v = m_{car} \cdot C_{pcar}(T_v - T_r) + m_{hv} \cdot \lambda_{he}$$

Donde, T_r es una temperatura de referencia cualquiera, T_v temperatura de evaporación a 0.41bar, λ es el calor latente del vapor saturado y Q_v es el calor necesario para la evaporación de la corriente de alimentación.

Si suponemos que $T_r = T_v$ la ecuación anterior se simplifica:

$$Q_v = m_{he} \cdot C_{phe}(T_v - T_e) + m_{hv} \cdot \lambda_{he}$$

Temperatura de entrada: $T_e = 318K$

Temperatura de evaporación: $T_v = 318K$

Capacidad calorífica de la alimentación: $C_{phe} := 2.377 \cdot 10^3 \frac{J}{kg \cdot K} = 2.377 \times 10^3 \cdot \frac{J}{kg \cdot K}$

Calor latente del vapor: $\lambda_{he} := \lambda_h(T_v) = 3.52 \times 10^5 \cdot \frac{J}{kg}$

Calor necesario para la evaporación: $Q_v := m_{he} \cdot C_{phe} \cdot (T_v - T_e) + m_{hv} \cdot \lambda_{he} = 5.304kW$

6.4 ÁREA DEL EVAPORADOR

El área del evaporador se puede estimar considerando un coeficiente de

transmisión de calos conservativo $U = 48 \frac{kJ}{m^2 \cdot \min \cdot K}$.

Coficiente de transmisión de calor: $U_2 = 4.8 \times 10^4 \frac{J}{\min \cdot K \cdot m^2}$

Temperatura del vapor: $T_2 := 370K$

La fuerza impulsora: $\Delta T_{m2} := T_2 - T_e = 52K$

Área del evaporador: $A_2 := \frac{Q_v}{U_2 \cdot \Delta T_{m2}} = 0.128m^2$

6.5 SISTEMA DE CONTROL

6.5.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

La temperatura dentro del evaporador se controla mediante un controlador que controla el flujo de calor de la resistencia. Un termómetro se coloca en el evaporador para medir la temperatura dentro y manda las señales a un controlador PID que actúa sobre la potencia de la resistencia.

Temperatura nominal: 45°C

6.5.2 CONTROL DE LA PRESIÓN

La presión dentro del evaporador se controla mediante un controlador PID. Un manómetro colocado en el evaporador manda las señales de presión a un PID que actúa sobre la válvula de salida del vapor.

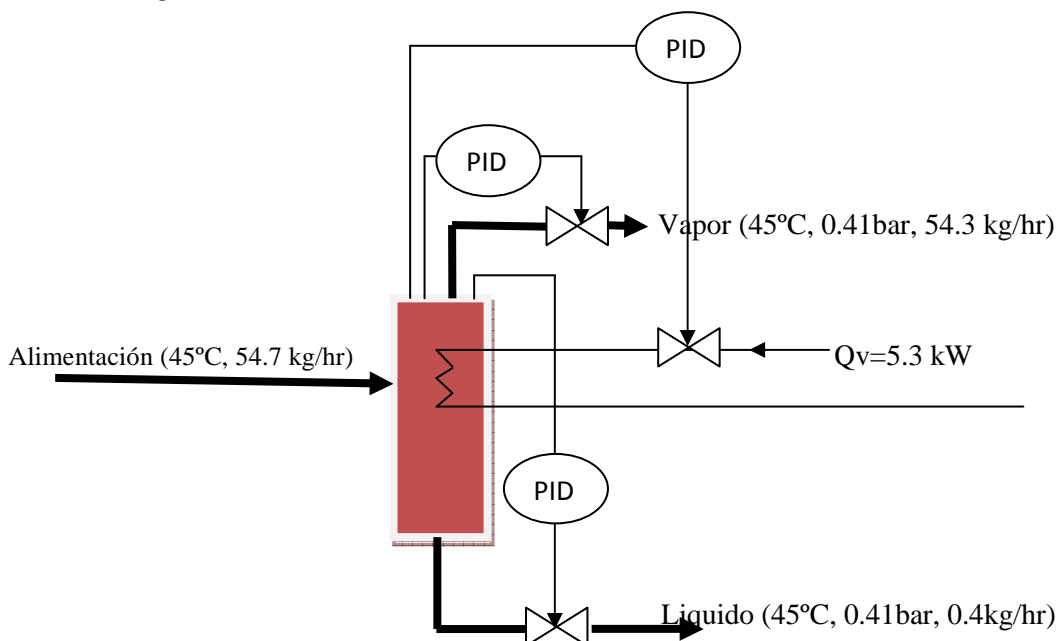
Presión nominal: 0.1 bar

6.5.3 CONTROL DE NIVEL DEL LIQUIDO

El nivel de líquido en el evaporador se controla por un controlador PID. Un sensor de nivel colocado en el evaporador manda señales de nivel al PID que actúa sobre la válvula de salida del líquido.

Porcentaje de líquido: 50%

6.5.4 ESQUEMA DE CONTROL



7. DISEÑO DEL CONDENSADOR2

El objetivo de este condensador es condensar el vapor de hexano para poder recircularlo a la etapa de extracción de los carotenoides. La condensación se lleva a cabo en un condensador de tubos horizontales y en contracorriente.

La composición química y las propiedades fisicoquímicas del vapor a condensar se muestran en la tabla9:

Tabla9. Composición y propiedades fisicoquímicas de la corriente de entrada al condensador2

VAPOR2		
Temperature	45.00	C
Pressure	0.4100	bar
Mass Flow	51.19	kg/h
Comp Mass Frac (n-Hexane)	0.9661	
Comp Mass Frac (Ethanol)	0.0335	
Comp Mass Frac (H2O)	0.0004	
Thermal Conductivity	1.418e-002	W/m-K
Mass Density	1.296	kg/m3
Mass Heat Of Vapourization	385.4	kJ/kg

7.1 BALANCE DE ENERGÍA

El vapor tiene que perder su calor latente para transformarse a líquido saturado.

La temperatura de saturación del vapor a 0.41 bar es de aproximadamente 35 °C como muestra la figura36.

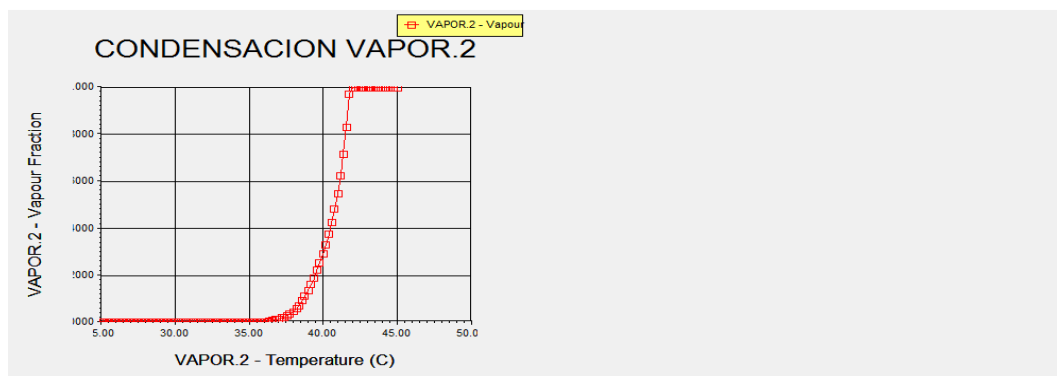


Figura35. Simulación de fracción de vapor en la corriente de entrada al condensador en función de la temperatura a 0.41bar.

La temperatura de condensación de la mezcla trinaría es de 35.8°C. Sin embargo, en el diseño teórico consideramos que la mezcla está formada por el hexano para simplificar los cálculos.

BALANCE DE ENERGÍA:

Cantidad de vapor: $m_{hv} = 54.244 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Calor latente: $\lambda_{he} = 3.52 \times 10^5 \frac{\text{J}}{\text{kg}}$

Calor que debería perder el vapor: $Q_{inter} := m_{hv} \cdot \lambda_{he} = 5.304 \times 10^3 \text{ W}$

Calor que cede la agua de refrigeración: $Q_{wi} = m_{wi} \cdot C_{pwi} \cdot (T_{Swi} - T_{Ewi})$

Calor que se transfiere del tubo al vapor: $Q_{ti} = A_i \cdot h_{vi} \cdot (T_{si} - T_{wi})$

Balance de energía en estado estacionario: $Q_{inter} = m_{hv} \cdot \lambda_{he} = A_i \cdot h_{vi} \cdot (T_{si} - T_{wi}) = m_{wi} \cdot C_{pwi} \cdot (T_{Swi} - T_{Ewi})$

7.2 AGUA DE REFRIGERACIÓN

Temperatura de entrada del agua: $T_{Ewi} := (15 + 273)\text{K} = 288\text{K}$

Temperatura de salida del agua: $T_{Swi} := (30 + 273)\text{K} = 303\text{K}$

Capacidad calorífica media del agua: $C_{pwi} := C_{pw} \left(\frac{T_{Ewi} + T_{Swi}}{2} \right) = 4.187 \times 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Densidad del agua de refrigeración: $\rho_{wi} := \rho_{\text{Agua}} \left(\frac{T_{Ewi} + T_{Swi}}{2} \right) = 995.683 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Caudal másico de agua: $m_{wi} := \frac{Q_{inter}}{C_{pwi} \cdot (T_{Swi} - T_{Ewi})} = 304.047 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

7.3 ESTIMAR EL COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR

Temperatura de saturación del líquido: $T_{si} := (35.4 + 273)\text{K} = 308.4\text{K}$

Temperatura media de la pared: $T_{wi} := \frac{T_{Ewi} + T_{Swi}}{2} = 295.5\text{K}$

Conductividad térmica del líquido: $k_i := 0.1172 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$

Densidad del líquido saturado: $\rho_{Li} := \rho_h [(74 + 273)\text{K}] = 609.488 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Viscosidad de líquido saturado: $\mu_{Li} := 3.141 \cdot 10^{-4} \text{ Pa} \cdot \text{s}$

Diámetro de los tubos: $D_i := 0.6\text{cm}$

Viscosidad cinemática del líquido: $\nu_i := 0.476410^{-2} \text{ stokes}$

Coeficiente de transmisión de calor: $h_{vi} := 0.725 \left[\frac{k_i^3 \cdot g \cdot \rho_{Li} \cdot \lambda_{he}}{D_i \cdot \nu_i \cdot (T_{si} - T_{wi})} \right]^{\frac{1}{4}} = 2.245 \times 10^3 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

7.4 CALCULAR LA LONGITUD DEL TUBO

Área externa del tubo: $A_i := \frac{Q_{inter}}{h_{vi} \cdot (T_{si} - T_{wi})} = 0.183m^2$

Longitud total del tubo: $L_{t2} := \frac{A_i}{\pi \cdot D_i} = 9.729m$

Longitud de tubo: $L_{ut2} := 1.39m$

Numero de tubos: $N_{t2} := \frac{L_{t2}}{L_{ut2}} = 7$

Caudal de agua en tubo: $Q_{wi} := \frac{m_{wi}}{\rho_{wi}} = 0.306 \frac{m^3}{hr}$

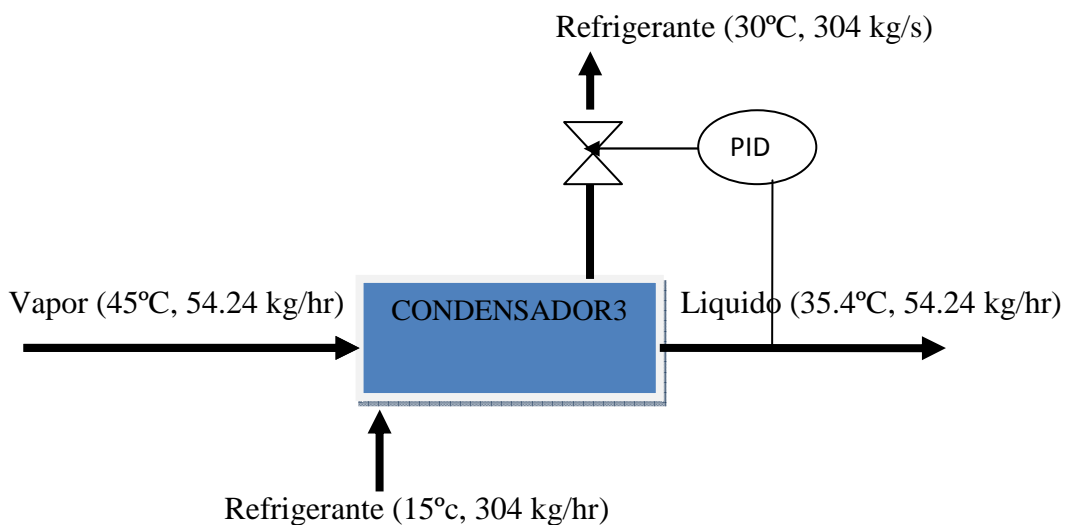
Velocidad transversal en el tubo: $V_i := \frac{\frac{Q_{wi}}{N_{t2}}}{\frac{\pi \cdot D_i^2}{4}} = 0.429 \frac{m}{s}$

7.5 SISTEMA DE CONTROL

7.5.1 CONTROL DE PRESIÓN

El control del condensador se hace con un controlador PID. Un sensor de presión mide la presión de vapor en el condensador y manda la señal a un controlador PID que actúa sobre la válvula que regula el caudal de refrigerante que sale del condensador.

7.5.2 ESQUEMA DE CONTROL



NEUTRALIZACIÓN DE LA FASE HIDROALCOHÓLICA

1. DISEÑO DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

1.1 BALANCE DE MATERIA

1.2 DISEÑO DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

1.2.1 DISEÑO DEL AGITADOR

1.2.1.1 DIMENSIONAMIENTO

1.2.1.2 POTENCIA

1.3 SISTEMA DE CONTROL

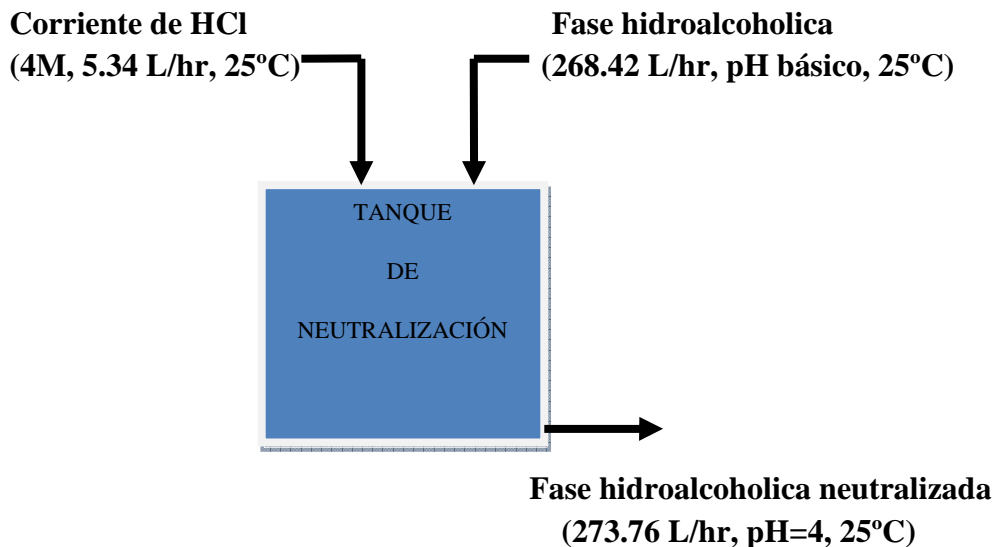
1.3.1 CONTROL DE NIVEL DEL TANQUE

1.3.2 CONTROL DE PH EN EL TANQUE

1.3.3 ESQUEMA DE CONTROL

El objetivo de esta etapa es neutralizar los ácidos grasos saponificados para poder extraerlos con hexano. En los cálculos teóricos utilizamos las relaciones estequiometrias, para que el pH en el tanque de neutralización tenga una un pH de 4 aproximadamente. En la práctica, la neutralización se lleva a cabo mediante un control del pH dentro del tanque mediante un controlador que actúa sobre el caudal de HCl.

1. DISEÑO DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN



1.1 BALANCE DE MATERIA

Suponemos que toda la cantidad de KOH añadida durante la saponificación se queda en fase hidroalcoholica. Para neutralizar la disolución el flujo molar de HCl debe ser igual al flujo molar de KOH en la saponificación. Para asegurar un pH ácido de 4 hay que añadir HCl en exceso.

Caudal de la disolución acida:

$$\text{Caudal de la fase hidroalcoholica: } L_{Ri} = 268.416 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$$

$$\text{Peso molecular medio de los AGLs: } PM_m := 282.5 \frac{\text{gm}}{\text{mol}}$$

$$\text{Flujo molar estequeometrico de HCl: } F_{HCl} := \frac{P_{\text{saponificables}}}{PM_m} = 21.347 \frac{\text{mol}}{\text{hr}}$$

$$\text{pH de la disolución: } pHs := 4$$

$$\text{Concentración de la disolución en el tanque: } C_A := 10^{-pHs} \frac{\text{mol}}{\text{L}} = 1 \times 10^{-4} \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$\text{Concentración de la corriente de HCl: } C_{A0} := 4 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$\text{Balance de materia al acido: } F_{A0} - F_{HCl} = F_A = (Q_{A0} + L_{Ri}) \cdot C_A$$

$$\text{Caudal de entrada de la corriente de HCl: } Q_{A0} := \frac{L_{Ri} \cdot C_A + F_{HCl}}{C_{A0} - C_A} = 5.344 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$$

Flujo molar de entrada de HCl: $F_{A0} := Q_{A0} \cdot C_{A0} = 21.374 \frac{\text{mol}}{\text{hr}}$

Caudal total de entrada al tanque: $Q_p := L_{Ri} + Q_{A0} = 273.76 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$

1.2 DISEÑO DEL TANQUE DE NEUTRALIZACIÓN

Caudal de entrada: $Q_p = 273.76 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$

Temperatura de entrada: $T_p := (25 + 273)\text{K} = 298\text{K}$

Tiempo de residencia: $t_p := 5\text{min}$

Volumen del tanque: $V_p := Q_p \cdot t_p = 22.813\text{L}$

Relación H/D: $\alpha_p := 1.0$

Diámetro del tanque: $D_p := \sqrt[3]{\frac{4V_p}{\alpha_p \cdot \pi}} = 30.74\text{cm}$

Altura operativa del tanque: $H_p := \alpha_p \cdot D_p = 30.74\text{cm}$

Relación Volumen efectivo/operativo: $\alpha_{di} := 1.2$

Volumen efectivo del tanque: $V_{p.\text{efectivo}} := \alpha_{di} \cdot V_p = 27.376\text{L}$

Altura efectiva del tanque: $H_{p.\text{efectivo}} := \frac{4 \cdot V_{p.\text{efectivo}}}{\pi \cdot D_p^2} = 36.888\text{cm}$

1.2.1 DISEÑO DEL AGITADOR

1.2.1.1 DIMENSIONAMIENTO

Diámetro del tanque: $D_{tp} := D_p = 30.527\text{cm}$

Diámetro del agitador: $D_{ap} := \frac{D_{tp}}{3} = 10.176\text{cm}$

Altura del líquido: $h_{p.\text{liq}} := D_{tp} = 30.527\text{cm}$

Espesor de la placa deflectora: $j_p := \frac{D_{tp}}{12} = 2.544\text{cm}$

Grosor de las aspas: $w_p := \frac{D_{ap}}{5} = 2.035\text{cm}$

Diámetro interno del agitador: $D_{dp} := \frac{2}{3} \cdot D_{ap} = 6.784\text{cm}$

Altura del agitador: $c_p := \frac{D_{tp}}{3} = 10.176\text{cm}$

Longitud de las aspas: $l_p := \frac{D_{ap}}{2} = 5.088\text{cm}$

1.2.1.2 POTENCIA DEL AGITADOR

Densidad del líquido: $\rho_{sp} := 903.2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Viscosidad del líquido: $\mu_{sp} := 1.01 \cdot 10^{-3} \text{ Pa}\cdot\text{s} = 1.01 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}$

Numero de revueltas: $N_{ap} := 11 \text{ rpm}$

Numero de Reynolds: $N_{Rep} := \frac{N_{ap} \cdot \rho_{sp} \cdot D_{ap}^2}{\mu_{sp}} = 1.067 \times 10^4$

Numero de potencia: $N_{pp} := 4.5$

Potencia: $\text{Power}_p := N_{pp} \cdot \rho_{sp} \cdot N_{ap}^3 \cdot D_{ap}^5 = 0.088 \text{ W}$

1.3 SISTEMA DE CONTROL

1.3.1 CONTROL DE NIVEL DEL TANQUE

El control de nivel del tanque se controla mediante un controlador PID. Un sensor colocado en el tanque manda señales de nivel al controlador PID que actúa sobre la válvula que regula el caudal de salida del tanque de neutralización.

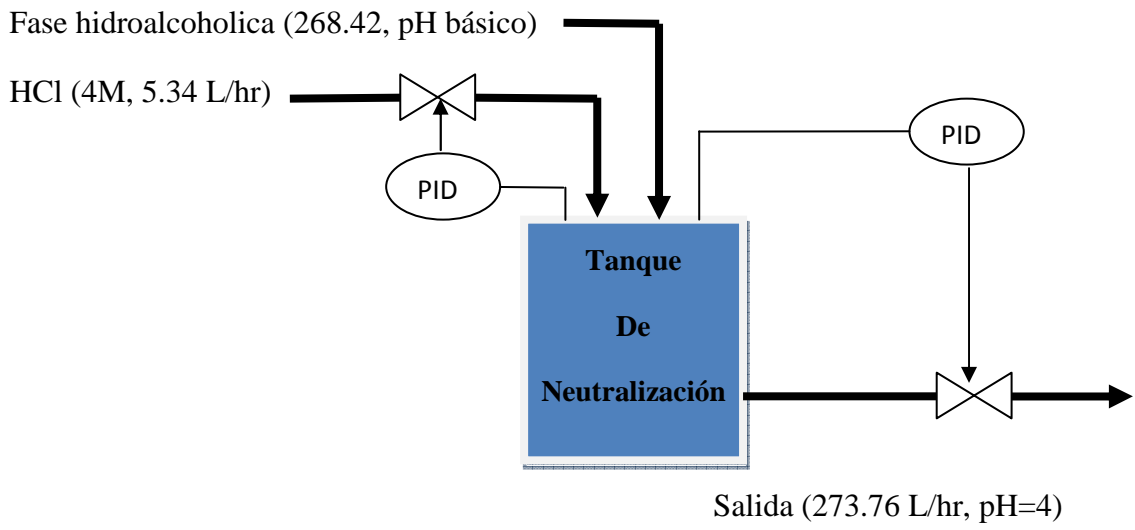
Nivel nominal de líquido en el tanque: 30.74 cm

1.3.2 CONTROL DE pH EN EL TANQUE

El pH del tanque de neutralización se controla por un controlador PID. Un pHmetro mide el pH de la disolución dentro del tanque y manda señales al PID que actúa sobre la válvula que regula el caudal de HCl que entra.

pH nominal: 4

1.3.3 ESQUEMA DE CONTROL



ETAPA DE EXTRACCIÓN DE LOS ÁCIDOS GRASOS

- 1. RELACIÓN DE EQUILIBRIO**

- 2. DISEÑO DE LAS ETAPAS DE EXTRACCIÓN**
 - 2.1 OPTIMIZACIÓN DE LA RELACIÓN LR/LS**
 - 2.2 FASE HIDROALCOHOLICA**
 - 2.3 FASE HEXÁNICA**
 - 2.4 LÍNEA OPERATIVA**
 - 2.5 NUMERO DE ETAPAS TEÓRICAS ÓPTIMAS**
 - 2.5.1 BALANCES DE MATERIA**
 - 2.5.2 RENDIMIENTOS**
 - 2.6 RESUMEN DE LA ETAPA DE EXTRACCIÓN DE AGLS**

1. RELACIÓN DE EQUILIBRIO

La relación de equilibrio que relaciona la concentración de los ácidos grasos en la fase hidroalcohólica y la fase hexánica se ha obtenido por (Ibáñez González et al 1998).

Relación de equilibrio: $Y_s(X) := a_s \cdot e^{b_s \cdot X}$

Donde Y_c : Concentración de los ácidos grasos en hexano.

X : Concentración de los ácidos grasos en la fase hidroalcohólica.

a_s, b_s : Parámetros de la ecuación

$$a_s := 261.6 \frac{\text{mg}}{\text{L}} \quad b_s := 0.0174 \frac{\text{L}}{\text{mg}}$$

La figura36 muestra la relación de equilibrio obtenida:

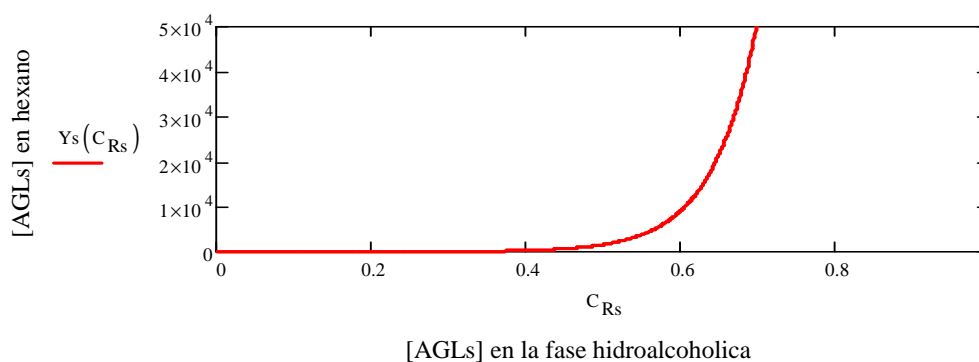


Figura36. Relación de equilibrio

2. DISEÑO DE LAS ETAPAS DE EXTRACCIÓN

El objetivo de esta parte es determinar el número de etapas teóricas para alcanzar el rendimiento requerido.

2.1 OPTIMIZACIÓN DE LA RELACIÓN LR/LS

La relación (LR/LS) se ha simulado para alcanzar un rendimiento de extracción de los ácidos grasos del 99.6 %.

2.2 FASE HIDROALCOHOLICA

Relación fase de hexano_ fase hidro	$\alpha_s := 0.205$
Caudal de la fase hidroalcoholica:	$L_{Rs} := L_{Ri} = 268.113 \frac{L}{hr}$
Grado de recuperación:	$R_s := 0.996$
Concentración de entrada:	$C_{R0s} = 22.494 \frac{gm}{L}$
Concentración de salida:	$C_{Rfs} := (1 - R_s) \cdot C_{R0s} = 0.09 \frac{gm}{L}$

2.3 FASE HEXÁNICA

Caudal de hexano:	$L_{Ss} := \alpha_s \cdot L_{Rs} = 54.963 \frac{L}{hr}$
Concentración a la entrada:	$C_{S0s} := 0 \frac{mg}{L}$
Concentración a la salida:	$C_{Sfs} := \frac{1}{\alpha_s} \cdot C_{R0s} + C_{S0s} - \frac{1}{\alpha_s} \cdot C_{Rfs} = 109.286 \frac{gm}{L}$

2.4 LÍNEA OPERATIVA

Definimos la línea operativa en función de α_i :

$$L_s(C_{Ri}, \alpha) := \frac{1}{\alpha} \cdot C_{Ri} + \left(C_{S0s} - \frac{1}{\alpha} \cdot C_{Rfs} \right)$$

Representando la línea operativa para varias relaciones (LR/LS) obtenemos el grafico de la figura37.

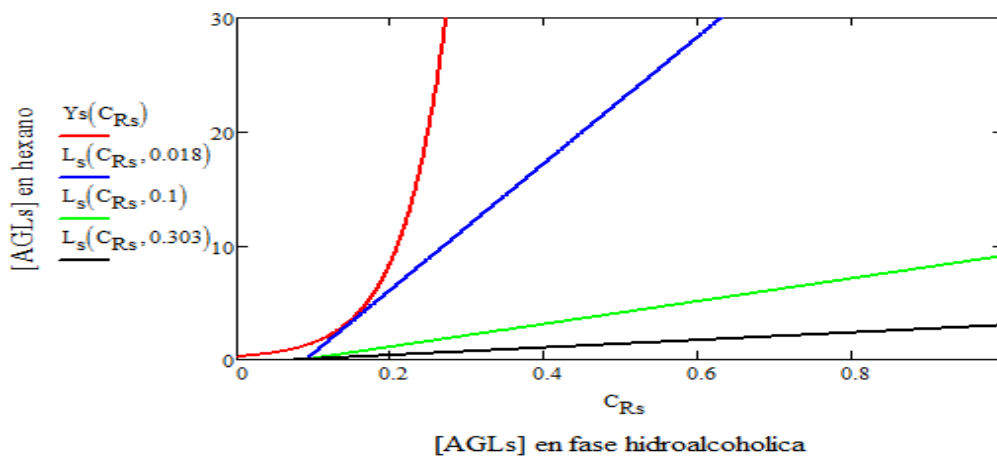


Figura37. Simulación de varias líneas operativas

A partir del grafico arriba podemos deducir estas conclusiones:

- (LS/LR) min= 0.018
- (LS/LR) optima= 0.303
- N° etapas teóricas= 2

2.5 NÚMERO DE ETAPAS TEÓRICAS ÓPTIMAS

2.5.1 BALANCES DE MATERIA

Etapas: Equilibrio:

$$1 \quad C_{Rs1} := C_{us}(C_{Sfs}) = 0.347 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$$

$$2 \quad C_{Rs2} := C_{us}(C_{Ss2}) = 0.09 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$$

Balace de materia:

$$C_{Ss2} := \frac{L_{Ss} \cdot C_{Sfs} + C_{Rs1} \cdot L_{Rs} - L_{Rs} \cdot C_{R0s}}{L_{Ss}} = 1.253 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$$

$$C_{Ss3} := \frac{L_{Ss} \cdot C_{Ss2} + C_{Rs2} \cdot L_{Rs} - L_{Rs} \cdot C_{Rs1}}{L_{Ss}} = 2.549 \times 10^{-4} \frac{\text{gm}}{\text{L}}$$

2.5.2 RENDEMIENTOS

Etapas: Rendimiento:

$$1 \quad \frac{C_{R0s} - C_{Rs1}}{C_{R0s}} \cdot 100 = 98.458$$

$$2 \quad \frac{C_{R0s} - C_{Rs2}}{C_{R0s}} \cdot 100 = 99.6$$

2.6 RESUMEN DE LA ETAPA DE EXTRACCIÓN DE AGLs

Relación LS/LR: $\alpha_s = 0.205$

Caudal de la fase hidro: $L_{Rs} = 268.113 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$

Rendimiento de extracción: $R_s = 0.996$

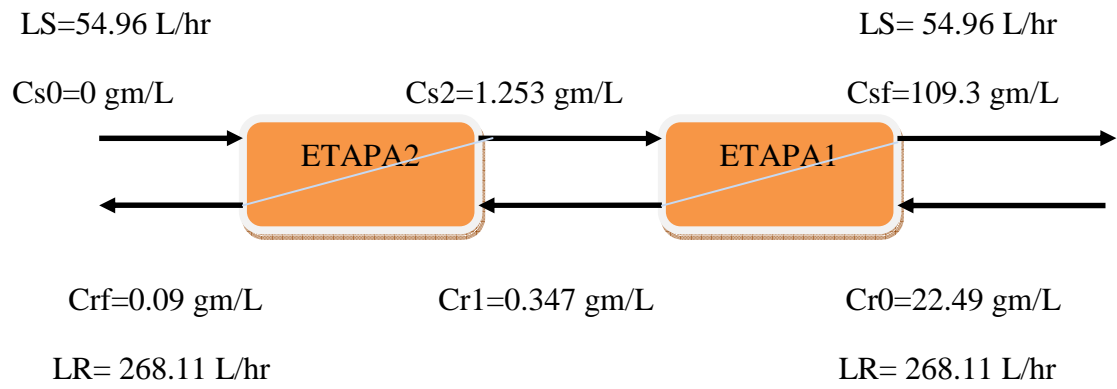
Concentración de entrada $C_{R0s} = 22.494 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$

Concentración de salida: $C_{Rfs} = 0.09 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$

Caudal de la fase hexánica: $L_{Ss} = 54.963 \frac{\text{L}}{\text{hr}}$

Concentración de entrada: $C_{S0s} = 0$

Concentración de salida: $C_{Sfs} = 109.286 \frac{\text{gm}}{\text{L}}$



**ETAPA DE ESTERIFICACIÓN DE LOS ÁCIDOS GRASOS POR LIPASA
INMOVILIZADA**

- 1. INMOVILIZACIÓN DE LA LIPASAS SOBRE NANOFIBRAS DE PAN**
 - 1.1 CONDICIONES DE INMOVILIZACIÓN**
 - 1.2 CARACTERÍSTICAS DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS**
 - 1.3 REGENERACIÓN DE LA MEMBRANA**

- 2. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR⁴**

- 3. DISEÑO DEL BIOREACTOR¹**
 - 3.1 MECANISMO DE REACCIÓN**
 - 3.2 CINÉTICA DE LA REACCIÓN**
 - 3.2.1 VELOCIDAD DE FORMACIÓN DE ESTERES METÍLICOS**
 - 3.2.2 REPRESENTACIÓN TRIDIMENSIONAL DE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN**
 - 3.2.3 SIMULACIÓN DEL EFECTO INHIBIDOR DEL METANOL**
 - 3.3 BALANCES DE MATERIA**
 - 3.3.1 BALANCE DE MATERIA A LOS AGLS**
 - 3.3.2 BALANCE DE MATERIA AL METANOL**
 - 3.3.3 BALANCE DE MATERIA A LOS ESTERES METÍLICOS**
 - 3.3.4 BALANCE DE MATERIA AL AGUA**
 - 3.3.5 EL MODELO DINÁMICO DEL SISTEMA**
 - 3.4 SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO**
 - 3.4.1 RESOLUCIÓN DEL MODELO DE LA REACCIÓN**
 - 3.4.2 CONCENTRACIÓN DE ENTADA AL BIORREACTOR**
 - 3.4.3 RELACIÓN METANOL ÁCIDOS GRASOS**
 - 3.4.4 ALTURA DEL BIORREACTOR**
 - 3.4.5 TIEMPO DE RESIDENCIA**
 - 3.5 DISEÑO DEL BIORREACTOR¹**
 - 3.5.1 DIMENSIONES DEL BIORREACTOR¹**
 - 3.5.2 RADIO INTERNO DEL BIORREACTOR¹**
 - 3.5.3 VOLUMEN DEL BIORREACTOR¹**
 - 3.5.4 MASA DE ENZIMA INMOVILIZADA**

3.5.5 DIMENSIONES DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

3.5.5.1 LONGITUD DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS DE PAN

3.5.5.2 AREA DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

3.6 PERFIL DE CONCENTRACIONES EN EL BIORREACTOR1

4. DISEÑO DEL BIORREACTOR2

4.1 CONCENTRACIÓN DE ENTRADA DE LOS AGLS

4.2 RELACIÓN OPTIMA METANOL/AGLS

4.3 PERFIL DE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN CON LA ALTURA

4.4 DISEÑO DEL BIORREACTOR2

4.4.1 VOLUMEN DEL BIORREACTOR2

4.4.2 MASA DE ENZIMA INMOVILIZADA

4.4.3 DIMENSIONES DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

4.4.3.1 LONGITUD DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

4.4.3.2 AREA DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

4.5 SISTEMA DE CONTROL

4.5.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

**4.5.2 CONTROL DEL CAUDAL DE SALIDA DE LOS DOS
BIRREACTORES**

4.5.3 SISTEMA DE CONTROL

5. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR5

6. DISEÑO DEL EVAPORADOR3

6.1 BALANCE DE MATERIA

6.2 CONDICIONES DE TRABAJO (PRESIÓN Y TEMPERATURA)

6.3 BALANCE DE ENERGÍA

6.4 ÁREA DEL CONDENSADOR

6.5 SISTEMA DE CONTROL

6.5.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

6.5.2 CONTROL DE LA PRESIÓN

6.5.3 CONTROL DE NIVEL DEL LIQUIDO

6.5.4 ESQUEMA DE CONTROL

- 7. DISEÑO DEL CONDENSADOR3**
- 7.1 BALANCE DE ENERGÍA**
- 7.2 AGUA DE REFRIGERACIÓN**
- 7.3 ESTIMAR EL COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR**
- 7.4 CALCULAR LA LONGITUD DEL TUBO**
- 7.5 SISTEMA DE CONTROL**
 - 7.5.1 CONTROL DE PRESIÓN**
 - 7.5.2 ESQUEMA DE CONTROL**

1. INMOVILIZACIÓN DE LA LIPASAS SOBRE NANOFIBRAS DE PAN

1.1 CONDICIONES DE INMOVILIZACIÓN

El método de inmovilización de lipasa sobre las nanofibras de PAN es similar al método de inmovilización de celulasa. Por lo tanto, aquí solamente vamos a señalar las condiciones de inmovilización.

La membrana de nanofibras tiene las mismas características que la usada en la inmovilización de celulasa.

En la tabla10 se muestran las condiciones de inmovilización (Sheng et al 2007):

Tabla10. Condiciones óptimas de inmovilización de las lipasas

pH	7
Tiempo de activación (min)	5
Concentración de la solución de lipasa (g/L)	5
Tiempo de inmovilización (min)	60
Temperatura de inmovilización (°C)	30

1.2 CARACTERÍSTICAS DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

La membrana de nanofibras (NFM) que se obtiene se espera que tenga estas propiedades:

- Espesor: 900µm(dato modificado para el diseño)
- Densidad aparente: 0,23 g/cm³
- Porosidad: 87%
- Diámetro de nanofibras: 150 a 300 nm.
- La carga de enzima: **30** mg_enzima /g_matriz (dato modificado para el diseño)

1.3 REGENERACIÓN DE LA MEMBRANA

La regeneración de la enzima se hace de la misma forma descrita para la celulasa inmovilizada.

2. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR4

El objetivo de esta etapa es diseñar un intercambiador de calor para calentar la fase hexánica que sale de la columna de extracción de ácidos grasos de 25°C hasta 35 °C antes que entre en el biorreactor1. Se diseña un intercambiador de dos tubos concéntricos debido a la pequeña magnitud del caudal a tratar.

Corriente de proceso (tubería interna):

Temperatura de entrada: $t_1 := (24 + 273)K = 297K$

Temperatura de salida: $t_2 := (35 + 273)K = 308K$

Flujo másico: $m_m := 46.43 \frac{kg}{hr}$

Densidad: $\rho_m := 688.9 \frac{kg}{m^3}$

Conductividad térmica: $K_{fm} := 0.119 \frac{W}{m \cdot K}$

Capacidad calorífica: $C_{pm} := 2.203 \times 10^3 \frac{J}{kg \cdot K}$

Viscosidad: $\mu_m := 4.748 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s$

Caudal: $Q_m := \frac{m_m}{\rho_m} = 67.397 \frac{L}{hr}$

Corriente de agua para calentar (tubería externa):

Temperatura de entrada: $T_1 := (70 + 273)K = 343K$

Temperatura de salida: $T_2 := (47 + 273)K = 320K$

Conductividad térmica: $K_{fa} := 0.6623 \frac{W}{m \cdot K}$

Densidad: $\rho_a := 972.5 \frac{kg}{m^3}$

Capacidad calorífica: $C_{pa} := 4200 \frac{J}{kg \cdot K}$

Viscosidad: $\mu_a := 4 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s = 4 \times 10^{-4} \cdot Pa \cdot s$

Fuerza impulsora:
$$\Delta T_{ml} := \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left[\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)} \right]} = 28.581 \text{ K}$$

Calor necesario:
$$Q := m_m \cdot C_{pm} (t_2 - t_1) = 312.538 \frac{\text{J}}{\text{s}}$$

Caudal másico del agua de refrigeración:
$$m_a := \frac{Q}{C_{pa} (T_1 - T_2)} = 11.647 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Coefficiente de transmisión de calor supuesto:
$$U := 39 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Área de intercambio de calor:
$$A_{\text{intercambio}} := \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = 0.28 \text{ m}^2$$

Diseño de la tubería interna:

Diámetro:
$$d_i := 1.5 \text{ cm}$$

Longitud del tubo:
$$L := \frac{A_{\text{intercambio}}}{\pi \cdot d_i} = 10.548 \text{ m}$$

Área transversal:
$$A_i := \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} = 1.767 \text{ cm}^2$$

Velocidad transversal:
$$u_i := \frac{Q_m}{A_i} = 0.106 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Numero de Reynolds:
$$Re_i := \frac{u_i \cdot \rho_m \cdot d_i}{\mu_m} = 2.306 \times 10^3$$

Numero de Prandtl:
$$Pr_i := \frac{C_{pm} \cdot \mu_m}{K_{fm}}$$

Coefficiente de transmisión de calor:
$$h_i := 1.86 (Re_i \cdot Pr_i)^{0.33} \cdot \left(\frac{d_i}{L} \right)^{0.14} \cdot \frac{K_{fm}}{d_i} = 155.46 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

Diseño de la tubería externa:

Diámetro: $d_e := 3\text{cm}$

Diámetro equivalente: $d_e := d_e - d_i = 1.5\text{cm}$

Área transversal: $A_e := \frac{\pi \cdot d_e^2}{4} - A_i = 5.301\text{cm}^2$

Velocidad transversal: $u_e := \frac{m\dot{a}}{A_e \cdot \rho_a} = 22.592 \frac{\text{m}}{\text{hr}}$

Numero de Reynolds: $Re_e := \frac{u_e \cdot \rho_a \cdot d_e}{\mu_a} = 228.857$

Numero de Prandtl: $Pr_e := \frac{C_{pa} \cdot \mu_a}{K_{fa}}$

Coefficiente de transmisión de calor: $h_e := 1.86 (Re_e \cdot Pr_e)^{0.33} \cdot \left(\frac{d_e}{L}\right)^{0.14} \cdot \frac{K_{fm}}{d_e} = 52.149 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

Coefficiente global de transmisión de calor calculado: $U_c := \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e}} = 39.82 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

3. DISEÑO DEL BIORREACTOR1

La velocidad de reacción aplicada para el diseño de los biorreactores de esterificación de los ácidos grasos se ha obtenido de (Chulalaksananukul et al 1990), considerando que la lipasa actúa sobre los ácidos grasos sin especificidad.

3.1 MECANISMO DE REACCIÓN

La lipasa convierte los ácidos grasos en presencia de metanol en ésteres metílicos de ácidos grasos y agua. Sin embargo, el metanol tiene un efecto inhibitorio irreversible sobre la lipasa lo que provoca su inactivación. Durante el diseño se optimiza la cantidad de metanol a la entrada del biorreactor.

La figura38 muestra el mecanismo de reacción:

Esquema del mecanismo de esterificación de los ácidos grasos por lipasa (Chulalaksananukul et al 1990)

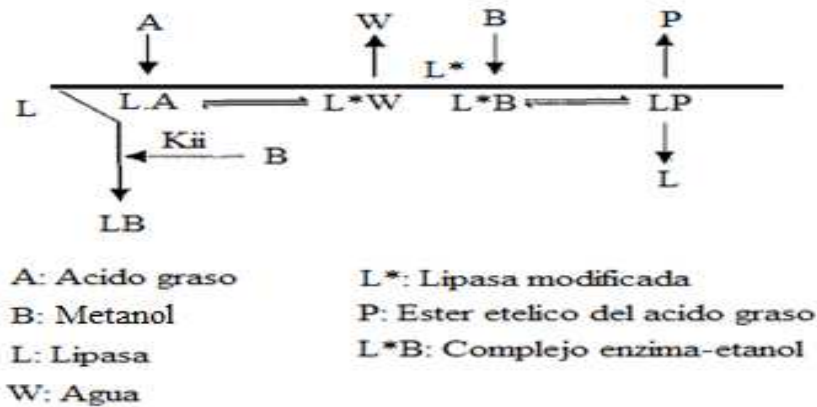


Figura38. Mecanismo de esterificación de los ácidos grasos por lipasa

3.2 CINÉTICA DE LA REACCIÓN

3.2.1 VELOCIDAD DE FORMACIÓN DE ESTERES METÁLICOS

La velocidad de la reacción se muestra en la ecuación15 (Chulalaksananukul et al 1990):

$$V_r = \frac{V_{\max} \cdot B \cdot S}{K_m S \cdot B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B \cdot S + S \cdot B} \quad (15)$$

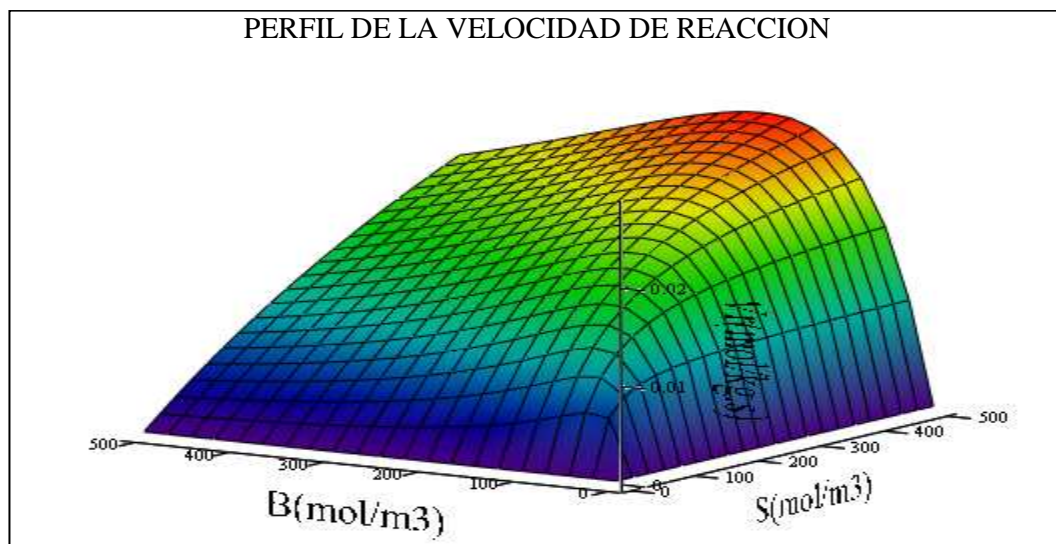
Donde: B: la concentración molar del etanol, S: la concentración molar de los sustratos que son los ácidos grasos libres, Vmax: la velocidad máxima de reacción, Kii: coeficiente de inhibición por el etanol, KmS Constante del sustrato, KmB: Constante del Etanol.

Los valores de los parámetros de la velocidad de reacción se demuestran en la tabla11:

Tabla11. Parámetro de la velocidad de reacción

Kii(mol/m3)	KmS(mol/m3)	KmB(mol/m3)	Vmax(mol/kg.s)
40	120	190	0.095

3.2.2 REPRESENTACIÓN TRIDIMENSIONAL DE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN



Vr

Figura39. Perfil de la velocidad de reacción

Viendo la figura39 se ve claramente el efecto inhibitor del metanol sobre la velocidad de reacción. Para una determinada concentración de ácidos grasos, la velocidad de reacción aumenta conforme aumenta la cantidad del etanol hasta

alcanzar un máximo y vuelve a bajar bruscamente. La relación molar óptima entre metanol: AGLs se encuentra alrededor de 0.3.

3.2.3 SIMULACIÓN DEL EFECTO INHIBIDOR DEL METANOL

Suponemos que:

$$Vr(\alpha) = \frac{V_{max}.S^2}{KmS.\lambda.S.(1 + \frac{\lambda.S}{k_{ii}}) + KmB.S + \lambda.S^2} \quad (16)$$

Donde, $B = \lambda.S$ y $S = C_{E0} = 386.85 \frac{mol}{m^3}$

La figura40 muestra la velocidad de reacción para varias concentraciones de sustrato (AGL en hexano) en función de la relación molar AGL/Metanol (λ):

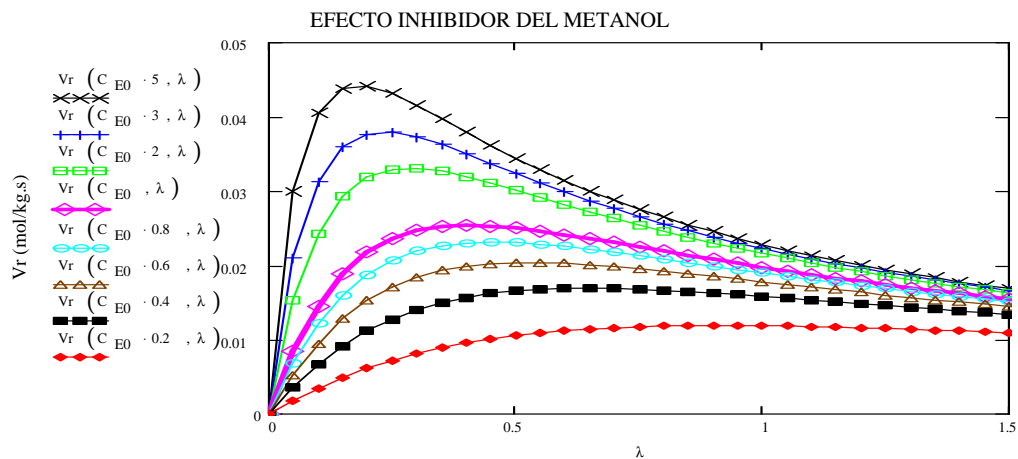


Figura40. Efecto inhibidor del metanol sobre la lipasa

En la figura40 hemos simulado la evolución de la velocidad de reacción en función de la relación entre la concentración de los ácidos grasos y el metanol. La concentración de ácidos grasos se ha variado en un rango de 5:0.2 por la concentración de entrada al biorreactor CE0. Los resultados muestran un efecto inhibidor muy importante del metanol sobre la velocidad de reacción, sobre todo cuando la concentración de ácidos grasos es baja. La relación óptima está situada en 0.3-0.45 dependiendo de la concentración de los ácidos grasos.

En el medio de reacción hay que tener en cuenta este efecto inhibidor y trabajar con altas concentraciones de sustrato en este caso ácidos grasos, y en el mismo tiempo fijar la conversión óptima para no trabajar a velocidad de reacción baja.

3.3 BALANCES DE MATERIA

3.3.1 BALANCE DE MATERIA A LOS AGLs

Balance de materia: $Q \cdot C_S - V_{rS} \cdot dM = Q \cdot (C_S + dC_S)$

Masa de la enzima inmovilizada: $dM = A_m \cdot \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot dX$

Velocidad de reacción:
$$V_{rS} = \frac{V_{\text{maxiB}} \cdot S}{K_m S \cdot B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B \cdot S + S \cdot B}$$

Variación de la concentración:
$$\frac{d}{dX} C_S = \frac{-A_m}{Q} \cdot \frac{V_{\text{maxiB}} \cdot \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot B \cdot S}{K_m S \cdot B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B \cdot S + S \cdot B}$$

3.3.2 BALANCE DE MATERIA AL METANOL

Balance de materia: $Q \cdot C_B + V_{rB} \cdot dM = Q \cdot (C_B + dC_B)$

Masa de la enzima inmovilizada: $dM = A_m \cdot \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot dX$

Velocidad de reacción:
$$V_{rB} = \frac{V_{\text{maxiB}} \cdot S}{K_m S \cdot B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B \cdot S + S \cdot B}$$

Variación de concentración:
$$\frac{d}{dX} C_B = \frac{-A_m}{Q} \cdot \frac{V_{\text{maxiB}} \cdot \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot B \cdot S}{K_m S \cdot B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B \cdot S + S \cdot B}$$

3.3.3 BALANCE DE MATERIA A LOS ESTERES METILICOS

Balance de materia: $Q \cdot C_P + V_{rP} \cdot dM = Q \cdot (C_P + dC_P)$

Masa de la enzima inmovilizada: $dM = A_m \cdot \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot dX$

Velocidad de reacción:
$$V_{rP} = \frac{V_{\text{maxiB}} \cdot S}{K_m S \cdot B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B \cdot S + S \cdot B}$$

Variación de concentración:
$$\frac{d}{dX} C_P = \frac{A_m}{Q} \cdot \frac{V_{\text{maxiB}} \cdot \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot B \cdot S}{K_m S \cdot B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B \cdot S + S \cdot B}$$

3.3.4 BALANCE DE MATERIA AL AGUA

Balance de materia: $Q \cdot C_W + V_r W \cdot dM = Q \cdot (C_W + dC_W)$

Masa de la enzima inmovilizada: $dM = A_m \cdot \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot dX$

Velocidad de reacción:
$$V_r W = \frac{V_{\text{maxi}} B \cdot S}{K_m S B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B S + S \cdot B}$$

Variación de concentración:
$$\frac{d}{dX} C_W = \frac{A_m}{Q} \cdot \frac{V_{\text{maxi}} \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot B \cdot S}{K_m S B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B S + S \cdot B}$$

3.3.5 EL MODELO DINÁMICO DEL SISTEMA

De los balances de materia anteriores deducimos el modelo dinámico del sistema, la resolución simultanea de las ecuaciones permite la simulación de los resultados por lo tanto una optimización razonable de las condiciones de operación.

$$\frac{d}{dX} S = \frac{-A_m}{Q} \cdot \frac{V_{\text{maxi}} \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot B \cdot S}{K_m S B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B S + S \cdot B} \quad (17)$$

$$\frac{d}{dX} B = \frac{-A_m}{Q} \cdot \frac{V_{\text{maxi}} \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot B \cdot S}{K_m S B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B S + S \cdot B} \quad (18)$$

$$\frac{d}{dX} P = \frac{A_m}{Q} \cdot \frac{V_{\text{maxi}} \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot B \cdot S}{K_m S B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B S + S \cdot B} \quad (19)$$

$$\frac{d}{dX} W = \frac{A_m}{Q} \cdot \frac{V_{\text{maxi}} \rho_a \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \cdot B \cdot S}{K_m S B \cdot \left(1 + \frac{B}{K_{ii}}\right) + K_m B S + S \cdot B} \quad (20)$$

En este modelo las variables de diseño que podemos manejar son A_m la área transversal de la membrana que es característica de cada subreactor, Q el caudal de entrada, X la altura del reactor y C_{E0} la concentración inicial de ácidos grasos.

3.4 SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO

El objetivo de este apartado es optimizar los parámetros de operación con el fin de diseñar el biorreactor. Los parámetros que se pretende optimizar son el diámetro interno del reactor que está directamente relacionado con el área transversal de la membrana. El tiempo de residencia que está directamente relacionado con el caudal de entrada en cada subreactor Q , el área transversal de flujo y la altura del biorreactor. El efecto inhibitor del metanol que se produce sobre la velocidad de reacción es muy importante, por esta razón se pretende trabajar en condiciones óptimas con el fin de minimizar este efecto inhibitor. El agua también tiene un efecto inhibitor sobre el agua cuando la relación volumétrica es mayor del 40%, como trabajamos con un disolvente orgánico, es muy improbable que haya efecto inhibitor del agua.

La reacción de esterificación se va a hacer en dos etapas consecutivas, en la primera etapa se consigue una conversión del 87.6 %, la corriente que sale del primer biorreactor entra en un segundo biorreactor la conversión alcanzada en este último es de 98.3%, la conversión total de los ácidos grasos es del 99.5%.

3.4.1 RESOLUCIÓN DEL MODELO DE LA REACCIÓN

La resolución de las ecuaciones diferenciales que forman el modelo matemático que describe la reacción global se ha realizado utilizando el programa informático de ingeniería Matchad.

Dado

$$\frac{d}{dx} A(x) = -\frac{Am}{Q} \cdot \frac{\beta \cdot B(x) \cdot A(x)}{K_{ms} \cdot B(x) \cdot \left(1 + \frac{B(x)}{K_i}\right) + K_{Et} \cdot A(x) + A(x) \cdot B(x)} \quad A(0) = A_0$$

$$\frac{d}{dx} B(x) = -\frac{Am}{Q} \cdot \frac{\beta \cdot B(x) \cdot A(x)}{K_{ms} \cdot B(x) \cdot \left(1 + \frac{B(x)}{K_i}\right) + K_{Et} \cdot A(x) + A(x) \cdot B(x)} \quad B(0) = Y \cdot A_0$$

$$\frac{d}{dx} P(x) = \frac{Am}{Q} \cdot \frac{\beta \cdot B(x) \cdot A(x)}{K_{ms} \cdot B(x) \cdot \left(1 + \frac{B(x)}{K_i}\right) + K_{Et} \cdot A(x) + A(x) \cdot B(x)} \quad P(0) = P_C$$

$$\frac{d}{dx} W(x) = \frac{Am}{Q} \cdot \frac{\beta \cdot B(x) \cdot A(x)}{K_{ms} \cdot B(x) \cdot \left(1 + \frac{B(x)}{K_i}\right) + K_{Et} \cdot A(x) + A(x) \cdot B(x)} \quad W(0) = W_0$$

$$Ce(A_0, Y, Am, Q) := \text{Odesolve} \left[\begin{array}{c} (A) \\ B \\ P \\ W \end{array} \right], x, xf$$

Donde:

A0 (386.85 mol/m³) la concentración de AGLs a la entrada del bioreactor1

Y: la relación molar entre los AGLs y el etanol a la entrada del reactor

Am: el área transversal de un subreactor de un determinado diámetro interno

Q el caudal volumétrico de entrada al subreactor

3.4.2 CONCENTRACIÓN DE ENTADA AL BIORREACTOR

La optimización de los parámetros se hace de una forma individual. Por lo tanto, para optimizar la concentración de entrada consideramos que los valores óptimos de los demás parámetros que se han obtenido posteriormente.

La simulación del efecto de la concentración de AGLs sobre la conversión se ha realizado en condiciones optimas del caudal (7.632 L/hr), una altura del reactor de 1.11m, con un radio interno de 50cm y el área transversal del primer subreactor que es la base del diseño es 159.4 cm².

Las concentraciones de AGLs a la entrada del reactor se han variado en un rango de 300-800 M, el disolvente es hexano. Los resultados de conversión para cada concentración de entrada (A0) se muestran en la tabla12:

Tabla12. Conversión en función de la concentración de AGLs

300	0.922
330	0.909
360	0.893
390	0.873
420	0.851
450	0.827
480	0.801
510	0.775
540	0.749
600	0.699
700	0.625
800	0.562

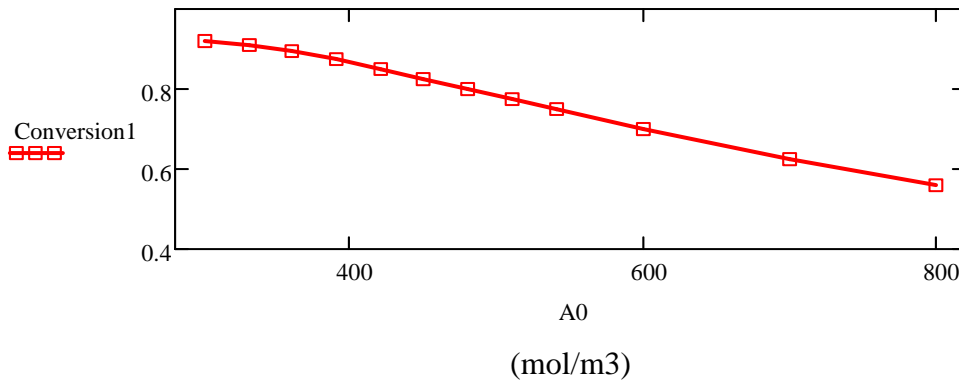


Figura41. Efecto inhibitor del metanol sobre la lipasa

Resultados y discusión

Como se muestra en la figura41, para concentraciones bajas de AGLs a la entrada del reactor se alcanzan conversiones altas. Para concentraciones mayores, la conversión baja considerablemente, pero la productividad aumenta.

Las concentraciones altas de AGLs pueden ser muy beneficiosas para la reacción por las siguientes razones:

- La velocidad de reacción depende de la concentración del sustrato, conforme aumenta la concentración del sustrato aumenta la velocidad de la reacción.

La figura42 muestra la evolución de la velocidad de reacción con la concentración de AGLs para una relación molar Etanol/AGLs a la entrada de 0,95.

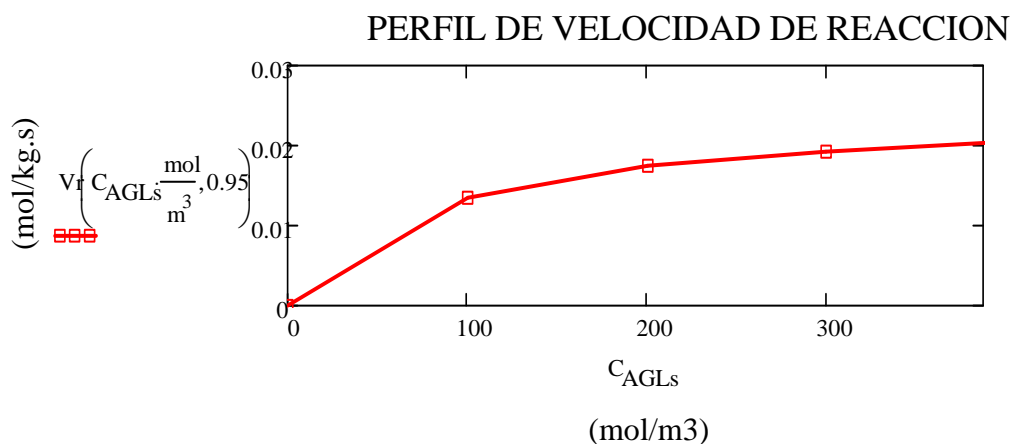


Figura42. Perfil de velocidad de reacción en el biorreactor1

Las altas concentraciones de sustrato, permiten mantener la relación másica de AGLs/agua baja, evitando así el efecto inhibitor del agua sobre la velocidad de

reacción. Sin embargo, al trabajar con concentraciones altas de ácidos grasos la viscosidad de la disolución puede aumentar considerablemente dificultando la fluido dinámica en el biorreactor. Además, conforme aumenta la concentración de AGLs a la entrada la conversión final baja porque el contenido de agua en la mezcla de reacción va aumentando, la concentración del etanol va bajando y el tiempo de residencia óptimo no es suficiente para alcanzar conversiones altas.

Trabajando en las condiciones óptimas, resulta que la concentración óptima de AGLs a la entrada del reactor es de 0.387M. Con esta concentración, se obtiene una conversión de salida del 87.6%.

3.4.3 RELACIÓN METANOL: ACIDOS GRASOS

El metanol es un sustrato para la reacción de esterificación. Sin embargo, tiene un efecto inhibitor sobre la velocidad de reacción. En los biorreactores mezcla perfecta resulta fácil optimizar la concentración del metanol en la mezcla de reacción ya que trabaja en estado estacionario. En nuestro caso, la optimización de la concentración de metanol a la entrada del biorreactor tipo flujo pistón se ha hecho aprobando varias relaciones metanol/AGLs a la entrada y quedar con la relación que maximice la conversión a la salida del biorreactor. Los demás parámetros se han fijado en valores óptimos, la concentración de AGLs a la entrada es de 0.387M, el caudal de entrada al subreactor es de 7.632 L/hr, la altura del reactor 1.11m, el radio interno 50cm y el área transversal del primer subreactor 159.4 cm².

Como hemos indicado en el modelo matemático global de la reacción, el parámetro γ indica la relación molar entre el etanol y el AGLs. La simulación de este parámetro se ha hecho en un rango de 0.8-1.4 detectando un máximo de conversión en 0.876 para $\gamma = 0.95$. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 13:

Tabla13. Conversión en función de la relación molar AGLs/Metanol

$\gamma :=$	0.8 0.83 0.86 0.89 0.92 0.95 0.98 1.1 1.4	$\text{Conversion1} :=$	0.794 0.82 0.843 0.861 0.872 0.876 0.872 0.83 0.713
-------------	---	-------------------------	---

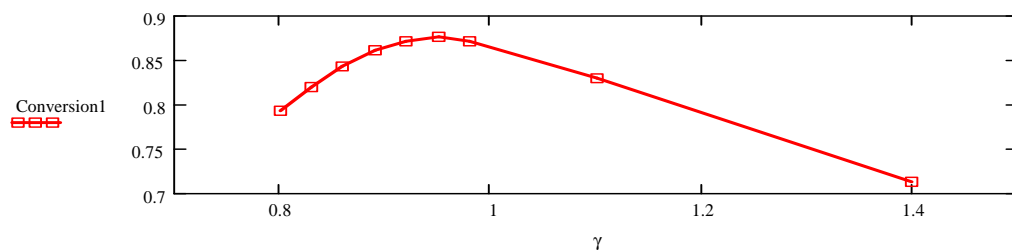


Figura43. Perfil de velocidad de reacción en el biorreactor1

Resultados y discusión

La conversión a la salida del reactor aumenta conforme aumenta la relación γ hasta llegar a un valor de 0.95, a partir de allí la conversión empieza a bajar. La conversión alcanza un máximo para una relación molar metanol/AGLs de 0.95. Es evidente, ya que el metanol es un sustrato de la reacción, por lo tanto su presencia en la mezcla es imprescindible. Para concentraciones bajas de metanol, la velocidad de reacción disminuye lo que justifica las pequeñas conversiones al principio, conforme aumenta la concentración de etanol aumenta la velocidad de reacción lo que justifica el aumento de la conversión hasta una relación molar de 0.95. Cuando hay exceso de metanol en la mezcla en este caso una relación molar mayor de 0.95, este empieza a tener un efecto inhibitor sobre la actividad de la enzima, lo que provoca una bajada en la velocidad de la reacción que se transforma en una disminución en la conversión a la salida.

El valor óptimo de γ es aquel que corresponde al valor máximo de la conversión, en este caso se ha tomado un valor óptimo de 0.95. Es decir, la concentración molar óptima del metanol a la entrada del biorreactor es 0.387M.

3.4.4 ALTURA DEL BIORREACTOR

La altura del reactor determina la cantidad de enzima inmovilizada y la conversión final. La conversión va aumentando con la altura, Sin embargo, la velocidad de reacción depende de los sustratos y del efecto inhibitor tanto de los productos (agua) como de los sustratos (metanol). Conforme avanza la alimentación en el biorreactor los sustratos se van agotando y los productos se van generando. El agotamiento de los sustratos provoca una disminución de la velocidad de reacción, efecto similar tiene el agua que es un producto de la reacción. La altura óptima es la que permite que el biorreactor esté trabajando a una velocidad de reacción alta. La tabla14 muestra el perfil de la velocidad de la reacción y la conversión con la altura del reactor:

Tabla14. Perfil de la conversión y velocidad de reacción en función de la altura en el biorreactor1

z-m =	Conversion (z)	velocidad1(z) =
0 m	0	0.02 $\frac{\text{mol}}{\text{kg}\cdot\text{s}}$
0.1	0.097	0.02
0.2	0.193	0.02
0.3	0.286	0.019
0.4	0.377	0.019
0.5	0.465	0.018
0.6	0.549	0.017
0.7	0.629	0.016
0.8	0.703	0.015
0.9	0.769	0.013
1	0.826	0.011
1.1	0.872	$8.246 \cdot 10^{-3}$
1.2	0.905	$5.697 \cdot 10^{-3}$

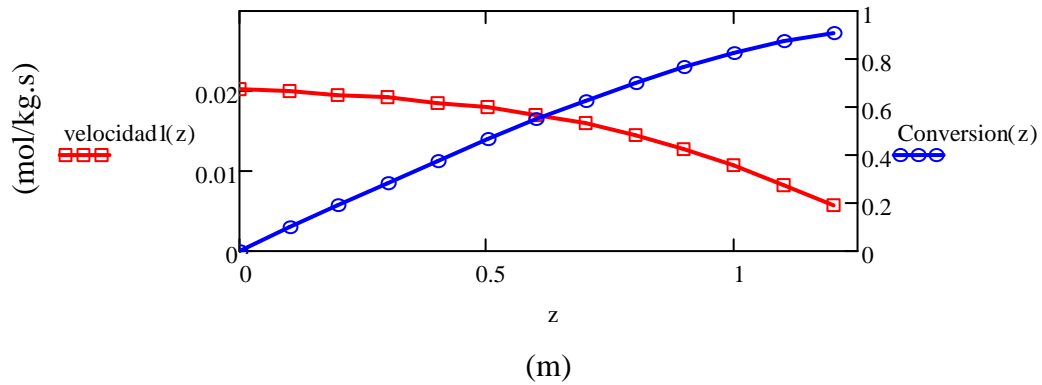


Figura44. Perfil de velocidad de reacción y conversión con la altura en el biorreactor1

Resultados y discusión

Respecto a la velocidad de reacción (Figura44). Para alturas menores de 0.5m la velocidad es máxima y es aproximadamente 0.02 mol/kg.s. Sin embargo, cuando la altura supera 0.5m la velocidad de reacción baja ligeramente, para alturas mayores de 1m la velocidad de reacción baja bruscamente. Adelantamos la figura45 para explicar la evolución de la velocidad de reacción con la altura:

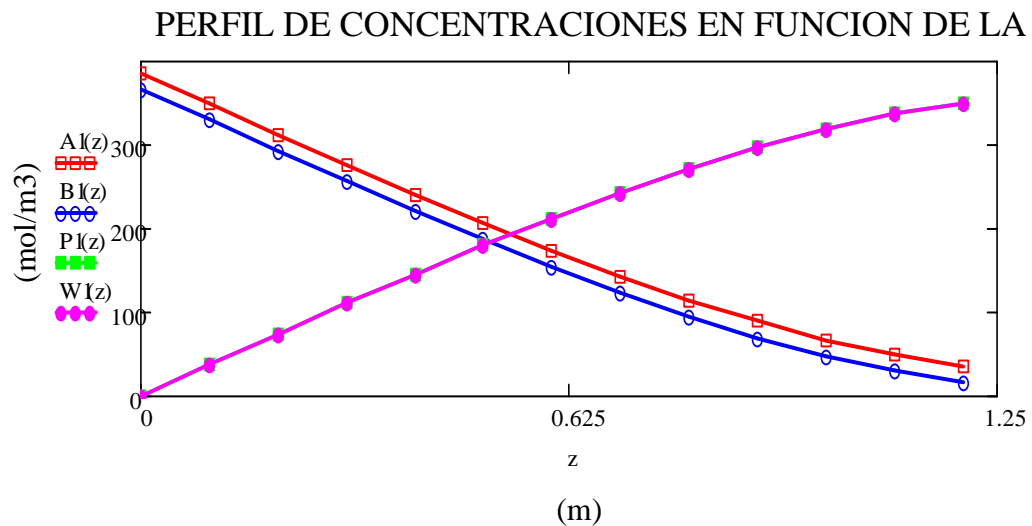


Figura45. Perfil de concentraciones en función de la altura

Los dos compuestos que tienen un efecto inhibitor sobre la velocidad de reacción son el agua y el metanol. El efecto inhibitor del metanol ya lo hemos optimizado en una relación molar etanol/AGLs a la entrada de 0.95, en el grafico se ve claramente que esta relación se mantiene a lo largo de la reacción ya que la estequiometria de la reacción es 1. Para alturas mayores de 1m la brusca bajada de la velocidad de reacción es debida a la baja concentración de los sustratos que son

el metanol y los ácidos grasos libres, también el efecto inhibitor del agua, la velocidad de reacción nula se explica por el agotamiento del metanol.

El término inhibitor del agua no figura en la velocidad de reacción, sin embargo, lo hemos tenido en cuenta considerando que el agua no supere el 40% en volumen de la mezcla de reacción, como la reacción se transcurre con disolvente orgánico el efecto inhibitor del agua se baja notablemente.

Respecto a la conversión. La conversión está directamente relacionada con la velocidad de reacción. Para alturas menores de 1m la conversión tiene un crecimiento lineal ya que la velocidad de reacción es prácticamente constante. Sin embargo, para alturas mayores de 1m la curva de la conversión sufre una inflexión con un crecimiento lento de la conversión, hasta alcanzar una conversión máxima de 0.876 a una altura de 1.1m sin tener en cuenta el efecto inhibitor del agua, y se mantiene en este valor debido a que la velocidad de reacción a estas alturas es prácticamente nula.

Hemos concluido que **1.11m** puede ser la altura óptima para nuestro biorreactor.

3.4.5 TIEMPO DE RESIDENCIA

El tiempo de residencia o la velocidad de flujo vienen determinados por la altura del biorreactor y la conversión. Estos dos últimos valores ya están optimizados en apartados anteriores. Por tanto, la velocidad de flujo se determina por alteraciones, es decir, partir del primer subreactor, considerar un caudal de entrada al subreactor, comprobar que la conversión a una altura de 1.11m es del 87,6%, en caso positivo pues se coge el caudal correspondiente y se divide por el área transversal del subreactor y se determina la velocidad de flujo transversal.

Los resultados de simulación obtenidos para un rango de caudales se muestran en la tabla15:

Tabla15. Perfil de la conversión en función del tiempo de residencia

$Q_4 :=$	$\frac{m^3}{s}$	$V_4 :=$	$\frac{m}{hr}$	$tr_4 :=$	hr	Conversion4 :=
$1.4 \cdot 10^{-6}$		0.316		3.511		0.949
$1.6 \cdot 10^{-6}$		0.361		3.072		0.944
$1.8 \cdot 10^{-6}$		0.407		2.731		0.928
$2 \cdot 10^{-6}$		0.452		2.457		0.899
$2.12 \cdot 10^{-6}$		0.479		2.318		0.876
$2.2 \cdot 10^{-6}$		0.497		2.234		0.859
$2.4 \cdot 10^{-6}$		0.542		2.048		0.816
$2.6 \cdot 10^{-6}$		0.587		1.89		0.772
$2.8 \cdot 10^{-6}$		0.632		1.755		0.731

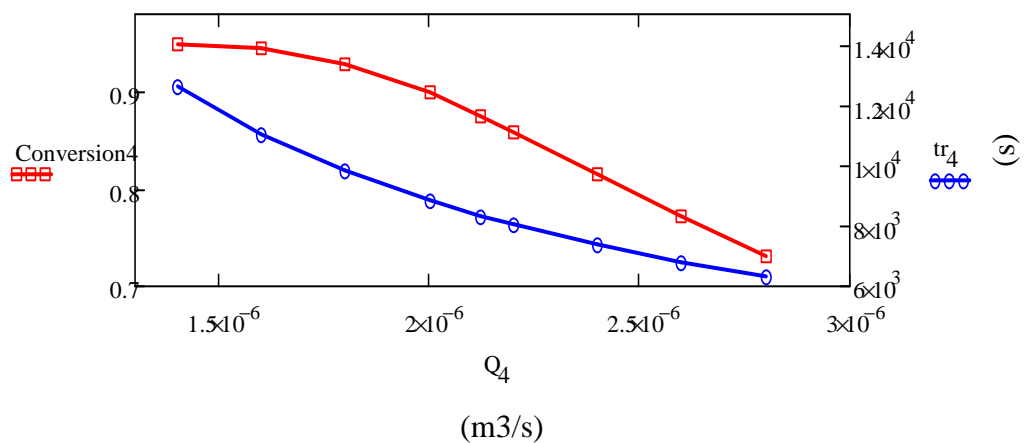


Figura46. Perfil de conversión en función del tiempo de residencia o el caudal

Resultados y discusión

Es evidente que conforme aumenta el caudal, aumenta la velocidad de flujo, baja el tiempo de residencia y baja la conversión. Este apartado es más mecánico que de optimización, y consiste solamente en calcular la velocidad de flujo que atraviesa el reactor. Los resultados de simulación muestran que la velocidad de flujo optima es de **0.479 m/hr**, el caudal que atraviesa el primer subreactor en estas condiciones es de **$2.12 \cdot 10^{-6} m^3/s$** y el tiempo de residencia es de **2.318hr**. La conversión en estas condiciones es del **87.6%**.

3.5 DISEÑO DEL BIORREACTOR1

El diseño del biorreactor consiste principalmente en dimensionar el biorreactor para que tenga la capacidad de procesar el caudal de entrada. Pues se determina el número de subreactores necesarios. La manera más sencilla de hacerlo, es empezando por el primer subreactor calculando el caudal que atraviesa los siguientes subreactores hasta que la suma de los caudales sea superior o igual al caudal de entrada que es 55 L/hr.

3.5.1 DIMENSIONES DEL BIORREACTOR1

- Espesor de la membrana: $\delta = 900 \mu m$
- Espacio entre subreactores: $\Delta = 5 mm$
- Espesor del soporte de PMMA: $E_{PMMA} = 2 mm$
- Espesor de la pared de vidrio: $E_{Vidrio} = 4 mm$
- Espesor de la pared y el soporte juntos: $E_{PMMA} = 2 mm$
- Densidad aparente de la membrana de PAN: $\rho_{ae} = 0.23 \cdot \frac{g}{cm^3}$
- Relación masa de soporte/masa de enzima: $\phi_{Esterificación} = 0.03$
- Espacio entre las paredes: $\tau = 2 \cdot E_{PMMA} + E_{Vidrio} = 0.8 cm$
- Altura del reactor: $x_{f1} = 1.1 m$
- Radio interno : $R_i = 50 cm$
- Numero de subreactores: $N_{subreactores} = 7$
- Velocidad de flujo: $V_{flujos} = 0.479 \frac{m}{hr}$

3.5.2 RADIO INTERNO DEL BIORREACTOR1

El radio interno del biorreactor es un factor muy importante en el diseño. Nuestro objetivo principal es hacer que la corriente que sale de todos los subreactores que forman el biorreactor sea homogénea, es decir, que la conversión a la salida sea igual para todos los subreactores. Las membranas de nanofibras son homogéneas, por lo tanto, para obtener la misma conversión a la salida de los subreactores es necesario que la velocidad transversal de paso sea igual en todos los subreactores. En realidad podemos diseñar el biorreactor a base de un subreactor de diámetro interno de 1cm por ejemplo, pero el problema es que para diámetros internos pequeños el volumen de cada subreactor es pequeño lo que implica un gran número de estos para poder tratar el caudal de entrada, esto presenta dificultades

a la hora de construir el reactor. Al todo contrario, en el caso de subreactores con un diámetro interno grande, el volumen de estos suele ser grande y se necesita un número reducido de subreactores.

Por lo tanto, es preferible partir de un diámetro interno que sea óptimo para obtener mayor enzima inmovilizada en el menor número posible de subreactores.

En la tabla16 presentamos el número de subreactores necesarios para tratar el caudal de entrada para varios diámetros internos.

Tabla16. Número de subreactores en función del radio interno

$R_{\text{interno}} :=$	1 10 20 30 40 50 60 70 80	cm	$N_{\text{subreactores}} :=$	22 17 13 10 8 7 6 5 5
-------------------------	---	----	------------------------------	---

Resultados y discusión

Los resultados obtenidos demuestran que cuanto menor es el radio interno mayor es el número de subreactores necesarios. Consideramos que cuanto menor es el número de subreactores más fácil va a ser el diseño del reactor y menor va a ser el costo del reactor. La figura47 muestra la variación del número de subreactores con el radio interno del reactor:

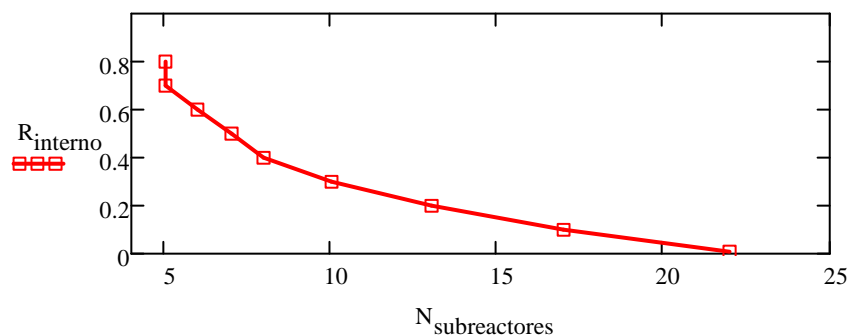


Figura47. Radio interno en función del número de subreactores

Creemos que un radio interno de 50cm es la mejor opción para nuestro reactor. En este caso el número de subreactores es 7.

3.5.3 VOLUMEN DEL BIORREACTOR1

El volumen del reactor se calcula como la suma de los volúmenes de cada subreactor.

Área transversal de cada subreactor se calcula a partir de la ecuación 21:

$$Area_{transversal_e}(i) := \pi \cdot \left[\left(i \cdot uni + \frac{1}{2} + \delta + \Delta \right)^2 - \left(i \cdot uni + \frac{1}{2} + \delta \right)^2 \right] \quad (21)$$

El volumen de cada subreactor se calcula a partir de la ecuación 22:

$$V_{reactor_e}(i) := Area_{transversal_e}(i) \cdot xfl \quad (22)$$

El volumen total de los subreactores se calcula a partir de la ecuación 23:

$$V_{raeactor_total_e} := \sum_{R_{cme}} V_{reactor_e}(R_{cme}) \quad (23)$$

Tabla17. Resumen del dimensionamiento del biorreactor1

$R_{cme} =$	$Area_{transversal_e}(R_{cme})$	$V_{reactor_e}(R_{cme})$	$V_{raeactor_total_e} = 134.695L$
50	159.404 cm^2	17.694 L	
51.48	164.054	18.21	
52.96	168.704	18.726	
54.44	173.353	19.242	
55.92	178.003	19.758	
57.4	182.652	20.274	
58.88	187.302	20.79	

3.5.4 MASA DE ENZIMA INMOVILIZADA

En este apartado pretendemos calcular la cantidad de enzima inmovilizada sobre las membranas de nanofibras de PAN pegadas a las paredes internas de los 7 subreactores. Sabiendo el área transversal de las membranas de nanofibras y multiplicándolas por la altura obtenemos el volumen de la membrana, con la densidad aparente de la membrana calculamos la masa de la membrana. La masa de la enzima inmovilizada en cada subreactor se calcula multiplicando la masa del soporte por la fracción de enzima en el soporte de la membrana 3%.

El área transversal de la membrana se calcula a partir de la ecuación 24:

$$\text{Area_transversal_membrana}(i) := \left[\left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \Delta + 2\delta \right)^2 - \left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \delta + \Delta \right)^2 \right] + \left[\left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \delta \right)^2 - \left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} \right)^2 \right] \pi$$

La masa de enzima inmovilizada en cada subreactor se calcula a partir de la ecuación 25:

$$M_{\text{Enzima}_e}(R_{\text{cme}}) := \text{Area_transversal_membrana}_e(R_{\text{cme}}) \cdot x_f \cdot \rho_{ae} \cdot \phi_{\text{Esterificaci}} \quad (25)$$

La cantidad total de enzima inmovilizada se calcula a partir de la ecuación 26:

$$\text{Masa}_{\text{Enzima_total}_e} := \sum_{R_{\text{cme}}} M_{\text{Enzima}_e}(R_{\text{cme}}) = 334.583 \text{ gm} \quad (26)$$

Tabla18. Resumen de la cantidad de enzima inmovilizada en el biorreactor1

$R_{\text{cme}} =$	$\text{Area_transversal_membrana}_e(R_{\text{cme}})$	$M_{\text{Enzima}_e}(R_{\text{cme}})$
50	$5.739 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$	43.952 gm
51.48	$5.906 \cdot 10^{-3}$	45.234
52.96	$6.073 \cdot 10^{-3}$	46.516
54.44	$6.241 \cdot 10^{-3}$	47.798
55.92	$6.408 \cdot 10^{-3}$	49.08
57.4	$6.575 \cdot 10^{-3}$	50.362
58.88	$6.743 \cdot 10^{-3}$	51.644

$\text{Masa}_{\text{Enzima_total}_e} = 334.583 \text{ gm}$

3.5.5 DIMENSIONES DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

3.5.5.1 LONGITUD DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS DE PAN

La longitud de la membrana necesaria para cada subreactor se puede calcular como el perímetro de cada subreactor. Se calcula a partir de la ecuación 27:

$$L(i) := 2\pi \cdot \left[\left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \delta \right) + \left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \delta + \Delta \right) \right] \quad (27)$$

La longitud total de la membrana se calcula como la suma de longitudes de las membranas en cada subreactor como muestra la ecuación 28:

$$L_{\text{Total_membrana}} := \sum_{R_{\text{cme}}} L(R_{\text{cme}}) \quad (28)$$

Tabla19. Resumen de las dimensiones de la membrana

$R_{\text{cme}} =$	$L(R_{\text{cme}}) =$	$L_{\text{Total_membrana}} = 48.539\text{m}$
50	6.376 m	
51.48	6.562	
52.96	6.748	
54.44	6.934	
55.92	7.12	
57.4	7.306	
58.88	7.492	

3.5.5.2 ÁREA DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

El área de membrana en cada subreactor: se calcula como la longitud de membrana o el perímetro por la altura como se muestra en la ecuación29:

$$A_{\text{Subreactor}}(i) := L(i) \cdot x_f \quad (29)$$

El área total de la membrana, se calcula como la suma de las áreas de los 7 subreactores como muestra la ecuación 30:

$$A_{\text{Total}} := \sum_{R_{\text{cme}}} A_{\text{Subreactor}}(R_{\text{cme}}) \quad (30)$$

Tabla20. Resumen del área de la membrana

$R_{\text{cme}} =$	$A_{\text{Subreactor}}(R_{\text{cme}})$	$A_{\text{Total}} = 53.878\text{m}^2$
50	7.078 m ²	
51.48	7.284	
52.96	7.49	
54.44	7.697	
55.92	7.903	
57.4	8.11	
58.88	8.316	

3.6 PERFIL DE CONCENTRACIONES EN EL BIORREACTOR1

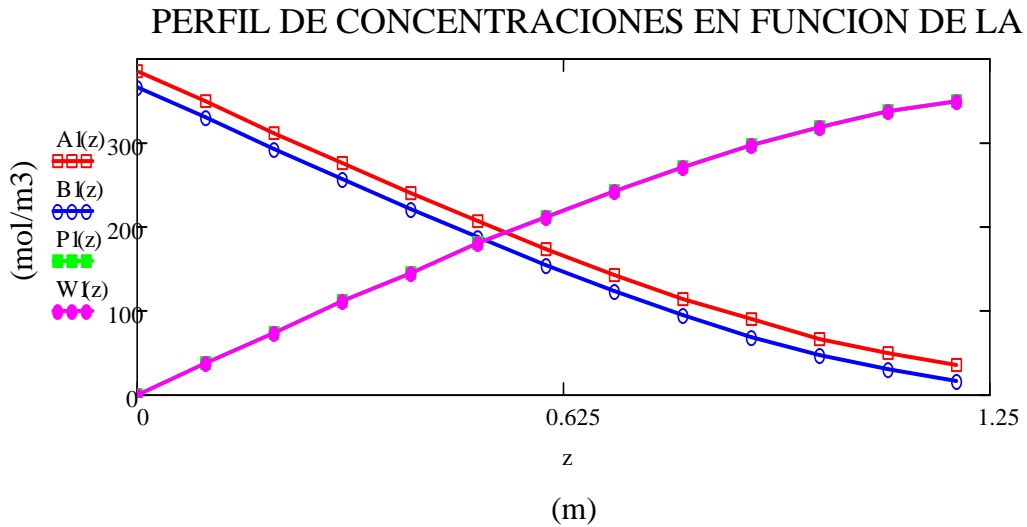


Figura48. Perfil de concentraciones con la altura en el biorreactor1

4. DISEÑO DEL BIORREACTOR2

El diseño del bioreactor2 es similar al diseño del bioreactor1. Lo único que va a cambiar son las condiciones de operación, por lo tanto, habrá que optimizar de nuevo las condiciones de operación. El caudal volumétrico es el mismo por lo tanto no va a cambiar el numero de los subreactores, es decir el segundo bioreactor tendrá un diámetro interno de 50 cm y estará constituido por 7 subreactores. La concentración de AGLs al segundo bioreactor es diferente que al primero, por lo tanto habrá que optimizar la relación Metanol/ AGLs y determinar la nueva altura manteniendo la velocidad de flujo constante.

4.1 CONCENTRACIÓN DE ENTRADA DE LOS AGLS

Se calcula teniendo en cuenta el grado de conversión en el primer bioreactor. Las concentraciones de entrada y salida al primer bioreactor se demuestran enseguida:

<u>ENTRADA1 (mol/m3)</u>	<u>SALIDA1 (mol/m3)</u>
AGLs: A1(0) = 386.85	A1(zf) = 48.122
Etanol: B1(0) = 367.507	B1(zf) = 28.779
Agua: P1(0) = 0	P1(zf) = 338.728
FAMEs: W1(0) = 0	W1(zf) = 338.728

Pues las concentraciones de entrada al segundo biorreactor son las de salida del primero:

ENTRADA2 (mol/m³)

AGLs: $A2_0 := A1(zf) = 48.122$
 Etanol: $B2_0 := B1(zf) = 28.779$
 Agua: $P2_0 := P1(zf) = 338.728$
 FAMES: $W2_0 := W1(zf) = 338.728$

La concentración de entrada de los ácidos grasos al segundo biorreactor es:

$$C_{E0} = 48.12 \frac{mol}{m^3}$$

4.2 RELACIÓN ÓPTIMA METANOL/AGLS

Se ha simulado la conversión en el segundo biorreactor en función de la relación entre Metanol y AGLs. Dónde $\gamma_2 = \frac{moles(Metanol)}{moles(AGLs)}$.

Los resultados obtenidos se muestran en la tabla21:

Tabla21. Variación de la conversión en función de γ_2

$\gamma_2 :=$	(0.5)	(0.497)
	1	0.951
	1.2	0.983
	1.3	0.982
	1.8	0.964
	2	0.953
	2.5	0.921
	3	0.884
		Conversion2 :=

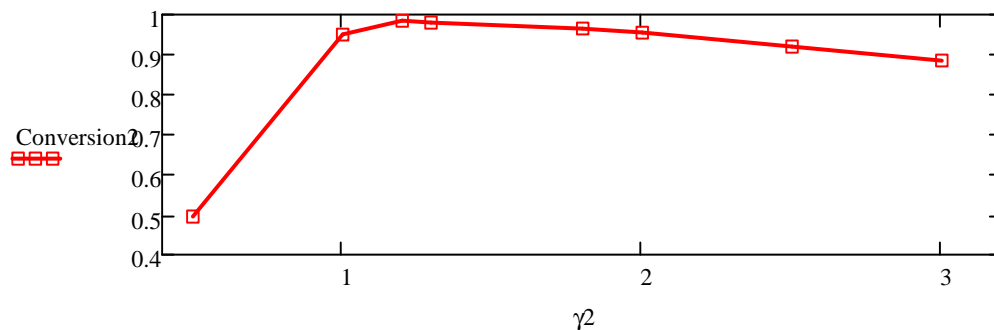


Figura49. Perfil de conversión en función de γ_2

Como muestra la figura49, la variación de la conversión con la relación γ_2 tiene un comportamiento similar al primer biorreactor. Al principio sube conforma

aumenta el valor de γ_2 hasta alcanzar un máximo y vuelve a bajar. La conversión máxima es de 0.983 el valor de γ_2 correspondiente es 1.18.

4.3 PERFIL DE LA VELOCIDAD DE REACCIÓN CON LA ALTURA

En la figura50 se presenta la variación de la conversión y la velocidad de reacción con la altura del biorreactor2:

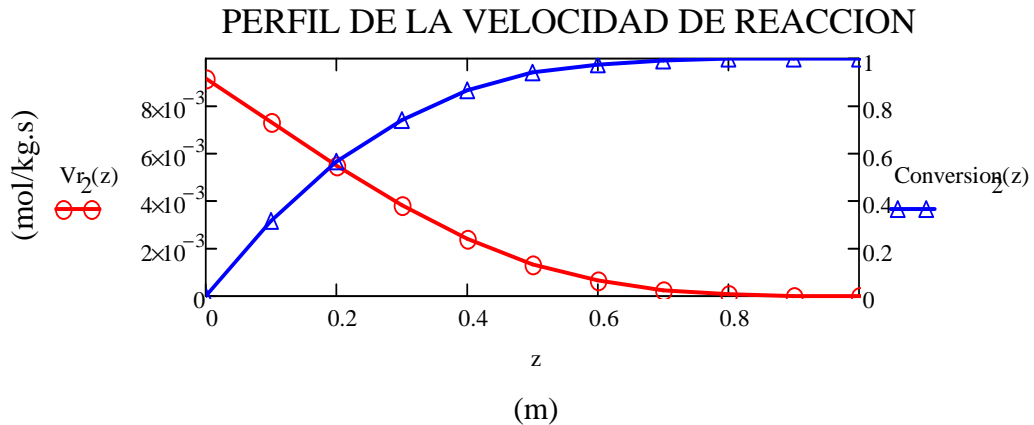


Figura50. Perfil de conversión y velocidad de reacción con la altura

En general la velocidad de reacción es baja del orden de 10^{-3} mol/kg.s. Sin embargo, conforme aumenta la altura del biorreactor la velocidad de reacción tiende a cero debido al agotamiento de los ácidos grasos. Hemos decidido trabajar con la altura de 0.63m alcanzando una conversión del 98.3% de los AGLs que entran al biorreactor. La conversión total en ambos biorreactores es del 99.5%.

4.4 DISEÑO DEL BIORREACTOR2

4.4.1 VOLUMEN DEL BIORREACTOR2

El volumen del biorreactor se calcula como la suma de los volúmenes de cada subreactor.

El volumen de cada subreactor se calcula a partir de la ecuación31:

$$V_{\text{reactor_e2}(i)} := \text{Area}_{\text{transversal_e}(i)} \cdot x f z \quad (31)$$

El volumen total del biorreactor2 se calcula a partir de la ecuación 32:

$$V_{\text{raeactor_total_e2}} := \sum_{R_{\text{cme}}} V_{\text{reactor_e2}}(R_{\text{cme}}) = 76.449L \quad (32)$$

Tabla22. Resumen del dimensionamiento del biorreactor1

$R_{cme} =$	$V_{\text{reactor_e2}}(R_{cme})$	$V_{\text{raeactor_total_e2}} = 76.449L$
50	10.042 L	
51.48	10.335	
52.96	10.628	
54.44	10.921	
55.92	11.214	
57.4	11.507	
58.88	11.8	

4.4.2 MASA DE ENZIMA INMOVILIZADA

El área transversal de la membrana se calcula a partir de la ecuación 33:

$$\text{Area_transversal_membrana}(i) := \left[\left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \Delta + 2\delta \right)^2 - \left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \delta + \Delta \right)^2 \right] + \left[\left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \delta \right)^2 - \left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} \right)^2 \right] \pi$$

La masa de enzima inmovilizada en cada subreactor se calcula a partir de la ecuación34:

$$M_{\text{Enzima_e2}}(i) := \text{Area_transversal_membrana_e}(i) \cdot x_{f2} \rho_{ae} \cdot \phi_{\text{Esterificacion}} \quad (34)$$

La cantidad total de enzima inmovilizada se calcula a partir de la ecuación 35:

$$\text{Masa_Enzima_total_e2} := \sum_{R_{cme}} M_{\text{Enzima_e2}}(R_{cme}) \quad (35)$$

Tabla23. Resumen de la cantidad de enzima inmovilizada

$R_{cme} =$	$M_{\text{Enzima_e2}}(R_{cme})$	$\text{Masa_Enzima_total_e2} = 189.899\text{gm}$
50	24.946 gm	
51.48	25.673	
52.96	26.401	
54.44	27.128	
55.92	27.856	
57.4	28.584	
58.88	29.311	

4.4.3 DIMENSIONES DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

4.4.3.1 LONGITUD DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS DE PAN

La longitud de la membrana necesaria para cada subreactor se puede calcular como el perímetro de cada subreactor. Se calcula a partir de la ecuación 36:

$$L(i) := 2\pi \cdot \left[\left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \delta \right) + \left(i \cdot \text{uni} + \frac{1}{2} + \delta + \Delta \right) \right] \quad (36)$$

La longitud total de la membrana se calcula como la suma de longitudes de las membranas en cada subreactor como muestra la ecuación 37.

$$L_{\text{Total_membrana2}} := \sum_{R_{\text{cme}}} L(R_{\text{cme}}) = 48.539\text{m} \quad (37)$$

Tabla24. Resumen de la longitud de la membrana de nanofibras

$R_{\text{cme}} =$	$L(R_{\text{cme}}) =$	$L_{\text{Total_membrana2}} = 48.539\text{m}$
50	6.376 m	
51.48	6.562	
52.96	6.748	
54.44	6.934	
55.92	7.12	
57.4	7.306	
58.88	7.492	

4.4.3.2 ÁREA DE LA MEMBRANA DE NANOFIBRAS

El área de membrana en cada subreactor: se calcula como la longitud de membrana o el perímetro por la altura como muestra la ecuación 38:

$$A_{\text{Subreactor2}}(i) := L(i) \cdot x_{fz} \quad (38)$$

El área total de la membrana, si calcula como la suma de las áreas de los 7 subreactores como se muestra en la ecuación 39:

$$A_{\text{Total2}} := \sum_{R_{\text{cme}}} A_{\text{Subreactor2}}(R_{\text{cme}}) \quad (39)$$

Tabla25. Resumen del área de la membrana de nanofibras

$R_{cme} =$	$A_{Subreactor2}(R_{cme})$	$A_{Total2} = 30.579m^2$
50	4.017 m ²	
51.48	4.134	
52.96	4.251	
54.44	4.368	
55.92	4.486	
57.4	4.603	
58.88	4.72	

4.5 SISTEMA DE CONTROL

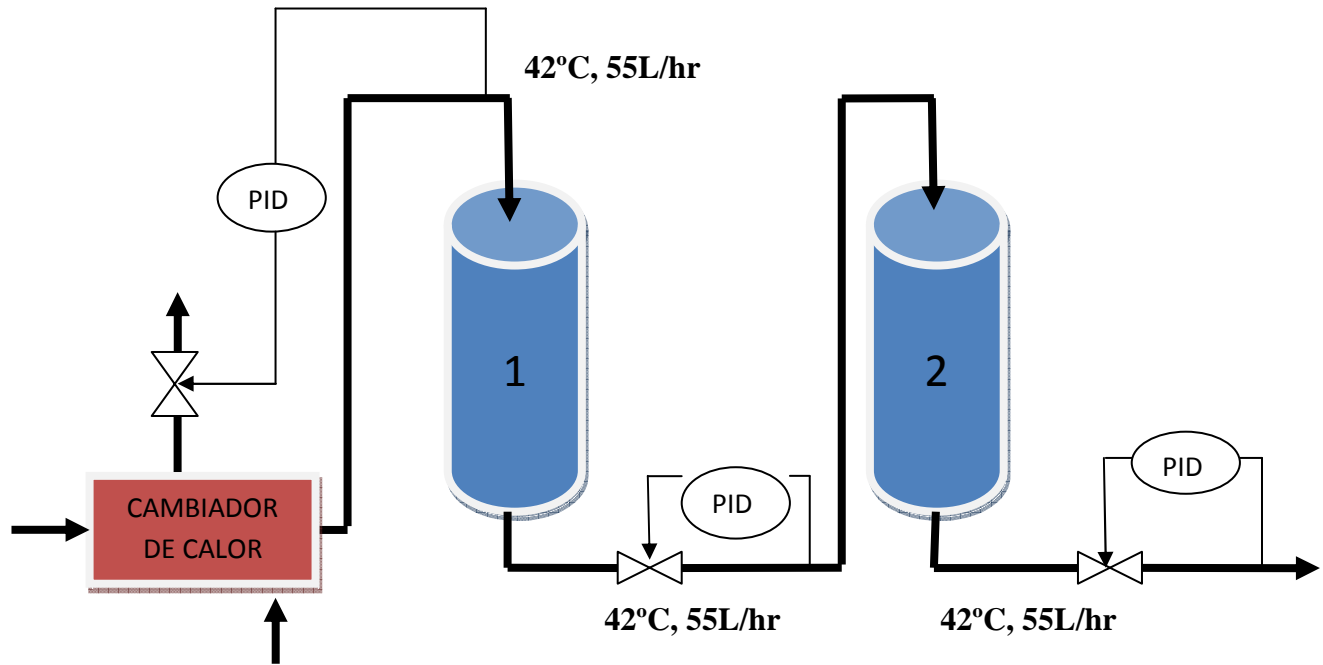
4.5.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

La temperatura de entrada al primer reactor se controla mediante un controlador PID. Un termómetro colocado a la entrada del bioreactor1 manda señales de temperatura al controlador PID que actúa sobre la válvula de salida de la corriente de calentamiento en el intercambiador de calor.

4.5.2 CONTROL DEL CAUDAL DE SALIDA DE LOS DOS BIORRACTORES

El caudal de salida de los biorreactores se controla por un controlador PID. Un sensor de caudal instalado después de las válvulas de salida en ambos biorreactores manda señales de caudal al controlador que actúa sobre estas válvulas.

4.5.3 ESQUEMA DE CONTROL



5. DISEÑO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR4

El objetivo de esta etapa es diseñar un intercambiador de calor para calentar la corriente que sale del biorreactor2 de 35°C hasta 65°C. Se diseña un intercambiador de dos tubos concéntricos debido a la pequeña magnitud del caudal a tratar.

Corriente de proceso (tubería interna):

Temperatura de entrada: $t_1 := (35 + 273)K = 308K$

Temperatura de salida: $t_2 := (65 + 273)K = 338K$

Flujo másico: $m_m := 46.53 \frac{kg}{hr}$

Densidad: $\rho_m := 667.8 \frac{kg}{m^3}$

Conductividad térmica: $K_{fm} := 0.1125 \frac{W}{m \cdot K}$

Capacidad calorífica: $C_{pm} := 2.305 \times 10^3 \frac{J}{kg \cdot K}$

Viscosidad: $\mu_m := 3.637 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s$

Caudal volumétrico: $Q_m := \frac{m_m}{\rho_m} = 69.677 \frac{L}{hr}$

Corriente de agua para calentar (tubería externa):

Temperatura de entrada: $T_1 := (70 + 273)K = 343K$

Temperatura de salida: $T_2 := (65 + 273)K = 338K$

Conductividad térmica: $K_{fa} := 0.6623 \frac{W}{m \cdot K}$

Densidad: $\rho_a := 972.5 \frac{kg}{m^3}$

Capacidad calorífica: $C_{pa} := 4200 \frac{J}{kg \cdot K}$

Viscosidad: $\mu_a := 4 \cdot 10^{-4} Pa \cdot s = 4 \times 10^{-4} \cdot Pa \cdot s$

Fuerza impulsora:

$$\Delta T_{ml} := \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left[\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)} \right]} = 13.953K$$

Calor necesario:

$$Q := m_m \cdot C_{pm} (t_2 - t_1) = 893.764 \frac{J}{s}$$

Caudal másico del agua de refrigeración:

$$m_a := \frac{Q}{C_{pa} \cdot (T_1 - T_2)} = 153.217 \frac{kg}{hr}$$

Coefficiente de transmisión de calor supuesto: $U := 55 \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Área de intercambio de calor: $A_{intercambio} := \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{ml}} = 1.165 m^2$

Diseño de la tubería interna:

Diámetro: $d_i := 1.5 cm$

Longitud del tubo: $L := \frac{A_{intercambio}}{\pi \cdot d_i} = 24.715 m$

Área transversal: $A_i := \frac{\pi \cdot d_i^2}{4} = 1.767 cm^2$

Velocidad transversal: $u_i := \frac{Q_m}{A_i} = 0.11 \frac{m}{s}$

Numero de Reynolds: $Re_i := \frac{u_i \cdot \rho m d_i}{\mu m} = 3.017 \times 10^3$

Numero de Prandtl: $Pr_i := \frac{C_{pm} \cdot \mu m}{K_{fm}}$

Coefficiente de transmisión de calor: $h_i := 1.86 (Re_i \cdot Pr_i)^{0.33} \cdot \left(\frac{d_i}{L}\right)^{0.14} \cdot \frac{K_{fm}}{d_i} = 134.988 \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Diseño de la tubería externa:

Diámetro: $d_e := 3 cm$

Diámetro equivalente: $d_e := d_e - d_i = 1.5 cm$

Área transversal: $A_e := \frac{\pi \cdot d_e^2}{4} - A_i = 5.301 cm^2$

Velocidad transversal: $u_e := \frac{m a}{A_e \cdot \rho a} = 0.083 \frac{m}{s}$

Numero de Reynolds: $Re_e := \frac{u_e \cdot \rho a \cdot d_e}{\mu a} = 3.011 \times 10^3$

Numero de Prandtl: $Pr_e := \frac{C_{pa} \cdot \mu a}{K_{fa}}$

Coefficiente de transmisión de calor: $h_e := 1.86 (Re_e \cdot Pr_e)^{0.33} \cdot \left(\frac{d_e}{L}\right)^{0.14} \cdot \frac{K_{fa}}{d_e} = 94.53 \frac{W}{m^2 \cdot K}$

Coefficiente global de transmisión de calor calculado: $U_c := \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e}} = 55.597 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$

6. DISEÑO DEL EVAPORADOR3

El objetivo de este evaporador es la separación de los FAMES del disolvente orgánico, agua y metanol. Las condiciones de operación para alcanzar la separación requerida se han calculado a partir del programa de simulación Aspen Hysys 2009(versión 3.1).

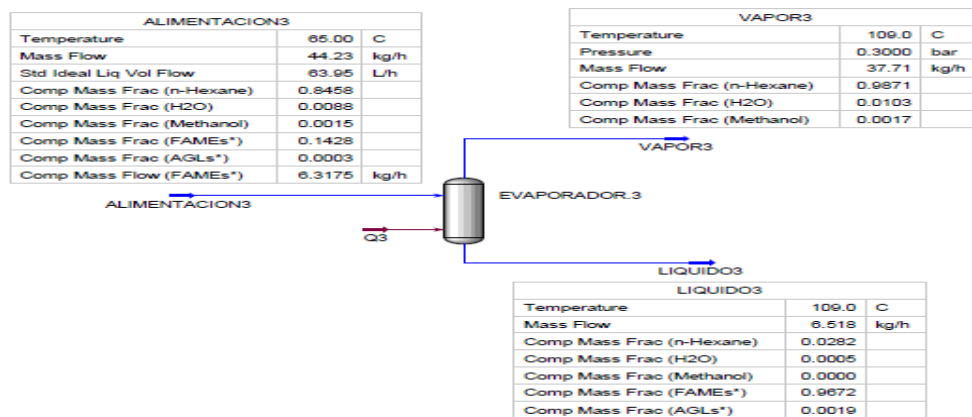


Figura51. Evaporador3

6.1 BALANCE DE MATERIA

Temperatura de entrada al evaporador: $T_{es} := (65 + 273)K = 338K$

Temperatura de salida del evaporador: $T_{vs} := (109 + 273)K = 382K$

Cantidad de hexano que entra al evaporador: $FM_h = 35.094 \frac{kg}{hr}$

Cantidad de agua que entra al evaporador: $FM_w = 0.381 \frac{kg}{hr}$

Cantidad de AGLs que entra al evaporador: $FM_s = 0.046 \frac{kg}{hr}$

Cantidad de FAMES que entra al evaporador: $FM_p = 6.274 \frac{kg}{hr}$

Cantidad de metanol que entra al evaporador: $FM_m = 0.012 \frac{kg}{hr}$

Cantidad de hexano a evaporar: $m_{hs} := FM_h = 35.094 \frac{kg}{hr}$

Cantidad de agua a evaporar: $m_{ws} := FM_w = 0.381 \frac{kg}{hr}$

Cantidad de metanol a evaporar: $m_{ms} := FM_m = 0.012 \frac{kg}{hr}$

Capacidad calorífica media: $C_{pm} := 2392 \frac{J}{kg \cdot K}$

6.2 CONDICIONES DE TRABAJO (PRESIÓN Y TEMPERATURA)

El evaporador trabaja a vacío, las condiciones de operación tanto la temperatura como la presión dentro del evaporador se han simulado mediante Aspen Hysys y se muestran en seguida. El objetivo de esta etapa del proceso es conseguir una corriente líquida de FAMES de una fracción másica mayor o igual a 0.95. Las condiciones óptimas se ha deducido teniendo en cuenta que la temperatura de trabajo no puede superar el 110°C.

Como temperatura de trabajo hemos elegido 109°C, el vacío que debería tener el evaporador a esta temperatura de trabajo es de 0.3 bar.

El siguiente gráfico muestra la evolución de la fracción de vapor y la fracción másica de FAMES en la corriente líquida en función de la temperatura.

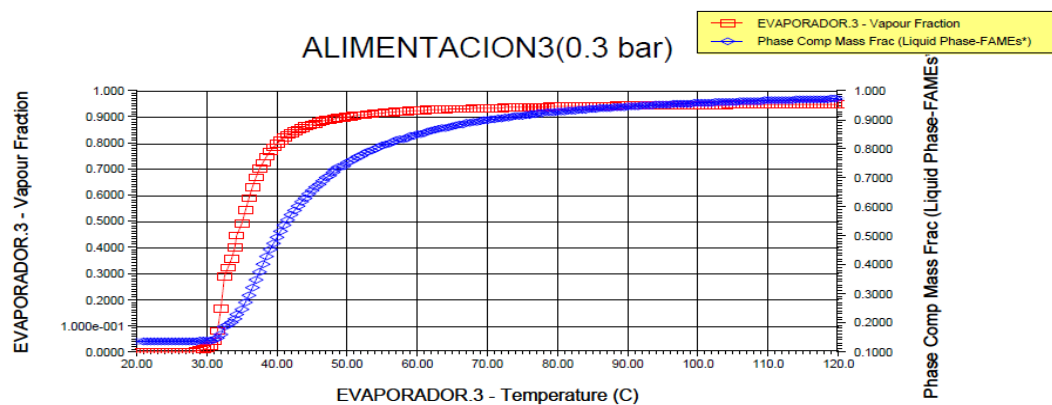


Figura52. Simulación de la fracción de vapor y la fracción de FAMES en la corriente de entrada al evaporador3

6.3 BALANCE DE ENERGÍA

Haciendo un balance de energía global al evaporador sale que:

$$m_{\text{alimentación}} \cdot C_{p_m} \cdot (T_{\text{es}} - T_r) + Q_3 = F_{M_p} \cdot C_{p_f} \cdot (T_{\text{vs}} - T_r) + m_{\text{ws}} \cdot \lambda_{\text{ws}} + m_{\text{hv}} \cdot \lambda_{\text{he}} + m_{\text{Ms}} \cdot \lambda_{\text{M}}$$

Donde, T_r es una temperatura de referencia cualquiera, λ_i son los calores latentes del vapor saturado y Q_3 es el calor necesario para la evaporación de la corriente de alimentación.

Capacidad calorífica media de la alimentación: $C_{p_m} := 2392 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Calor latente del hexano: $\lambda_{\text{hs}} = 3.21 \times 10^5 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg}}$

Calor latente del Agua: $\lambda_{\text{ws}} := \lambda_{\text{W}}(T_p) = 2.435 \times 10^6 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg}}$

Calor latente del metanol: $\lambda_{\text{Ms}} := \lambda_{\text{E}}(T_p) = 9.23 \times 10^5 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg}}$

Si suponemos que $T_r = T_{vs}$ la ecuación anterior se simplifica, el calor necesario para la evaporación es:

$$Q_3 := m_{\text{alimentacion}} \cdot C_{pm} \cdot (T_{vs} - T_{es}) + m_{Ws} \cdot \lambda_{Ws} + m_{hs} \cdot \lambda_{hs} + m_{Ms} \cdot \lambda_{Ms} = 4.43 \text{ kW}$$

6.4 ÁREA DEL EVAPORADOR

Coefficiente de transmisión de calor: $U_3 := U_1 = 4.8 \times 10^4 \frac{\text{J}}{\text{m}^2 \cdot \text{K} \cdot \text{min}}$

Temperatura del vapor: $T_3 := 390 \text{ K}$

La fuerza impulsora: $\Delta T_{ml3} := \frac{(T_3 - T_{es}) - (T_3 - T_{vs})}{\ln \left[\frac{(T_3 - T_{es})}{(T_3 - T_{vs})} \right]} = 23.507 \text{ K}$

Área del evaporador: $A_3 := \frac{Q_3}{U_3 \cdot \Delta T_{ml3}} = 0.18 \text{ m}^2$

6.5 SISTEMA DE CONTROL

6.5.1 CONTROL DE LA TEMPERATURA

La temperatura dentro del evaporador se controla mediante un controlador que controla el flujo de calor de la resistencia. Un termómetro se coloca en el evaporador para medir la temperatura dentro y manda las señales a un controlador PID que actúa sobre la potencia de la resistencia.

Temperatura nominal: 109°C

6.5.2 CONTROL DE LA PRESIÓN

La presión dentro del evaporador se controla mediante un controlador PID. Un manómetro colocado en el evaporador manda las señales de presión a un PID que actúa sobre la válvula de salida del vapor.

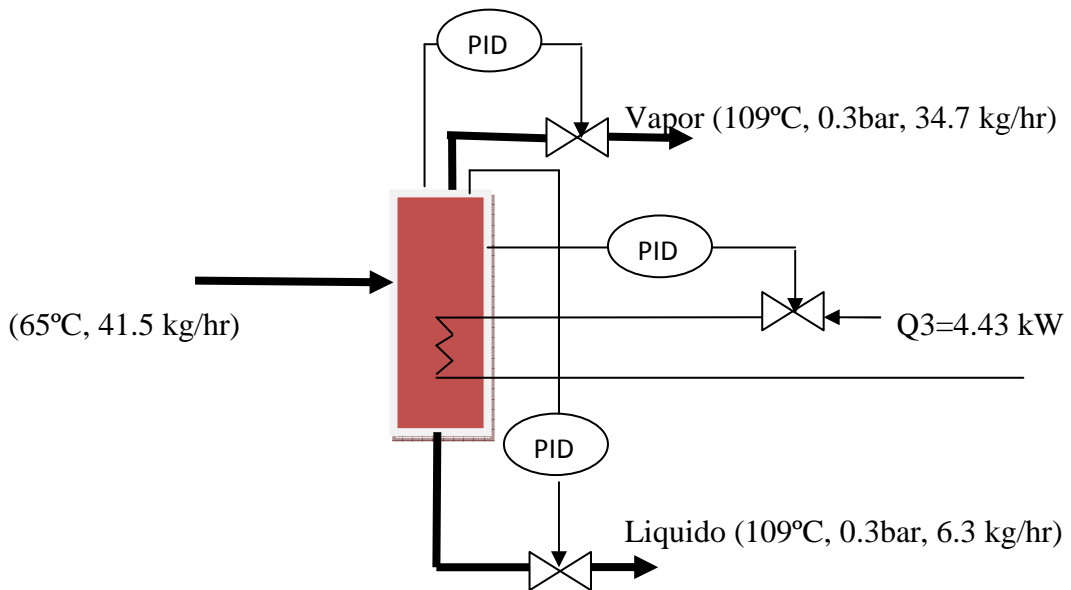
Presión nominal: 0.3 bar

6.5.3 CONTROL DE NIVEL DEL LIQUIDO

El nivel de líquido en el evaporador se controla por un controlador PID. Un sensor de nivel colocado en el evaporador manda señales de nivel al PID que actúa sobre la válvula de salida del líquido.

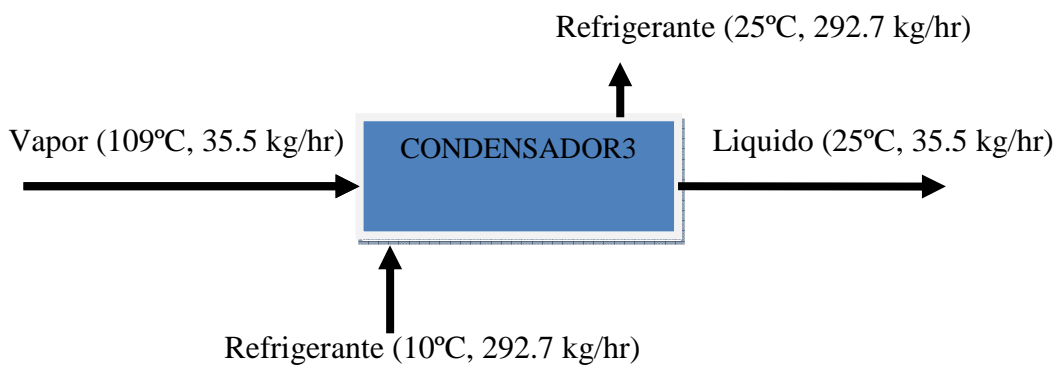
Porcentaje de líquido: 50%

6.5.4 ESQUEMA DE CONTROL



7. DISEÑO DEL CONDENSADOR3

El objetivo de este condensador es condensar el vapor de hexano para poder recircularlo a la etapa de extracción de los ácidos grasos. La condensación se lleva a cabo en un condensador de tubos horizontales y en contracorriente.



7.1 BALANCE DE ENERGÍA

Para simplificar los cálculos, consideramos que el líquido saturado se forma a la temperatura de condensación del hexano a 0.3 bar que es 25°C. De hecho el vapor

pierde primero calor sensible de 125 hasta 25 °C y a esta temperatura el vapor empieza a condensarse.

Temperatura de entrada: $T_p = 382\text{K}$

Temperatura de condensación: $T_f = 298\text{K}$

Capacidad calorífica del vapor: $C_{p_{hv}} := 2.084 \cdot 10^3 \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Cantidad de vapor: $m_{vs} := m_{hs} + m_{ws} + m_{ms} = 35.487 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Calor que debería perder el vapor: $Q_{inter_s} := m_{hs} \cdot \lambda_{hs} + m_{ws} \cdot \lambda_{ws} + m_{ms} \cdot \lambda_{ms} + m_{vs} \cdot C_{p_{hv}} \cdot (T_p - T_f) = 5.11$

7.2 AGUA DE REFRIGERACIÓN

Temperatura de entrada del agua: $T_{Ews} := (10 + 273)\text{K} = 283\text{K}$

Temperatura de salida del agua: $T_{Sws} := (25 + 273)\text{K} = 298\text{K}$

Capacidad calorífica media del agua: $C_{pws} := C_{pw} \left(\frac{T_{Ews} + T_{Sws}}{2} \right) = 4.193 \times 10^3 \cdot \frac{\text{J}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$

Densidad del agua de refrigeración: $\rho_{ws} := \rho_{\text{Agua}} \left(\frac{T_{Ews} + T_{Sws}}{2} \right) = 996.97 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Caudal másico de agua: $\dot{m}_{ws} := \frac{Q_{inter_s}}{C_{pws} \cdot (T_{Sws} - T_{Ews})} = 292.77 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

7.3 ESTIMAR EL COEFICIENTE DE TRANSMISIÓN DE CALOR

Temperatura de saturación del líquido: $T_{ss} := (43 + 273)\text{K} = 316\text{K}$

Temperatura media de la pared: $T_{ws} := \frac{T_{Ews} + T_{Sws}}{2} = 290.5\text{K}$

Conductividad térmica del líquido: $k_s := 0.1154 \frac{\text{W}}{\text{m} \cdot \text{K}}$

Densidad del líquido saturado: $\rho_{Ls} := 660 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Viscosidad de líquido saturado: $\mu_{Ls} := 3 \cdot 10^{-4} \text{Pa} \cdot \text{s}$

Diámetro de los tubos: $D_s := 0.7\text{cm}$

Viscosidad cinemática del líquido: $\nu_s := 0.4636 \cdot 10^{-2} \text{stokes}$

Coefficiente de transmisión de calor:
$$h_{vs} := 0.725 \left[\frac{k_s^3 \cdot g \cdot \rho_{Ls} \cdot \lambda_{hs}}{D_s \cdot \nu_s \cdot (T_{ss} - T_{ws})} \right]^{\frac{1}{4}} = 1.807 \times 10^3 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

7.4 CALCULAR LA LONGITUD DEL TUBO

Área externa del tubo: $A_s := \frac{Q_{inter_s}}{h_{vs} \cdot (T_{ss} - T_{ws})} = 0.111 \text{ m}^2$

Longitud total del tubo: $L_{ts} := \frac{A_s}{\pi \cdot D_s} = 5.054 \text{ m}$

Longitud de tubo: $L_{t3} := 1.684 \text{ m}$

Numero de tubos: $N_{t3} := \frac{L_{ts}}{L_{t3}} = 3.001$

Caudal de agua en tubo: $Q_{ws} := \frac{m_{ws}}{\rho_{ws}} = 0.294 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

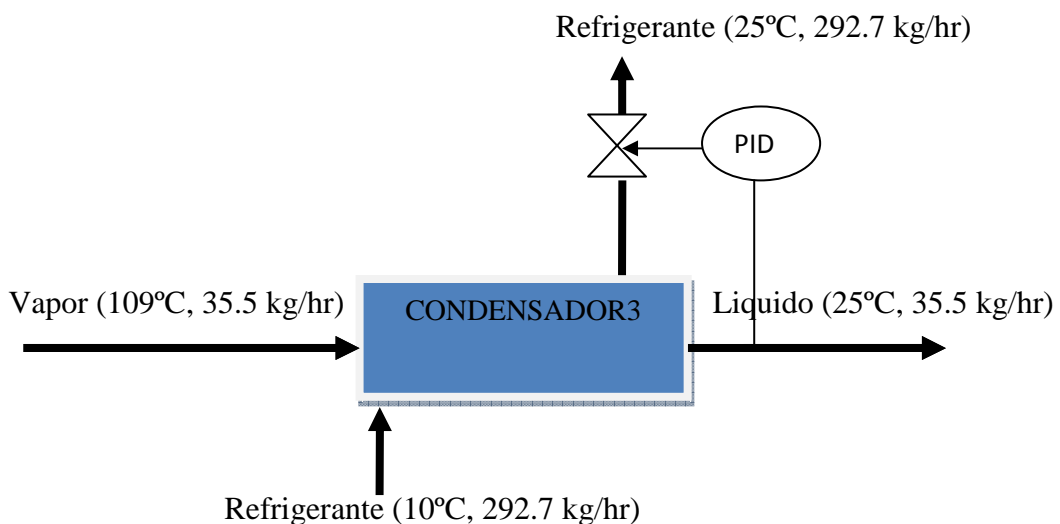
Velocidad transversal en el tubo: $v_s := \frac{\frac{Q_{ws}}{N_{t3}}}{\frac{\pi \cdot D_s^2}{4}} = 0.707 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

7.5 SISTEMA DE CONTROL

7.5.1 CONTROL DE PRESIÓN

El control del condensador se hace con un controlador PID. Un sensor de presión mide la presión de vapor en el condensador y manda la señal a un controlador PID que actúa sobre la válvula que regula el caudal de refrigerante que sale del condensador.

7.5.2 ESQUEMA DE CONTROL



BIBLIOGRAFÍA

- Chemical Engineering (Third Edition), Volume 6, Coulson and Richardson's. R K Sinnott. Department of chemical and Biological Process Engineering, University of Wales Swansea.
- Bioseparations Engineering. Principles, Practice, and Economics. Michael R. Ladisch, Ph.D. Purdue University.
- Operaciones de Separación en Ingeniería Química. Métodos de Cálculo. Pedro J. Martínez de la Cuesta Eloísa Rus Martínez. Departamento de Ingeniería Química. Facultad de ciencias, Universidad de Málaga.
- Perry Manual del Ingeniero Químico. Sexta edición (Tomos 1 y 2). Robert H. Perry, Don W. Green and James O. Maloney. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Kansas.
- Tien Chieh Hunga, Chun Chong Fu, Chia Hung Su, Jing Yi Chend, Wen Teng Wud, Yu-Sheng Lin. Immobilization of cellulase onto electrospun polyacrylonitrile (PAN) nanofibrous membranes and its application to the reducing sugar production from microalgae. (2011)
Enzyme and Microbial Technology (49:30–37)
- Razif Harun, Michael K. Danquah. Enzymatic hydrolysis of microalgal biomass for bioethanol production. (2011)
Chemical Engineering Journal (168:1079–1084)
- W. Chulalaksananukul, J.S. Condoret, P. Delorme and R.M. Willemot. Kinetic study of esterification by immobilized lipase in vt-hexane. 1999
Federation of European Biochemical Societies (Volume 276, number f, 2, 181-184).

ANEJO N°3
TUBERÍAS Y
BOMBAS

DISEÑO DE BOMBAS Y TUBERIAS

A. FUNDAMENTO TEÓRICO

1. VELOCIDAD TRANSVERSAL EN LAS TUBERÍAS DE PROCESOS

1.1 NORMAS ESTÁNDAR

1.2 CORRELACIONES DE RASE (1953)

1.3 CORRELACIONES DE SIMPSON (1968)

2. DIÁMETRO OPTIMO DE LAS TUBERÍAS DE PROCESOS

3. ESPESOR DE LAS TUBERÍAS

4. PRECIO DE LAS TUBERÍAS

5. BALANCE DE ENERGÍA EN LAS TUBERÍAS

5.1 ECUACIÓN DE BERNOULLI

5.1.1 LAS PÉRDIDAS DE PRESIÓN POR FRICCIÓN EN LOS TRAMOS DE LAS TUBERÍAS

5.1.2 LAS PÉRDIDAS DE PRESIÓN POR FRICCIÓN EN LOS ACCESORIOS

5.1.3 CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL

6. POTENCIA DE LA BOMBA

6.1 EL TRABAJO REQUERIDO PARA TRANSPORTAR EL FLUIDO

6.2 LA POTENCIA DE LA BOMBA

6.2.1 EFICIENCIA DE LA BOMBA

6.2.2 LA CARGA ESTÁTICA

6.2.3 EFICIENCIA DE LA BOMBA

7. BIBLIOGRAFIA

B. APLICACIÓN AL PROCESO

A. FUNDAMENTO TEÓRICO

1. VELOCIDAD DE FLUJO EN LAS TUBERÍAS DE PROCESOS

1.1 NORMAS ESTÁNDAR

Las velocidades y las caídas de presión típicas que se suelen encontrar en las tuberías de procesos químicos se muestran en la tabla1 (Chemical Engineering Design):

Tabla1. Velocidades y caídas de presión típicas en las corrientes de proceso

	Velocidad(m/s)	$\Delta P(kPa/m)$
Líquidos, bombeo(no viscosos)	1_3	0.5
Líquidos, flujo por gravedad	**	0.05
Gases y vapor	15_30	0.0002P
Corrientes de alta presión, > 8bar	30_60	**

1.2 CORRELACIONES DE RASE (1953)

Rase (1953) ha desarrollado unas correlaciones que estiman la velocidad de flujo en las tuberías en función del diámetro de las mismas.

- Tramos de descarga (m/s): $0.06d + 0.4$
- Tramos de aspiración (m/s): $0.02d + 0.1$
- Corrientes de vapor (m/s): $0.2d$

Donde d es el diámetro interno de las tuberías expresado en (mm).

1.3 CORRELACIONES DE SIMPSON (1968)

Simpson ha deducido una relación óptima entre la densidad del fluido y su velocidad en las tuberías. Los datos propuestos por el autor figuran en la tabla2:

Tabla2. Las correlaciones de Simpson

$\rho(kg/m^3)$	1600	800	160	16	0,16	0,016
V(m/s)	2,4	3	4,9	9,4	18	34

De los datos anteriores se puede deducir una relación matemática que describe la relación entre la densidad y la velocidad de flujo de los fluidos en las conducciones: $v = 13.729 \exp(-0.219 \cdot \rho)$

2. DIÁMETRO ÓPTIMO DE LAS TUBERÍAS DE PROCESOS

El diámetro óptimo de las tuberías se puede calcular mediante la ecuación (Chemical Engineering Design):

$$d_{\text{optimo}} = \left[\frac{2 \cdot 10^{11} \cdot A \cdot p \cdot G^{2.84} \cdot \mu^{0.16} \cdot \rho^{-2}}{E \cdot n \cdot B \cdot (1 + F) \cdot (a + b)} \right]^{\frac{1}{4.84+n}} \quad (1)$$

Donde:

A: Funcionamiento de la planta (hr/year)

p: Coste de energía (\$/kWh)

G: Flujo másico (kg/s)

μ : Viscosidad del fluido (mPa.s)

ρ : Densidad del fluido (kg/m³).

E: eficiencia de la bomba (50-70%).

B, n: Parámetros que se pueden calcular a partir del coste actual de las tuberías

$$\text{Coste} = B \cdot d^n \quad (2)$$

F: Factor que incluye los costes de instalación y los accesorios a los costes de las tuberías (Peter and Timmerhaus 1986)

$$\text{Coste}_{\text{instalacion}} = B \cdot d^n \cdot (1 + F) \quad (3)$$

Donde: F=1.5

a: Depende del coste actual de capital, tiene un valor aproximado del 10%.

b: Depende de los costos de mantenimiento tiene un valor típico del 5%.

$$\text{Capital}_{\text{coste}} = B \cdot d^n \cdot (1 + F) \cdot (a + b) \quad (4)$$

En términos generales, la ecuación anterior para las tuberías de acero se simplifica a la ecuación 5:

$$d_{\text{optimo}} = 366 \cdot G^{0.53} \cdot \mu^{0.03} \cdot \rho^{-0.37} \quad (5)$$

3. ESPESOR DE LAS TUBERÍAS

El espesor de las tuberías depende del diámetro, la presión interna y las propiedades del material principalmente el stress. British Standard 5500 aconseja la ecuación 5 para calcular el espesor de las tuberías de proceso:

$$t = \frac{P \cdot d}{20 \cdot \sigma_d + P} \quad (6)$$

Donde,

P: La presión interna (bar)

D: El diámetro externo de la tubería (mm)

σ_d : El stress de diseño a la temperatura de operación (N/mm²)

Sin embargo, la presión dentro de las tuberías se limita por una presión de trabajo segura. Es decir, presiones superiores a la presión segura pueden presentar peligro para las instalaciones. La presión de trabajo segura está relacionada con el stress de trabajo seguro mediante el número de Schedule mediante la ecuación 7:

$$Schedule = \frac{P_s \cdot 1000}{\sigma_s} \quad (7)$$

En los procesos, el número de Schedule más comúnmente utilizado es 40.

Ps: Presión de trabajo segura (N/mm²)

σ_s : Stress de trabajo seguro (N/mm²)

4. PRECIO DE LAS TUBERÍAS

El precio de las tuberías está relacionado con el material de construcción y el diámetro de la tubería. Sin embargo, el espesor de las tuberías también tiene un efecto sobre el precio. Como norma estándar el precio de la tubería está relacionado con su diámetro mediante la ecuación 8, donde, d en (mm).

$$Coste = B \cdot d^n \quad (8)$$

- Tuberías de acero inoxidable :

$$Coste = 31 \cdot d^{0.62} \frac{\$}{m} \quad (9)$$

- Tuberías de acero al carbón:

$$Coste = 27 \cdot d^{0.55} \frac{\$}{m} \quad (10)$$

5. BALANCE DE ENERGÍA EN LAS TUBERÍAS

5.1 ECUACIÓN DE BERNOUILLI

La ecuación de Bernouilli se expresa en:

$$g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha_2} - \frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha_1} - \frac{\Delta P_f}{\rho} - W = 0 (J / kg) \quad (11)$$

Dónde:

$(z_2 - z_1)$: Diferencia de elevación de la conducción (m)

$(P_2 - P_1)$: Diferencia de presión en la conducción (kPa)

ΔP_f : Caída de presión por fricción en la conducción incluyendo las perdidas menores (kPa)

ρ : La densidad del fluido (kg/m³)

g : Aceleración por gravedad (m/s²)

$\frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha_2} - \frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha_1}$: Carga de velocidad

W: La potencia necesaria

5.1.1 LAS PÉRDIDAS DE PRESIÓN POR FRICCIÓN EN LOS TRAMOS DE LAS TUBERÍAS

La caída de presión en las tuberías causada por las fricciones del fluido con las paredes internas de las tuberías se calcula a partir de la ecuación 12:

$$\Delta P_{f1} = 4 \cdot f (L / d_i) \cdot \rho \cdot u^2 \quad (12)$$

Donde:

L: Longitud de la tubería

d_i : Diámetro interno de la tubería

P: Densidad del fluido (kg/m³)

u: Velocidad transversal en la tubería (m/s)

f: El factor de fricción se puede calcular:

- Para flujos turbulentos y de transición a partir de la ecuación de Chen (1979):

$$f = \left[-4 \cdot \log \left[\frac{1}{3.7065} \cdot \left(\frac{\varepsilon}{d_i} \right) - \frac{5.0452}{N_{Re}} \cdot \log \left[\frac{1}{2.8257} \cdot \left(\frac{\varepsilon}{d_i} \right)^{1.1098} + \frac{5.8506}{N_{Re}^{0.8981}} \right] \right] \right]^2 \quad (13)$$

Dónde:

ε : La rugosidad del material de la conducción

$$N_{Re} : \text{El número de Reynolds } N_{Re} = \frac{\rho \cdot u \cdot d_i}{\mu}$$

- Para flujo laminar:

$$f = \frac{16}{N_{Re}} \quad (14)$$

5.1.2 LAS PÉRDIDAS DE PRESIÓN POR FRICCIÓN EN LOS ACCESORIOS

Las pérdidas de presión menores en los accesorios que se conectan las conducciones en los procesos se pueden calcular aplicando la ecuación 15:

$$\Delta P_{f2} = K \cdot \left(\frac{u^2}{2} \right) \cdot \rho \quad (15)$$

K: es característico de cada accesorio, en la tabla 3 se muestran los valores típicos de K para varios accesorios:

Tabla 3. Valores de K para varios accesorios

Pressure loss in pipe fittings and valves (for turbulent flow)		
Fitting or valve	K, number of velocity heads	number of equivalent pipe diameters
45° standard elbow	0.35	15
45° long radius elbow	0.2	10
90° standard radius elbow	0.6-0.8	30-40
90° standard long elbow	0.45	23
90° square elbow	1.5	75
Tee-entry from leg	1.2	60
Tee-entry into leg	1.8	90
Union and coupling	0.04	2
Sharp reduction (tank outlet)	0.5	25
Sudden expansion (tank inlet)	1.0	50
Gate valve		7.5
fully open	0.15	
1/4 open	16	800
1/2 open	4	200
3/4 open	1	40
Globe valve, bevel seat-		
fully open	6	300
1/2 open	8.5	450
Plug valve - open	0.4	18

5.1.3 CAÍDA DE PRESIÓN TOTAL

La caída de presión total se calcula como la suma de caídas de presión por fricción en los tramos y en los accesorios.

$$\Delta P_f = \Delta P_{f1} + \Delta P_{f2} \quad (16)$$

6. POTENCIA DE LA BOMBA

6.1 EL TRABAJO REQUERIDO PARA TRANSPORTAR EL FLUIDO

$$W = g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \frac{v_2^2}{2 \cdot \alpha_2} - \frac{v_1^2}{2 \cdot \alpha_1} - \frac{\Delta P_f}{\rho} \quad (17)$$

6.2 LA POTENCIA DE LA BOMBA

$$Power = \frac{W \cdot m}{\eta} \quad (18)$$

Donde,

m : Flujo másico (kg/s)

η : Eficiencia adiabática de la bomba

6.2.1 EFICIENCIA DE LA BOMBA

6.2.1.1 LA CARGA ESTÁTICA

Para conducciones de la misma sección transversal la carga estática se calcula a partir de la ecuación de Bernouilli:

$$head = -(z_2 - z_1) - \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + \frac{\Delta P_f}{\rho \cdot g} = -\Delta z - \frac{\Delta P}{\rho \cdot g} + \frac{\Delta P_f}{\rho \cdot g} \quad (19)$$

6.2.1.2 EFICIENCIA DE LA BOMBA

La eficiencia de la bomba depende del caudal y la carga estática, el siguiente grafico muestra la eficiencia de la bomba en función de estos dos parámetros:

7. BIBLIOGRAFÍA

- Chemical Engineering (Third Edition), VOLUME6, Coulson and Richardson´S. R K Sinnott. Department of chemical and Biological Process Engineering, University of Wales Swansea.

B. APLICACIÓN AL PROCESO

Tabla 4: Diámetro de las tuberías

Tabla 5: Caída de presión por unidad de longitud de tuberías

Tabla 6: Caída de presión total en las tuberías

Tabla 7: Precio de las tuberías

Tabla 8: Coste total de instalación de las tuberías y los accesorios

Tabla 9: Potencia de las bombas

Tabla4. Diámetro de las tuberías

		Flujo másico G(kg/s)	Viscosidad μ (mPa.s)	Densidad ρ (kg/m ³)	Diámetro óptimo Di(mm)	Diámetro de diseño Di(mm)
Hidrolisis de la pared celular	Proceso	0,221	0,945	1010	13	15
	vapor	0,19	0,011	0,234	227	227
	Recirculacion	0,19	0,38	669	13	16
	condensador1	2,1	0,945	1010	42	42
	encamisado	0,169	0,38	969	11	13
	intercambiador de calor1	0,378	1,113	1010	17	19
intercambiador de calor2	2,138	0,379	969	42	42	
Saponificación	Proceso	0,065	1	944	7	9
	encamisado1	0,424	0,43	976	18	22
	encamisado2	0,135	1,3	1019	10	12
	Fase hexanica	0,017	0,319	662	4	6
Extraccion de los carotenoides	vapor	0,017	0,00625	1,3	33	30
	Fase hidroalcoholica	0,065	1	907	7	8
	Recirculacion	0,017	0,287	651	4	6
	Condensador2	0,085	1	1000	8	10
	intercambiador de calor	0,011	1	1000	3	5
	Fase hexanica	0,011	0,3	660	3	5
Extraccion de AGLs	Fase hidroalcoholica	0,065	1	907	7	8
	Esterificacion	0,011	0,6	680	3,0	5
	vapor	0,011	0,007	0,78	31,7	32
	Recirculacion	0,11	0,3	660	9,9	13
	Condensador3	0,091	1	1000	8,0	10
	intercambiador de calor1	0,003	0,4	973	1,3	5
intercambiador de calor2	0,042	0,4	973	5,2	7	

Tabla5. Caída de presión por unidad de longitud de tuberías

	Caudal Q(L/s)	Numero de Re Re	Rugosidad ϵ (mm)	factor de fricción f	Caída de presión ΔP (Pa/m)
Hidrolisis de la pared celular	0,22	19861	0,046	0,0079	3275
Proceso vapor	811,97	96970	0,046	0,0048	8
Recirculación condensador1	0,28	39809	0,046	0,0072	2421
encamisado	2,08	67608	0,046	0,0059	1293
intercambiador de calor1	0,17	43580	0,046	0,0075	3865
intercambiador de calor2	0,37	22771	0,046	0,0075	2785
	2,21	172066	0,046	0,0054	1305
Saponificación	0,07	9200	0,046	0,0017	856
encamisado1	0,43	57096	0,046	0,0066	1535
encamisado2	0,13	11024	0,046	0,0089	4165
Extracción de los carotenoides	0,03	11315	0,046	0,0100	3659
Fase hexanica vapor	13,08	115499	0,046	0,0059	351
Fase hidroalcoholica	0,07	10350	0,046	0,0096	8861
Recirculación	0,03	13719	0,046	0,01003	5744
Condensador2	0,09	11398	0,046	0,0092	5576
intercambiador de calor	0,01	2803	0,046	0,0057	1435
Extracción de AGLs	0,02	9342	0,046	0,0017	652
Fase hidroalcoholica	0,07	10350	0,046	0,0096	8861
Esterificación	0,02	4671	0,046	0,0034	1266
vapor	14,10	63202	0,046	0,0062	195
Recirculación	0,17	35930	0,046	0,0076	2442
Condensador3	0,09	11592	0,046	0,0091	4893
intercambiador de calor1	0,00	1911	0,046	0,0084	161
intercambiador de calor2	0,04	18323	0,046	0,0092	5194

Tabla6. Caída de presión total en las tuberías

	Caída de presión $\Delta P(\text{Pa/m})$	Elevación $\Delta z(\text{m})$	Longitud L(m)	Densidad $\rho(\text{kg/m}^3)$	Equipos $\Delta P_e(\text{Pa})$	Accesorios $\Delta P_a(\text{Pa})$	Total $\Delta P_t(\text{Pa})$
Hidrolisis de la pared celular	3275	0	10	1010	0	1395	34145,7
Proceso1	3275	3,5	2	1010	0	0	41228,5
Proceso2	3275	0	10	1010	41000	1395	75145,7
Proceso3	3275	0	10	1010	64000	0	96750,7
Proceso4	8	0	2	0,234	0	85	101,0
Vapor	2421	0	5	669	0	601	12707,8
Recirculación	1293	0	5	1010	60000	0	66463,8
condensador1	3865	0	35	969	60000	754	196034,3
encamisado	2785	0	25	1010	71000	793	141426,1
intercambiador de calor1	1305	0	5	969	150000	1132	157656,5
intercambiador de calor2	856	0	20	944	0	996	18108,7
Saponificación	856	0	5	944	0	498	4776,3
encamisado1	1535	0	10	976	60000	574	75920,0
encamisado2	4165	0	10	1019	60000	630	102277,2
Extracción de los carotenoides	3659	0	3	662	10000	492	21467,6
Fase hexanica	351	0	2	1,3	0	200	902,6
vapor	861	0	6	907	0	1246	54414,0
Fase hidroalcoholica	5744	0	5	651	0	531	29249,7
Recirculación	5576	0	4	1000	60000	0	82306,0
Condensador2	1435	0	15	1000	17000	141	38664,9
intercambiador de calor	652	0	3	660	0	214	2170,9
Fase hexanica	8861	0	6	907	0	830	53998,7
Fase hidroalcoholica	1266	0	5	680	10000	0	16330,5
Proceso1	1266	2	1	680	0	208	14815,6
Proceso2	1266	0	3	680	0	0	3798,3
Proceso3	1266	1	1	680	0	208	8144,8
Proceso4	1266	0	4	680	10000	0	10778,4
Proceso5	195	0	2	0,78	0	56	4940,4
vapor	2442	0	20	660	0	469	98324,0
Recirculación	4893	0	20	1000	60000	0	63217,6
Condensador3	161	0	15	973	20000	11	97922,9
intercambiador de calor1	5194	0	15	973	20000	466	20466,2
intercambiador de calor2							

Tabla7. Precio de las tuberías

		Longitud L(m)	Díametro di(mm)	Precio unitario (\$/m)	Precio total (\$)
Hidrolisis de la pared celular	Proceso1	10	15	170,7	1707,3
	Proceso2	2	15	170,7	341,5
	Proceso3	10	15	170,7	1707,3
	Proceso4	10	15	170,7	1707,3
	Vapor	2	227	945,3	1890,5
	Recirculación	5	16	177,8	889,1
	condensador1	5	42	326,0	1629,8
	encamisado	35	13	156,0	5460,3
	intercambiador de calor1	25	19	198,1	4953,5
	intercambiador de calor2	5	42	325,4	1627,2
Saponificación	Proceso	20	9	123,7	2474,9
		5	9	123,7	618,7
Extracción de los carotenoides	encamisado1	10	22	217,3	2173,1
	encamisado2	10	12	148,3	1483,4
Extracción de AGLs	Fase hexanica vapor	3	6	95,9	287,6
	Fase hidroalcoholica	2	30	264,2	528,4
	Recirculación	6	8	114,9	689,4
	Condensador2	5	6	90,7	453,7
	intercambiador de calor	4	10	128,0	512,1
	Fase hexanica	15	5	85,5	1281,8
	Fase hidroalcoholica	3	5	85,5	256,4
	Proceso1	6	8	114,9	689,4
	Proceso2	5	5	85,5	427,3
	Proceso3	1	5	85,5	85,5
Esterificación	Proceso3	3	5	85,5	256,4
	Proceso4	1	5	85,5	85,5
	Proceso5	4	5	85,5	341,8
	vapor	2	32	273,4	546,8
	Recirculación	20	13	156,0	3120,2
	Condensador3	20	10	132,2	2644,8
	intercambiador de calor1	15	5	85,5	1281,8
	intercambiador de calor2	15	7	108,5	1626,8
				Total	43779,1

Tabla 8. Coste total de instalación de las tuberías y los accesorios

Precio total de tuberías (\$)	F	Capital total (\$)
28657,09	1,50	71642,73

Tabla9. Potencia de las bombas

	Flujo másico G(kg/s)	P inicial Pp(Pa)	P final Pf(Pa)	Carga W(J/kg)	Potencia P(W)	Consumo diario (Wh/día)
Bomba1(hidrolisis) proceso	0,221	101300	101300	75	20,62	206
Bomba2(hidrolisis)proceso	0,221	101300	101300	170	47,02	470
Bomba3(hidrolisis)recirculación	0,19	37481	101300	407	96,76	968
Bomba4(hidrolisis)condensador	2,1	101300	101300	257	675,57	6756
Bomba5(saponificación)	0,065	101300	101300	19	1,56	16
Bomba6(recirculación de hexano)	0,017	41533	101300	137	2,91	29
Bomba7(Neutralización)	0,065	101300	101300	60	4,84	48
Bomba8(Esterificación)	0,011	101300	101300	63	0,87	9
Bomba9(Esterificación)	0,011	101300	101300	16	0,22	2
Bomba10(Recirculación hexano)	0,011	30390	101300	256	3,53	35
					Total	8539

ANEJO N°4
DISTRIBUCIÓN
EN PLANTA

DISTRIBUCIÓN EN LA PLANTA

- 1. INTRODUCCIÓN**
- 2. OBJETIVOS DE LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA**
- 3. FACTORES QUE AFECTAN A LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA**
- 4. ASPECTOS GENERALES DE LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA**
- 5. MÉTODO SLP(PLANIFICACIÓN SISTEMÁTICA DE LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA)**
- 6. DATOS BÁSICOS DE CONSUMO PARA LA PLANIFICACIÓN Y ORGANIZACIÓN**
- 7. APLICACIÓN AL PROYECTO**
 - 7.1 FACTORES QUE AFECTAN A LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA**
 - 7.1.1 FACTOR MATERIAL**
 - 7.1.2 FACTOR MAQUINARIA**
 - 7.1.3 FACTOR TRABAJADOR**
 - 7.1.4 FACTOR MOVIMIENTO**
 - 7.1.5 FACTOR ESPERA**
 - 7.1.6 FACTOR SERVICIO**
 - 7.1.7 FACTOR EDIFICIO**
 - 7.1.8 FACTOR CAMBIO**
 - 7.2 EVALUACIÓN MULTICRITERIO**

1. INTRODUCCIÓN

La distribución en planta es el proceso de ordenación física de los elementos industriales de modo que constituyan un sistema productivo capaz de alcanzar los objetivos fijados de la forma más adecuada y eficiente posible. Esta ordenación ya practicada o en proyecto, incluye tanto los espacios necesarios para el movimiento del material, almacenamiento, trabajadores indiscretos y todas las otras actividades o servicios, como el equipo de trabajo y el personal de taller.

La distribución en planta es de vital importancia ya que por medio de ella se logra un adecuado orden y manejo de las áreas de trabajo y equipos, con el fin de minimizar tiempos, espacios y costes, orientando a los directivos en su tarea de dirigir las actividades y caminos a seguir y señalando los peligros que se deben evitar en la producción.

La distribución del equipo y áreas de trabajo es un problema ineludible para todas las plantas industriales, por lo tanto no es posible evitarlo.

2. OBJETIVOS DE LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

Los objetivos básicos que ha de conseguir una buena distribución en planta son:

- **Unidad**

Alcanzar la integración de todos los elementos o factores implicados en la unidad productiva, para que se funcione como una unidad objetivo.

- **Circulación mínima**

Procurar que los recorridos efectuados por los materiales y hombres, de operación a operación y entre departamentos sean óptimos lo cual requiere economía de movimientos, de equipo y de espacio.

- **Seguridad**

Garantizar la seguridad, satisfacción y comodidad del personal, consiguiéndose así una disminución en el índice de accidentes y una mejora en el ambiente de trabajo.

- **Flexibilidad**

La distribución en la planta necesitará, con mayor o menor frecuencia adaptarse a los cambios en las circunstancias bajo las que se realizan las operaciones, las que hace aconsejable la adopción de distribuciones flexibles.

3. FACTORES QUE AFECTAN A LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

Los factores que hay que tener en cuenta a la hora de planificar la distribución en planta son los siguientes:

- Factor material.
- Factor maquinaria
- Factor personas
- Factor movimiento
- Factor espera
- Factor servicios
- Factor características del edificio y localización
- Factor cambio

4. ASPECTOS GENERALES DE LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

La distribución en planta de cualquier proceso químico presenta una serie de elementos comunes:

- **Recinto de la planta**

El emplazamiento donde va a construirse la planta debe estar rodeado en todos sus límites por una valla de seguridad, y todas las entradas deben tener puerta. Por razones de seguridad, el número de puertas debe ser mínimo.

Las zonas de actividades con sustancias peligrosas deben aislarse del resto siempre que sea posible mediante la instalación de sus propias vallas de seguridad y de muros de contención.

La red de tuberías de la planta, tanto las de proceso como las de servicios se disponen normalmente en paralelo al sistema de carreteras.

- **Edificios**

Las distintas secciones de la planta, según sus características, necesitan un determinado tipo de edificio, o al menos de estructura que las albergue. Para facilitar el buen funcionamiento del proceso o para albergar determinados

servicios generales, auxiliares y sociales suele ser necesario aislar correctamente determinados volúmenes del exterior.

Los edificios auxiliares deben incluir:

- Almacenaje de materias primas : tanques y almacenes
- Almacenes de suministro para el mantenimiento y operación
- Talleres de mantenimiento
- Laboratorios para el control de proceso
- Servicios
- Aparcamiento

Los edificios administrativos se suelen situar cerca de la entrada principal y aguas debajo de la dirección del viento.

Los laboratorios se colocan en el centro de la planta a la que sirven, pero siempre en áreas seguras.

La sala de calderas, subestación eléctrica, centro de mando de motores, estaciones de bombeo, salas de control, etc. Deben quedarse en sitio donde no corran peligro de quedar fuera de servicio por efecto de un incendio, explosión o inundación.

Las bombas y los motores eléctricos que accionan los diferentes equipos deben situarse en el interior de los edificios, para evitar que puedan sufrir daños debido a agentes meteorológicos. Además, es conveniente localizar las bombas en línea a cada lado de un camino de acceso, con los motores alineados hacia el exterior, para un fácil acceso.

Los compresores, debido a su elevado coste, deben instalarse de modo que permitan un rápido desmontaje y posterior montaje, aliviando así la necesidad de proveer de equipos de repuesto.

Todos los edificios y zonas de acceso deben disponer de vías libres y amplias para que los operadores puedan salvar desniveles y obstáculos, y de plataformas o pasarelas con dos o más salidas de escape.

- **Accesos y zonas de carga o descarga**

Las zonas de acceso a la planta del tráfico rodado deben situarse en la periferia del recinto. Del mismo modo, las áreas de carga y descarga se ubicaran en un lugar cercano a la entrada de la planta y a las zonas de acceso por carretera. Debe evitarse, en la medida de lo posible, que las carreteras atraviesen áreas de proceso o áreas peligrosas.

En el interior de la planta se intentara que las distancias que recorran los productos desde/hacia el almacenamiento durante su procesado sean mínimas.

- **Evacuación de efluente**

El agua de lluvia y las corrientes de agua no dañinas pueden ir directamente al alcantarillado. La lluvia recogida contaminada se tratara junto con los efluentes acuosos del proceso. Los efluentes líquidos no inocuos deberán ir en sistemas cerrados y auto limpiables.

La pendiente mínima en áreas pavimentadas debe ser de 1.25% y 2.5% para líquidos corrosivos.

Para la construcción del plano de distribución de la planta se ha utilizado datos típicos encontrados en bibliografía de las distancias mínimas de seguridad.

5. MÉTODO SLP(PLANIFICACIÓN SISTEMÁTICA DE LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA)

El método SLP, es una forma organizada para realizar la planeación de una distribución y está constituida por cuatro fases, en una serie de procedimientos y símbolos convencionales para identificar, evaluar y visualizar los elementos y áreas involucradas de la mencionada planeación.

Esta técnica, incluyendo el método simplificado, puede aplicarse a oficinas, laboratorios, áreas de servicio, almacén u operaciones manufactureras y es igualmente aplicable a mayores o menores readaptaciones que existan, nuevos edificios o en el nuevo sitio de planta planeado.

El SLP consiste en un esqueleto de pasos, un patrón de procedimientos de Planificación Sistemática de la Distribución en Planta y un juego de conveniencias.

FASES DEL MÉTODO SLP

- **Localización**

Aquí debe decidirse donde va a estar el área que va a ser organizada, este no es necesariamente un problema de nuevo físico. Muy comúnmente la nueva organización o reorganización es en el mismo lugar que esta al principio, en un edificio recientemente adquirido o en un tipo similar de un área potencialmente disponible.

- **Organización general completa**

Esta establece el patrón o patrones básicos de flujo para el área de que va a ser organizada. Esto también indica el tamaño, relación y configuración de cada actividad mayor, departamento o área.

- **Preparación en detalle**

Del plan de organización e incluye planear donde va a ser localizada cada pieza de maquinaria o equipo.

- **Instalación**

Esto envuelve ambas partes, planear la instalación y hacer físicamente los movimientos necesarios. Indica los detalles de la distribución y se realizan los ajustes necesarios conforme se van colocando los equipos.

Estos pasos vienen en secuencia y para mejores resultados, deben traslaparse uno a otro, es decir, que todos pueden iniciarse antes de que termine el anterior, ya que son complementarios.

Frecuentemente los pasos 1 y 4 no son una parte del proyecto específico de organización de la planeación de los ingenieros, aunque su proyecto debe pasar en cada caso por estos primeros y los últimos pasos. Por lo tanto, el planeador de la organización se concentra en los estrictos pasos del plan de organización: 2, organización general total y 3 plan de organización detallada.

Todo proyecto de distribución en planta debe pasar por estas fases que deben ser analizadas por un grupo interdisciplinario que sea al mismo tiempo responsable de todas ellas. A pesar de lo anterior el ingeniero o encargado de la distribución debe conocerlas para integrar en forma racional el proyecto total.

La preparación racional de la distribución, es una forma organizada de enfocar los proyectos de distribución; es fijar un cuadro operacional de fases, una serie de procedimientos, un conjunto de normas que permitan identificar, valorar y visualizar todos los elementos que intervienen en la distribución de la misma planta.

6. DATOS BÁSICOS DE CONSUMO PARA LA PLANIFICACIÓN Y ORGANIZACIÓN

Antes de ver los pasos 2 y 3 más cerca, los datos básicos de consumo o factores deben ser reconocidos. Esto es fácil de recordar con la clave `` alfabeto de las facilidades de ingeniería de planeación-**PQRST**-``. Por lo que existen cinco elementos básicos en los que se funda todo problema de distribución y forman la base del procedimiento SLP simplificado.

P: El producto o material, que debe fabricar, incluyendo variaciones y características. ¿Qué vamos a producir?

Q: La cantidad o volumen de cada variedad de productos o artículos que deben ser fabricados. ¿Qué cantidad?

R: El recorrido o proceso, las operaciones, su secuencia o el orden en el que se realizan las operaciones.

S: Servicios, actividades de soporte y funciones. Son necesarios en los diferentes departamentos para que puedan cumplir las mismas que se les ha encomendado.

T: El tiempo o toma de tiempos. Son cuando, cuanto tiempo, que tan pronto y que tan seguido, además de que influye de manera directa sobre los otros cuatro elementos, ya que nos permite precisar cuándo deben fabricarse los productos, en que cantidades. De acuerdo a lo anterior, cuanto durara el proceso y qué tipo de maquinas lo aceleraran, que servicios son necesarios y su situación, ya que de ellos depende la velocidad a la que el personal de desplace de un punto de trabajo a otro.

El elemento más importante para las personas que preparan una distribución en planta es el tiempo, planeado para evitar costos excesivos en la instalación de los activos.

7 APLICACIÓN AL PROYECTO

Localización

El área sobre la que se dispone la planta piloto de procesamiento de la biomasa de microalgas posee $458.2m^2$ de superficie y se encuentra situada en el paraje de las Palmerillas, en el término municipal de El Ejido (Almería), próximo a la autovía del mediterráneo. La planta solo ocupa $400.2m^2$.

Organización general

- Zona de procesamiento de la biomasa
- Laboratorio
- Zona de almacenamiento de productos
- Zona de almacenamiento de materias primas y productos químicos
- Zona auxiliares

Preparación en detalle

La disposición de los equipos se ha elegido según se representa en el plano de distribución en planta, se ha elegido de esta forma debido a que el proceso es continuo y a base a criterios de ahorro de espacio.

Instalación

Instalación real de la maquinaria proyectada.

7.1 FACTORES QUE AFECTAN A LA DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

7.1.1 FACTOR MATERIAL

ELEMENTOS

- Materias primas: biomasa microalgal, Acido clorhídrico, Etanol, KOH, Hexano, Metanol y Enzimas.
- Productos acabados: Corriente concentrada en azúcares reductores, biomasa residual (pienso), carotenoides y FAMES.
- Subproductos: Corrientes de aguas de servicio

CONSIDERACIONES

La secuencia en que se realizan las operaciones se manifiestan en el diagrama de flujo.

7.1.2 FACTOR MAQUINARIA

- **Tanque de acondicionamiento de la biomas:** Un tanque de geometría cilíndrica, de acero inoxidable, agitado y encamisado. Su volumen efectivo 79 L siendo su diámetro 43.6 cm y su altura 53cm.
- **Biorreactor de hidrolisis:** un Biorreactor flujo pistón concéntrico de geometría cilíndrica. Su diámetro es de 5.3m y de 3m de altura.
- **Intercambiador de calor1:** un intercambiador de carcasa y tubos, de 1.8m de longitud y 17cm de diámetro, siendo su área $2.16m^2$.
- **Centrifuga1:** Una centrifuga de discos de área característica de $946m^2$
- **Intercambiador de calor2:** Un intercambiador de carcasa y tubos, de 3,7m de longitud y 17cm de diámetro, siendo su área $3.61m^2$
- **Evaporador1:** Opera a 0.376 bar de presión y 75°C de temperatura. Su área de intercambio es de $21m^2$
- **Condensador1:** Un condensador de tubos horizontales y opera en contracorriente, la longitud de los tubos es de 2m, siendo el numero de estos 23.
- **Tanque de saponificación:** Un tanque de geometría cilíndrica, de acero inoxidable, agitado y encamisado. Su volumen efectivo 296 L siendo su diámetro 68 cm y su altura 82cm.
- **Tanque de refrigeración:** tanque de geometría cilíndrica, de acero inoxidable, agitado y encamisado. Su volumen efectivo 249 L siendo su diámetro 68 cm y su altura 68.5cm.
- **Centrifuga2:** Una centrifuga de discos de área característica de $198m^2$
- **Columna de extracción de carotenoides:** Su diámetro es de 1.5m siendo su altura de 1.2m el volumen total de la columna es de 884L.
- **Intercambiador de calor3:** Un intercambiador de dos tubos concéntricos, siendo la longitud del tubo 14.5m, el diámetro de la tubería interna es de 1.5cm mientras que la tubería externa tiene un diámetro de 3.5cm.
- **Evaporador2:** Opera a 0.41 bar de presión y 45°C de temperatura. Su área de intercambio es de $0.13m^2$

- **Condensador2:** Un condensador de tubos horizontales y opera en contracorriente, la longitud de los tubos es de 1.39m, siendo el numero de estos 7.
- **Tanque de neutralización:** tanque de geometría cilíndrica, de acero inoxidable, agitado. Su volumen es de 27.4 L siendo su diámetro 31 cm y su altura 37cm.
- **Columna de extracción de AGLs:** Su diámetro es de 1.5m siendo su altura de 1.2m el volumen total de la columna es de 884L. La distancia entre dos etapas consecutivas es de 0.5m.
- **Intercambiador de calor4:** Un intercambiador de dos tubos concéntricos, siendo la longitud del tubo 10.6m, el diámetro de la tubería interna es de 1.5cm mientras que la tubería externa tiene un diámetro de 3cm.
- **Biorreactor de esterificación1:** Un Biorreactor flujo pistón concéntrico de geometría cilíndrica. Su diámetro es de 1.2m y de 1,1m de altura.
- **Biorreactor de esterificación2:** Un Biorreactor flujo pistón concéntrico de geometría cilíndrica. Su diámetro es de 1.2m y de 0,63m de altura.
- **Intercambiador de calor5:** Un intercambiador de dos tubos concéntricos, siendo la longitud del tubo 24.7m, el diámetro de la tubería interna es de 1.5cm mientras que la tubería externa tiene un diámetro de 3cm.
- **Evaporador3:** Opera a 0.3 bar de presión y 109°C de temperatura. Su área de intercambio es de $0.18m^2$
- **Condensador3:** Un condensador de tubos horizontales que opera en contracorriente, la longitud de los tubos es de 5m, siendo el número de estos 3.
- **Cuadros e instalación eléctrica:** Elementos de control y seguridad. Aparatos de medida. Visualizadores de funcionamiento y averías. Cuadro de maniobra electrónico digital.
- **Test de control eléctrico de temperaturas :** Permite el control constante de la temperatura en los puntos fundamentales de la producción

7.1.3 FACTOR TRABAJADOR

Se trata de una planta piloto, automatizada y controlada por ordenador. Por lo tanto, el personal que puede manejar la planta pueden ser los responsables docentes, investigadores....

7.1.4 FACTOR MOVIMIENTO

El factor movimiento no tiene ninguna consideración, ya que se trata de una planta piloto y no hay movimiento de camiones y los medios de transporte. Sin embargo, se facilita el acceso a los vehículos del personal.

7.1.5 FACTOR ESPERA

En realidad el factor espera tiene poca influencia sobre nuestro proceso, los elementos más importantes que pueden integrara en este apartado son:

- Almacenaje de materias primas: Un almacén pequeño para almacenar los disolventes orgánicos, y las demás materias primas. La biomasa no necesita almacenaje ya que se procesa directamente.
- Almacenaje de productos terminados: Los productos que salen del proceso se almacenan en un almacén (biomasa residual, carotenoides, FAMES).

7.1.6 FACTOR SERVICIO

SERVICIOS RELATIVOS AL PERSONAL

- Vías de acceso: Se accede fácilmente a las planta por la salida 420 de la Mojonera por la autovía del Mediterráneo.
- Protección contra incendios: Se dispone de elementos protectores en caso de incendios en distintas zonas de la fábrica así como una instalación adecuada en cumplimiento de la norma NBE-CPI-96.
- Iluminación: La planta dispone de una red eléctrica tanto para el consumo energético como para luz.
- Instalaciones y equipos para uso personal: Servicio de baño para uso personal.

7.1.7 FACTOR EDIFICIO

- Aparcamiento para el personal
- Sala de control: una cámara integrada en la misma planta de dimensiones (2x3) metros. Siendo la su superficie de $6m^2$.
- Almacén de materias primas y otras herramientas de equipos: Las dimensiones que consideramos oportunas son una cámara de (3x3) metros con una altura de 3metros. La superficie que ocupa es $9m^2$.

- Laboratorio: integrado en la misma planta de proceso, consiste en una zona de recepción para el registro de muestras y recepción de productos químicos, un almacén para productos químicos, aseos. Las dimensiones del laboratorio son (4x3) metros por 3 metros de altura. La superficie ocupada por el laboratorio es $12m^2$.
- Almacén de los productos: Una cámara de (3x2) metros por 3 metros de altura. La superficie ocupada es $6m^2$.
- Planta de proceso: La superficie ocupada por la planta es $400.2m^2$.

7.1.8 FACTOR CAMBIO

La construcción se realiza en una zona con más amplitud de la necesaria para posibles modificaciones o ampliaciones a lo largo de la vida útil del proyecto para mejorar el proceso productivo.

7.2 EVALUACIÓN MULTICRITERIO

Para justificar la distribución en la planta y organización de la maquinaria y de las actividades en nuestra fábrica aplicamos la evaluación multicriterio.

- 1)- Definir las actividades que forman parte de nuestro proceso productivo y que queremos organizar ordenadamente según criterios coherentes.
- 2)- Definir unas pautas de posible proximidad por las que se razona la relación previamente establecida entre las diversas actividades.
- 3)- Enumeramos distintas justificaciones por las que se razona la relación previamente establecida entre las diversas actividades

Aplicando los pasos citados anteriormente, la distribución en planta que veamos que es la más adecuada se manifiesta en los planos.

ANEJO N°5
SEGURIDAD
INDUSTRIAL Y
CONTROL

SEGURIDAD INDUSTRIAL Y CONTROL

1. INTRODUCCIÓN

2. SEGURIDAD INDUSTRIAL Y GESTIÓN DE LA EMPRESA

2.1. INTRODUCCIÓN

2.2. SEGURIDAD EN EL DISEÑO

2.2.1 DATOS Y PROCEDIMIENTOS PARA EL DISEÑO

2.2.1 PROYECTOS

2.2.2 DISEÑO Y SEGURIDAD EN EL TIEMPO

2.3. SEGURIDAD EN LA CONSTRUCCIÓN DE INSTALACIONES

**2.3.1 SEGURIDAD EN LOS PROPIOS TRABAJOS DE
CONSTRUCCIÓN**

**2.3.2 SEGURIDAD Y CONTROL DE CALIDAD EN LA
CONSTRUCCIÓN**

2.4. SEGURIDAD EN LA OPERACIÓN

2.4.1 GENERALIDADES

2.4.2 INFORMACIÓN Y NORMALIZACIÓN

2.4.3 ADIESTRAMIENTO DEL PERSONAL

**2.4.4 MOTIVACIÓN Y ESTIMULO DE ACTITUDES FAVORABLES A
LA SEGURIDAD**

2.5. MANTENIMIENTO Y SEGURIDAD

2.5.1 INTRODUCCIÓN

**2.5.2 MANTENIMIENTO CORRECTIVO Y ANÁLISIS ESTADÍSTICO
DE AVERÍAS**

2.5.3 MANTENIMIENTO PREVENTIVO

2.6. PREVENCIÓN Y ACTUACIÓN FRENTE A SINIESTROS

2.6.1 FUNCIONES DEL PERSONAL DE SEGURIDAD

2.6.2 AUDITORIA TÉCNICA Y DE SEGURIDAD

2.6.3 PLANES DE EMERGENCIA

**2.7. SEGURIDAD INDUSTRIAL Y GESTIÓN GENERAL DE LA
EMPRESA**

3. MEDIDAS DE SEGURIDAD

**3.1 MEDIDAS CORRECTORAS Y DE SEGURIDAD CONTRA
INCENDIOS Y EXPLOSIONES**

**3.2. MEDIDAS CORRECTORAS Y DE SEGURIDAD CONTRA RUIDOS
Y VIBRACIONES**

3.3. TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

3.4. TRATAMIENTO DE RESIDUOS ATMOSFÉRICOS

4. CONTROL

4.1 INSTRUMENTACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL

4.1.1. MEDIDORES DE TEMPERATURA

4.1.2. MEDIDORES DE PRESIÓN

4.1.3. MEDIDORES DE FLUJO

4.1.4. MEDIDORES DE NIVEL

4.1.5. VÁLVULAS DE CONTROL

5. BIBLIOGRAFÍA

1. INTRODUCCIÓN

En la primera parte de este anejo se citan consideraciones generales referentes a la Seguridad y a la gestión de las plantas en la industria:

- Se hacen consideraciones medioambientales con el fin de encuadrar este asunto como parte de la Seguridad industrial.
- Se contemplan aspectos de las distintas etapas y actividades propias de la industria, haciendo hincapié en sus aspectos de seguridad.
- Se revisan reglamentos, normas y análisis de riesgos, así como el rediseño continuo de modificaciones en plantas industriales en uso.
- Como parte del desarrollo de un proyecto se mencionan la seguridad durante la construcción de las plantas industriales y la incidencia del control de calidad sobre la Seguridad.
- Se aborda la seguridad de operaciones tratando normas de uso interno que describan las operaciones correctas, las características, los riesgos de los productos y su prevención, etc., además del entrenamiento y la motivación de personal hacia la Seguridad.
- Se subraya la relación estrecha que existe entre el mantenimiento y la Seguridad, estableciendo la necesidad de ambos tipos de mantenimiento para conseguir las operaciones más seguras.
- Se explican funciones y auditorias de Seguridad, así como los planes de emergencia.
- Se comenta la relación existente entre riesgo, responsabilidad y aseguramiento.

- Se establece la necesidad de una política real de Seguridad entre las propias de la gestión general de la Empresa industrial indicando su objetivo general y sus objetivos.

En la segunda parte de este anejo se detallan las medidas preventivas tomadas en la planta de producción de lípidos estructurados frente a aspectos como las explosiones, incendios y tratamiento de contaminantes.

En la tercera parte se citan las medidas e instrumentación utilizada en la planta con el objetivo de mejorar el proceso productivo y evitar posibles accidentes y desaprovechamiento de la planta.

2. SEGURIDAD INDUSTRIAL Y GESTIÓN DE LA EMPRESA

2.1. INTRODUCCIÓN

La Seguridad Industrial, en general, exige:

- Acción preventiva inicial y continuada, incluyendo la preparación para una acción eficiente contra un siniestro eventual.
- Cobertura de todas las instalaciones y procesos industriales.
- Cobertura de todas las etapas y vertientes (diseño, construcción, operación, mantenimiento, gestión, etc) de la actividad industrial.
- Un enfoque particular para cada una de las etapas y vertientes mencionadas.
- Exigencias profesionales y éticas relacionadas con la formación, profesionalidad, estilo de mando y motivación de las personas implicadas en la actividad industrial.
- Evitación del deterioro originado por la rutina.

- Estimulo de actitudes que favorecen la Seguridad y desestimulo de las que la perjudican.
- Conciencia de la relación de riesgo, responsabilidad y aseguramiento.
- Política explícita y coherente, relativa a la Seguridad Industrial, en la gestión general de la Empresa.

La gestión de la Planta industrial pretende la optimización entre todos los factores que determinan la utilidad de la propia actividad industrial.

La optimización mencionada requiere medios humanos, económicos, de equipo y de conocimientos adecuados, en calidad y cantidad, a las características de la actividad industrial concreta a las del entorno en que la misma se desarrolla.

La gestión de la Empresa atiende a todas las etapas y vertientes de la actividad industrial que median en la actividad propia de aquella. Así cabe considerar diversos tipos de gestión: general, financiera, de diseño y de proyectos, de operación, de mantenimiento, de la propia Seguridad, de personal, comercial, etc.

En este anejo se van a considerar las actividades industriales, aspectos de la propia seguridad de cada una de ellas y de la seguridad que inducen en otras, con el fin de evitar su gestión particular y la gestión general de la Empresa industrial.

Antes de detallar los aspectos relativos a la Seguridad Industrial conviene hacer unas consideraciones relativas al medio ambiente:

- La Seguridad Industrial se refiere a la minimización del riesgo para personas, instalaciones, productos, servicios y para el propio medio ambiente.
- Intentar que el tema del cuidado del medio ambiente quede bien enfocado y centrado en el conjunto de la actividad industrial.

2.2. SEGURIDAD EN EL DISEÑO

Consideramos diseño como la actividad técnica que, partiendo de unos datos (que definen características y condiciones físicas y químicas, necesidades y límites de

actuación) y mediando procedimientos (lógicos, decisorios y de cálculo), origina proyectos (manuales, especificaciones, planos y normas) que permiten construir, operar y proteger procesos e instalaciones destinados a proporcionar a la Sociedad unos bienes y/o servicios partiendo de otros. Un diseño correcto será el que permita proporcionarlos en situación óptima de utilidad.

2.2.1 DATOS Y PROCEDIMIENTOS PARA EL DISEÑO

El acopio de datos y definiciones completas y correctas influye sobre la calidad del diseño, uno de cuyos aspectos es la seguridad de las instalaciones y operaciones. Entre los procedimientos de diseño deben estar incluidos los que se refieren a la Seguridad.

Los Reglamentos de Seguridad de obligatorio cumplimiento son las disposiciones reglamentarias que definen o deben definir:

- Ámbito de aplicación.
- Condiciones y requisitos administrativos o técnicos requeridos.
- Documentación y trámites para obtener autorizaciones.
- Competencia profesional y técnica para la actividad reglamentada.
- Condiciones y constancia documental de mantenimiento, revisiones e inspecciones.
- Responsabilidades por incumplimiento y sanciones.
- Necesidad y cuantía de seguros obligatorios.
- Requisitos de carácter general.
- Instrucciones técnicas complementarias (ITC): Disposiciones, distancias, protecciones, materiales, dimensiones, etc. que son obligatorios.
- Normas de obligatorio cumplimiento.
- Plazos de entrega en vigor y para la adaptación gradual de instalaciones existentes.
- Previsión de revisiones por avances técnicos.

Normas y códigos de diseño son recomendaciones, incluyendo criterios para la decisión, procedimientos para cálculo y para definición cualitativa y cuantitativa de procesos e instalaciones. Normas UNE, EN, ISO, API, NFPA, ASME, DIN,

etc., también deben tenerse en cuenta las normas para diseño de uso interno de cada Compañía.

Análisis de riesgos se analiza el proyecto considerando todos y cada uno de los elementos del equipo, así como la ubicación de la planta. Los pasos a seguir son:

- Identificación cualitativa de cada fallo y sus posibles consecuencias.
- Probabilidad de fallo.
- Concurrencia de fallos que determinan un accidente.
- Severidad del impacto en función del punto de origen de las distancias y de las protecciones en términos de valor económico y/o consecuencias.
- Riesgo = probabilidad x severidad.
- Comparación de los valores del riesgo con los aceptables por la Sociedad.
- Especificación de las distancias y protecciones determinadas para la instalación propuesta.

2.2.2 PROYECTOS

Los proyectos deben ser completos en sus aspectos cualitativos (calidad de descripción) y cuantitativos (cobertura y detalle), considerando que deben servir para:

- Construir
- Operar
- Mantener
- Proteger los aspectos e instalaciones que describen en condiciones óptimas de utilidad y de seguridad.

2.2.3 DISEÑO Y SEGURIDAD EN EL TIEMPO

Todo proceso industrial debe ser seguro al principio y al final de la vida útil de la planta. Con el fin de evitar problemas de seguridad, deben tenerse en cuenta dos escalones en la actividad del diseño:

- Diseño inicial de las instalaciones y de su funcionamiento.
- Diseño de sus modificaciones en las instalaciones y de los procedimientos para adaptar las descripciones iniciales de productos, equipos o procedimientos nuevos debidos a cambios en la actividad o por efecto de la experiencia (mejoras).

2.3. SEGURIDAD EN LA CONSTRUCCIÓN DE INSTALACIONES

En la etapa de construcción se materializa el proyecto procedente de la etapa de diseño. La construcción de la instalación la llevará a cabo una empresa ajena a la propia empresa industrial. La seguridad industrial tiene dos vertientes:

2.3.1 SEGURIDAD EN LOS PROPIOS TRABAJOS DE CONSTRUCCIÓN

La dispersión de mando y responsabilidades que se deriva de la actuación de una o varias empresas contratistas dentro del ámbito de la empresa propietaria obliga a una coordinación adecuada de información, actuación y mando.

Ello incluye:

- Notificación de los procedimientos de seguridad en la construcción a los contratistas.
- Emisión y control de permisos de ejecución de trabajos de cierta peligrosidad.
- Nombramiento de supervisores de seguridad con atribuciones para emitir y controlar permisos, así como para detener los trabajos en caso oportuno y hasta que se adopten las medidas de seguridad pertinentes.
- Aseguramiento suficiente y fehaciente por los contratistas sobre riesgos de accidente y de daños a terceros.
- Consideración de todos los riesgos (mecánicos, eléctricos, hidráulicos, incendio, explosión, etc) derivados de los propios trabajos y el entorno en que se llevan a cabo los mismos.

2.3.2 SEGURIDAD Y CONTROL DE CALIDAD EN LA CONSTRUCCIÓN

La calidad de la obra ejecutada y la fidelidad a un diseño correcto influyen en la seguridad de la operación y mantenimiento futuros de las instalaciones. Por tanto, un control cuidado de dicha calidad (materiales, soldaduras, terrenos, fundiciones, etc) sea un complemento imprescindible a un proyecto bien hecho.

2.4. SEGURIDAD EN LA OPERACIÓN

2.4.1 GENERALIDADES

El diseño es una parte de la seguridad industrial en las instalaciones y en los procesos ya que la probabilidad de un accidente peligroso no depende únicamente de las características técnicas del proceso y de los controles de seguridad (diseño), sino también de aspectos operativos organizativos de control de riesgos tales como son las actitudes de los mandos y de los operarios, de los errores humanos, de un mantenimiento inadecuado, del conocimiento y comprensión escasos por los operarios y de la adecuación de los procedimientos internos de emergencia.

2.4.2 INFORMACIÓN Y NORMALIZACIÓN

El primer escalón de la actividad preventiva en las operaciones está en la generación de información, instrucciones y normas referidas a las instalaciones y a los procesos implicados, para disponer de unas pautas explícitas y fijas, aunque revisables.

En la planta piloto de procesamiento de biomasa microalgal igual que en otras plantas industriales de producción de lípidos estructurados se redactarán 'Normas de uso interno' que contendrán información e instrucciones procedentes de los proyectos y de otras normativas más generales.

Las normas citadas deben cumplir:

- Normas de Seguridad.
- Normas con instrucciones para operaciones eficientes y seguras.
- IMP: características de todos y cada uno de los compuestos que intervienen en el proceso, así como instrucciones para su manipulación normal y en caso de emergencia.
- Normas para el mantenimiento de las instalaciones productivas y de seguridad.

2.4.3 ADIESTRAMIENTO DEL PERSONAL

Una vez cubiertas las etapas anteriores, o cubriéndolas continuamente, se dispondrá de una documentación excelente para distribuir al personal. Esto es el adiestramiento que, basándose en material gráfico, audiovisual y real, se concreta en:

- Cursillos (Operaciones, Seguridad general, Defensa contra incendios, Primeros auxilios, Planes de emergencia, Mantenimiento, etc).
- Entrenamiento práctico (Ejercicios de extinción con fuego real, Simulacros de emergencia, Simulacros de primeros auxilios, etc).

2.4.4 MOTIVACIÓN Y ESTIMULO DE ACTITUDES FAVORABLES A LA SEGURIDAD

En toda la actividad industrial se han de estimular actitudes favorables a la seguridad y desestimular las perjudiciales. Es el campo donde el mando y su estilo son fundamentales. Aquí es donde debe mencionarse la influencia importante que sobre el adiestramiento y la actitud de los operarios tienen el ejemplo y la preocupación que sus mandos, en todos los niveles, muestren por la eficacia y la seguridad de las operaciones. Los fines son tan importantes que es obligación de los mandos ejercer medios positivos y negativos para los estímulos citados.

2.5 MANTENIMIENTO Y SEGURIDAD

2.5.1 INTRODUCCIÓN

Si se lleva a cabo todo lo citado con anterioridad, la cobertura preventiva si las instalaciones mantuvieran indefinidamente el estado que iniciaron su actividad sería importante. Debido a las agresiones (desgastes, corrosiones, envejecimientos, etc.) que sufren diferentes partes de la instalación por su uso y por la acción de factores internos y externos, se pueden producir averías que originan condiciones inseguras. Por ello es evidente que el mantenimiento eficaz contribuye a la seguridad de instalaciones y operaciones de manera importante

2.5.2 MANTENIMIENTO CORRECTIVO Y ANÁLISIS ESTADÍSTICO DE AVERÍAS

Es evidente que la necesidad de intervención correctora de las averías (declaradas o ciertas, aunque de consecuencias más o menos remotas) requieren rapidez, eficiencia y precauciones (seguridad en la propia acción correctora).

De los análisis estadísticos de las averías se obtienen consecuencias relativas al perfeccionamiento de la organización de mantenimiento y se derivan conclusiones referentes a las frecuencias de la revisión preventiva, a la disponibilidad de

repuestos en existencia o del acopio inmediato y a la consecuencia de mejorar la calidad en ciertos elementos del equipo o componentes de éstos.

2.5.3 MANTENIMIENTO PREVENTIVO

Se trata de efectuar inspecciones periódicas de todos los elementos de las instalaciones, con el fin de que la reparación o sustitución de aquellos se efectúe antes de que la avería se declare. Cuando la avería puede tener consecuencias serias para la seguridad, el mantenimiento preventivo debe ser obligatorio.

Dentro de las revisiones preventivas, se pueden distinguir:

- Revisiones diarias: Control minucioso de aspectos muy críticos de la instalación, del proceso y de los servicios auxiliares.
- Revisiones semanales: Control detallado de aspectos críticos de las instalaciones.
- Revisiones mensuales: Se trata de unas revisiones detalladas de todos los elementos de las instalaciones, mediante una lista de comprobaciones que los incluye a todos en un orden que facilita la inspección sistemática.
- Revisiones bimestrales, trimestrales, cuatrimestrales, semestrales y anuales: Pruebas, análisis, limpieza y engrase de elementos de poco desgaste o de caducidad determinada.
- Revisiones aperiódicas: Dependen de las instrucciones dadas en los manuales de los equipos respectivos y de su utilización más o menos intensa.

Todas estas operaciones atañen a equipos (De operación, Auxiliares, De protección y defensa contra incendios y contra otros accidentes).

2.6 PREVENCIÓN Y ACTUACIÓN FRENTE A SINIESTROS

Debido a causas imprevisibles o de fuerza mayor y a no efectuarse la prevención con una eficacia del 100 por 100, debe aceptarse que el riesgo pueda manifestarse en forma de incidentes, accidentes o siniestro. Por ello, además de la prevención, debe coordinarse ésta con la actuación en caso de tales manifestaciones mediando la definición y planificación de las acciones pertinentes. Para asegurarlo, deben situarse la prevención y actuación mencionadas en la misma unidad organizativa.

2.6.1 FUNCIONES DEL PERSONAL DE SEGURIDAD

El personal de seguridad debe tener a su cargo las revisiones periódicas de tipo preventivo a efectuar según rutina que están normalizadas y que se registran y controlan mediante los impresos pertinentes.

A su vez, las revisiones originan, cuando da lugar a ello, las órdenes de trabajo para las acciones correctoras que se precisen.

Otra actividad propia de este personal es la de fiscalización de la seguridad en los trabajos efectuados por el personal ajeno a la Compañía. Ello incluye la emisión, autorización y control de unos permisos adecuados.

2.6.2 AUDITORIA TÉCNICA Y DE SEGURIDAD

Con frecuencia anual, se debe llevar a cabo una Auditoria técnica y de seguridad.

La debe realizar un comité técnico:

- Dirigido por técnicos de calificación profesional elevado pero no implicados en la actividad diaria de la planta.
- Con participación del personal de operaciones, seguridad y mantenimiento de la planta que aporta su conocimiento detallado de instalaciones y operaciones.
- Orientado claramente a la localización y corrección de defectos.
- Que efectúan una inspección de la instalación, de los riesgos de mantenimiento preventivo, etc., y emite un informe de Gerencia de la Compañía a los efectos oportunos.

2.6.3 PLANES DE EMERGENCIA

Son de gran importancia definir, coordinar, ejercitar y llevar a cabo actuaciones de emergencia. Los planes de emergencia incluirán:

- Lista de teléfonos de emergencia.
- Instrucciones sobre la asignación y precedencia de las llamadas telefónicas a efectuar en caso de emergencia.
- Asignación personalizada y descripción de las acciones destinadas a la extinción del siniestro y a evitar la propagación del mismo con indicación explícita del elemento a operar por cada persona.

- Recuento de personal para detectar si alguna persona esta siendo o ha sido víctima del siniestro y, en su caso, actuación para rescate y primeros auxilios.
- Instrucciones para la parada de todas las operaciones de carga, descarga y manipulación de productos en toda la instalación afectada, así como para la evacuación y alejamiento de personal y medios móviles que deban hacerlo.
- Instrucciones para notificación a la Dirección General de la Compañía y a las Compañías de Seguros.
- Instrucciones para la recogida de datos con el fin de analizar el siniestro y preparar los informes posteriores que seas pertinentes.

2.7 SEGURIDAD INDUSTRIAL Y GESTIÓN GENERAL DE LA EMPRESA

La empresa industrial debe tener una política de Seguridad que sea tan definida y clara como su política económica, financiera, comercial, técnica, etc. La política de Seguridad, al igual que las demás, debe estar presente en los niveles más elevados del organigrama de la Empresa.

Los elementos para el diseño de una política de Seguridad Industrial son:

- Conciencia de Seguridad Industrial y de los riesgos.
- Cobertura completa de actividades.
- Organización para la Seguridad.
- Auditorias y planes de actuación resultantes de las mismas.
- Formación y motivación del personal.
- Gestión de compras y gastos: presupuesto para la seguridad.
- Reglamentos y normas.
- Gestión de seguros y gerencia de riesgos.
- Planes de emergencia.
- Seguridad e imagen.

3. MEDIDAS DE SEGURIDAD

3.1. MEDIDAS CORRECTORAS Y DE SEGURIDAD CONTRA INCENDIOS Y EXPLOSIONES

Para corregir y evitar incendios y explosiones existen 2 sistemas:

- Sistemas de protección pasiva: Elementos que solo por el hecho de existir, reducen la magnitud de los accidentes.
- Sistemas de protección activa: elementos que se activan en situación de emergencia de forma manual o automática.

Entre los sistemas de protección pasiva se encuentran:

- Distancias de seguridad, tanto entre equipos como entre fuentes potenciales de peligro y personas o bienes.
- Medios para contención de derrames: cubetos y bandejas.
- Medios para conducción de derrames: drenajes y balsas.
- Muros protectores, que actúan como cortafuegos, para la contención y desviación de incendios y explosiones.
- Aislamiento térmico e ignifugación.
- Ventilación, para mantener la concentración de sustancias inflamables en recintos cerrados o semicerrados por debajo del límite inferior de inflamabilidad.
- Vías de acceso y escape, para evacuación de los operarios y la entrada de los equipos de rescate en caso de siniestro.

Dentro de los sistemas de protección activa, los más importantes son:

- Sistemas de detección de fugas.
- Sistemas de alarmas.
- Sistemas de defensa contra incendios.

Dentro de los sistemas de defensa contra incendios se incluyen medios de lucha contra incendios (agua, espuma, extintores), la protección e instalación en la lucha contra incendios (protección del personal y unidades).

3.2. MEDIDAS CORRECTORAS Y DE SEGURIDAD CONTRA RUIDOS Y VIBRACIONES

Los equipos existentes en la planta que puedan generar ruido son:

- Ventiladores.
- Motores eléctricos.
- Dispositivos rotatorios.
- Escapes de gases y vapores a la atmósfera mediante válvulas de escape.

Para evitar o disminuir el ruido se utilizan las siguientes técnicas:

- Reducción de la fuente de emisión, mediante atenuación de la velocidad de giro, reducción de la resistencia por fricción, evitar obstáculos en los trazados, empleo de material absorbente, aislamiento y amortiguación de los elementos vibratorios, sistemas de vacío, etc.
- Reducción en el medio de transmisión, mediante uso de protectores personales.
- Reducción de la exposición diaria al ruido.

3.3. TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

Los contaminantes del agua en esta planta pueden ser de dos tipos:

- Parámetros y sustancias que generalmente deben limitarse y controlarse en los vertidos (sólidos disueltos, sólidos en suspensión, temperatura, etc.).
- Parámetros y sustancias adicionales cuyo control debe efectuarse esporádicamente previo estudio del proyecto y del medio receptor.

Para prevenir estos contaminantes la planta debe disponer de sistemas de tratamiento de vertidos antes de depositarlos al alcantarillado.

3.4. TRATAMIENTO DE RESIDUOS ATMOSFÉRICOS

Los principales contaminantes atmosféricos que se puedan producir en la planta son vapores de los disolventes orgánicos utilizados en el proceso.

4. CONTROL

4.1. INSTRUMENTACIÓN DEL SISTEMA DE CONTROL

El control de las numerosas variables implicadas en el proceso (temperaturas, presiones, composiciones, etc.) requiere la utilización de un importante número de instrumentos para la medida de dichas variables. El equipo elegido debe ser seguro y sencillo, de fácil ajuste y limpieza.

4.1.1. MEDIDORES DE TEMPERATURA

En la planta se utilizan termopares tipo T. Están formados de Cu y constatan (aleación de Cu y Ni); el rango de temperaturas es de -270 hasta 400°C ; la precisión es de $\pm 1^{\circ}\text{C}$ o $\pm 0,75\%$; aguantan condiciones de atmósfera oxidante, reductora, condiciones de vacío, temperaturas criogénicas y vapores metálicos.

4.1.2. MEDIDORES DE PRESIÓN

Los medidores de presión deberán ir colocados, como instrumentación adicional a la necesaria en los lazos de control, en estos puntos del proceso:

- Aspiración e impulsión de todas las bombas: para comprobar el correcto funcionamiento de éstas. Van conectadas a una válvula de regulación, para el control del flujo del fluido impulsado por la bomba.
- Entradas y salidas de los cambiadores de calor: para controlar el ensuciamiento y las pérdidas de carga.

4.1.3. MEDIDORES DE FLUJO

Los medidores seleccionados para el proceso son, en función de la naturaleza del fluido:

- Fluidos limpios: rotámetro.
- Fluidos con sólidos: medidor de coriolis.

4.1.4. MEDIDORES DE NIVEL

Los dispositivos de nivel empleados en el proceso, también en función de la naturaleza del fluido, son:

- Medidores eléctricos: para suspensiones con sólidos.
- Medidores de presión: para líquidos limpios.

4.1.5. VÁLVULAS DE CONTROL

Las válvulas de control que se colocarán como instrumentación adicional, serán las siguientes.

- Válvulas de seguridad en los cuerpos de las bombas, que permitan la evacuación de fluidos en caso de roturas o fugas.
- Válvulas para la desconexión del proceso de las bombas o de otros equipos, en caso de reparación o avería.
- Válvulas anti-retroceso que eviten el flujo inverso en la descarga de las bombas.
- Válvulas manuales en by-pass para las válvulas de regulación automáticas, que permiten continuar la operación de la planta en caso de que las válvulas de regulación automáticas fallen, y deban repararse o cambiarse. Durante la operación normal estas válvulas permanecerán cerradas.

5. BIBLIOGRAFÍA

- Manual de Seguridad Industrial en Plantas Químicas y Petroleras. Fundamentos, Evaluación de Riesgos y Diseño; J. M. Storch de Gracia; Editorial McGraw-Hill, 1998.
- Perry: Manual del Ingeniero Químico / preparado por un equipo de especialistas bajo la dirección editorial de Robert H. Perry, Don W. Green, James O. Maloney; Séptima edición, volumen II; Madrid [etc.]; McGraw-Hill, 2001.
- <http://www.mtas.es>

ANEJO N°6
PREVENCIÓN Y
PROTECCIÓN
CONTRA
INCENDIOS

PREVENCIÓN Y PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS

- 1. INTRODUCCIÓN**
- 2. CAUSAS DE LOS INCENDIOS**
- 3. PREVENCIÓN Y EXTINCIÓN DE INCENDIOS**
- 4. PROCEDIMIENTO GENERAL DE RESPUESTA**
 - 4.1 ROPA Y EQUIPOS DE PROTECCIÓN**
 - 4.2 PRIMEROS AUXILIOS**
 - 4.3 RESPUESTA AL INCENDIO**
- 5. SEÑALIZACIÓN DE EQUIPOS DE LUCHA CONTRA INCENDIOS**
 - 5.1 RESPUESTA AL INCENDIO**
 - 5.2 APLICACIÓN**
 - 5.3 SEÑALES PARA EQUIPOS DE LUCHA CONTRA INCENDIOS**
 - 5.4 CARTELES DE REFUERZO**
 - 5.5 SITUACIÓN DE LAS SEÑALES**
- 6. BIBLIOGRAFÍA**

1. INTRODUCCIÓN

Los incendios representan un gran potencial de pérdidas económicas y financieras. El recuperarse de un incendio industrial incluye no sólo el reemplazo de equipos e instalaciones a costos más altos, sino la pérdida temporal y permanente de ingresos a la compañía, pérdida de empleados capacitados durante el tiempo que la planta permanece cerrada, pérdida de utilidades sobre los productos terminados dañados y gastos extraordinarios para reanudar las actividades.

Es deber del ingeniero de planta conocer el problema de los incendios, los métodos y sistemas de prevención y aplicar estos conocimientos al buen funcionamiento de la fábrica.

2. CAUSAS DE LOS INCENDIOS

En general, la causa de la mayoría de los incendios en las plantas es la exposición de un combustible a una fuente de calor. Donde haya combustible, ya sea acumulación de basura o desechos y éste no forme parte de las actividades de la planta, los incendios pueden evitarse al retirar el combustible. Cuando resulte esencial mantener expuesto el combustible, por ejemplo, materias primas o productos terminados, lo que debe protegerse o controlarse es la fuente de calor. Éstas se resumen a continuación:

Equipos de calefacción y cocina

- Equipo defectuoso o sobrecalentado: incluye hornos a los que no se les da el mantenimiento o uso adecuado, conductos para humo, ventilas, calentadores portátiles y estacionarios, hornos comerciales industriales e incineradores.
- Chimeneas y conductos de humo: los incendios pueden surgir de la ignición del hollín acumulado o de la mala separación del material combustible.
- Cenizas y carbón calientes: éstos pueden provocar problemas si se desechan de manera inadecuada o se colocan en recipientes para combustibles o junto con desechos combustibles.
- Ubicación inadecuada: esto puede significar que la instalación se encuentra demasiada cerca del combustible o que la acumulación de combustibles está cercana al aparato.

Líquidos inflamables

- Almacenamiento y manejo: estos peligros incluyen derrames por descuido, fugas de combustible y tanques volcados.
- Protecciones inadecuadas: los incendios pueden comenzar debido a que las instalaciones o los recipientes de almacenamiento son inadecuados, a que el equipo eléctrico impropio se encuentre cerca de los procesos abiertos o a que la unión o conexión a tierra de los procesos de transferencia no es buena.

Llamas abiertas y chispas

- Basura: el hecho de quemar basura puede provocar la ignición accidental del combustible; la quema descuidada enciende otros materiales.
- Chispas y brasas: estos problemas incluyen la ignición de cubiertas de los techos debido a chispas provenientes de las chimeneas, incineradores, quema de basura, locomotoras, etc.
- Soldadura y corte: estos riesgos comprenden la ignición de combustibles por medio del arco o de la propia llama, de la conducción del calor a través de los metales que se sueldan o cortan, de las escorias fundidas de los altos hornos y del metal del corte, así como las chispas.
- Fricción, chispas de la maquinaria: el calor y las chispas que resultan del impacto entre dos superficies duras constituyen un peligro.
- Deshielo de tuberías: los dispositivos de llama abierta constituyen un riesgo cuando se emplean en la peligrosa costumbre de descongelar tuberías.
- Rayos: aquí se incluyen los incendios provocados por los efectos de los rayos.
- Exposición: los incendios por exposición son los que se originan en otros lugares diferentes a los edificios, pero que llegan a incendiarlos.
- Ignición espontánea: esto significa que el incendio es resultado del calentamiento de los materiales, espontáneo y fuera de control.
- Incendios y explosiones por gas: éstos son incendios y explosiones ocasionadas por fugas de gas de tuberías, tanques de almacenamiento, equipos o aparatos, así como los incendios provocados por el mal uso de los aparatos de gas.

Equipo eléctrico

- Cableado y equipo de distribución: aquí se incluyen las fallas por cortocircuitos, los arcos y las chispas de los componentes dañados, defectuosos o mal instalados.
- Motores y aparatos: los problemas en éstos se deben al mal uso, la mala instalación y al poco mantenimiento.

3. PREVENCIÓN Y EXTINCIÓN DE INCENDIOS

Disposición general

En los centros de trabajo se observarán las normas que, para la prevención y extinción de incendios, establecen los artículos citados en este anejo.

Asimismo, en las industrias o trabajos con riesgo específico de incendio, se cumplirán las prescripciones impuestas por los Reglamentos técnicos generales o especiales, dictados por la Presidencia del Gobierno, o por otros Departamentos ministeriales, en el ámbito de sus respectivas competencias, así como las correspondientes ordenanzas municipales.

Emplazamiento de locales

- A fin de que el riesgo de incendio alcance al menor número de trabajadores, los locales en que se produzcan o empleen sustancias fácilmente combustibles y estén expuestos a incendios súbitos o de rápida propagación se construirán a conveniente distancia entre sí y aislados de los restantes centros de trabajo.
- Cuando la separación entre locales sea imposible, se aislarán con paredes resistentes de mampostería o con muros rellenos de tierra o materiales incombustibles sin aberturas.
- Si el principal riesgo de incendio se deriva de una posible explosión entre unos y otros locales, se colocarán terraplenes de tierra de un metro de anchura en la cúspide y con la pendiente natural de reposo hacia la base y de altura superior en un metro a la de los locales que separen.
- Siempre que sea posible, los locales de trabajo muy expuestos a incendios se orientarán evitando su exposición a los vientos dominantes o los más violentos.

Estructura de los locales

En la construcción de locales se emplearán materiales de gran resistencia al fuego y se revestirán los de menor resistencia con materiales ignífugos más adecuados, tales como cementos, yeso, cal o mampostería de ladrillo.

Cuando los incendios previsibles fueran de moderada rapidez, y salvo que el proceso industrial exija otra especial distribución, el número de plantas y pisos superpuestos no excederá de dos y la altura de cada uno no deberá ser inferior a cuatro metros; si de producirse incendios su causa inmediata previsible fuera cualquier explosión o existiera el riesgo de propagación rápida del fuego, se limitará la altura a un solo piso.

Los límites fijados en el párrafo anterior podrán ampliarse a dos pisos más cuando la estructura de los locales y los dispositivos de protección instalados en los mismos eliminen o reduzcan sensiblemente los riesgos de incendio.

Distribución interior de locales

Las zonas en que exista mayor peligro de incendio, se aislarán o separarán de los restantes mediante muros, contrafuegos, placas de materiales incombustibles o dispositivos que produzcan cortinas de agua, si no estuviere contraindicado para la extinción del fuego por su causa u origen.

Asimismo, se reducirán al mínimo las comunicaciones interiores entre una y otra zona.

Pasillos y corredores. Puertas y ventanas

Los pisos de los pasillos y corredores, cuyas dimensiones mínimas serán las fijadas en un capítulo anterior, serán lisos e ignífugos y las pequeñas diferencias de nivel se salvarán con rampas suaves manteniéndolas libres de obstáculos.

Las puertas de acceso al exterior estarán siempre libres de obstáculos y abrirán hacia fuera sin necesidad de emplear llaves, barras o útiles semejantes y las puertas interiores serán de vaivén.

Quedan prohibidas las puertas verticales y las puertas arrolladoras o giratorias.

En locales donde sean posibles incendios de rápida propagación, existirán al menos dos o más puertas de salida en direcciones contrapuestas y antes y después de las mismas quedará un espacio libre de tres metros con pisos y paredes refractarias. En las puertas que no se utilicen normalmente, se inscribirá el rótulo "Salida de emergencia".

Las ventanas se abrirán al exterior, su alféizar será ancho, carecerán de rejas y sus cristales serán de vidrio opaco cuando convenga evitar el calentamiento del ambiente por efecto de la luz solar.

Si las ventanas están emplazadas a más de un metro de altura sobre el nivel del piso o plataforma de trabajo, para el acceso a las mismas desde el interior en caso de emergencia, existirán escalas fijas y fácilmente practicables.

Ningún puesto de trabajo fijo distará más de 25 metros de una puerta o ventana que pueda ser utilizada para la salida en caso de peligro.

Señales de salida

Todas las puertas exteriores, ventanas practicables y pasillos de salida estarán claramente rotulados con señales indelebles y preferentemente iluminadas o fluorescentes.

Pararrayos

Se instalarán pararrayos:

- En todos los edificios en que se fabriquen, manipulen o almacenen explosivos comerciales.
- En los tanques que contengan sustancias muy inflamables.
- En las chimeneas altas.
- En edificaciones de centros laborales que destaquen por su elevación.

Medios de prevención y extinción

Norma general: En los centros de trabajo que ofrezcan peligro de incendios, con o sin explosión, se adoptarán las precauciones que se indican a continuación, combinando su empleo, en su caso, con la protección general más próxima que puedan prestar los servicios públicos contra incendios.

○ Uso del agua.

Donde existan conducciones de agua a presión, se instalarán suficientes tomas o bocas de agua a distancia conveniente entre sí y cercanas a los puestos fijos de trabajo y lugares de paso del personal, colocando junto a tales tomas las correspondientes mangueras, que tendrán la sección y resistencia adecuada. Cuando se carezca normalmente de agua a presión o ésta sea insuficiente, se instalarán depósitos con agua suficiente para combatir los posibles incendios. En los incendios provocados por líquidos, grasas o pinturas inflamables o polvos orgánicos, sólo deberá emplearse agua muy pulverizada. No se empleará agua

para extinguir fuegos en polvo de aluminio o magnesio o en presencia de carburo de calcio u otras sustancias que al contacto con el agua produzcan explosiones, gases inflamables o nocivos. En incendios que afecten a instalaciones eléctricas con tensión, se prohibirá el empleo de extintores de espuma química, soda ácida o agua.

○ **Extintores portátiles**

En proximidad a los puestos de trabajo con mayor riesgo de incendio, colocados en sitio visible y accesible fácilmente, se dispondrán extintores portátiles o móviles sobre ruedas, de espuma física o química, mezcla de ambas o polvos secos, anhídrido carbónico o agua, según convenga a la causa determinante del fuego a extinguir.

Cuando se empleen distintos tipos de extintores serán rotulados con carteles indicadores del lugar y clase de incendio en que deban emplearse.

Se instruirá al personal, cuando sea necesario, de las reacciones químicas peligrosas que puedan producirse en los locales de trabajo entre los líquidos extintores y las materias sobre las que puedan proyectarse.

Los extintores serán revisados periódicamente y cargados según las normas de las casas constructoras inmediatamente después de usarlos.

○ **Empleo de arenas finas**

Para extinguir los fuegos que se produzcan en polvos o virutas de magnesio y aluminio, se dispondrá en lugares próximos a los de trabajo, de cajones o retenes suficientes de arena fina seca, de polvo de piedra u otras materias inertes semejantes.

○ **Detectores automáticos**

En las industrias o lugares de trabajo de gran peligrosidad en que el riesgo de incendio afecte a grupos de trabajadores, la Delegación Provincial de Trabajo podrá imponer la obligación de instalar aparatos de fuego o detectores de incendios, del tipo más adecuado: aerotérmico, termoeléctrico, químico, fotoeléctrico, radiactivo, por ultrasonidos, etc.

○ **Prohibiciones personales**

En las dependencias con alto riesgo de incendio, queda terminantemente prohibido fumar o introducir cerillas, mecheros o útiles de ignición. Esta

prohibición se indicará con carteles visibles a la entrada y en los espacios libres de las paredes de tales dependencias.

Se prohíbe igualmente al personal introducir o emplear útiles de trabajo, no autorizados por la Empresa, que puedan ocasionar chispas por contacto o proximidad a sustancias inflamables. Es obligatorio el uso de guantes, manoplas, mandiles o trajes ignífugos, y de calzado especial contra incendios que las Empresas faciliten a los trabajadores para uso individual.

○ **Equipos contra incendios**

En las industrias o centros de trabajo con grave riesgo de incendio se instruirá y entrenará especialmente al personal integrado en el equipo o brigada contra incendios, sobre el manejo y conservación de las instalaciones y material extintor, señales de alarma, evacuación de los trabajadores y socorro inmediato a los accidentados.

El personal de los equipos contra incendios dispondrá de cascos, trajes aislantes, botas y guantes de amianto y cinturones de seguridad; asimismo dispondrá si fuera preciso, para evitar específicas intoxicaciones o sofocación, de máscaras y equipos de respiración autónoma.

El material asignado a los equipos de extinción de incendios: escalas, cubiertas de lona o tejidos, ignífugos, hachas, picos, palas, etc., no podrá ser usado para otros fines y su emplazamiento será conocido por las personas que deban emplearlo.

La empresa designará el Jefe de equipo o brigada contra incendios, que cumplirá estrictamente las instrucciones técnicas dictadas por el Comité de Seguridad para la extinción del fuego y las del Servicio Médico de Empresa para el socorro de los accidentados.

○ **Alarmas y simulacros de incendios**

Para comprobar el buen funcionamiento de los sistemas de prevención, el entrenamiento de los equipos contra incendios y que los trabajadores, en general, conocen y participan con aquéllos, se efectuarán periódicamente alarmas y simulacros de incendios, por orden de la Empresa y bajo la dirección del Jefe de equipo o brigada contra incendios, que sólo advertirá de los mismos a las personas que deban ser informadas en evitación de daños o riesgos innecesarios.

4. PROCEDIMIENTO GENERAL DE RESPUESTA

Si a pesar de todas las medidas de prevención adoptadas se ha producido un incendio, una vez detectado, se debe considerar la evacuación e intentar la extinción.

Condiciones a evitar:

- Exposiciones al fuego directo de equipos y recipientes para los que exista riesgo de explosión.
- Destrucción de elementos de protección estructurales.
- Contacto con materiales incompatibles y otros productos químicos.
- Inhalación de humos y gases de la combustión.
- Empleo de agua sobre objetos a tensión eléctrica elevada.
- Empleo de agua sobre masas en fusión o en ignición.

4.1. ROPA Y EQUIPOS DE PROTECCIÓN

- **Ropa protectora requerida**

Los equipos deben estar especialmente proyectados y fabricados para preservar específicamente el cuerpo humano, bien en su conjunto o alguna de sus partes, contra los riesgos específicos del incendio.

Se emplearán prendas de protección integral para efectuar trabajos de aproximación. Cuando no sea necesario el empleo de protección integral, se utilizarán los siguientes elementos: traje (chaqueta y pantalón), guantes, botas, casco, etc.

- **Protección vías respiratorias, ojos y cara**

Para la protección de los ojos frente a las radiaciones visibles e infrarrojas se utilizarán gafas de protección y pantalla facial. Para concentraciones no conocidas de contaminantes o insuficiencia de oxígeno se utilizará un aparato respiratorio independiente (SCBA1: Self-Contained Breathing Apparatus) con visor que cubra toda la cara (o el equivalente).

4.2. PRIMEROS AUXILIOS.

○ Primeros Auxilios en caso de asfixia

Colocar al accidentado al aire libre y mantenerlo con calor e inmóvil. Si encuentra alguna dificultad en la respiración o si esta se detiene, realizar la respiración artificial. Conseguir atención médica inmediatamente.

○ Primeros Auxilios en caso de quemaduras importantes

Trasladar al herido a un lugar sin peligro. No desprender los vestidos adheridos a las partes quemadas, no intentar limpiar la quemadura, cubrir las partes quemadas y trasladar al herido al hospital.

4.3. RESPUESTA AL INCENDIO

La lucha activa contra el fuego incluirá las siguientes operaciones de extinción:

○ Reconocimiento

Exploración de los lugares expuestos al incendio, para efectuar de forma rápida los salvamentos, discernir las materias que arden y determinar los puntos de ataque, los itinerarios para llegar a estos puntos y los medios de extinción a utilizar.

○ Establecimientos

Se realizarán los establecimientos de mangueras, procurando que pueda ser combinable la acción de los distintos puestos de incendios equipados.

○ Ataque mediante agentes extintores

Todos los esfuerzos deben tender a circunscribir el fuego, con los medios adecuados. Paralelamente al ataque, se debe preparar la intervención de los bomberos y analizar toda la información útil: peligros de propagación o de explosión, productos químicos, instalaciones eléctricas, naturaleza del local, tomas de agua, etc.

○ Protección

La protección está destinada a limitar en todo lo posible los daños ocasionados por el agua, el fuego, el calor y el humo.

Las operaciones de protección comprenden el reconocimiento de los lugares siniestrados y de las instalaciones próximas al fuego, y la maniobra en sí. Cuando los equipos, máquinas, recipientes e instalaciones a proteger se han determinado,

es el momento de proceder, según los casos: entoldado, evacuación del agua, secado, traslado, aireación, apuntalamiento, etc.

5. SEÑALIZACIÓN DE EQUIPOS DE LUCHA CONTRA INCENDIOS

5.1 RESPUESTA AL INCENDIO

El presente punto tiene como objeto divulgar los requisitos que respecto a la señalización establece la norma básica de la edificación NBE-CPI.82 y facilitar las características y significado de la señalización que debe utilizarse en la indicación del emplazamiento y localización de los equipos de lucha contra incendios, mediante la definición de colores, formas, esquemas y dimensiones de señales específicas de seguridad.

5.2. APLICACIÓN

Los edificios a los que, en función de su uso particular, les sea exigible el contenido específico que sobre este tema determina la citada norma, contarán con "Señalización reguladora del emplazamiento de los medios e instalaciones de protección contra incendios con que deben estar dotados". Esta señalización se ajustará a lo establecido en la Norma UNE 23033.81, cuyo contenido se recoge en el presente punto.

Asimismo, será de aplicación para aquellas situaciones en que, aun no existiendo una obligación administrativa, resulte necesario señalar los equipos de lucha contra incendios, por estar ubicados en lugares donde su visión queda interrumpida o disminuida por obstáculos, grandes distancias, etc.

5.3. SEÑALES PARA EQUIPOS DE LUCHA CONTRA INCENDIOS

Las señales de seguridad utilizadas para la señalización de los medios de extinción cumplirán con los requisitos especificados en las normas UNE 81501 (de carácter general y aplicable a todo tipo de señal de seguridad) y UNE 23033 (específica para el campo del incendio). Tendrán una forma geométrica cuadrada o rectangular y un reborde estrecho cuya dimensión será 1/20 del lado mayor. El color de seguridad empleado será el rojo y debe cubrir al menos el 50% de la

superficie de la señal. El color de contraste blanco se empleará para el reborde y el símbolo.

Se situarán inmediatamente próximos a los equipos a los que se refieren o indicarán la dirección a seguir para acceder a un equipo de lucha contra incendios o a un medio de alarma o alerta. Las señales de “dirección que debe seguirse” se utilizarán solas o acompañando a las señales.



5.4. CARTELES DE REFUERZO

Cuando se utilicen carteles como avisos complementarios o de refuerzo a las señales, éstos estarán contruidos sobre una superficie cuadrada o rectangular, el color del fondo será rojo y el del léxico blanco.

En lo posible, las letras empleadas cumplirán la siguiente expresión:

$$H = \frac{L}{200}$$

Siendo:

H = Altura de la letra.

L = Distancia al observador.

RELACIÓN ENTRE EL TAMAÑO DE LAS LETRAS EN LOS AVISOS Y SU DISTANCIA DE OBSERVACIÓN	
Altura de la letra en mm	Distancia máxima de observación en m
2.5	hasta 0.5
4.5	0.5 ÷ 0.9
9.0	0.9 ÷ 1.8
18.0	1.8 ÷ 3.6
30.0	3.6 ÷ 6.0

5.5. SITUACIÓN DE LAS SEÑALES

Con el fin de garantizar la correcta recepción del mensaje generado por las señales, éstas se situarán tal como indica la UNE 81501, a una distancia máxima del observador más alejado, definida por la expresión (válida para una distancia no superior a 50 m):

$$S \geq \frac{L^2}{2000}$$

Siendo:

S = Área de la señal de seguridad.

L = Distancia de la señal al observador.

La dimensión de la señal obtenida se adecuará a las dimensiones tipo estandarizadas por la norma UNE 81501.

Ancho Total de la Señal (mm)	Dimensión del Pictograma (mm)	Distancia máxima de observación (en metros)
1000	841	38
650	594	27
450	420	19
320	297	13
230	210	9
160	148	7
120	105	5

6. BIBLIOGRAFÍA

- Real Decreto 1587/1982 por el que se modifica la Norma Básica de la Edificación NBE-CPI-81, sobre condiciones de protección contra incendios en los edificios, (MINISTERIO OBRAS PÚBLICAS Y URBANISMO, BOE núm. 173, de 21 de Julio de 1982).
- Norma Básica de la Edificación NBE-CPI.82. Obligatoriedad.
- Norma UNE 23033. Seguridad contra incendios: Señalización.
- Norma UNE 81501. Señalización de Seguridad en los lugares de trabajo.
- <http://www.mtas.es/>

DOCUMENTO N°3
PLANOS

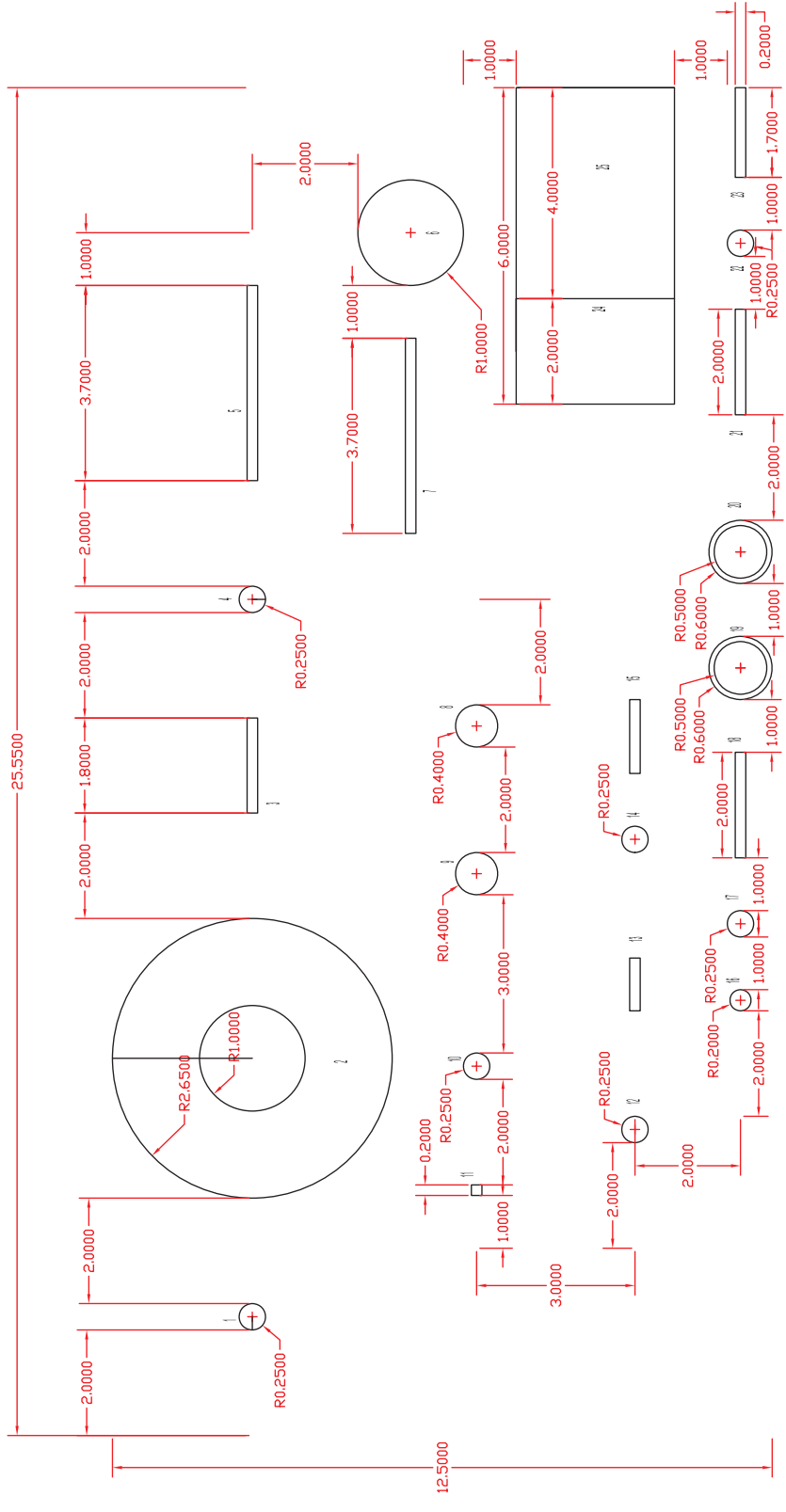
INDICE DE PLANOS

PLANO N°1: DISTRIBUCIÓN EN PLANTA DE PROCESO

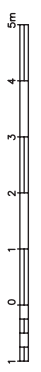
PLANO N°2: DISTRIBUCIÓN EN PLANTA

LEYENDA

1	TANQUE 1
2	BIORREACTOR 1
3	INTERCAMBIADOR 1
4	CENTRIFUGA 1
5	INTERCAMBIADOR 2
6	EVAPORADOR 1
7	CONDENSADOR 1
8	REACTOR DE SAPONIFICACION
9	TANQUE 2
10	CENTRIFUGA 2
11	MEZCLADOR
12	COLUMNA EXTRACCION 1
13	INTERCAMBIADOR 3
14	EVAPORADOR 2
15	CONDENSADOR 2
16	TANQUE NEUTRALIZACION
17	COLUMNA EXTRACCION 2
18	INTERCAMBIADOR 4
19	BIORREACTOR 2
20	BIORREACTOR 3
21	INTERCAMBIADOR 5
22	EVAPORADOR 3
23	CONDENSADOR 3
24	CASETA DE CONTROL
25	ALMACEN



1:100



TRABAJO

PROYECTO FIN DE CARRERA

TITULO PLANO DISTRIBUCION EN PLANTA

ESCALA: 1:100

ALUMNO

OUASSIM ZERIOUH

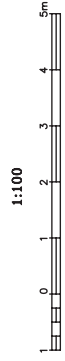
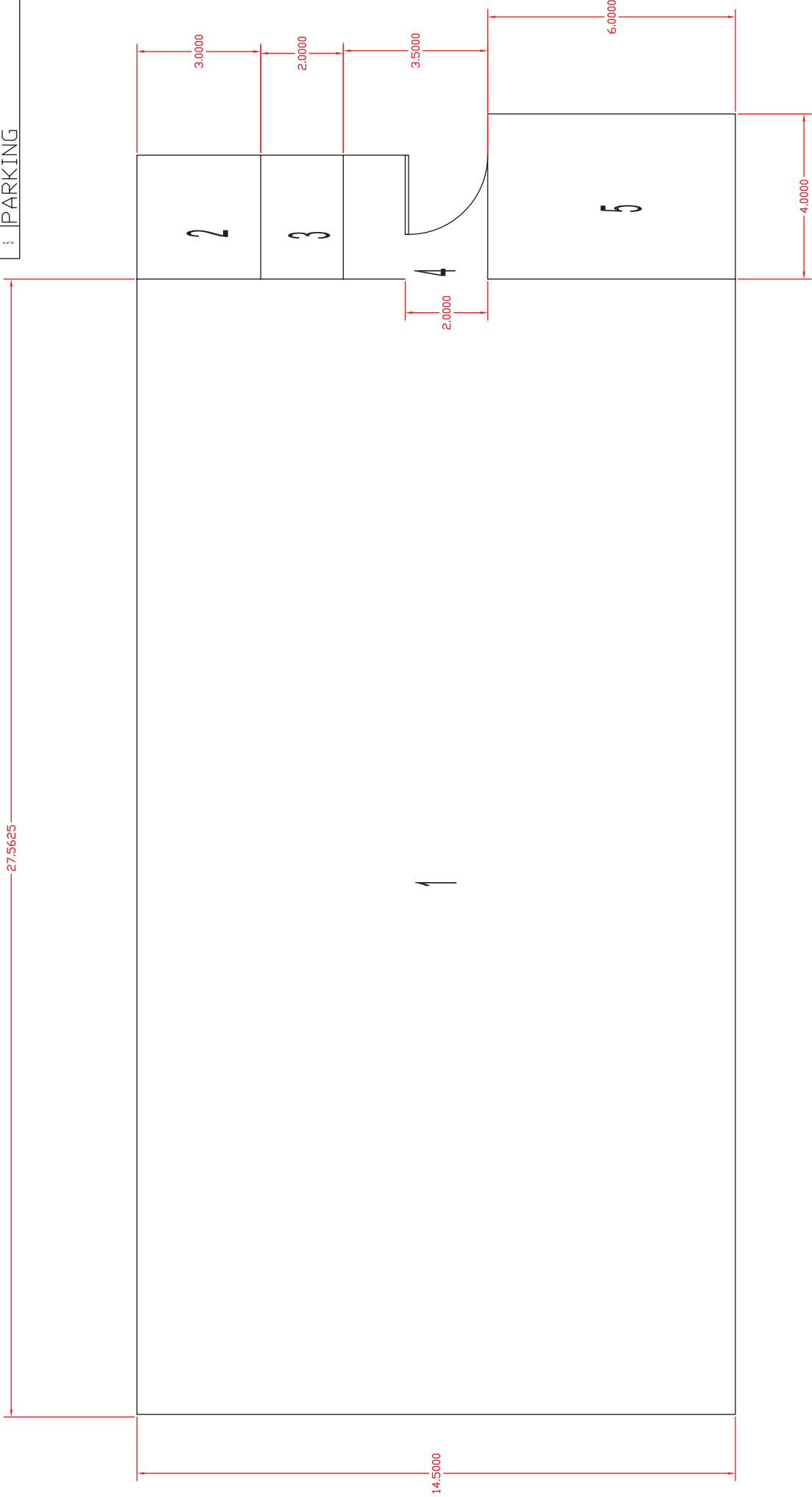
FECHA: 3/06/2013

HOJA No. 1

Fac. OUASSIM ZERIOUH

LEYENDA

1	PLANTA DE PROCESADO
2	ALMACEN DE MATERIAS PRIMAS
3	ALMACEN DE PRODUCTOS
4	ENTRADA
5	PARKING



TRABAJO	PROYECTO FIN DE CARRERA	ALUMNO	OUASSIM ZERIOUH
TITULO PLANO	DISTRIBUCION EN PLANTA DE PROCESOS	FECHA:	3/06/2013
	ESCALA:	1:100	
		HOJA No.	2
		Fac.	OUASSIM ZERIOUH

DOCUMENTO N°4
PLIEGO DE
CONDICIONES

PLIEGO DE CONDICIONES

- 1. DISPOSICIONES GENERALES**
 - 1.1 OBRAS OBJETO DEL PRESENTE ESTUDIO**
 - 1.2 OBRAS ACCESORIAS NO ESPECIFICAS**
 - 1.3 DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS**
 - 1.4 COMPATIBILIDAD Y RELACIÓN ENTRE LOS DOCUMENTOS**
 - 1.5 DIRECCIÓN DE LAS OBRAS**
 - 1.6 DISPOSICIONES A TENER EN CUENTA**

- 2. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA**
 - 2.1 REPLANTEO**
 - 2.2 MOVIMIENTO DE TIERRAS**
 - 2.3 RED HORIZONTAL DE SANEAMIENTO**
 - 2.4 CIMENTACIONES**
 - 2.5 FORJADOS**
 - 2.6 HORMIGONES**
 - 2.7 ESTRUCTURA METÁLICA**
 - 2.8 CUBIERTAS Y PARÁMETROS METÁLICOS**
 - 2.9 ALBAÑILERÍA**
 - 2.10 SOLERA**
 - 2.11 CARPINTERÍA Y CERRAJERÍA**
 - 2.12 AISLAMIENTOS**
 - 2.13 RED VERTICAL DE SANEAMIENTO**
 - 2.14 INSTALACIÓN ELÉCTRICA**
 - 2.15 INSTALACIÓN DE FONTANERÍA**
 - 2.16 INSTALACIONES DE CLIMATIZACIÓN**
 - 2.17 INSTALACIONES DE PROTECCIÓN**
 - 2.18 OBRAS O INSTALACIONES NO ESPECIFICAS**

- 3. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA**
 - 3.1 OBLIGACIONES Y DERECHOS DEL CONTRATISTA**
 - 3.1.1 REMISIÓN DE SOLICITUD DE OFERTAS**
 - 3.1.2 SUBCONTRATAS**

- 3.1.3 RESIDENCIA DEL CONTRATISTA**
- 3.1.4 RECLAMACIONES CONTRA LAS ORDENES DE DIRECCIÓN**
- 3.1.5 DESPIDO POR INSUBORDINACIÓN E INCAPACIDAD**
- 3.1.6 COPIA DE LOS DOCUMENTOS**
- 3.2 TRABAJO, MATERIALES Y MEDIOS AUXILIARES**
 - 3.2.1 LIBRO DE ORDENES**
 - 3.2.2 COMIENZO DE LOS TRABAJOS Y PLAZO DE EJECUCIÓN**
 - 3.2.3 CONDICIONES GENERALES DE EJECUCIÓN DE LOS TRABAJOS**
 - 3.2.4 TRABAJOS DEFECTUOSOS**
 - 3.2.5 OBRAS Y VICIOS OCULTOS**
 - 3.2.6 MATERIALES NO UTILIZABLES O DEFECTUOSOS**
 - 3.2.7 MEDIOS AUXILIARES**
- 3.3 RECEPCIÓN Y LIQUIDACIÓN**
 - 3.3.1 RECEPCIONES PROVISIONALES**
 - 3.3.2 PLAZO DE GARANTÍA**
 - 3.3.3 CONSERVACIÓN DE LOS TRABAJOS RECIBIDOS PROVISIONALMENTE**
 - 3.3.4 RECEPCIÓN DEFINITIVA**
 - 3.3.5 LIQUIDACIÓN FINAL**
 - 3.3.6 LIQUIDACIÓN EN CASO DE RESCISIÓN**
- 3.4 FACULTADES DE DIRECCIONES DE OBRAS**
 - 3.4.1 FACULTADES DE LA DIRECCIÓN DE OBRAS**

- 4. PLIEGO DE CONDICIONES DE ÍNDOLE ECONÓMICA**
 - 4.1 BASE FUNDAMENTAL**
 - 4.2 GARANTÍAS DE CUMPLIMIENTO Y FIANZAS**
 - 4.2.1 FIANZAS**
 - 4.2.2 EJECUCIÓN DE LOS TRABAJOS CON CARGO A LA FIANZA**
 - 4.2.3 DEVOLUCIÓN DE LA FIANZA**
 - 4.3 PRECIOS Y REVISIONES**
 - 4.3.1 PRECIOS CONTRADICTORIOS**
 - 4.3.2 RECLAMACIONES DE AUMENTO DE PRECIOS**

- 4.3.3 REVISIÓN DE PRECIOS**
- 4.3.4 ELEMENTOS COMPRENDIDOS EN EL PRESUPUESTO**
- 4.4 VALORACIÓN Y ABONADO DE LOS TRABAJOS**
 - 4.4.1 VALORACIÓN DE LA OBRA**
 - 4.4.2 MEDICIONES PARCIALES FINALES**
 - 4.4.3 EQUIVOCACIONES EN EL PRESUPUESTO**
 - 4.4.4 VALORACIÓN DE OBRAS INCOMPLETAS**
 - 4.4.5 CARÁCTER PROVISIONAL DE LAS LIQUIDACIONES PARCIALES**
 - 4.4.6 PAGOS**
 - 4.4.7 SUSPENSIÓN POR RETRASO DE PAGOS**
 - 4.4.8 INDEMNIZACIÓN POR DAÑOS DE CAUSA MAYOR AL CONTRATISTA**
- 4.5 VARIOS**
 - 4.5.1 MEJORAS DE OBRA**
 - 4.5.2 SEGURO DE LOS TRABAJOS**
- 5. PLIEGO DE CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL**
 - 5.1 JURISDICCIÓN**
 - 5.2 ACCIDENTES DE TRABAJO Y DAÑOS A TERCEROS**
 - 5.3 PAGOS DE ARBITRIOS**
 - 5.4 CAUSAS DE RESCISIÓN DEL CONTRATO**

1. DISPOSICIONES GENERALES

1.1 OBRAS OBJETO DEL PRESENTE ESTUDIO

Se consideran sujetas a las condiciones de este Pliego, todas las obras cuyas características, planos y presupuestos, se adjuntan en las partes correspondientes del presente proyecto, así como todas las obras necesarias para dejar completamente terminados los edificios e instalaciones con arreglo a los planos y documentos adjuntos.

Se entiende por obras accesorias, aquellas que por su naturaleza, no puedan ser previstas en todos sus detalles, sino a medida que avanza la ejecución de los trabajos.

Las obras accesorias, se construirán según se vaya conociendo su necesidad. Cuando la importancia lo exija se construirán en base a los proyectos adicionales que se redacten. En los casos de menor importancia se llevarán a cabo conforme a la propuesta que formule el Ingeniero director de la Obra.

1.2 OBRAS ACCESORIAS NO ESPECÍFICAS

Si en el transcurso de los trabajos se hiciese necesario ejecutar cualquier clase de obras o instalaciones que no se encuentran descritas en este Pliego de Condiciones, el Adjudicatario estará obligado a realizarlas con estricta sujeción a las órdenes que, al efecto, reciba del Ingeniero Director de Obra.

El Ingeniero director de Obra tendrá plenas atribuciones para sancionar la idoneidad de los sistemas empleados, los cuales estarán expuestos para su aprobación de forma que, a su juicio, las obras o instalaciones que resulten defectuosas totalmente o parcialmente, deberán ser demolidas, desmontadas o recibidas en su totalidad o en parte, sin que ello de derecho a ningún tipo de reclamación por parte del Adjudicatario.

1.3 DOCUMENTOS QUE DEFINEN LAS OBRAS

Los documentos que definen las obras y que la propiedad entregue al contratista pueden tener carácter contractual o meramente informativo.

Son documentos contractuales los planos, pliego de condiciones, cuadros de precios y presupuestos parcial y total, que se incluyen en el presente proyecto.

Los datos incluidos en la memoria y anejos, así como la justificación de precios tienen carácter meramente informativo.

Cualquier cambio en el planteamiento de la obra que implique un cambio sustancial respecto de lo proyectado deberá ponerse en conocimiento de la dirección técnica para que lo apruebe, si procede, y redacte el oportuno proyecto reformado.

1.4 CONTABILIDAD Y RELACIÓN ENTRE DOCUMENTOS

En 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 ejecutado como si estuviera expuesto en ambos documentos.

1.5 DIRECCIÓN DE LAS OBRAS

El contratista deberá seguir las instrucciones del director de la obra en todo lo referente a calidad y acopio de materiales, ejecución de la obra, modificaciones del Proyecto, programa de trabajo y precauciones a adoptar.

La propiedad nombrará en su representación a un Ingeniero Químico, en quien recaerán las labores de dirección, control y vigilancia de las obras del presente Proyecto. El Contratista proporcionará toda clase de facilidades para que el Ingeniero Director o sus subalternos puedan llevar a cabo su trabajo con el máximo de eficacia.

No será responsable ante la propiedad de la tardanza de los Organismos competentes en la tramitación del Proyecto. La tramitación es ajena al Ingeniero Director quien una vez conseguido todos los permisos, dará la orden de comenzar la obra.

1.6 DISPOSICIONES A TENER EN CUENTA

- Pliegos de Prescripciones Técnicas Generales vigentes del M.O.P.U.
- Normas Básicas (NBE) y Tecnologías de Edificación (NTE).
- Instrucción EH-91 para el proyecto y ejecución de obras de hormigón en masa o armado.

- Instrucción EP-80 para el proyecto y la ejecución de obras en hormigón pretensado.
- Métodos y Normas de Ensayo del Laboratorio General del M.O.P.U.
- Reglamento Electrotécnico de Alta y Baja Tensión y Normas MIBT complementarias.
- Normativa MIE-APQ-1 sobre Almacenamiento de Líquidos inflamables y combustibles.
- Reglamento sobre recipientes y aparatos a presión.

2. CONDICIONES DE ÍNDOLE TÉCNICA

La obra civil proyectada cumplirá las condiciones prescritas en:

- Instrucción EH-91 y EF-96.
- Pliego General de Condiciones de la Edificación.
- Normas Tecnológicas de la Edificación.
- Pliego de P.T. Para la recepción de cementos
- Normas Básicas de la edificación NBE.
- Normas MV-10 1-201-30 1.
- Ordenanza de Trabajos para las industrias de la Construcción.
- Normas Sismorresistente (NCS-94)

2.1 REPLANTEO

Antes de dar comienzo a las obras, el ingeniero director auxiliado del personal subalterno necesarios y con presencia del contratista o de su representante, procederá al replanteo general de la obra. Una vez finalizado el mismo se levantará acta de comprobación del replanteo.

Los replanteos de detalle se llevaran a cabo de acuerdo con las instrucciones y órdenes del ingeniero director de la obra, quien realizara las comprobaciones necesarias en presencia del contratista o de su representante.

El contratista se hará cargo de las estacas, señales y referencias que se dejen en el terreno como consecuencia del replanteo.

2.2 MOVIMIENTO DE TIERRAS.

Se refiere el presente artículo a los desmontes y terraplenes para dar al terreno la rasante de explanación, la excavación a cielo abierto realizada con medios manuales y/o mecánicos y a la excavación de zanjas y pozos.

Antes de comenzar las demoliciones o excavaciones de cualquier tipo es preceptivo el corte de la alimentación de todas las instalaciones que puedan afectar a dichos trabajos.

La propiedad deberá fijar las redes existentes en la zona, siendo entonces responsabilidad de la contrata cualquier avería o corte producido.

Todas las excavaciones permanecerán secas mientras duren los trabajos, debiéndose prever todos los elementos necesarios para garantizar la seguridad y protección del personal, incluido entibaciones necesarias.

Se evitara la formación de polvo que pueda afectar a las instalaciones próximas.

Todos los materiales procedentes de la excavación, que no sean aprobados para rellenos, se llevaran a vertedero adecuado, dentro o fuera del recinto de la fábrica.

La excavación se ajustara a lo previsto en los planos. En caso de exceso de excavación no se computara a efectos de medición y abono.

2.3 RED HORIZONTAL DE SANEAMIENTO

Contempla el presente artículo las condiciones relativas a los diferentes aspectos relacionados con los sistemas de captación y conducción de aguas del subsuelo para protección de la obra contra humedad. Se adoptan las condiciones generales de ejecución y seguridad en el trabajo, condiciones relativas a los materiales y equipo de origen industrial, control de la ejecución, criterios relativos a las pruebas de servicio, criterios de valoración y normas para el mantenimiento del terreno establecidas en la NTE, así como lo establecidos en la orden de 15 de septiembre de 1986, del M.O.P.U.

2.4 CIMENTACIONES

Las secciones y cotas de profundidad serán las que el Ingeniero Director de la Obra señale, con independencia de lo señalado en el proyecto, que tiene carácter meramente informativo. No se rellenaran los cimientos hasta que lo ordene el Director.

El Ingeniero Director queda facultado para introducir las cimentaciones especiales o modificaciones que juzgue oportuno en función de las características particulares que presente el terreno.

Se adoptan las condiciones relativas a materiales, control, valoración, mantenimiento y seguridad especificados en las normas:

- NTE-CSZ. ``Cimentaciones Superficiales. Zapatas``.
- NTE-CSC. ``Cimentaciones Superficiales. Corridas``.
- NTE-CSC. ``Cimentaciones Superficiales. Losas``.

2.5 FORJADOS

Regula presente artículo los aspectos relacionados con la ejecución de forjados pretensados autoresistentes armados de acero o de cualquier otro tipo con bovedillas cerámicas de hormigón y fabricado en obra o prefabricado bajo cualquier patente.

Las condiciones de ejecución, de seguridad en el trabajo, de control de ejecución, de valoración y de mantenimiento, son las establecidas en las normas NTE-EHU y NTE-EHR así como el R.D. 1630/1980 de 18 de Julio y en la NTE-EAF.

2.6 HORMIGONES

Se refiere el presente artículo a las condiciones relativas a los materiales y equipos de origen industrial relacionados con la ejecución de las obras de hormigón en masa o armado o pretensado fabricados en obra o prefabricados, así como las condiciones generales de ejecución, criterios de medición, valoración y mantenimiento.

Regirá lo prescrito en la instrucción EH-91 para las obras de hormigón en masa o armado y la instrucción EP-80 para las obras de hormigón pretensado. Asimismo se adopta lo establecido en las normas NTE-EH Estructuras de Hormigón, y NTE-EME Estructuras de Madera Encofrados

Los ensayos serán los necesarios para su control Normal y se determinaran antes de comenzar estas unidades, el nº de ensayos y donde, el coste y la casa de ensayos que los va a realizar. El resultado de los ensayos los recibirá por separado la Dirección, la Propiedad y la Contrata.

Los enfocados serán lo suficientemente herméticos como para impedir que se escape la lechada de cemento.

La fabricación de los Hormigones de resistencia H-200 o superior se realizara en central con dosificación con peso automatizada.

El transporte se realizara mediante Camion_Hormigonera Giratorio, con un tiempo máximo entre carga y descarga de 1 hora y media.

El vertido de hormigón será continuo, no debiendo transcurrir más de 30 minutos entre dos camiones para impedir el fraguado del hormigón colocado.

La máxima caída libre de las masas, en cualquier punto de su recorrido no excederá de un metro y medio.

En losas y vigas el extendido del hormigón se ejecutara de modo que el avance se realice en todo su espesor.

La compactación dl hormigón se realizara mediante vibración, con vibradores de frecuencia inferior a seis mil ciclos por minuto.

Se suspenderá el hormigonado siempre que se prevea que dentro de las cuarenta y ocho horas siguientes puede descender la temperatura por debajo de los 0°C.

Se suspenderá el Hormigonado en caso de lluvia.

El proceso de curado deberá prolongarse hasta que el hormigonado alcance el 70% de su resistencia de Proyecto. Para curado se mantendrá húmeda la superficie mediante riego directo.

El control se realizara midiendo la consistencia y la resistencia característica.

Tipo de consistencia	Tolerancia en cm
Plástica	±1
Blanda	±1

Para la resistencia se exigirá un control normal.

2.7 ESTRUCTURA METÁLICA

Se establecen en el presente artículo las condiciones relativas a los materiales y equipos industriales relacionados con los aceros laminados utilizados en las estructuras de edificación, tanto en sus elementos estructurales, como en sus elementos de unión.

Asimismo se fijan las condiciones relativas a la ejecución, seguridad en el trabajo, control de la ejecución, valoración y mantenimiento.

Los materiales se ajustaran a la Norma MV-102 para el acero laminado en estructuras de Edificación.

Las soldaduras se harán de acuerdo con la norma MV-104.

Cada pieza individual se puede considerar a polmo, nivel o en línea, si el error no excede de 1/500 de luz.

Todos los pilares tubulares que se utilicen el la estructura metálica irán cerrados herméticamente en sus extremos mediante chapas de espesor no inferior a los 3mm.

La medición de la estructura metálica será sobre pesos teóricos. Para las chapas se aplicara una densidad de 7859kg/m³. Las tolerancias, despuntes, soldaduras, pinturas, etc. Se consideran incluidas en el precio ofertado.

Se efectuaran inspecciones sistemáticas y ensayos no destructivos en el orden al control de:

- Estado de los perfiles antes de soldar
- Procedimiento empleado
- Capacitación de los soldadores
- Cordones de soldadura efectuados

Se adoptan lo establecido en las normas:

- NBE-MV-102 _Ejecución de las estructuras de acero laminado en edificación_ Se fijan los tipos de uniones, la ejecución en el taller, el montaje en obra, las tolerancias y las protecciones.
- NBE-MV-102 _ Acero laminado para estructuras de edificación _ Se fijan las características del acero laminado, la determinación de sus características y los productos laminados actualmente utilizados.
- NBE-MV-105 _Roblones de acero_
- NBE-MV-106 _Tornillos ordinarios calibrados para estructuras de acero_
- NTE-EA _Estructuras de acero_

2.8 CUBIERTAS Y PARÁMETROS METÁLICOS

Se refiere el presente artículo a la cobertura de edificios con tejas, plaquetas de fibrocemento, tejas cerámicas o de cemento y paramentos metálicos en el que el propio elemento proporciona la estanqueidad.

Las condiciones funcionales y de calidad relativa a los materiales y equipos de origen industrial y control de la ejecución, condiciones generales de ejecución y seguridad en el trabajo, así como los criterios de valoración y mantenimiento son los especificados en las siguientes normas:

- NTE-QTF: Cubiertas. Tejados de fibrocemento
- NBE-MV-301/1.970 sobre impermeabilización de cubiertas con materiales bituminosos.
- NTE-QTG: Cubiertas. Paneles de doble chapa de acero

2.9 ALBAÑILERÍA

Se refiere el presente artículo a la fábrica de bloques de hormigón o ladrillo, a tabiques de ladrillo o prefabricados y revestimiento de parámetros, suelos, escalera y techos.

Las condiciones funcionales y de calidad relativa a los materiales y equipo de origen industrial, control de ejecución y seguridad en el trabajo, así como los criterios de valoración y mantenimiento son las que especifican las normas:

- NTE-FFL: Fachadas de ladrillo
- NTE-EFL: Estructuras de fabrica de ladrillo
- NTE-RPA: Revestimiento de paramentos. Alicatados
- NTE-RPE: Revestimiento de paramentos. Enfoscado
- NTE-RPG: Revestimiento de paramentos. Guarnecidos y enlucidos
- NTE-RPP: Revestimiento de paramentos. Pintadas
- NTE-RPR: Revestimiento de paramentos. Revocos
- NTE-RSP: Revestimiento de suelos y escaleras. Placas
- NTE-RTC: Revestimiento de techos. Continuos
- NTE-PTL: Tabiques de ladrillo

2.10 SOLERA

Sobre la zahorra artificial, compactada y nivelada, se colocara el mallado con solape adecuado, que luego se levantara hasta quedar a 5cm de la superficie.

La tolerancia de acabado de la solera será de 5mm con una regla de 3m.

La solera ira tratada con un revestimiento de estas características:

- Resistente a acidos y disolventes. DIN 51091.
- Antideslizante. Norma NLT-175/73
- Resistente a la abrasión. Norma CRD-C52-50, USA.
- Resistente al impacto. Norma UNE 74040.
- Resistente al fuego (MI). Norma UNE 23727-80.
- Resistente al desgaste por rozamiento. Norma UNE 7015 y 41008.

Es un revestimiento a base de Resinas Epoxi, sin disolventes, con un consumo total mínimo de 500g/m².

2.11 CARPINTERÍA Y CERRAJERÍA

Se refiere el presente artículo a las condiciones de funcionalidad y calidad que han de reunir los materiales y equipos industriales relacionados con la ejecución y montaje de puertas, ventanas y demás elementos utilizados en particiones y accesos interiores.

Asimismo, regula el presente artículo las condiciones de ejecución, medición, valoración y criterios de mantenimiento.

Se adoptara lo establecidos en las normas:

- NTE-PPA: Puertas de acero.
- NTE-PPM: Puertas de madera

2.12 AISLAMIENTOS

Los materiales a emplear y la ejecución de la instalación estarán de acuerdo con lo prescrito en la norma NBE-CB/79 sobre condiciones térmicas de los edificios que en su anexo 5 establece las condiciones de los materiales empleados para aislamiento térmico así como control, recepción y ensayos de dichos materiales, y en el anexo nº6 establece diferentes recomendaciones para la ejecución de este tipo de instalaciones.

La medición y valoración de la instalación de aislamiento se lleva a cabo en la forma prevista en el presente proyecto.

2.13 RED VERTICAL DE SANEAMIENTO

Se refiere el presente artículo a la red de evacuación de aguas pluviales y residuos desde los puntos donde se recogen, hasta la acometida de la red de alcantarillado, fosa aséptica, pozo de filtración o equipo de depuración así como a estos medios de evacuación.

Las condiciones de ejecución, condiciones funcionales de los materiales y equipos industriales, control de la ejecución, seguridad en el trabajo, medición, valoración y mantenimiento son la establecida en las normas:

- NTE-ISS: Instalaciones de salubridad y saneamiento
- NTE-ISD: Depuración y vertido
- NTE-ISA: Alcantarillado

2.14 INSTALACIÓN ELÉCTRICA

Los materiales y ejecución de la instalación eléctrica cumplirán lo establecido en el Reglamento Electrotécnico de Alta y Baja Tensión y Normas MBT complementarias.

Asimismo se adoptaran las diferentes condiciones previstas en las normas:

- NTE-IEB: Instalación eléctrica de baja tensión
- NTE-IEE: Alumbrado exterior
- NTE-IEI: Alumbrado interior
- NTE-IEP: Puesta a tierra
- NTE-IER: Instalaciones de electricidad red exterior

2.15 INSTALACIONES DE FONTANERÍA

Regula el presente artículo las condiciones relativas a la ejecución, materiales y equipos industriales, control de la ejecución, seguridad en el trabajo, medición, valoración y mantenimiento de las instalaciones de abastecimiento y distribución de agua.

Se adopta lo establecido en las normas:

- NTE-IFA: Instalaciones de fontanería
- NTE-IFC: Instalaciones de fontanería. Agua caliente
- NTE-IFF: Instalaciones de fontanería. Agua fría

2.16 INSTALACIONES DE CLIMATIZACIÓN

Se refiere el presente artículo a las instalaciones de ventilación, refrigeración y calefacción.

Se adoptaran las condiciones relativas a funcionalidad y calidad de materiales, ejecución, control, seguridad en el trabajo, pruebas de servicio, medición, valoración y mantenimiento, establecidas en las normas:

- NTE-ID: Instalaciones de depósitos
- Reglamento de instalaciones de calefacción, climatización y agua caliente sanitaria. (R.D 1618/1.980 de 4 de julio).

2.17 INSTALACIONES DE PROTECCIÓN

Se refiere el presente artículo a las condiciones de ejecución de los materiales, de control de la ejecución, seguridad en el trabajo, medición, valoración y mantenimiento, relativas a las instalaciones de protección contra fuego y rayos.

Se cumplirá lo prescrito en la norma NBE-CPI-81 sobre condiciones de protección contra incendios y se adoptara lo establecido en la norma NTE.IPP: Protección contra el fuego, y el anejo nº6 de la EH.82.

2.18 OBRAS O INSTALACIONES NO ESPECIFICADAS

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 de la Obra quien a su vez cumplirá la normativa vigente sobre el particular. El Contratista no tendrá derecho a reclamación alguna.

3. CONDICIONES DE ÍNDOLE FACULTATIVA

3.1 OBLIGACIONES Y DERECHOS DEL CONTRATISTA

3.1.1 REMISIONES DE SOLICITUD DE OFERTAS

Por la dirección técnica se solicitarán ofertas a las empresas especializadas del sector, para la realización de las instalaciones específicas en el presente proyecto o un extracto con los datos suficientes. En el caso de que el ofertante lo estime de interés deberá presentar además de la mencionada, la o las soluciones que recomiende para resolver la instalación.

El plazo máximo fijado para la recepción de las ofertas será de un mes.

3.1.2 SUBCONTRATAS

Ninguna parte de la obra podrá ser subcontratada sin consentimiento previo, solicitado por escrito, del director de la obra. Dicha solicitud incluirá los datos precisos para garantizar que el subcontratista posee la capacidad suficiente para hacerse cargo de los trabajos en cuestión.

La aceptación del subcontrato no revelará al contratista de su responsabilidad contractual. El Director de la obra está facultado para decidir la exclusión de aquellos subcontratistas que no demuestren durante los trabajos poseer las condiciones requeridas para la ejecución de los mismos. El contratista deberá adoptar las medidas precisas e inmediatas para la rescisión de dichos contratos.

3.1.3 RESIDENCIA DEL CONTRATISTA

Desde que se de principio a las obras , hasta su recepción definitiva, el Contratista o un representante suyo autorizado deberá residir en un punto próximo al de la ejecución de los trabajos y no podrá ausentarse sin previo conocimiento del Ingeniero Director y notificándole expresamente, la persona que, durante su ausencia le ha de representar en todas sus funciones.

Cuando se falte a lo anteriormente prescrito, se consideraran validas las notificaciones que se efectúen al individuo mas caracterizado o de mayor categoría técnica de los empleados u operarios de cualquier ramo que, como dependientes de las contrata, intervengan en las obras y, en ausencia de ellos, las depositadas en la residencia.

Designada como oficial, de la Contrata en los documentos del proyecto, aun en ausencia o negativa de recibo por parte de los dependientes de la Contrata.

3.1.4 RECLAMACIONES CONTRA LAS ÓRDENES DE DIRECCIÓN

Las reclamaciones que el Contratista quiera hacer contra las órdenes emanadas del Ingeniero Director solo podrá presentarlas a través del mismo ante la propiedad, si ellas son de orden económico y de acuerdo con las condiciones estipuladas en los Pliegos de Condiciones correspondientes, contra disposiciones orden técnico o facultativo del Ingeniero Director, no se admitirá reclamaciones alguna pudiendo el Contratista salvar su responsabilidad, si lo estima oportuno, mediante exposición razonada, dirigida al ingeniero Director, el cual podrá limitar su contestación al acuse de recibo que, en todo caso, será obligatorio para este tipo de reclamaciones.

3.1.5 DESPIDO POR INSUBORDINACIÓN E INCAPACIDAD

Por falta de cumplimiento de las instrucciones del Ingeniero Director o sus subalternos de cualquier clase encargados de la vigilancia de las obras; por manifiesta incapacidad o por actos que comprometan y perturben la marcha de los trabajos, el Contratista tendrá obligación de sustituir a sus dependientes y operarios, cuando el ingeniero Director lo reclame.

3.1.6 COPIA DE LOS DOCUMENTOS

El Contratista tiene derecho a sacar copias a su costa, de los Pliegos de Condiciones, Presupuestos y demás documentos de la contrata. El Ingeniero Director de la Obra, si el Contratista solicita estos, autorizará las copias después de contratadas las obras.

3.2 TRABAJO, MATERIALES Y MEDIOS AUXILIARES

3.2.1 LIBRO DE ÓRDENES

En la casilla y oficina de la obra, tendrá el contratista el libro de órdenes, en el que se anotarán las que el Ingeniero director de obra precise dar en el transcurso de la obra.

El cumplimiento de las ordenes expresadas en disco libro es tan obligatorio para el contratista como las que figuran en el pliego de condiciones.

3.2.2 COMIENZO DE LOS TRABAJOS Y PLAZO DE EJECUCIÓN

Obligatoriamente y por escrito, deberá el contratista dar cuenta al Ingeniero Director del comienzo de los trabajos, antes de transcurrir veinticuatro horas de su iniciación: previamente se habrá suscrito el acta de replanteo en las condiciones establecidas en el artículo 7.

El Adjudicatario comenzara las obras dentro del plazo de 15 días desde la fecha de adjudicación. Dara cuenta al Ingeniero director, mediante oficio, del día en que se propone iniciar los trabajos, debiendo este dar acuse de recibo.

Las obras quedaran terminadas dentro del plazo establecido en el contrato.

El contratista está obligado al cumplimiento de todo cuanto se dispone en la Reglamentación Oficial del Trabajo.

3.2.3 CONDICIONES GENERALES DE EJECUCIÓN DE LOS TRABAJOS

El contratista, como es natural, debe emplear los materiales y mano de obra que cumplan las condiciones exigidas en las ``Condiciones Generales de Índole Técnica`` del ``Pliego General de condiciones Varias de la Edificación`` y realizara todos y cada uno de los trabajos contratados de acuerdo con lo especificado en dicho documento.

Por ello, y hasta que tenga lugar la recepción definitiva de la obra, el Contratista es el único responsable de la ejecución de los trabajos que ha contratado y de las faltas y defectos que en estos puedan existir, por su mala ejecución o por la deficiente calidad de los materiales empleados o aparatos colocados, sin que pueda servirle de excusa ni le otorgue derecho alguno, la circunstancia de que el Ingeniero director o sus subalternos no la hayan llamado la atención sobre el particular, ni tampoco el hecho de que hayan sido valorados en las certificaciones parciales de la obra que siempre se supone que se extienden y abonan a buena cuenta.

3.2.4 TRABAJOS DEFECTUOSOS

Como consecuencia de lo anteriormente expresado, cuando el ingeniero Director o su representante en la obra adviertan vicios o defectos en los trabajos efectuados, o que los materiales empleados, o los aparatos colocados ni reúnen las condiciones preceptuadas, ya sea en el curso de la ejecución de los trabajos, o finalizados estos y antes de verificarse la recepción definitiva de la obra, podrán disponer que las partes defectuosas sean demolidas y reconstruidas de acuerdo con lo contratado, y todo ello a expensas de la contrata. Si esta no estimase justa la resolución y se negase a la demolición y reconstrucción ordenadas, se procederá con lo establecido en el artículo 3.12.

3.2.5 OBRAS Y VICIOS OCULTOS

Si el Ingeniero Director tuviese fundadas razones para creer en la existencia de vicios ocultos de construcción en las obras ejecutadas ordenara efectuar en cualquier tiempo y antes de la recepción definitiva, las demoliciones que crea necesarias para reconocer los trabajos que suponga defectuosos.

Los gastos de demolición y de la reconstrucción que se ocasionen, serán a cuenta del contratista, siempre que los vicios existan realmente, en caso contrario correrán a cargo del propietario.

3.2.6 MATERIALES NO UTILIZABLES O DEFECTUOSOS

No se procederá al empleo y colocación de los materiales y de los aparatos sin que antes sean examinados y aceptados por el Ingeniero director, en los términos que prescriben los Pliegos de Condiciones, depositando el efecto el Contratista, las muestras y modelos necesarios, previamente contraseñados, para efectuar con ellos comprobaciones, ensayos o pruebas preceptuadas en el Pliego de Condiciones, vigente en la obra.

Los gastos que ocasionen los ensayos, análisis, pruebas, etc. Antes indicados correrán a cargo del Contratista.

Cuando los materiales o aparatos no fueran de la calidad requerida o no estuviesen perfectamente preparados, el Ingeniero Director dará orden al Contratista para que los reemplace por otros que se ajusten a las condiciones requeridas en los Pliegos o , a falta de estos, a los órdenes del Ingeniero Director.

3.2.7 MEDIOS AUXILIARES

Es obligación de la contrata el ejecutar cuanto sea necesario para la buena construcción y aspecto de las obras aun cuando no se halle expresamente estipulado en los Pliegos de Condiciones, siempre que, sin separarse de su espíritu y recta interpretación, lo disponga el Ingeniero director y dentro de los límites de posibilidad que los Presupuestos determinen para cada unidad de obra y tipo de ejecución.

Serán de cuenta y riesgo del Contratista, los andamios, cimbras, maquinas y demás medios auxiliares que para la debida marcha y ejecución de los trabajos se necesiten , no cabiendo por tanto, al Propietario responsabilidad alguna por cualquier avería o accidente personal que pueda ocurrir en las obras por insuficiencia de dichos medios auxiliares.

Serán asimismo de cuenta del Contratista, los medios auxiliares de protección y realización de la obra, tales como vallado, elementos de protección provisionales, señales de tráfico adecuado, señales luminosas nocturnas, etc. Y todas las necesarias para evitar accidentes previsibles en función del estado de la obra y de acuerdo con la legislación vigente.

3.3 RECEPCIÓN Y LIQUIDACIÓN

3.3.1 RECEPCIONES PROVISIONALES

Para proceder a la recepción provisional de las obras será necesaria la asistencia del Propietario, del Ingeniero director de la obra y del Contratista o su representante debidamente autorizado.

Si las obras se encuentran en buen estado y han sido ejecutadas co arreglo a las condiciones establecida, se darán por percibidas provisionalmente y comenzando a correr en dicha fecha el plazo de garantía que se considerara de tres meses.

Cuando las obras no se hallen en estado de ser recibidas se hará constar en el acta y se especificaran en la misma las precisas y detalladas instrucciones que el Ingeniero Director debe señalar al Contratista para remediar los defectos observados, fijando un plazo para subsanarlos, expirado el cual, se efectuara un nuevo reconocimiento en idénticas condiciones a fin de proceder a la recepción provisional de la obra.

Después de realizar un escrupuloso reconocimiento de la obra y se estuviese conforme con las condiciones de este Pliego, se levantara un acta por duplicado, a la que acompañaran los documentos justificantes de la liquidación final. Una de las actas quedara en poder de la propiedad y la otra se entregara el contratista.

3.3.2 PLAZO DE GARANTÍA

Desde la fecha en que la recepción provisional quede hecha, comienza a contarse el plazo de garantía que será de un año. Durante este periodo, el Contratista se hará cargo de todas aquellas reparaciones de desperfectos imputables a defectos y vicios ocultos.

3.3.3 CONSERVACIÓN DE LOS TRABAJOS RECIBIDOS PROVISIONALMENTE

Si el Contratista, siendo su obligación, no atiende a la conservación de la obra durante el plazo de garantía, en el caso de que el edificio no haya sido ocupado por el Propietario, procederá a disponer todo lo que se precise para que se atienda a la guardería, limpieza y todo lo que se fuere menester para su buena conservación, alcanzándose todo aquello por cuenta de la contrata.

Al abandonar el Contratista el edificio, tanto por buena terminación de las obras, como en el caso de rescisión de contacto, está obligado a dejarlo desocupado y limpio en el plazo que le fije el Ingeniero Director.

Después de la recepción provisional del edificio y en el caso de que la conservación del mismo corra a cargo del contratista, no deberá haber en las más herramientas, útiles, materiales, muebles etc. Que los indispensables para su guardería y limpieza y para los trabajos que fuesen precisos realizar.

En todo caso, ocupado o no el edificio, está obligado el contratista a revisar y repasar la obra durante el plazo expresado, procediendo en la forma prevista en el presente "Pliego de Condiciones Económicas"

El contratista se obliga a destinar a su costa a un vigilante de las obras que prestará su servicio de acuerdo con las órdenes recibidas de la Dirección Facultativa.

3.3.4 RECEPCIÓN DEFINITIVA

Terminado el plazo de garantía, se verificara la recepción definitiva con las mismas condiciones que la provisional, y si las obras están bien conservadas y en perfectas condiciones, el Contratista quedara relevado de toda responsabilidad económica, en caso contrario se resaltara la recepción definitiva hasta que, a juicio del ingeniero Director de la Obra, y dentro del plazo que se marque, queden las obras del modo y forma que se determinen es este Pliego.

3.3.5 LIQUIDACIÓN FINAL

Terminadas las obras, se procederá a la liquidación fijada, que incluirá el importe de las unidades de obra realizadas y las que constituyen modificaciones del Proyecto siempre y cuando hayan sido previamente aprobadas por la dirección Técnica con sus precios. De ninguna manera tendrá derecho el contratista a formular reclamaciones por aumentos de obra que no estuviesen autorizados por escrito a la Entidad propietaria con el visto bueno del Ingeniero.

3.3.6 LIQUIDACIÓN EN CASO DE RESCISIÓN

En este caso, la liquidación se hará mediante un contrato liquidatorio, que se redactara de acuerdo por ambas partes. Incluirá el importe de las unidades de obra realizadas hasta la fecha de rescisión.

3.4 FACULTADES DE LA DIRECCIÓN DE OBRAS

3.4.1 FACULTADES DE LA DIRECCIÓN DE OBRAS

Además de todas la facultades particulares, que corresponden al Ingeniero director, expresadas en los artículos precedentes , es misión específica suya la dirección y vigilancia de los trabajos que en las obras se realicen bien por si o por medio de sus representantes técnicos y ello con autoridad técnica legal, complete e indiscutible, incluso en todo lo no previsto específicamente en el "Pliego General de Condiciones Varias de la Edificación" sobre las personas y cosas situadas en la obra y en relación con los trabajos que para la ejecución de los edificios y obras anejas se lleven a cabo, pudiendo incluso, pero con causa justificada, recusar el contratista, si considera que el adoptar esta resolución es útil y necesaria para la debida marcha de la obra.

4. PLIEGO DE CONDICIONES E ÍNDOLE ECONÓMICA

4.1 BASE FUNDAMENTAL

Como base fundamental de estas ``Condiciones Generales de Índole Económica'', se establece el principio de que el Contratista debe percibir el importe de todos los trabajos ejecutados, siempre que estos se hayan realizado con arreglo u sujeción al Proyecto y condiciones Generales y particulares que rijan la construcción del edificio y obra aneja contratada.

4.2 GARANTÍAS DE CUMPLIMIENTO Y FIANZAS

El ingeniero director podrá exigir al Contratista la presentación de referencias bancarias o de otras entidades o personal, al objeto de cerciorarse de si este reúne todas las condiciones requeridas para el exacto cumplimiento del contrato, dichas referencias las presentara el Contratista antes de la firma del contrato.

4.2.1 FIANZAS

Se podrá exigir el contratista, para que responda del cumplimiento de lo contratado, una fianza del 10% del presupuesto de las obras adjudicales.

4.2.2 EJECUCIÓN DE LOS TRABAJOS CON CARGO A LA FIANZA

Si el contratista se negase a hacer por su cuenta los trabajos precisos para utilizar la obra en las condiciones contratadas, el Ingeniero Director, en nombre y representación del Propietario, los ordenara ejecutar a un tercero, o directamente por administración, abonando su importe en la fianza depositada, sin perjuicio de las acciones legales a que tenga derecho el propietario en el caso de que el importe de la fianza baste para abonar el importe de los gastos efectuados en las unidades obra que no fueran de recibo.

4.2.3 DEVOLUCIÓN DE LA FIANZA

La fianza depositada será devuelta al Contratista en un plazo que no excederá de 8 días, una vez firmada el acta de recepción definitiva de la obra, siempre que el Contratista haya acreditado, por medio de certificado del Alcalde del Distrito Municipal en cuyo término se haya emplazada la obra contratada, que no existe

reclamación alguna contra el por los daños y perjuicios que sean de su cuenta o por deudas de los jornales o materiales, ni por indemnización derivados de accidentes ocurridos en el trabajo.

4.3 RECIOS Y REVISIONES

4.3.1 PRECIOS CONTRADICTORIOS

Si ocurriese algún caso por virtud del cual fuese necesario fijar un nuevo precio, se procederá a estudiarlo y convenirlo contradictoriamente de la siguiente forma:

El Adjudicatario formulara por escrito, bajo su firma, el precio que, a su juicio, debe aplicarse a la nueva unidad.

La dirección técnica estudiara el que, según su criterio, deba utilizarse.

Si ambos son coincidentes se formulara por la Dirección Técnica el acta de avenencia, igual que si cualquier pequeña diferencia o error fuesen salvados por simple exposición y convicción de una de las partes, quedando así formalizado el precio contradictorio.

Si no fuera posible conciliar por simple discusión los resultados, el Director pondrá a la propiedad que adopte la resolución que estime conveniente, que podrá ser aprobatoria del recio exigido por el Adjudicatario o, en otro caso, la segregación de la obra o instalación nueva, para ser ejecutada por administración o por otro adjudicatario distinto.

La fijación del precio contradictorio habrá de proceder necesariamente al comienzo de la nueva unidad, puesto que, si por cualquier motivo, ya se hubiese comenzado, el Adjudicatario estará obligado a aceptar el que buenamente quiera fijarle el Director, y a concluirla a satisfacción de este.

4.3.2 RECLAMACIONES DE AUMENTO DE PRECIOS

Si el Contratista, antes de la firma del contrato no hubiese hecho la reclamación u observación oportuna, no podrá bajo ningún pretexto de error o omisión reclamar un aumento de los precios fijados en el cuadro correspondiente del Presupuesto que sirve de base para la ejecución de las obras.

Tampoco se admitirá reclamación de ninguna especie fundada en indicaciones que, sobre las obras, se hagan en la ---memoria, por no servir este documento de base a la Contrata. Las equivocaciones materiales o errores aritméticos en las unidades

de obra o en su importe, se corregirán en cualquier época que se observen, pero no se tendrán en cuenta a los efectos de la rescisión de contrato, señalados en los documentos relativos a las ``Condiciones Generales o Particulares de Índole Facultativa´´ , sino en el caso de que el Ingeniero Director o el Contratista los hubieran hecho notar dentro del plazo de cuatro meses contados desde la fecha de adjudicación. Las equivocaciones materiales no alteraran la baja proporcional hecha en el Contrata, respecto del importe del presupuesto que ha de servir de base a la misma, pues esta baja se fijara siempre por la relación entre las cifras de dicho presupuesto, antes de las correcciones y la cantidad ofrecida.

4.3.3 REVISIÓN DE PRECIOS

Contratándose las obras a riesgo y ventura, es natural por ello, que no se debe admitir la revisión de los precios contratados. No obstante y dada la variabilidad continua de los precios de los jornales y sus cargas sociales, así como la de los materiales y transportes, que es característica de determinadas épocas anormales, se admite, durante ellas, la revisión de los precios contratados, bien en alta o en baja y en anomalía con las oscilaciones de los precios en el mercado.

Por ello y en los casos de revisión en alza, el contratista puede solicitarla del Propietario, en cuanto se produzca cualquier alteración de precio, que repercuta, aumentando los contratos.

Ambas partes convendrán el nuevo precio unitario antes de comenzar o de continuar la ejecución de la unidad de obra en que intervenga el elemento cuyo precio en el mercado, y por causa justificada, especificándose y acordándose, también previamente, la fecha a partir de la cual se aplicara el precio revisado y elevado, para lo cual se tendrá en cuenta y cuando así proceda, el acopio de materiales de obra, en el caso de que estuviesen total p parcialmente abonados por el propietario.

Si el Propietario o el Ingeniero director , en su representación no estuviese conforme con los nuevos precios de los materiales, transportes, etc., que el Contratista desea percibir como normales en el mercado, aquel tiene la facultad de proponer al Contratista, y este la obligación de aceptarlos, los materiales, transportes etc., a precios inferiores a los pedidos por el Contratista, en cuyo caso lógico y natural, se tendrá en cuenta para la revisión, los precios de los materiales,

transportes, etc., adquiridos por el contratista merced a la información del Propietario.

Cuando el Propietario o el Ingeniero Director, en su representación, no estuviese conforme con los nuevos precios de los materiales, transportes, etc. Concertara entre las dos partes la baja a realizar en los precios unitarios vigentes en la obra, en equidad por la experimentada por cualquiera de los elementos constitutivos de la unidad de obra y la fecha en que empezaran a regir los precios revisados.

Cuando, entre los documentos aprobados por ambas partes, figurase el relativo a los precios unitarios contratados descompuestos, se seguirá un procedimiento similar al perpetuado en los casos de revisión por alza de precios.

4.3.4 ELEMENTOS COMPRENDIDOS EN PRESUPUESTO

Al fijar los precios de las diferentes unidades de obra en el Presupuesto, se ha tenido en cuenta el importe de andamios, vallas, elevación y transporte del material, es decir, todos los correspondientes a medios auxiliares de la construcción, así como toda clase de indemnizaciones, impuestos, multas o pagos que tengan que hacerse por cualquier concepto, con los que se hallen gravados o se graven los materiales o las obras por el estado, Provincia o Municipio.

Por esta razón no se abonara al contratista cantidad alguna por dichos conceptos.

En el precio de cada unidad de obra también van comprendidos los materiales accesorios y operaciones necesarias para dejar la obra completamente terminada y en disposición de recibirse.

4.4 VALORACIÓN Y ABONADO DE LOS TRABAJOS

4.4.1 VALORACIÓN DE LA OBRA

La medición de la obra concluida se hará por el tipo de unidad fija en 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 corresponden al beneficio industrial y descontando el tanto por ciento que corresponda a la baja en la subasta hecha por el contratista.

4.4.2 MEDICIONES PARCIALES FINALES

Las mediciones parciales se verificaran en presencia del contratista, de cuyo acto se levantara acta por duplicado, que será firmada por ambas partes. La medición final se hará después de terminada las obras con precisa asistencia del Contratista. En el acta que se extienda, de haberse verificado la medición en los documentos que le acompañen, deberá aparecer la conformidad del Contratista o de su representación legal. En caso de no haber conformidad, lo expondrá sumariamente y a reserva de ampliar las razones que a ello obliga.

4.4.3 EQUIVOCACIONES EN EL PRESUPUESTO

Se supone que el contratista he hecho detenido estudio de los documentos que componen el Proyecto, y por tanto al no haber hecho ninguna observación sobre posibles errores o equivocaciones en el mismo, se entiende que no hay lugar a disposición alguna en cuanto afecta a medida o precios de tal suerte, que la obra ejecutada con arreglo al Proyecto contiene mayor número de unidades de las previstas, no tiene derecho a reclamación alguna. Si por contrario, el número de unidades fuera inferior, se descontara de 1 presupuesto.

4.4.4 VALORACIÓN DE OBRAS INCOMPLETAS

Cuando por 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.

4.4.5 CARÁCTER PROVISIONAL DE LAS LIQUIDACIONES PARCIALES

Las liquidaciones parciales tienen carácter de documentos provisionales a buena cuenta, sujetos a certificaciones y variaciones aprobación ni recepción de las obras que comprenden. La propiedad se reserva en todo documento, y especialmente al hacer efectivas las liquidaciones parciales el derecho de comprobar que el contratista ha cumplido los compromisos referentes al pago de jornadas y materiales intervenidos en la obra, a cuyo efecto deberá presente el Contratista los comprobantes que se exigen.

4.4.6 PAGOS

Los pagos se efectuarán por el Propietario en los plazos previamente establecidos y su importe corresponderá, precisamente, al de las Certificaciones de obra expedidas por el Ingeniero director, en virtud de las cuales se verifican aquellos.

4.4.7 SUSPENSION POR RETRASO DE PAGOS

En ningún caso podrá el contratista, alegando retraso en los pagos, suspender trabajos, ni ejecutarlos a menor ritmo del que corresponda, con arreglo al plazo en que deben terminarse.

4.4.8 INDEMNIZACIÓN POR DAÑOS DE CAUSA MAYOR AL CONTRATISTA

El importe que debe abonar el contratista por causas de retraso no justificado, en el plazo de terminación de las obras contratadas, será: el importe de la suma de perjuicios materiales causados por imposibilidad de ocupación del inmueble, debidamente justificados.

El contratista no tendrá derecho a indemnización por causas de pérdidas, averías o perjuicio ocasionados en las obras, sino en los casos de fuerza mayor. Para los efectos de este artículo, se consideran como tales casos únicamente los que siguen:

- Los incendios causados por electricidad atmosférica
- Los daños producidos por terremotos y maremotos
- Los producidos por vientos huracanados, mares y crecida de los ríos superiores a las que se sean de prever el país, y siempre que exista constancia inequívoca de que el contratista tomo las medidas posibles, dentro de sus medios, para evitar o atenuar daños.
- Los que provengan de movimientos del terreno en que estén construidas las obras.
- Los destrozos ocasionados violentamente, a mano amada, en tiempo de guerra, movimientos sediciosos populares o robos tumultuosos.

La indemnización se referirá exclusivamente, al abono de las unidades de obra ya ejecutadas o materiales acopiados a pie de obra; en ningún caso comprenderá medios auxiliares, maquinaria o instalaciones, etc., propiedad de la Contrata.

4.5 VARIOS

4.5.1 MEJORAS DE OBRA

No se admitirán mejoras de obra, más que en el caso en que el Ingeniero Director haya ordenado por escrito la ejecución de los trabajos nuevos o que mejoren la validez de los contratados, así como la de los materiales y aparatos previstos en el Contrato. Tampoco se admitirán aumentos de obra en las unidades contratadas, salvo caso de error en las mediciones del Proyecto, a menos que el Ingeniero Director ordene, también por escrito, la ampliación de las contratadas.

4.5.2 SEGURO DE LOS TRABAJOS

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 ingresara a cuenta, a nombre del Propietario para que con cargo a ella, se abone la obra que se construya y a medida que esta se vaya realizando.

El reintegro de la cantidad al contratista se efectuara por certificaciones, como el resto de los trabajos de la construcción. En ningún caso, salvo conformidad expresa del contratista, hecho en documento público, el Propietario podrá disponer de dicho importe para menestras anejos a los de la construcción de la parte siniestrada; la infracción de lo anteriormente expuesto será motivo suficiente para que el Contratista pueda rescindir la contrata, con devolución de la fianza, abono completo de gastos, materiales acopiados, etc. Y una indemnización equivalente al importe de los daños causados al Contratista por el siniestro y que no le hubiesen abonado, pero eso en proporción equivalente a lo que suponga la indemnización abonada por la compañía Aseguradora, respecto al importe de los daños causados por el siniestro, que serán tasados a estos efectos por el Ingeniero director.

En las obras de reforma o reparación se fijara, previamente, la proporción de edificio que se debe asegurar y su cuantía, y si nada se previese, se entenderá que el seguro ha de comprender toda parte de edificio afectado por la obra.

Los riesgos asegurados y las condiciones que figuran en la póliza de seguros, los pondrá el contratista antes de contratarlos en conocimiento del propietario, el objeto de recabar de este su previa conformidad o reparos.

5. PLIEGO DE CONDICIONES DE ÍNDOLE LEGAL

5.1 JURISDICCIÓN

Para cuantas cuestiones, litigios o diferencias pudieran surgir durante o después de los trabajos, las partes se someterán a juicio de amigables componedores nombrados en número igual por ellas y presidio por el Ingeniero director de la Obra y en ultimo termino, a los Tribunales de justicia del lugar en que radique la propiedad, con expresa renuncia del fuero domiciliario.

El contratista es responsable de la ejecución de las obras en las condiciones establecidas en el contrato y en los documentos que componen el proyecto.

El contratista se obliga a lo establecido en la Ley de Contratos de trabajo y además a lo depuesto por la de accidentes de trabajo, subsidio familiar y seguros sociales.

Serán de cargo y cuenta de contratista el vallado y la vigilancia del solar, cuidando de la conservación de sus líneas de lindero y vigilando que, por los poseedores de las fincas contiguas, si las hubiese, no se realizan durante las obras actos que mermen o modifiquen la propiedad.

Oda observación referente a este punto será puesta inmediatamente en conocimiento del Ingeniero Director.

El Contratista es responsable de toda falta relativa a la política urbana y a las ordenanzas municipales estos aspectos vigentes en la localidad en que la edificación este emplazada.

5.2 ACCIDENTES DE TRABAJO Y DAÑOS A TERCEROS

En caso de accidentes ocurridos con motivo en el ejercicio de los trabajos para la ejecución de las obras, el contratista se atenderá a lo dispuesto a estos respectos en la legislación vigente, y siendo, en todo caso, único responsables de su cumplimiento y sin que por ningún concepto, pueda quedar afectada la Propiedad por responsabilidades en cualquier aspecto.

El contratista está obligado a adoptar todas las medidas de seguridad que las disposiciones vigentes preceptúan 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.

De los accidentes o perjuicios de todo género que, por no cumplir el contratista lo legislado sobre la materia, pudieran acaecer o sobrevenir, será este el único responsable, o sus representantes en la obra, ya que se considera que en los preciso contratados están incluidos todos los gastos precisos para cumplimentar debidamente dichas disposiciones legales.

El contratista será responsable de todos los accidentes que, por inexperiencia o descuido, sobrevinieran tanto en la edificación donde se efectúen las obras como en las contiguas. Sera por tanto de su cuenta el abono de las indemnizaciones a quien corresponda y cuando a ello hubiera lugar, de todos los daños y perjuicios que puedan causarse en las operaciones de ejecución de las obras.

El contratista cumplirá los requisitos que prescriben las disposiciones vigentes sobre la materia, debiendo exhibir, cuando a ello fuera requerido, el justificante de tal cumplimiento.

5.3 PAGOS DE ARBITRIOS

El pago de impuestos y arbitrios en general, municipales o de otro origen, sobre vallas, alumbrado, etc., cuyo abono debe hacerse durante el tiempo de ejecución de las obras por concepto inherente a los propios trabajos que se realizan correrá a cargo de la Contrata, siempre que en las condiciones particulares del Proyecto no se estipule lo contrario. No obstante, el Contratista deberá ser reintegrado del importe de todos aquellos conceptos que el Ingeniero director considere justo hacerlo.

5.4 CAUSAS DE RESCISIÓN DEL CONTRATO

Se consideran causas suficientes de rescisión las que a continuación se señalan:

- La muerte o incapacidad de contratista
- La quiebra del contratista

En los casos anteriores, si los heridores 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 aquellos derechos a indemnización alguna.

- Las alteraciones del contrato por la siguiente causas:

- La modificación del proyecto en forma tal que presente alteraciones fundamentales de mismo, a juicio del Ingeniero Director y, en cualquier caso siempre que la variación del presupuesto de ejecución, como consecuencia de estas modificaciones, represente en más o menos del 40 por 100, como mínimo, de algunas unidades del proyecto modificadas.
- La modificación de unidades de obra, siempre que estas modificaciones representen variaciones en mas o en menos del 40 por 100, como mínimo de las unidades del proyecto modificadas.
- La suspensión de la obra comenzada, y en todo caso siempre que , por causa ajenas a la contrata, no sé de comienzo a la obra adjudicada dentro del plazo de tres meses, a partir de la adjudicación, en este caso, la devolución de la fianza será automática.
- La suspensión de obra comenzada, siempre que el plazo de suspension haya excedido de un año.
- El no dar comienzo la contrata a los trabajos dentro del plazo señalado en las condiciones particulares del Proyecto.
- El cumplimiento de las condiciones del contrato, cuando implique descuido o mala fe, con perjuicio de los intereses de la obra.
- La terminación del plazo de ejecución de la obra, sin haberse llegado a esta.
- El abonado de la obra sin causa justificada.
- La mala fe en la ejecución de los trabajos.

DOCUMENTO N°5
PRESUPUESTO Y
MEJORAS DEL
PROCESO

PRESUPUESTO Y MEJORAS DEL PROCESO

A. PLANTA DISEÑADA

1. CAPITAL INMOVILIZADO

2. CAPITAL CIRCULANTE

2.1 COSTOS DE OPERACIÓN

2.1.1 MATERIAS PRIMAS

2.1.2 CATALIZADOR

2.1.3 CONSUMO DE ENERGÍA

2.1.4 LABOR

2.1.5 COSTOS TOTALES DE OPERACIÓN

2.2 INGRESOS

3. RENTABILIDAD DE LA PLANTA

B. MODIFICACIONES DEL PROCESO Y MEJORAS

MODIFICACIÓN N°1: RECUPERACIÓN Y RECIRCULACIÓN DEL ETANOL

MODIFICACIÓN N°2: RECUPERACIÓN DEL ETANOL EN UNA COLUMNA DE RECTIFICACIÓN Y ELIMINACIÓN DE LA ETAPA DE CONCENTRACIÓN DE LOS AZÚCARES REDUCTORES.

MODIFICACIÓN N°3: ELIMINACIÓN DE LA ETAPA DE CONCENTRACIÓN DE LOS AZÚCARES REDUCTORES SIN RECUPERACIÓN DE ETANOL.

C. RESUMEN Y SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS

D. BIBLIOGRAFÍA

En este apartado intentaremos calcular el presupuesto total de la planta, estimar los costos de operación y los ingresos derivados de los productos. La tasa de actualización propuesta en este trabajo es constante y tiene un valor del 7%. Se calcula el valor actualizado neto y sobre este se deduce la rentabilidad de la planta diseñada. En caso de que la planta no sea rentable, se introducirán mejoras sobre el proceso y se estudiará de nuevo la rentabilidad del proceso modificado. La vida media de la planta es de 10 años.

A. PLANTA DISEÑADA

1. CAPITAL INMOVILIZADO

En el capital inmovilizado incluyamos los costes de los equipos, tuberías, bombas, instalaciones de electricidad, carpintería, fontanería, la construcción de la planta y todas las actividades que están relacionadas con tal objetivo.

El capital inmovilizado total de la planta se ha estimado en 883452,6\$ como se muestra en la tabla1:

Tabla1. Capital inmovilizado de la planta

Equipos y instalaciones	Precio(\$)
Evaporador1	78300
Evaporador2	5600
Evaporador3	6800
Condensador1	5900
Condensador2	2200
Condensador3	1700
Intercambiador1	4000
Intercambiador2	3500
Intercambiador3	600
Intercambiador4	500
Intercambiador5	800
Tanque encamisado y agitado 1	5300
Tanque encamisado y agitado 2	8700
Tanque encamisado y agitado 3	8700
Tanque neutralización	1600
Centrifuga1	16100
Centrifuga2	10700
Biorreactor de hidrólisis	84400
Biorreactor de esterificación1	7600
Biorreactor de esterificación2	6600
Columna de extracción1	7000
Columna de extracción2	7000
Tuberías	28657
Bombas	1110
Mezclador	100
Nave	400000
Ingeniería y instalaciones auxiliares	40000
Instalaciones de tuberías y accesorios	42985,6
Fontanería	12000
Instalaciones eléctricas y sus accesorios	35000
Informática y control	30000
Otros	20000
Total:	883452,6

2. CAPITAL CIRCULANTE

El capital circulante incluye todo lo que está relacionado con los gastos de operación, de las materias primas y los ingresos derivados de los productos. El beneficio del proceso se calcula como la diferencia entre los ingresos y los gastos, en caso que este es negativo la planta no es rentable.

2.3 COSTOS DE OPERACIÓN

Se entiende por costos de operación, los costos derivados de las materias primas, consumo de energía, manos de obra, mantenimiento y el catalizador (Celulosa y lipasa).

2.3.1 MATERIAS PRIMAS

El costo total diario de las materias primas se ha estimado en 3449.5 \$/día como se muestra en la tabla2:

Tabla2. Costo total de las materias primas

Materias primas	Cantidad(Kg/h)	Precio(\$/kg)	(\$/día)	Distribución de costos(%)
Biomasa	20,7	1	496,80	14,40
Etanol	141,4	0,75	2545,20	73,78
KOH	2,359	6,3	356,68	10,34
Hexano	3,817	0,4	36,64	1,06
Metanol	0,7478	0,7	12,56	0,36
HCl	0,6778	0,1	1,63	0,05
H2O	7268,2	0	0,00	0,00
		Total	3449,5	

La figura1 presenta la distribución de los costos de las materias primas:

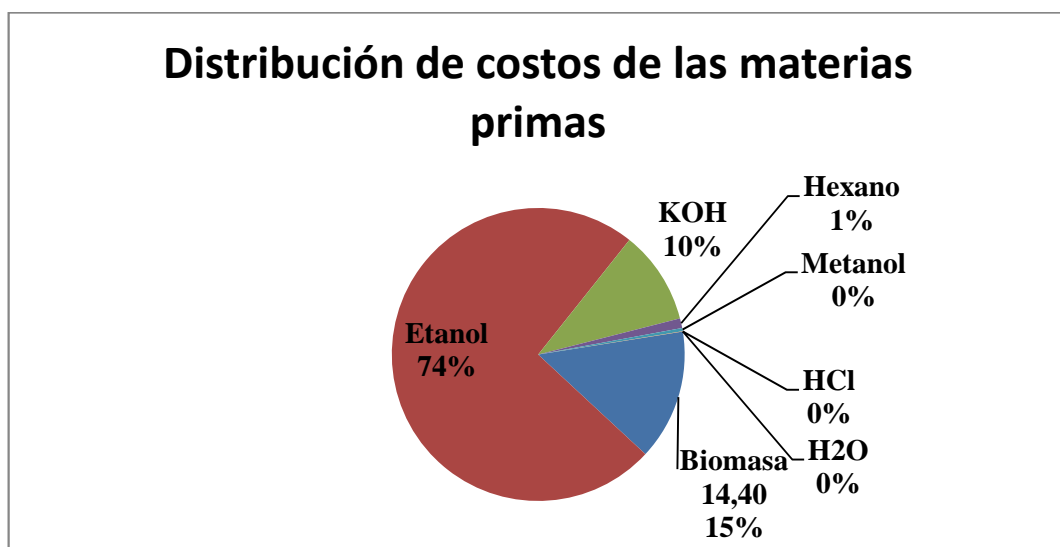


Figura1. Distribución de los costos de las materias primas

El etanol presenta el 74% de los costos totales de las materias primas, lo que implica, pensar en modificar el proceso para la recuperación del etanol de la fase hidroalcoholica después de la etapa de extracción de los ácidos grasos y su recirculación a la etapa de saponificación en el mismo proceso.

2.3.2 CATALIZADOR

En este trabajo se ha optado por la catálisis enzimática. Los costos de la lipasa y celulasa industrial se han estimado en 2000 y 1000 \$/kg consecutivamente. Se ha estimado que ambas enzimas deben regenerarse cada 15 días de funcionamiento. Los costos diarios de ambas enzimas se muestran en la tabla3:

Tabla3. Costos diarios de las enzimas

Enzimas	Cantidad(Kg/mes)	Precio(\$/kg)	(\$/dia)	Distribución de costos(%)
Celulasa	56,8	1000	1832,26	96,4
Lipasa	1,046	2000	67,48	3,6
		Total	1899,7	

La celulasa representa el 94,5% del coste total de las enzimas, mientras que, la lipasa solo representa el 3,6%.

2.3.3 CONSUMO DE ENERGÍA

Los gastos energéticos del proceso se muestran en la tabla4:

Tabla4. Gastos energéticos

Equipo	Potencia(kW)	Coste(\$/dia)	(% de consumo)
evaporador1	439,5	1371,2	94,69
evaporador2	5,33	16,6	1,15
evaporador3	4,87	15,2	1,05
Agitador1	0,24	0,7	0,05
Agitador2	1,36	4,2	0,29
Agitador3	0,61	1,9	0,13
Centrifuga1	5,5	17,2	1,18
Centrifuga2	5,5	17,2	1,18
Bombas	1,26	3,9	0,27
	Total	1448,2	

El evaporador de la hidrolisis representa el 94,7% del consumo total de energía. Este gasto tan alto, nos hace pensar en otras alternativas o incluso eliminar esta etapa de concentración de los azúcares reductores.

Como alternativas, se puede utilizar la técnica de ultrafiltración o la osmosis inversa, que suelen ser procesos más baratos que la evaporación.

2.3.4 LABOR

Como se trata de una planta piloto los costes de labor que incluyen también el mantenimiento y limpieza se han estimado en 400\$/día como se muestra en la tabla5:

Tabla5. Labor

	Coste (\$/día)
Labor	400

2.3.5 COSTOS TOTALES DE OPERACIÓN

Los costos totales de operación se calculan como la suma de los gastos de energía, materias primas, catalizador y labor. El gasto total diario de operación se ha estimado en 7197,5 \$ como se muestra en la tabla6.

Tabla6. Costos de operación

	(\$/día)	Distribución de costos(%)
Energía	1448,2	20,12
Catalizador	1899,74	26,39
Materias primas	3449,51	47,93
Labor	400	5,56
Total	7197,5	

La distribución de los costes de operación se muestra en la figura2:

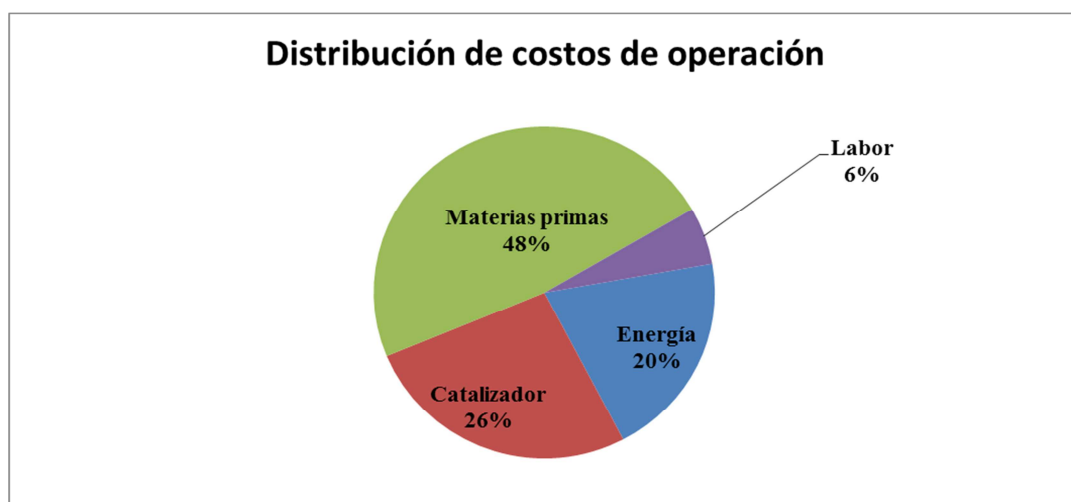


Figura2. Distribución de los costos de operación

Las materias primas presentan aproximadamente la mitad de los gastos totales de operación, mientras que la otra mitad se reparte entre el catalizador 26%, la energía 20% y los gastos de labor por el 6%.

La recuperación del etanol puede suponer un ahorro muy importante en los gastos de las materias primas, aunque, van a aumentar los gastos de energía. Pensamos que con esta alternativa los gastos totales de operación bajaran considerablemente.

2.4 INGRESOS

Se entiende por los ingresos todos los beneficios derivados de los productos que produce la planta. En nuestro caso, los productos son los azúcares reductores, biomasa residual, carotenoides y FAMEs.

Los ingresos diarios derivados de estos cuatro productos son 6625,1\$ como se muestra en la tabla7:

Tabla7. Ingresos diarios

Productos	Cantidad(Kg/día)	Precio(\$/kg)	(\$/día)	% Ingresos
Azúcares reductores	396,48	0,39	153,9	2,3
Biomasa residual	271,92	3,88	1055,4	15,9
Carotenoides	7,33	700	5132,4	77,5
FAMEs	156,43	1,81	283,3	4,3
		Ingresos	6625,1	

La figura3 muestra la distribución de los ingresos:

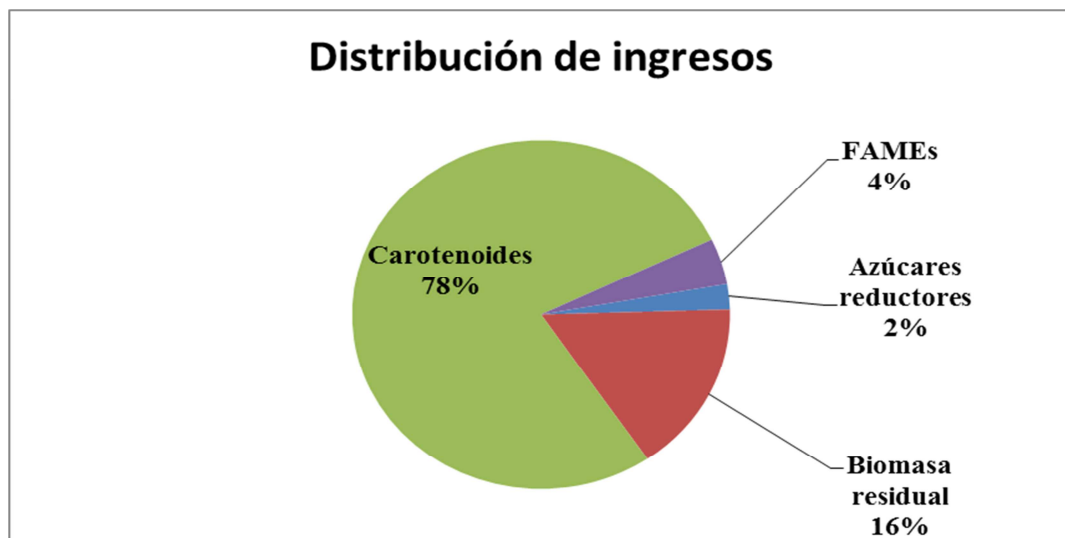


Figura3. Distribución de los ingresos

Los carotenoides presentan el 78% de los ingresos totales, por lo tanto, son el factor más importante en este proceso.

3. RENTABILIDAD DE LA PLANTA

Comparando los ingresos (6625\$/día) con los gastos de operación (7197,5 \$/día), podemos concluir que el proceso no es rentable. Por lo tanto, es necesario introducir mejoras sobre el proceso para que sea rentable. Entre las mejoras que hemos concluido en este trabajo citamos la recuperación del etanol de la fase hidroalcohólica en una columna de destilación y su recirculación a la etapa de saponificación, también el estudio de la eliminación de la etapa de concentración de los azúcares reductores.

Si la planta se hubiera instalado, las pérdidas durante los 10 años de operación se muestran en la tabla8:

Tabla8. Estudio de la rentabilidad

Año	Inversión(\$)	Ingresos(\$/año)	Gastos(\$/año)	Impuestos(\$/año)	Gastos extra(\$/año)	Regeneración(\$/año)	FC(\$)	FCA(\$)	FCA(\$)
0	883452,6	0	5000	0	0,0	0	-888452,6	-888452,6	-888452,6
1	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-282302,0	-1170754,6
2	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-263833,7	-1434588,3
3	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-246573,5	-1681161,8
4	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-230442,5	-1911604,3
5	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-215366,9	-2126971,2
6	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-201277,4	-2328248,6
7	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-188109,8	-2516358,4
8	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-175803,5	-2692161,9
9	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-164302,3	-2856464,2
10	0,0	2385024,6	2591087,8	0	48000,0	48000,0	-302063,2	-153553,6	-3010017,8
								VAN	-3010017,8

La evolución de flujo de caja acumulado durante 10 años se muestra en la figura4:

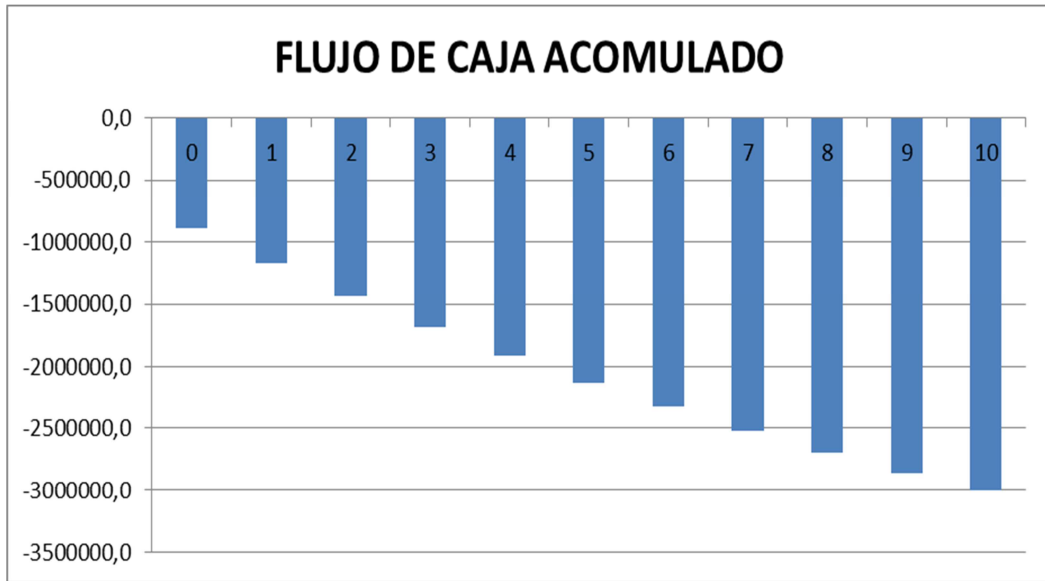


Figura4. Flujo de caja acumulado

B. MODIFICACIONES DEL PROCESO Y MEJORAS

**MODIFICACIÓN N°1: RECUPERACIÓN Y RECIRCULACIÓN DEL
ETANOL**

En este apartado, se introduce al proceso una columna de rectificación para la recuperación del etanol de la fase hidroalcohólica y recircularlo a la etapa de saponificación. En estas nuevas condiciones, se estudia la economía y la rentabilidad de la planta con el objetivo de comparar las diferentes perspectivas propuestas.

1. CAPITAL INMOVILIZADO

Tabla9. Capital inmovilizado de la planta

Equipos y instalaciones	Precio(\$)
Columna de destilación	50000
Evaporador1	78300
Evaporador2	5600
Evaporador3	6800
Condensador1	5900
Condensador2	2200
Condensador3	1700
Intercambiador1	4000
Intercambiador2	3500
Intercambiador3	600
Intercambiador4	500
Intercambiador5	800
Tanque encamisado y agitado 1	5300
Tanque encamisado y agitado 2	8700
Tanque encamisado y agitado 3	8700
Tanque neutralización	1600
Centrifuga 1	16100
Centrifuga2	10700
Biorreactor de hidrólisis	84400
Biorreactor de esterificación1	7600
Biorreactor de esterificación2	6600
Columna de extracción1	7000
Columna de extracción2	7000
Tuberías	28657
Bombas	1110
Mezclador	100
Nave	400000
Ingeniería y instalaciones auxiliares	40000
Instalaciones de tuberías y accesorios	42985,6
Fontanería	12000
Instalaciones eléctricas y sus accesorios	35000
Informática y control	30000
Otros	20000
Total	933452,6

2. CAPITAL CIRCULANTE

2.1 COSTOS DE OPERACIÓN

2.1.1 MATERIAS PRIMAS

Tabla10. Costo total de las materias primas

Materias primas	Cantidad(Kg/h)	Precio(\$/kg)	(\$/dia)	Distribución de costos(%)
Biomasa	20,7	1	496,80	47,37
Etanol	8,028	0,75	144,50	13,78
KOH	2,359	6,3	356,68	34,01
Hexano	3,817	0,4	36,64	3,49
Metanol	0,7478	0,7	12,56	1,20
HCl	0,6778	0,1	1,63	0,16
H2O	7268,2	0	0,00	0,00
		Total	1048,8	

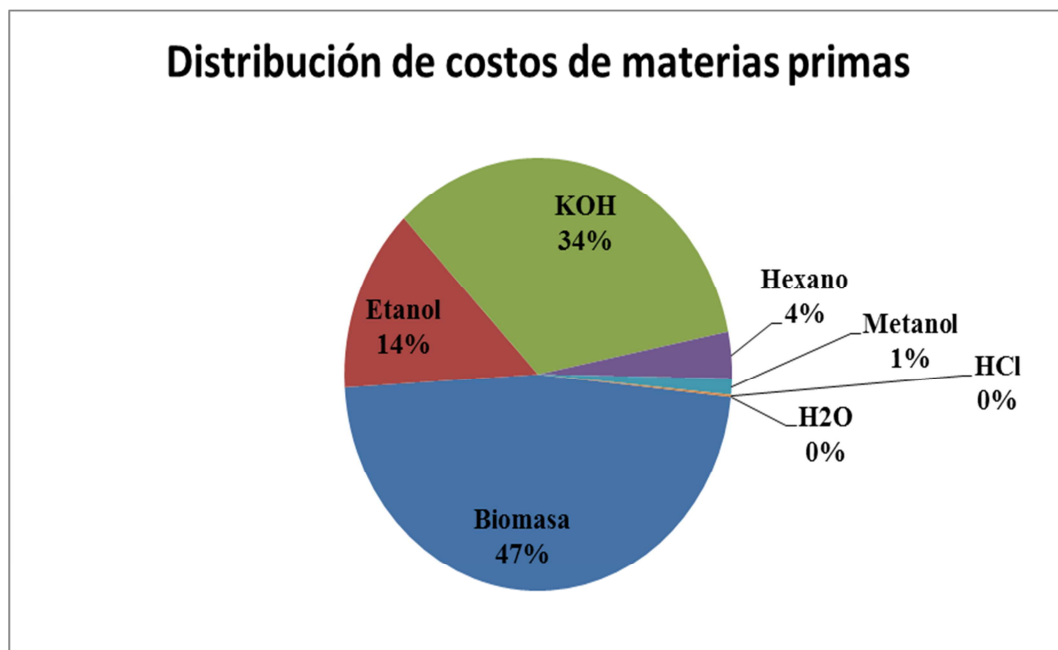


Figura5. Distribución de los costos de las materias primas

En comparación con el proceso inicial, la recuperación del etanol supone una reducción de los gastos del etanol de 2545\$/día hasta 144,5 \$/día. Con estas cifras, la distribución del coste del etanol en las materias primas pasa de 74% hasta 14%.

2.1.2 CATALIZADOR

Tabla11. Costos diarios de las enzimas

Enzimas	Cantidad(Kg/mes)	Precio(\$/kg)	(\$/dia)	Distribución de costos(%)
Celulasa	56,8	1000	1832,26	96,4
Lipasa	1,046	2000	67,48	3,6
		Total	1899,7	

2.1.3 CONSUMO DE ENERGÍA

Tabla12. Gastos energéticos

Equipo	Potencia(kW)	% de consumo	Coste(\$/día)
evaporador1	439,5	67,24	1371,2
evaporador2	5,33	0,82	16,6
evaporador3	4,87	0,75	15,2
Agitador1	0,24	0,04	0,7
Agitador2	1,36	0,21	4,2
Agitador3	0,61	0,09	1,9
Centrifuga1	5,5	0,84	17,2
Centrifuga2	5,5	0,84	17,2
Bombas	1,26	0,19	3,9
Columna de destilación	189,5	28,99	591,2
		Total	2039,5

Con esta mejora, el consumo energético pasa de 1448 a 2040 \$/día. Este aumento es debido a la introducción de la columna de rectificación.

2.1.4 LABOR

Tabla13. Labor

	Coste(\$/día)
Labor	400

2.1.5 COSTO TOTAL DE OPERACIÓN

Tabla14. Costos de operación

	(\$/día)	Distribución de costos
Energía	2039,5	37,85
Catalizador	1899,74	35,26
Materias primas	1048,82	19,47
Labor	400	7,42
Total	5388,0	

En comparación con el proceso inicial, con esta mejora los costos de operación pasan de 7198 a 5288 \$/día.

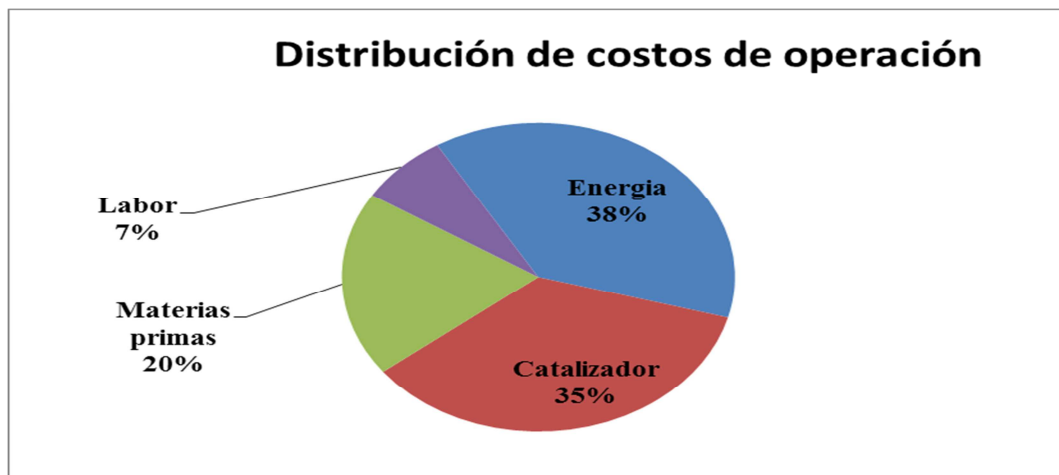


Figura6. Distribución de los costos de operación

2.2 INGRESOS

Tabla15. Ingresos diarios

Productos	Cantidad(Kg/día)	Precio(\$/kg)	(\$/día)	% Ingresos
Azúcares reductores	396,48	0,39	153,8897472	2,32
Biomasa residual	271,92	3,88	1055,430288	15,93
Carotenoides	7,332	700	5132,4	77,47
FAMEs	156,432	1,81	283,3	4,28
		Ingresos	6625,1	

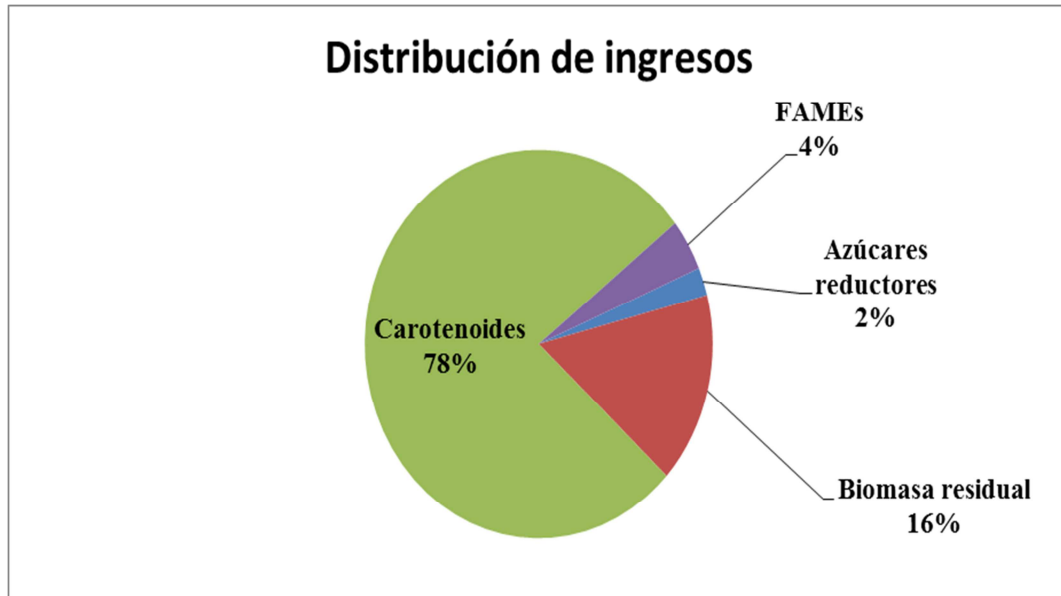


Figura7. Distribución de los ingresos

Los ingresos no se ven afectados por la modificación del proceso, ya que, esta modificación no altera a la producción.

3. RENTABILIDAD DE LA PLANTA MODIFICADA

En este caso, los ingresos superan los gastos. Por lo tanto, es probable que el proceso sea rentable. El cálculo del flujo de caja actualizado ha demostrado que la planta puede recuperar la inversión inicial en el cuarto año y que el VAN de la planta a los 10 años de vida útil es de 2056004.6\$. En definitiva, se puede concluir que con la modificación propuesta la planta es rentable.

Los cálculos económicos se muestran en la tabla16:

Tabla16. Estudio de la rentabilidad

Año	Inversión	Ingresos(\$)	Costes(\$)	Impuestos(\$)	Gastos extra(\$)	Regeneración(\$)	FC(\$)	NPV(\$)	FCA
0	933452,6	0	0	0	0	0	-933452,6	-933452,6	-933452,6
1	0	2385024,6	1939683,6	0	48000	48000	349341,01	326486,9	-606965,7
2	0	2385024,6	1939683,6	0	4000	4000	437341,01	381990,6	-224975,1
3	0	2385024,6	1939683,6	0	4000	4000	437341,01	357000,5	132025,4
4	0	2385024,6	1939683,6	0	4000	4000	437341,01	333645,4	465670,8
5	0	2385024,6	1939683,6	0	4000	4000	437341,01	311818,1	777488,9
6	0	2385024,6	1939683,6	0	4000	4000	437341,01	291418,8	1068907,7
7	0	2385024,6	1939683,6	0	4000	4000	437341,01	272354,0	1341261,7
8	0	2385024,6	1939683,6	0	4000	4000	437341,01	254536,4	1595798,1
9	0	2385024,6	1939683,6	0	4000	4000	437341,01	237884,5	1833682,6
10	0	2385024,6	1939683,6	0	4000	4000	437341,01	222322,0	2056004,6
								VAN	2056004,6

La figura 8 muestra la evolución del flujo de caja actualizado y acumulado durante los 10 años de vida útil de la planta.

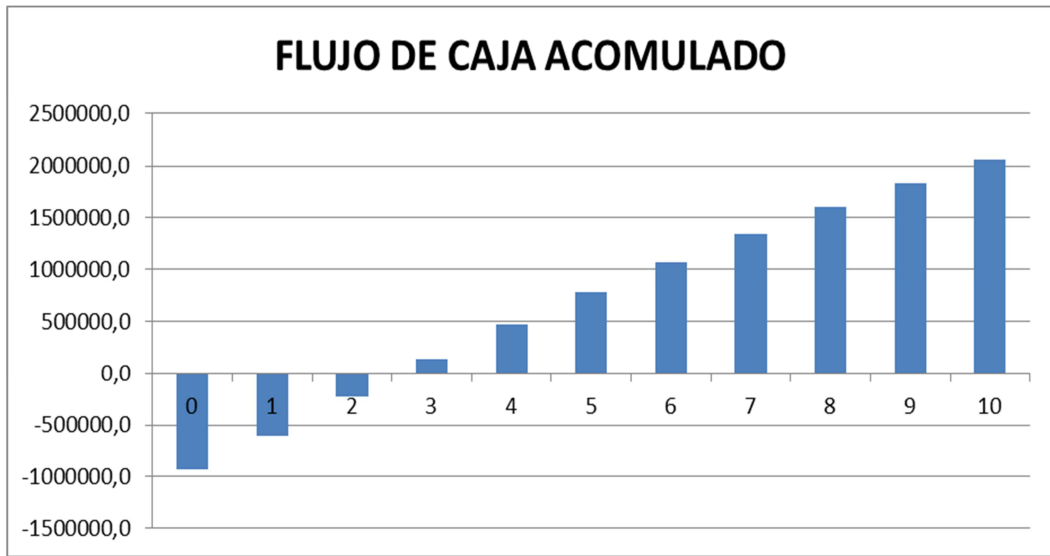


Figura 8. Flujo de caja acumulado

**MODIFICACIÓN N°2: RECUPERACIÓN DEL ETANOL EN UNA
COLUMNA DE RECTIFICACIÓN Y ELIMINACIÓN DE LA ETAPA DE
CONCENTRACIÓN DE LOS AZÚCARES REDUCTORES.**

En este apartado, se elimina la etapa de concentración de los azúcares reductores que salen del biorreactor de hidrólisis de la pared celular. Lo que implica la eliminación del evaporador1, el condensador1 y el intercambiador2. Sin embargo, debe incluir un heater para el servicio caliente que suministraba el condensador. También, se instala una columna de rectificación para la recuperación del etanol y su recirculación a la etapa de saponificación. Como servicio caliente se puede utilizar la corriente de refrigeración que sale del condensador de la columna de destilación.

1. CAPITAL INMOVILIZADO

Tabla17. Capital inmovilizado de la planta

Equipos y instalaciones	Precio(\$)
Columna de destilacion	50000
Evaporador2	5600
Evaporador3	6800
condensador2	2200
Condensador3	1700
Intercambiador1	4000
Intercambiador3	600
Intercambiador4	500
Intercambiador5	800
Tanque encamisado1	5300
Tanque encamisado2	8700
Tanque encamisado3	8700
Tanque neutralización	1600
Centrifuga1	16100
Centrifuga2	10700
Biorreactor de hidrólisis	84400
Biorreactor de esterificación1	7600
Biorreactor esterificación2	6600
Columna de extracción1	7000
Columna de extracción2	7000
Tuberías	28657
Bombas	1110
Mezclador	100
Nave	400000
Instalaciones de tuberías y accesorios	42985,6
Ingeniería y instalaciones auxiliares	40000
Carpentería	12000
Instalaciones electricas y sus accesorios	35000
informática y control	30000
Otros	20000
Total	845752,6

2. CAPITAL CIRCULANTE
2.1 COSTOS DE OPERACIÓN
2.1.1 MATERIAS PRIMAS

Tabla18. Costo total de las materias primas

Materias primas	Cantidad(Kg/h)	Precio(\$/kg)	(\$/día)	Distribución de costos(%)
Biomasa	20,7	1	496,80	47,37
Etanol	8,028	0,75	144,50	13,78
KOH	2,359	6,3	356,68	34,01
Hexano	3,817	0,4	36,64	3,49
Metanol	0,7478	0,7	12,56	1,20
HCl	0,6778	0,1	1,63	0,16
H2O	7268,2	0	0,00	0,00
Total			1048,8	

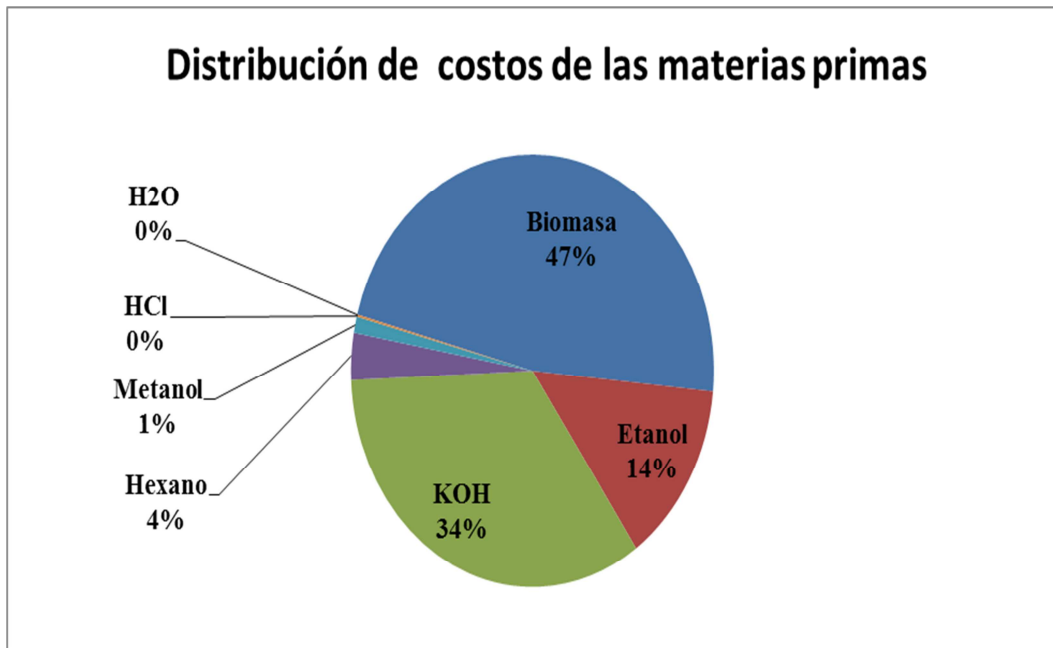


Figura9. Distribución de los costos de las materias primas

En comparación con el proceso modificado2, los costos de las materias primas no se ven afectados. Pues, la modificación solo altera a los gastos de energía y lo ingresos.

2.1.2 CATALIZADOR

Tabla19. Costos diarios de las enzimas

Enzimas	Cantidad(Kg/mes)	Precio(\$/kg)	(\$/dia)	Distribución de costos(%)
Celulasa	56,8	1000	1832,26	96,4
Lipasa	1,046	2000	67,48	3,6
		Total	1899,7	

2.1.3 CONSUMO DE ENERGÍA

Tabla20. Gastos energéticos

Equipo	potencia(kW)	% de consumo	Coste(\$/dia)
Columna de destilación	189,5	88,5	591,2
evaporador2	5,33	2,49	16,6
evaporador3	4,87	2,27	15,2
Agitador1	0,24	0,11	0,7
Agitador2	1,36	0,63	4,2
Agitador3	0,61	0,28	1,9
Centrifuga1	5,5	2,57	17,2
Centrifuga2	5,5	2,57	17,2
Bombas	1,300	0,61	4,1
		Total	668,3

En comparación con el proceso modificado1, el gasto de la energía se reduce considerablemente y pasa de 2040 hasta 668 \$/kg, debido, a la eliminación del evaporador1 que consumía la mayor parte de energía.

2.1.4 LABOR

Tabla21. Labor

	Coste(\$/dia)
Labor	400

2.1.5 COSTO TOTAL DE OPERACIÓN

Tabla22. Costos de operación

	(\$/día)	Distribución de costos(%)
Energía	668,3	16,64
Catalizador	1899,74	47,29
Materias primas	1048,82	26,11
Labor	400,00	9,96
Total	4016,9	

En comparación con el proceso inicial, con esta mejora los costos de operación pasan de 7198 a 5288 \$/día.

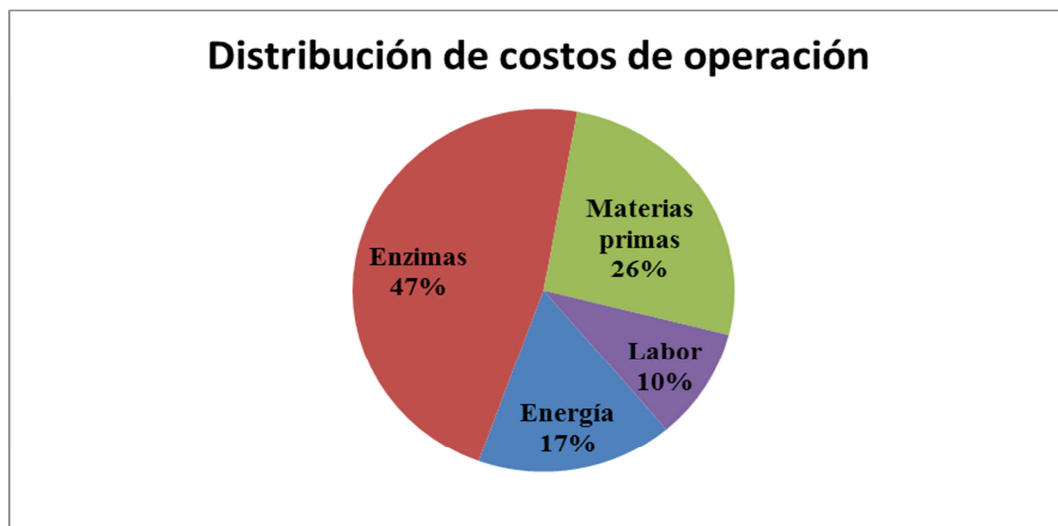


Figura10. Distribución de los costos de operación

En comparación con el proceso modificado1, los costos de operación también se reducen de 5388 hasta 4017 \$/día.

2.2 INGRESOS

Tabla23. Ingresos diarios

Productos	Cantidad(Kg/día)	(% masa)	Precio(\$/kg)	(\$/día)	(% beneficios)
Biomasa residual	271,9	62,4	3,8814	1055,430288	16,31
Carotenoides	7,3	1,7	700	5132,4	79,31
FAMEs	156,4	35,9	1,81132	283,3	4,38
			Ingresos	6471,2	

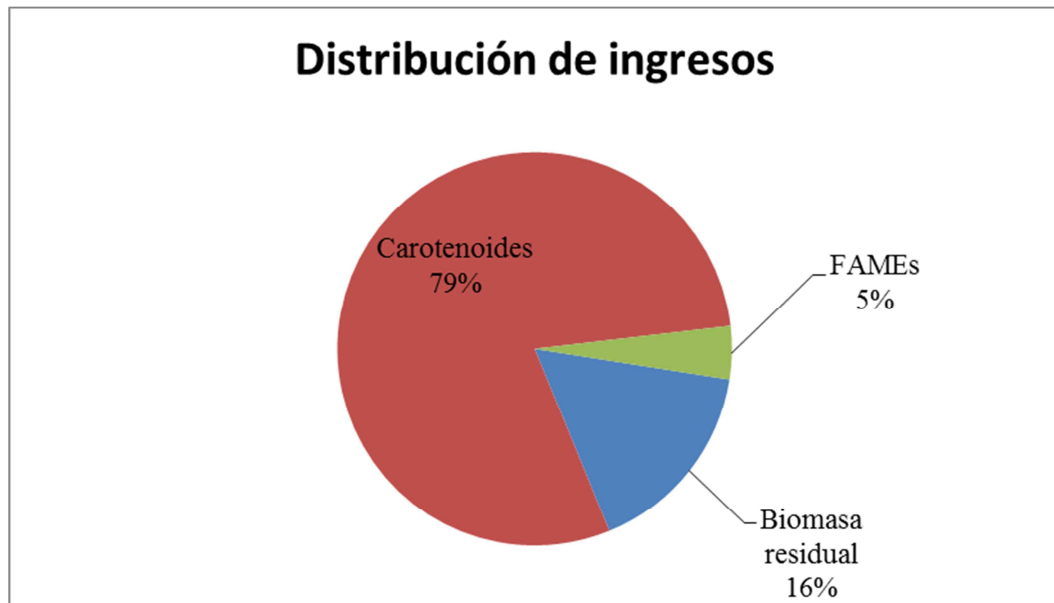


Figura11. Distribución de los ingresos

La eliminación de la etapa de concentración de los azúcares reductores afecta negativamente a los ingresos ya que se pierde parte del producto. Los ingresos diarios pasan de 6625 a 6471\$.

3. RENTABILIDAD DE LA PLANTA

Con esta modificación, los ingresos de la planta son mayores que los gastos. Por lo tanto, la planta puede ser rentable. El cálculo del flujo de caja acumulado, ha demostrado que la planta recupera su inversión inicial en el tercer año y que El VAN a los 10 años de operación es de 5221446\$. Lo que quiere decir, que la planta es rentable, además, esta modificación es mucho mejor que la anterior en términos económicos.

En la tabla24, se muestra el cálculo detallados de los flujos de caja y el VAN:

Tabla24. Estudio de la rentabilidad

Año	Inversión	Ingresos(\$/año)	Costes(\$/año)	Impuestos(\$/año)	Gastos extra(\$/año)	Regeneración(\$/año)	FC(\$)	NPV(\$)	FCA(\$)
0	845752,6	0	0	0	0	0	-845752,6	-845752,6	-845752,6
1	0,0	2329624,3	1446082,2	0	48000,0	48000,0	787542,2	736020,7	-109731,9
2	0,0	2329624,3	1446082,2	0	4000,0	4000,0	875542,2	764732,4	655000,6
3	0,0	2329624,3	1446082,2	0	4000,0	4000,0	875542,2	714703,2	1369703,8
4	0,0	2329624,3	1446082,2	0	4000,0	4000,0	875542,2	667946,9	2037650,7
5	0,0	2329624,3	1446082,2	0	4000,0	4000,0	875542,2	624249,5	2661900,2
6	0,0	2329624,3	1446082,2	0	4000,0	4000,0	875542,2	583410,7	3245310,9
7	0,0	2329624,3	1446082,2	0	4000,0	4000,0	875542,2	545243,7	3790554,5
8	0,0	2329624,3	1446082,2	0	4000,0	4000,0	875542,2	509573,5	4300128,1
9	0,0	2329624,3	1446082,2	0	4000,0	4000,0	875542,2	476236,9	4776365,0
10	0,0	2329624,3	1446082,2	0	4000,0	4000,0	875542,2	445081,2	5221446,2
								VAN	5221446,2

La figura12, muestra la evolución del flujo de caja acumulado durante los 10 años de operación de la planta:

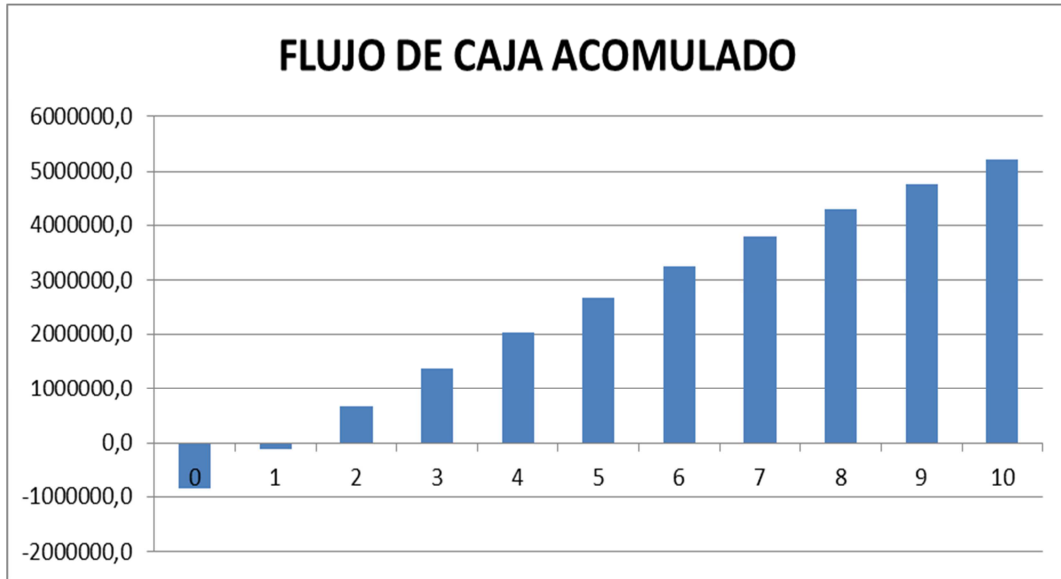


Figura12. Flujo de caja acumulado

**MODIFICACIÓN N°3: ELIMINACIÓN DE LA ETAPA DE
CONCENTRACIÓN DE LOS AZÚCARES REDUCTORES SIN
RECUPERACIÓN DE ETANOL**

En este apartado, se elimina la etapa de concentración de los azúcares reductores que salen del biorreactor de hidrólisis de la pared celular. Lo que implica, la eliminación del evaporador1, el condensador1 y el intercambiador2. Tampoco se recupera el etanol. Se instala un heater para el servicio caliente.

1. CAPITAL INMOVILIZADO

Tabla25. Capital inmovilizado de la planta

Equipos y instalaciones	Precio(\$)
Evaporador2	5600
Evaporador3	6800
condensador2	2200
Condensador3	1700
Intercambiador1	4000
Intercambiador3	600
Intercambiador4	500
Intercambiador5	800
Tanque encamisado1	5300
Tanque encamisado2	8700
Tanque encamisado3	8700
Heaer	10000
Tanque neutralización	1600
Centrifuga1	16100
Centrifuga2	10700
Bioreactor de hidrólisis	84400
Biorreactor de esterificación1	7600
Biorreactor de esterificación2	6600
Columna de extracción1	7000
Columna de extracción2	7000
Tuberías	28657
Bombas	1110
Mezclador	100
Nave	400000
Instalaciones de tuberías y accesorios	42985,6
Carpentería	12000
Instalaciones electricas y sus accesorios	35000
Informática y control	30000
Ingeniería y instalaciones auxiliares	40000
otros	20000
Total	805752,6

2. CAPITAL CIRCULANTE
2.1 COSTOS DE OPERACIÓN
2.1.1 MATERIAS PRIMAS

Tabla26. Costo total de las materias primas

Materias primas	Cantidad(Kg/h)	Precio(\$/kg)	(\$/día)	Distribución de costos(%)
Biomasa	20,7	1	496,80	14,40
Etanol	141,4	0,75	2545,20	73,78
KOH	2,359	6,3	356,68	10,34
Hexano	3,817	0,4	36,64	1,06
Metanol	0,7478	0,7	12,56	0,36
HCl	0,6778	0,1	1,63	0,05
H2O	7268,2	0	0,00	0,00
		Total	3449,5	

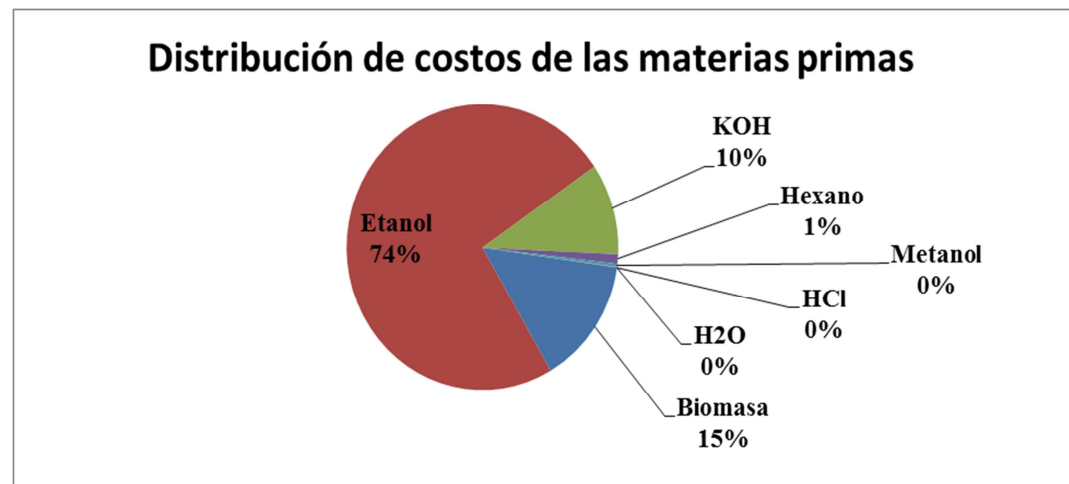


Figura13. Distribución de los costos de las materias primas

El etanol vuelve a formar el 74% de los costos de las materias primas igual que en el proceso inicial, porque, no se recupera.

2.1.2 CATALIZADOR

Tabla27. Costos diarios de las enzimas

Enzimas	Cantidad(Kg/mes)	Precio(\$/kg)	(\$/día)	Distribución de costos(%)
Celulasa	56,8	1000	1832,26	96,4
Lipasa	1,046	2000	67,48	3,6
		Total	1899,7	

2.1.3 CONSUMO DE ENERGÍA

Tabla28. Gastos energéticos

Equipo	potencia(kW)	% de consumo	Coste(\$/dia)
evaporador2	5,33	12,14	16,6
evaporador3	4,87	11,09	15,2
Agitador1	0,24	0,55	0,7
Agitador2	1,36	3,10	4,2
Agitador3	0,61	1,39	1,9
Centrifuga1	5,5	12,53	17,2
Centrifuga2	5,5	12,53	17,2
Heater	19,23	43,80	60,0
Bombas	1,26	2,87	3,9
		Total	137,0

El consumo de energía se reduce exponencialmente, ya que, las dos unidades que consumen la mayor parte de la energía que son el evaporador1 y la columna de destilación son eliminadas en este proceso. En consecuencia, los gastos diarios de energía se reducen de 2040 hasta 137 \$.

2.1.4 LABOR

Tabla29. Labor

	Coste(\$/dia)
Labor	400

2.1.5 COSTO TOTAL DE OPERACIÓN

Tabla30. Costos de operación

	(\$/dia)	Distribución de costos(%)
Energía	137,0	2,33
Catalizador	1899,74	32,27
Materias primas	3449,51	58,60
Labor	400	6,80
Total	5886,2	

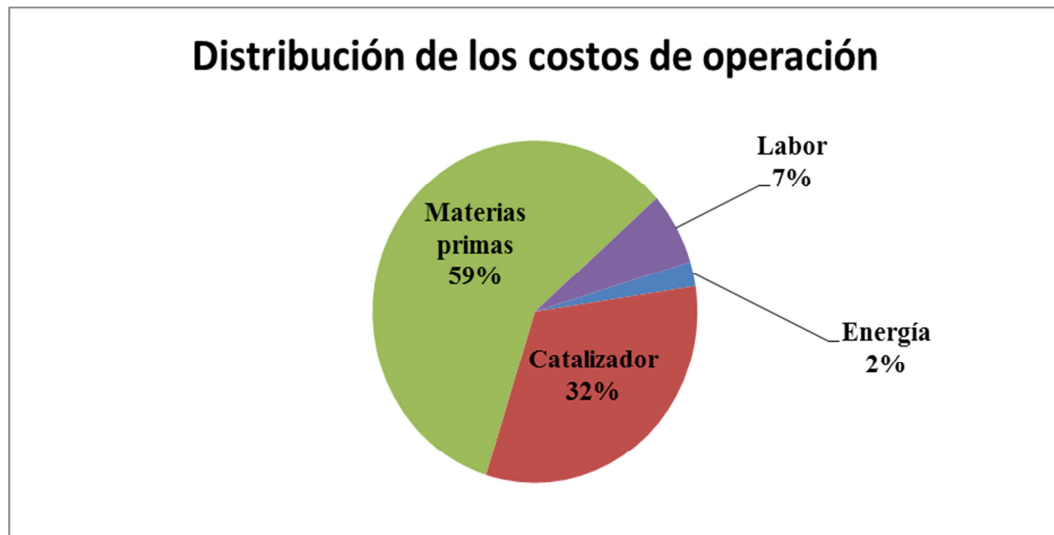


Figura14. Distribución de los costos de operación

Los costos de operación en este caso son mayores que los demas procesos modificados excepto el proceso inicial.

2.2 INGRESOS

Tabla31. Ingresos diarios

Productos	Cantidad(Kg/dia)	Precio(\$/kg)	(\$/dia)	% Ingresos
Biomasa residual	271,92	3,8814	1055,430288	16,31
Carotenoides	7,332	700	5132,4	79,31
FAMEs	156,432	1,81132	283,3	4,38
		Ingresos	6471,2	

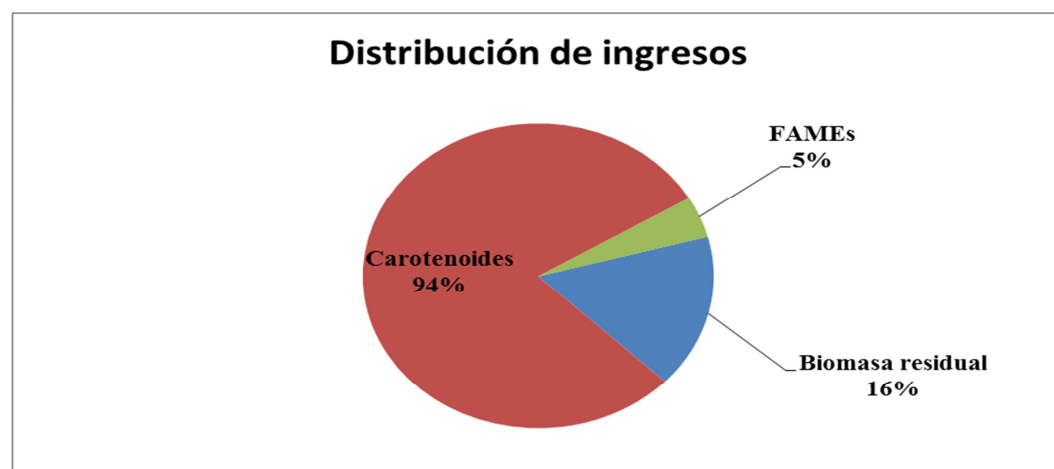


Figura15. Distribución de los ingresos

Los ingresos son los mismos que el proceso modificado2, ya que la modificación del proceso no altera a la producción.

3. RENTABILIDAD DEL PROCESO

Con esta modificación, los ingresos son mayores que los gastos lo que quiere decir que la planta puede ser rentable. El cálculo del flujo de caja acumulado, ha demostrado que la inversión inicial se recupera en el sexto año y que el VAN a los 10 años de operación es de 529868.3 \$. Pues, el proceso es rentable, pero en comparación con las modificaciones anteriores este caso es el menos rentable.

En la tabla32 se muestran los cálculos detallados de los parámetros económicos de la planta:

Tabla32. Estudio de la rentabilidad

Año	Inversión	Ingresos(\$)	Costes(\$)	Impuestos(\$)	Gastos extra(\$)	Regeneración(\$)	FC(\$)	FCA(\$)	FCA(\$)
0	805752,6	0	5000	0	0,0	0	-810752,6	-810752,6	-810752,6
1	0,0	2329624,3	2119040,5	0	48000,0	48000,0	114583,8	107087,7	-703664,9
2	0,0	2329624,3	2119040,5	0	4000,0	4000,0	202583,8	176944,5	-526720,4
3	0,0	2329624,3	2119040,5	0	4000,0	4000,0	202583,8	165368,7	-361351,7
4	0,0	2329624,3	2119040,5	0	4000,0	4000,0	202583,8	154550,2	-206801,5
5	0,0	2329624,3	2119040,5	0	4000,0	4000,0	202583,8	144439,5	-62362,0
6	0,0	2329624,3	2119040,5	0	4000,0	4000,0	202583,8	134990,1	72628,1
7	0,0	2329624,3	2119040,5	0	4000,0	4000,0	202583,8	126159,0	198787,1
8	0,0	2329624,3	2119040,5	0	4000,0	4000,0	202583,8	117905,6	316692,8
9	0,0	2329624,3	2119040,5	0	4000,0	4000,0	202583,8	110192,2	426884,9
10	0,0	2329624,3	2119040,5	0	4000,0	4000,0	202583,8	102983,3	529868,3
								VAN	529868,3

La figura6, muestra la evolución del flujo de caja acumulado durante los 10 años de vida útil de la planta:

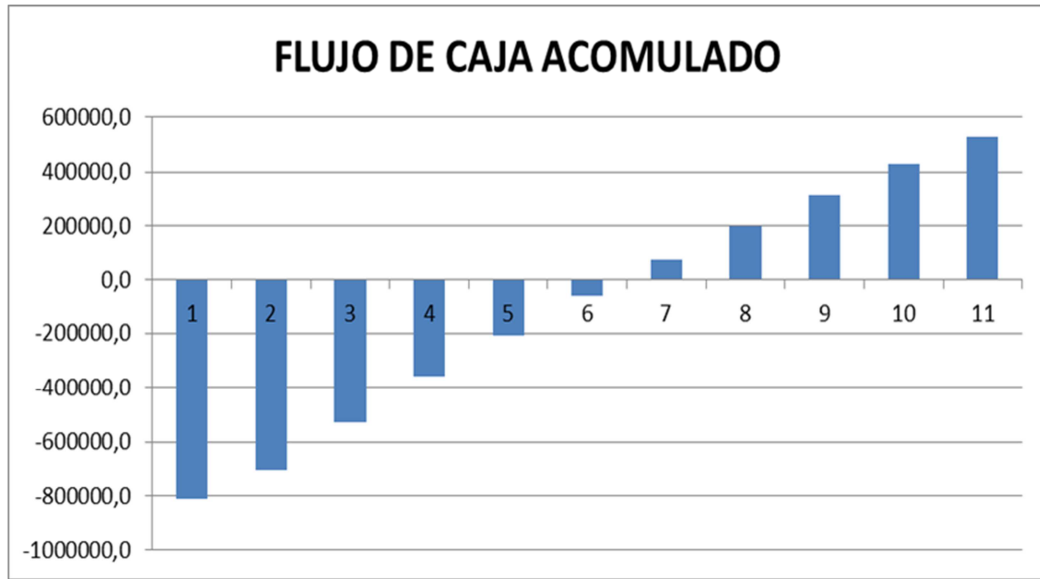


Figura16. Flujo de caja acumulado

C. RESUMEN Y SELECCIÓN DE ALTERNATIVAS

El objetivo de este apartado es comparar los resultados obtenidos aplicando las modificaciones propuestas sobre el proceso y elegir la mejor perspectiva. Por último, proponer un diagrama de flujo alternativo que sustituya al descrito en la memoria descriptiva.

1. COMPARACIÓN DE LOS RESULTADOS

1.1 RESUMEN ECONÓMICO DE LAS 4 ALTERNATIVAS

En la figura17 se muestran los datos económicos más relevantes de los cuatro procesos. Estos datos incluyen los gastos en las materias primas, energía, labor y el catalizador, también, los ingresos derivados de los productos y los beneficios.

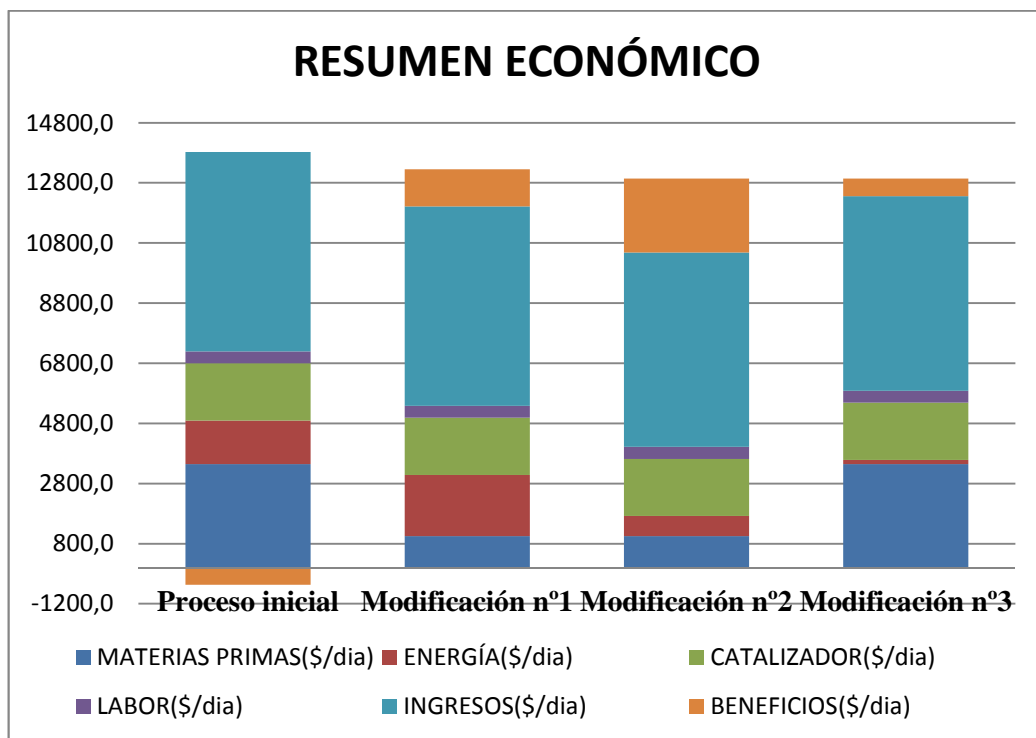


Figura17. Resumen económico

Desde el punto de vista económico el proceso inicial no es rentable, ya que los gastos superan los ingresos. Mientras los demás procesos modificados, son rentables. Además, el proceso modificado 2 es el mejor, ya que es el que más beneficios recauda.

Desde el punto de vista energético, el proceso que menos consume energía es el proceso modificado 3, por lo tanto, es el más eficiente energéticamente. Aunque, el proceso modificado 2 también consume poca energía.

Desde el punto de vista de la sostenibilidad de los procesos, el proceso modificado 2 puede ser el más sostenible ya que consume menos materias primas y energía, sin embargo, no aprovecha los azúcares reductores de la biomasa.

1.2 COMPARACIÓN DE LA INVERSIÓN INICIAL

En la figura18 se muestra la inversión inicial de los cuatro procesos

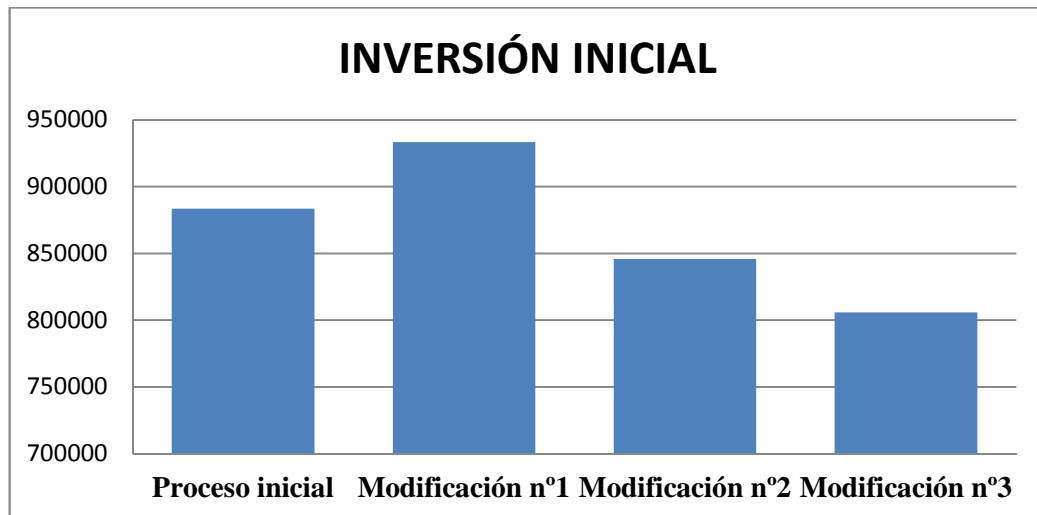


Figura18. Inversión inicial

El proceso modificado 1 es el que necesita mayor inversión inicial, ya que, incluye una columna de destilación. En segundo lugar, viene el proceso inicial, seguido por el proceso modificado 2 y en último lugar se sitúa el proceso modificado3.

1.3 COMPARACIÓN DEL PAY-BACK DE LOS PROCESOS RENTABLES

La figura19 muestra los tiempos de recuperación de la inversión inicial del proyecto para los tres procesos rentables:

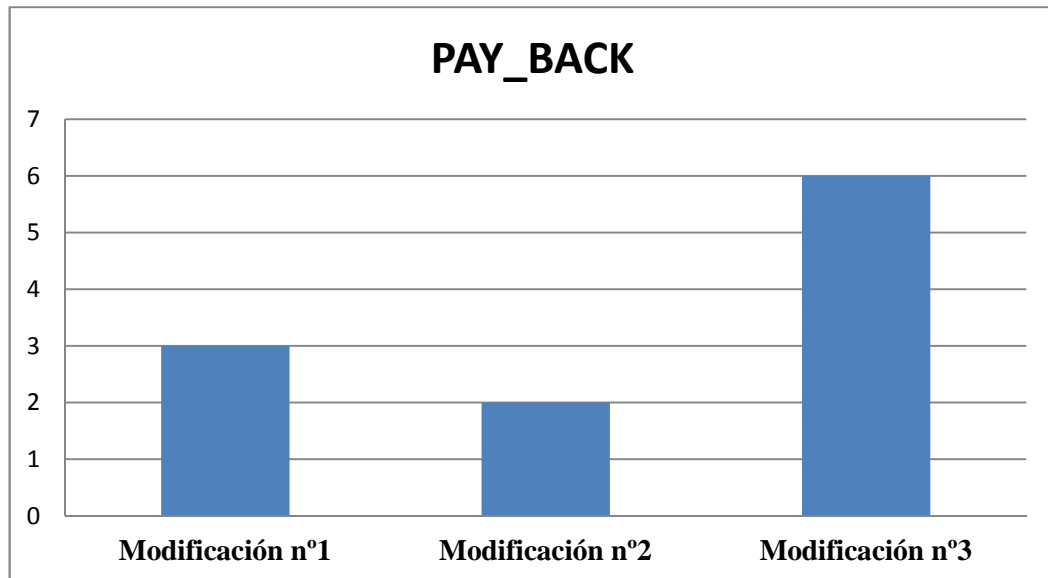


Figura19. PAY_BACK

El proceso modificado 2 tiene un tiempo de recuperación de 2 años, mientras que los procesos modificados 2 y 3 tienen tiempo de recuperación de 3 y 6 años consecutivamente.

1.4 COMPARACIÓN DEL VALOR ACTUALIZADO NETO

En la figura20 se muestra el VAN de los procesos diseñados después de 10 años de operación:

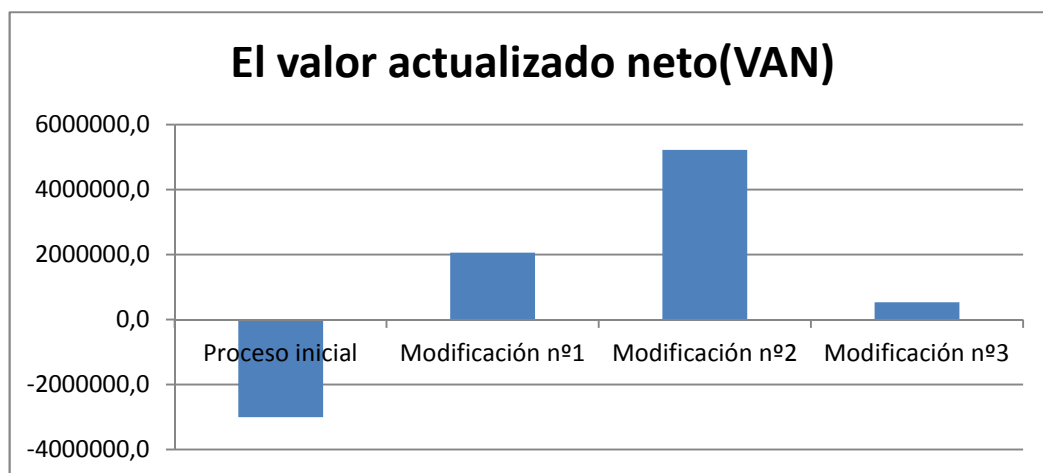


Figura20. El valor actualizado neto(VAN)

El proceso inicial no es rentable, de hecho, tiene un VAN negativo. El Proceso modificado2 tiene el mayor VAN de los demás procesos modificados, además, tiene el menor tiempo de recuperación de la inversión y una inversión inicial

bastante aceptable. Los procesos modificados 2 y 3 también tienen un VAN positivo pero muy inferiores en comparación con el proceso modificado2.

1.5 CONCLUSIONES Y DIAGRAMA DE FLUJO MODIFICADO

Visto el estudio económico, está bastante claro que el proceso modificado 2 es el más rentable frente a los demás. Sin embargo, en este proceso se elimina la parte de concentración de los azúcares reductores. Es de gran interés, estudiar la introducción de otras técnicas de separación de los azúcares reductores, por ejemplo, una ultrafiltración o una osmosis inversa que suelen ser operaciones más baratas que la evaporación que consume mucha energía. En caso que esto se lleva a cabo, el proceso modificado 1 puede dar más rentabilidad del actual, sustituyendo, el evaporador por otro equipo de separación. Sin embargo, en este proyecto no se va a estudiar esta alternativa.

El objetivo de este trabajo es el aprovechamiento integral de los componentes de la biomasa, por lo tanto, aunque el proceso modificado2 es el más rentable, nosotros quedamos con el proceso modificado1, porque creemos que es más sostenible y que cumple con el objetivo principal de este proyecto. Además, pensamos que la sustitución del evaporador1 por una unidad de microfiltración u osmosis inversa puede mejorar en gran medida la rentabilidad económica del proceso modificado1.

El diagrama de flujo propuesto al inicio de este proyecto se modifica introduciendo una columna de destilación para la recuperación del etanol de la fase hidroalcolica. (Ver memoria descriptiva, diagrama alternativo).

D. BIBLIOGRAFÍA

- Economía de los Procesos Químicos. j. happel, d. g. jordan
- Chemical Engineering (third edition), volume6, Coulson & Richardson's. r k sinnott. Department of Chemical and Biological Process Engineering, University of Wales Swansea.
- www.matche.com