

Trabajo de Fin de Grado  
Grado en Ingeniería Química

## Ingeniería básica de una planta de producción de n-butanol a partir de etanol

Autor: Ángel Gómez Caro

Tutor: Manuel Campoy Naranjo

**Dpto. Ingeniería Química y Ambiental**  
**Escuela Técnica Superior de Ingeniería**  
**Universidad de Sevilla**

Sevilla, 2021





Trabajo Fin de Grado en  
Ingeniería Química

# **Ingeniería básica de una planta de producción de n-butanol a partir de etanol**

Autor:

Ángel Gómez Caro

Tutor:

Manuel Campoy Naranjo

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2021

*A mis padres.*  
*A mi hermana.*

# Agradecimientos

---

En primer lugar, querría agradecer principalmente este trabajo a mis padres, sin los cuales no podría haber tenido la oportunidad de llegar hasta aquí y los que le estaré agradecido toda la vida. A mi hermana, por ser el gran apoyo incondicional todos estos años y motivarme continuamente; y a mis abuelos, a los que están y a los que se fueron, los cuales siempre estuvieron orgullosos de su nieto y me apoyaron siempre.

Después, gracias a mis amigos de toda la vida y los que fui conociendo con el tiempo, especialmente a mis amigos David y Juan Daniel, que han sido un apoyo indispensable toda la vida y nunca han dejado que me rinda en el camino. Por supuesto, a mis compañeros de piso y a todos los amigos que hice en la universidad, los cuales me acompañaron en este trayecto durante estos años, apoyándonos los unos a los otros en las dificultades y celebrando los buenos momentos

Por último, agradecer a todos los profesores que me han enseñado tanto durante estos años, en especial a mi tutor Manuel Campoy Naranjo, por darme la oportunidad de realizar este proyecto, y por toda la ayuda que me ha ofrecido todo este tiempo.

*Ángel Gómez Caro*  
*Sevilla, 2021*

El presente proyecto tiene como objetivo la realización de una Ingeniería Básica de una planta producción de n-butanol vía deshidrogenación y condensación aldólica de etanol o proceso Guerbet catalítico, la cual presenta una capacidad 50.000 t anuales.

En primer lugar, se muestran las distintas especies relevantes del proceso, así como las aplicaciones principales del producto principal, un estudio de mercado de dicho producto y las distintas tecnologías existentes y emergentes para su obtención, desarrollando la utilizada en este proyecto.

Posteriormente, se desarrolla detalladamente el proceso diseñado incluyendo un diagrama de flujo, el cual describe el comportamiento de la planta. Asimismo, se elabora los balances de materia y energía y el dimensionamiento de los equipos principales de la planta, mostrando los flujos másicos y energéticos en cada línea del proceso, así como las condiciones de operación específicas de cada una de ellas y las dimensiones y parámetros principales de cada equipo, las cuales se muestran en las hojas de especificaciones.

Por último, se estiman las mediciones y el presupuesto de la inversión inicial de la planta, así como su coste de producción anual y adicionalmente se ha realizado de una estimación inicial de la viabilidad económica de la planta.

# Abstract

---

The purpose of this project is to develop a basic engineering of a n-butanol production plant from dehydrogenation and aldol condensation of ethanol or catalytic Guerbet process, whose annual capacity is 50.000 t.

Firstly, the different relevant species of the process are shown, as well as the main applications of the main product, a market study of the product mentioned and the different existing and emerging technologies for producing it and developing the one used on this project.

Afterwards, the designed process is developed closely, which include a flow diagram that describes the performance of the plant. Additionally, the material and energy balances and the sizing of the main equipment of the plant are prepared, showing the mass and energy flows in each line of the process, as well as the specific operating conditions established and the dimensions and parameters of each equipment, which are shown in the specification sheets.

Finally, the measurements and the initial investment budget of the plant are estimated, as well as its annual production cost and a t study of the economic viability of the plant is carried out.

|  |      |
|--|------|
| <i>Agradecimientos</i>                               | v    |
| <i>Resumen</i>                                       | vi   |
| <i>Abstract</i>                                      | vii  |
| <b>ÍNDICE</b>  | viii |
| <b>ÍNDICE DE TABLAS</b>                              | x    |
| <b>ÍNDICE DE FIGURAS</b>                             | xi   |
| <b>1 Introducción</b>                                | 1    |
| 1.1. <i>Objetivos y alcance</i>                      | 1    |
| 1.2. <i>Propiedades del etanol y el butanol</i>      | 1    |
| 1.3. <i>Aplicaciones del butanol</i>                 | 3    |
| 1.4. <i>Producción y estudio de mercado</i>          | 4    |
| 1.5. <i>Emplazamiento</i>                            | 5    |
| 1.6. <i>Vías de producción</i>                       | 6    |
| 1.6.1. <i>Ruta petroquímica</i>                      | 6    |
| 1.6.2. <i>Ruta biológica</i>                         | 7    |
| 1.6.3. <i>Ruta química</i>                           | 8    |
| 1.7. <i>Termodinámica y cinética de la reacción</i>  | 11   |
| 1.7.1. <i>Reacción principal</i>                     | 11   |
| 1.7.2. <i>Reacciones secundarias</i>                 | 14   |
| <b>2 Memoria descriptiva y justificativa</b>         | 15   |
| 2.1. <i>Introducción</i>                             | 15   |
| 2.2. <i>Preparación para la reacción</i>             | 15   |
| 2.3. <i>Reactor</i>                                  | 17   |
| 2.4. <i>Separación</i>                               | 18   |
| 2.4.1. <i>Separación de ligeros y pesados</i>        | 18   |
| 2.4.2. <i>Purificación de n-butanol</i>              | 20   |
| 2.4.3. <i>Separación y purificación de hidrógeno</i> | 21   |
| 2.4.4. <i>Purificación de etanol</i>                 | 22   |
| <b>3 Memoria de cálculo</b>                          | 25   |
| 3.1. <i>Introducción</i>                             | 25   |
| 3.2. <i>Equipos de impulsión de fluidos</i>          | 25   |
| 3.2.1. <i>Bombas</i>                                 | 26   |
| 3.2.2. <i>Compresores</i>                            | 28   |
| 3.3. <i>Equipos de transferencia de calor</i>        | 30   |
| 3.4. <i>Reactor</i>                                  | 35   |
| 3.4.1. <i>Diseño</i>                                 | 35   |
| 3.4.2. <i>Evaluación de resultados</i>               | 38   |
| 3.5. <i>Equipos de separación</i>                    | 43   |



|  |           |
|--|-----------|
| 3.5.1. <i>Tanque flash</i>   | 43        |
| 3.5.2. <i>Columnas de destilación</i>  | 45        |
| <b>4 Mediciones y Presupuesto</b>  | <b>48</b> |
| 4.1. <i>Introducción</i>   | 48        |
| 4.2. <i>Costes de inversión inicial de la planta</i>   | 48        |
| 4.2.1. <i>Correlaciones de costes de los equipos</i>   | 48        |
| 4.2.2. <i>Correlaciones y parámetros de los equipos.</i>   | 50        |
| 4.2.3. <i>Mediciones y costes finales de los equipos</i>   | 52        |
| 4.2.4. <i>Cálculo de la inversión de la planta</i>   | 54        |
| 4.3. <i>Coste de producción de la planta</i>   | 55        |
| 4.3.1. <i>Coste de las materias primas, mano de obra y utilities</i>   | 55        |
| 4.3.2. <i>Cálculo del coste anual de producción</i>  | 57        |
| 4.4. <i>Análisis inicial de la rentabilidad económica de la inversión</i>                                      | 59        |
| <b>5 Hojas de especificaciones</b>   | <b>61</b> |
| <b>6 Anexos</b>  | <b>77</b> |
| 6.1. <i>Anexo I. Balances de materia y condiciones de operación del proceso</i>                                | 77        |
| 6.2. <i>Anexo II. Diagrama de flujo del proceso completo</i>   | 81        |
| 6.3. <i>Anexo III. Catálogo de bombas</i>  | 82        |
| 6.4. <i>Anexo IV. Intercambiadores de carcasa y tubo. Dimensiones y características de diseño normalizadas</i> | 83        |
| 6.5. <i>Anexo V. Tablas utilizadas para el cálculo de coste de la instalación y coste de producción</i>        | 85        |
| <b>7 Bibliografía</b>  | <b>89</b> |

# ÍNDICE DE TABLAS

---

|  |    |
|--|----|
| Tabla 1.1. Propiedades físico-químicas del etanol. [1]   | 2  |
| Tabla 1.2. Propiedades físico-químicas del butanol. [2]  | 3  |
| Tabla 1.3. Parámetros cinéticos de la reacción global. [8]   | 13 |
| Tabla 1.4. Propiedades del catalizador. [8]  | 14 |
| Tabla 2.1. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Preparación para la reacción.                 | 17 |
| Tabla 2.2. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Separación de ligeros y pesados.              | 19 |
| Tabla 2.3. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Purificación de n-butanol.                    | 20 |
| Tabla 2.4. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Separación y purificación de H <sub>2</sub> . | 22 |
| Tabla 2.5. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Purificación de etanol.                       | 24 |
| Tabla 3.1. Características de los modelos de bombas.   | 28 |
| Tabla 3.2. Dimensiones de los intercambiadores del proceso.  | 35 |
| Tabla 3.3. Parámetros principales del reactor del proceso.   | 38 |
| Tabla 3.4. Dimensiones del tanque flash.   | 45 |
| Tabla 3.5. Dimensiones de las columnas de destilación.   | 47 |
| Tabla 4.1. Parámetros de capacidad específicos de cada equipo. [24]  | 50 |
| Tabla 4.2. Parámetros K <sub>i</sub> específicos de cada equipo. [24]                                      | 50 |
| Tabla 4.3. Parámetros C <sub>i</sub> específicos de cada equipo. [24]                                      | 51 |
| Tabla 4.4. Correlaciones de costes finales específicas de cada equipo.                                     | 51 |
| Tabla 4.5. Parámetros B <sub>i</sub> , F <sub>BM</sub> y F <sub>M</sub> específicos de cada equipo.        | 52 |
| Tabla 4.6. Mediciones y costes finales de cada equipo.   | 53 |
| Tabla 4.7. Cálculo del coste total de inversión de la planta por del método de Chilton. [24]               | 54 |
| Tabla 4.8. Coste anual de las materias primas.   | 56 |
| Tabla 4.9. Coste anual de los utilities. [24]  | 56 |
| Tabla 4.10. Ingresos por ventas anuales de la planta.  | 60 |
| Tabla 4.11. Flujos de caja asociados a la inversión de la planta.  | 60 |
| Tabla 5.1. Balances de materia y condiciones de operación de las corrientes 1-10.                          | 77 |
| Tabla 5.2. Balances de materia y condiciones de operación de las corrientes 11-20.                         | 78 |
| Tabla 5.3. Balances de materia y condiciones de operación de las corrientes 21-30.                         | 79 |
| Tabla 5.4. Balances de materia y condiciones de operación de las corrientes 31-35.                         | 80 |

# ÍNDICE DE FIGURAS

---

|   |    |
|---|----|
| Figura 1.1. Estructura del etanol.  | 2  |
| Figura 1.2. Estructura del butanol.   | 2  |
| Figura 1.3. Aplicaciones del butanol. [3]   | 4  |
| Figura 1.4. Evolución del butanol a nivel mundial. [3]  | 5  |
| Figura 1.5. Complejo industrial de Bioetanol Galicia S.A. en Galicia. [4].                    | 6  |
| Figura 1.6. Reacción de oxosíntesis. [5]  | 6  |
| Figura 1.7. Reacción de síntesis Reppe. [5]   | 7  |
| Figura 1.8. Reacción de fermentación ABE. [5]   | 8  |
| Figura 1.9. Reacción de Guerbet. [6]  | 9  |
| Figura 1.10. Mecanismo por vía indirecta de la reacción de Guerbet. [7]                       | 9  |
| Figura 1.11. Mecanismo por vía directa de la reacción de Guerbet. [7]                         | 10 |
| Figura 1.12 Mecanismo de reacción sobre catalizador de Hidroxiapatita. [8]                    | 11 |
| Figura 1.13. Mecanismo completo de reacción sobre catalizador de Hidroxiapatita. [8]          | 12 |
| Figura 2.1. Diagrama de bloques del proceso.  | 15 |
| Figura 2.2. Etapa de preparación para la reacción (PFD).                                      | 16 |
| Figura 2.3. Etapa del reactor (PFD).  | 18 |
| Figura 2.4. Etapa de Separación de ligeros y pesados (PFD).                                   | 19 |
| Figura 2.5. Etapa de Purificación de n-butanol (PFD).   | 20 |
| Figura 2.6. Etapa de Separación y purificación de hidrógeno (PFD).                            | 21 |
| Figura 2.7. Etapa de Purificación de etanol (PFD).  | 23 |
| Figura 3.1. Diagrama de Mollier. Proceso isentrópico y real.                                  | 29 |
| Figura 3.2. Configuraciones para los tubos de un intercambiador multitubular.                 | 32 |
| Figura 3.3. Perfil de Temperaturas en el reactor. Reactor adiabático.                         | 39 |
| Figura 3.4. Perfil de Temperaturas en el reactor. Reactor refrigerado.                        | 40 |
| Figura 3.5. Evolución de la selectividad en el reactor. Reactor adiabático.                   | 41 |
| Figura 3.6. Evolución de la selectividad en el reactor. Reactor refrigerado.                  | 41 |
| Figura 3.7. Perfil de Presiones en el reactor.  | 42 |
| Figura 3.8. Evolución de las especies en el reactor.  | 43 |
| Figura 5.1. Diagrama de flujo del proceso completo (PFD).                                     | 81 |
| Figura 5.2. Catálogo de bombas SAER: Serie SIA-6. [26]  | 82 |
| Figura 5.3. Intercambiadores de carcasa y tubos. Dimensiones y características de tubos. [16] | 83 |
| Figura 5.4. Diámetro de carcasa y número de tubos en distintas configuraciones. [16]          | 84 |
| Figura 5.5. Parámetros de capacidad y exponentes de Williams específico de cada equipo. [24]  | 85 |
| Figura 5.6. Factores de corrección de costes específicos de cada equipo. [24]                 | 86 |
| Figura 5.7. Factores de Chilton para el cálculo del coste total de inversión. [24]            | 87 |
| Figura 5.8. Precios de los Utilities. [24]  | 87 |
| Figura 5.9. Parámetros específicos de cada equipo para la estimación de operarios. [24]       | 88 |
| Figura 5.10. Conceptos para el cálculo del coste total de producción de la planta. [24]       | 88 |

# 1 INTRODUCCIÓN

---

## 1.1. Objetivos y alcance

El objetivo de este proyecto es el diseño de una planta de producción de n-butanol a través de la deshidrogenación del etanol a acetaldehído y su posterior condensación aldólica para obtener una producción de 50.000 t anuales.

Para realizar dicho diseño, se ha realizado un análisis de los diferentes métodos de producción de n-butanol existentes para la elección del proceso más eficiente y un estudio de mercado sobre sus usos y el nivel de producción mundial para ajustar el diseño.

A continuación, se ha realizado un diagrama de bloques que define la estructura del proceso, a partir del cual se ha elaborado de un diagrama de flujo (PFD) que representa el proceso descrito, ya que se añade la descripción completa de las instalaciones y los flujos de materia y energía en toda la planta, excluyendo del alcance del proyecto la realización del P&ID y la definición de la instrumentación, el control y la red de tuberías de la planta.

Posteriormente, se ha realizado el dimensionamiento y/o diseño de todos los equipos de la instalación, a excepción de los equipos encargados de la separación de productos, para los cuales se ha realizado una estimación inicial. A partir de este diseño se han generado sus hojas de especificaciones.

Por último, para estimar la viabilidad del proyecto, se realiza un análisis económico de la planta, estimando el coste total de inversión para su implantación, el coste total de operación y un análisis de su viabilidad económica.

## 1.2. Propiedades del etanol y el butanol

El etanol, también denominado alcohol etílico y alcohol de grano, es un hidrocarburo de cadena simple de dos carbonos, donde uno de ellos se ha sustituido un átomo de hidrógeno por un grupo hidroxilo (-OH), dando como resultado un alcohol cuya fórmula molecular es  $C_2H_5OH$ , la cual se corresponde a la estructura molecular de la figura 1.1.

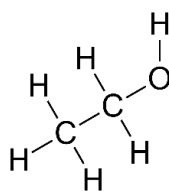


Figura 1.1. Estructura del etanol.

En condiciones atmosféricas, es líquido, transparente e incoloro y el principal ingrediente de bebidas alcohólicas como cerveza, vino o brandi. Debido a que puede disolverse fácilmente en el agua y otros compuestos orgánicos, el etanol también es un ingrediente de una variedad de productos, desde productos de cuidado personal y belleza, hasta pinturas, barnices y combustibles.

A continuación, en la tabla 1.1. se muestran las propiedades más relevantes de este compuesto. [1]

Tabla 1.1. Propiedades físico-químicas del etanol. [1]

| Propiedad                                  | Etanol  |
|--|---------|
| <b>Peso molecular (g/mol)</b>              | 46,07   |
| <b>Densidad a 20 °C (kg/m<sup>3</sup>)</b> | 789,4   |
| <b>Punto de fusión (°C)</b>                | -114,2  |
| <b>Punto de ebullición (°C)</b>            | 78,4    |
| <b>Presión de vapor a 20°C (bar)</b>       | 0,06049 |
| <b>Viscosidad a 20°C (cP)</b>              | 1,16    |
| <b>Punto de inflamabilidad (°C)</b>        | 13      |
| <b>Punto de autoignición (°C)</b>          | 363     |
| <b>Temperatura crítica (°C)</b>            | 241,6   |
| <b>Presión crítica (bar)</b>               | 62,68   |

El butanol, n-butanol o alcohol n-butílico, es un hidrocarburo simple con un grupo alcohol, al igual que el etanol, con la diferencia de que está compuesto por una cadena de cuatro carbonos, en el que el grupo hidroxilo se encuentra en el primer o último carbono de la cadena. Su fórmula molecular es C<sub>4</sub>H<sub>9</sub>OH, cuya estructura se muestra en la figura 1.2.

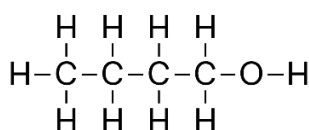


Figura 1.2. Estructura del butanol.

Es líquido, incoloro y de fuerte olor a vino. Se utiliza como disolvente de resinas y revestimientos, como fluido hidráulico, en la elaboración de detergentes y en la desnaturalización de alcohol etílico.

También se emplea como disolvente de pinturas, lacas, barnices, resinas naturales y sintéticas, gomas, aceites vegetales, tintes y alcaloides, así como sustancia intermedia en la fabricación de productos químicos y farmacéuticos, en industrias de cuero artificial, textiles, para gafas de seguridad, pastas de caucho, barnices de laca, impermeables, películas fotográficas y perfumes. [2]

En la tabla 1.2. se muestran las propiedades del butanol. [2]

Tabla 1.2. Propiedades físico-químicas del butanol. [2]

| <b>Propiedad</b>                           | <b>Butanol</b> |
|--|----------------|
| <b>Peso molecular (g/mol)</b>              | 74,12          |
| <b>Densidad a 20 °C (kg/m<sup>3</sup>)</b> | 809,8          |
| <b>Punto de fusión (°C)</b>                | -89,5          |
| <b>Punto de ebullición (°C)</b>            | 117,6          |
| <b>Presión de vapor a 20°C (bar)</b>       | 0,0056         |
| <b>Viscosidad a 20°C (cP)</b>              | 3              |
| <b>Punto de inflamabilidad (°C)</b>        | 37             |
| <b>Punto de autoignición (°C)</b>          | 343            |
| <b>Temperatura crítica (°C)</b>            | 288,85         |
| <b>Presión crítica (bar)</b>               | 45             |

### 1.3. Aplicaciones del butanol

Como se ha comentado anteriormente, el butanol, en su forma n-butanol es un compuesto muy utilizado como disolvente, fluido hidráulico y elaboración de detergentes. También participa en la desnaturalización del alcohol etílico. Como disolvente es ampliamente utilizado con pinturas, lacas, barnices, resinas naturales y sintéticas, gomas, aceites vegetales, tintes y alcaloides.

Pese a todos los usos posibles, el más demandado es como producto intermedio para la fabricación de solventes y saborizantes. Aproximadamente del 70% al 85 % de las pinturas empleadas en la construcción están basadas en el butanol.

El iso-butanol, que es un derivado de la formación de n-butanol, es utilizado como disolvente, diluyente de pintura, componente de fluidos hidráulicos y frenos, y gran producto intermedio para la producción de plastificantes, pesticidas, saborizantes alimenticios o productos farmacológicos. También es capaz de ser usado como agente extractor para fosfatos de amoniaco. [3]

En la figura 1.3. se muestran sus usos en el mundo.

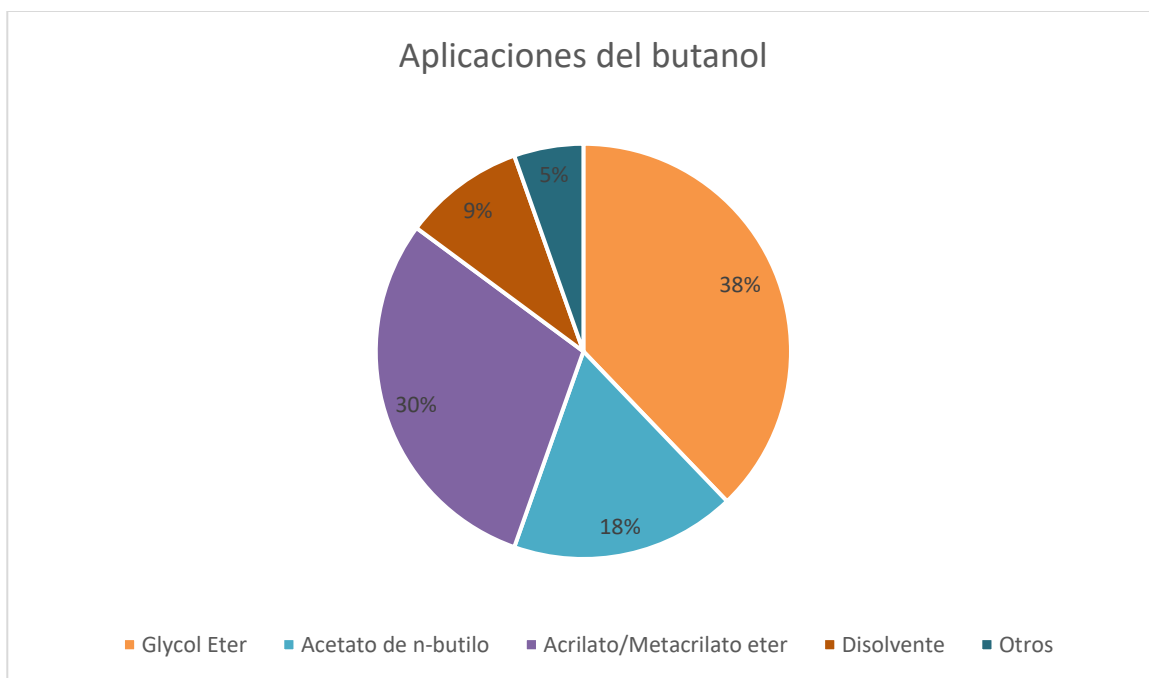


Figura 1.3. Aplicaciones del butanol. [3]

Actualmente, el butanol está adquiriendo relevancia como bio-combustible alternativo al bioetanol, biometanol y otros combustibles fósiles, ya que presenta muchas ventajas con respecto a estos en motores de combustión interna, siendo la más relevante la capacidad de combinarse con diésel, por lo que no es necesario la modificación de los sistemas combustión y a su vez produce una bajada considerable de formación de compuestos NOx en la combustión.

El mayor inconveniente en la actualidad referente a la producción de biobutanol es que es poco factible a nivel industrial, ya que su producción es entre 10 y 30 veces inferior que la de bioetanol. Otro inconveniente relevante es el mayor requerimiento de combustible, debido a que el butanol posee un calor de combustión mayor y un octanaje inferior al bioetanol, aunque similar a la gasolina, por lo que el aumento de flujo de combustible sería de un 10 - 40%. [3]

## 1.4. Producción y estudio de mercado

El mercado de n-butanol ha crecido significativamente durante los últimos años y se espera un aumento considerable de este crecimiento en los próximos años debido principalmente a la creciente demanda en la región Asia y el Pacífico, ya que es un compuesto químico con múltiples usos y está adquiriendo relevancia como combustible.

La demanda mundial de n-butanol ascendió a 3,70 Mt en 2012 con un valor de 6.400 M\$ y se prevé que se alcancen 5,2 millones de toneladas en 2022. La demanda global de este producto químico crece con una tasa anual del 4,6%, siendo Estados Unidos y Europa Oriental los principales exportadores, produciendo un 25,3% en el caso de EE.UU. y un 17,2% por parte de Europa, mientras que China se

ha convertido en el mayor consumidor de n-butanol en la actualidad, importando el 35,2% de la producción mundial. [3]

En la figura 1.4. se muestra la evolución de su consumo y producción a nivel mundial.



Figura 1.4. Evolución del butanol a nivel mundial. [3]

## 1.5. Emplazamiento

Se ha decidido ubicar la planta junto la planta Bioetanol Galicia S.A., en la provincia de A Coruña, en Galicia (figura 1.5.). Esta elección se debe principalmente, a la cercanía para importar la materia prima, el etanol.

Otro motivo por el cual se ha elegido este lugar, es por la proximidad con puertos marítimos para el transporte y descarga del producto.



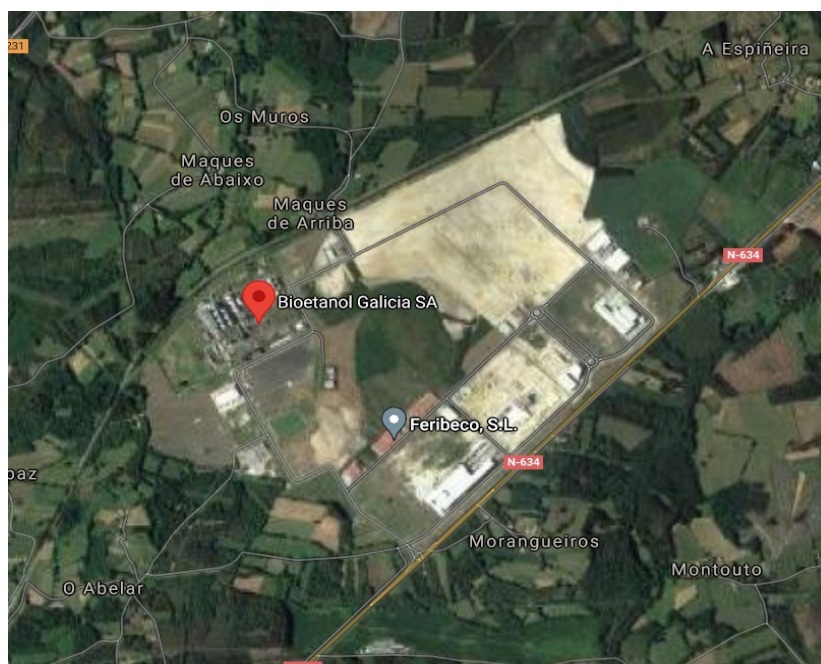


Figura 1.5. Complejo industrial de Bioetanol Galicia S.A. en Galicia. [4].

## 1.6. Vías de producción

### 1.6.1. Ruta petroquímica

Dentro de esta ruta podemos diferenciar 2 grandes procesos:

- **Síntesis Oxo:** la mayoría del n-butanol se produce mediante este proceso, que se produce a partir de la hidroformilación de propeno, seguido de hidrogenación del butanal formado y así produciendo n-butanol. Se realiza en presencia de catalizadores de Co, Rh o Ru. Consiguiendo rendimientos hasta del 95 % hacia 1-butanol y 5 % hacia iso-butanol. La reacción descrita se muestra en la figura 1.6. [5]

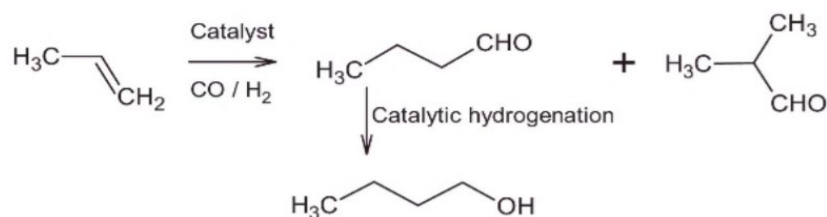


Figura 1.6. Reacción de oxosíntesis. [5]

- **Síntesis Reppe:** monóxido de carbono y agua reaccionan a presiones bajas en presencia de un catalizador (sales de amonio terciarias o híbridos de carbonilo de hierro polinuclear) produciendo la carbonilación del propeno (figura 1.7.). Se producen n-butano e iso-butanol con una ratio de 86:14. Este proceso no tuvo tanto éxito como la síntesis oxo con catalizador de Co, a pesar de del elevado ratio butanol/isobutanol y unas condiciones de reacción más suaves. [5]

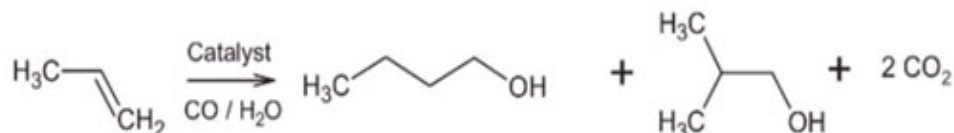


Figura 1.7. Reacción de síntesis Reppe. [5]

## 1.6.2. Ruta biológica

La ruta biológica de producción de n-butanol es el denominado proceso ABE que es un proceso fermentativo bacteriano, empleado para la producción de acetona, n-butanol, isopropanol y etanol e hidrógeno en menor proporción, a partir de azúcares.

Es un proceso anaerobio realizado por microorganismos, en general bacterias destacando para este proceso las del género *Clostridium*.

La fermentación ABE transcurre en dos fases consecutivas. Durante la primera fase de crecimiento activo, denominada acidogénesis, la glucosa es metabolizada a través de la glucólisis para formar ácido pirúvico y acetil-CoA (con liberación de dióxido de carbono e hidrógeno), que se transforman en ácido butírico y acético.

En la segunda fase, que no es de crecimiento sino una fase estacionaria denominada solventogénesis, los ácidos son convertidos en una mezcla acetona-butanol-etanol (figura 1.8.). [5]

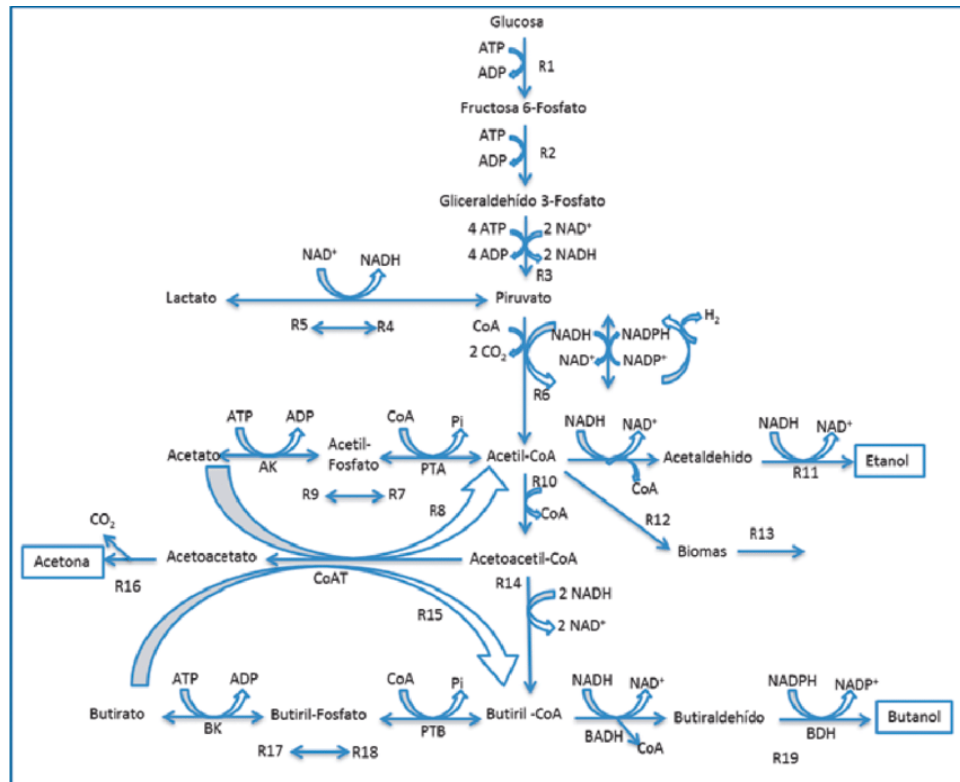


Figura 1.8. Reacción de fermentación ABE. [5]

### 1.6.3. Ruta química

Esta será la ruta elegida en este proyecto, ya que está en constante crecimiento y estudio, es la obtención de n-butanol usando el etanol como materia prima.

Debido a que los alcoholes presentan una gran estabilidad, se genera cierta dificultad en sus transformaciones, por lo que surge la necesidad del uso de catalizadores.

Este proceso se realiza a través de la “Reacción de Guerbet”, en la que un alcohol se transforma catalíticamente en otro de cadena más larga, mediante procesos de deshidrogenación, el alcohol se transforma en un aldehído. Posteriormente, se produce la condensación aldólica de los aldehídos para formar un alcohol y compuestos intermedios y deshidratación e hidrogenación donde se forma los alcoholes de mayor cadena. Este proceso viene representado en la figura 1.9. [6]

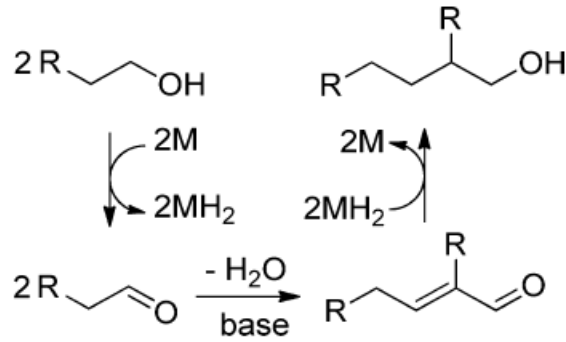


Figura 1.9. Reacción de Guerbet. [6]

En el caso de la reacción de obtención de n-butanol a partir de etanol, la reacción queda representada en las expresiones 1.1 y 1.2.



De manera global, la reacción que tendría lugar sería la descrita en la expresión 1.3.



De acuerdo a lo anterior, para esa reacción global, se han planteado dos posibles mecanismos generales de reacción ampliamente estudiados, que se deducen de las pruebas realizadas con los catalizadores y presentaran variaciones dependiendo de cuál de ellos se use: [7]

- La vía indirecta, en la que se contemplan muchas reacciones intermedias que se producen a partir de la formación de acetaldehído, la cual se muestra en la figura 1.10.

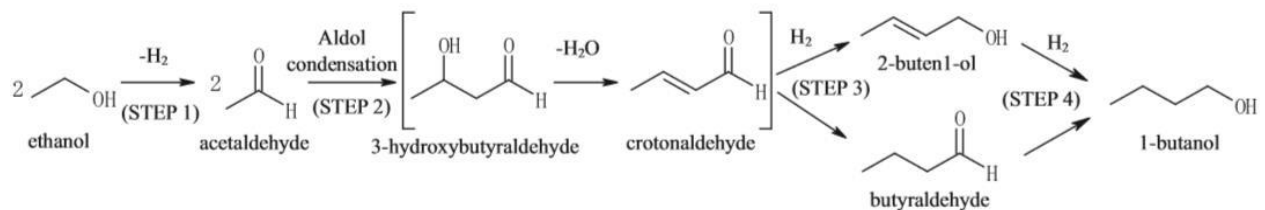


Figura 1.10. Mecanismo por vía indirecta de la reacción de Guerbet. [7]

- La vía directa, en la que el butanol se genera casi directamente del acetaldehído, del etanol y del hidrógeno, como se muestra en la figura 1.11.

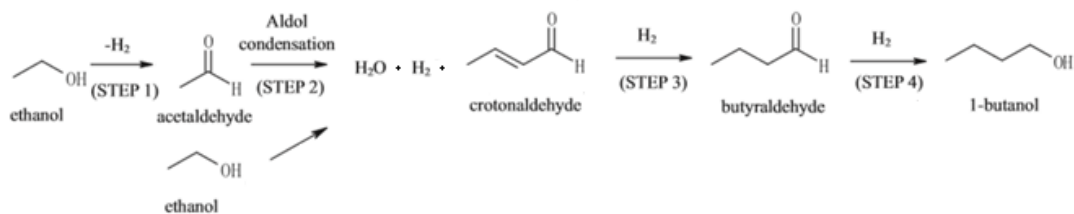
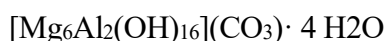


Figura 1.11. Mecanismo por vía directa de la reacción de Guerbet. [7]

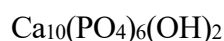
Este último mecanismo es el que se ha considerado idóneo para el proceso, debido a su simplicidad y fiabilidad, gracias al estudio de investigadores que obtuvieron datos experimentales concluyentes al modelo.

En este proceso también se forman muchos compuestos secundarios, como i-butanol, hexanol, octanol etc. Por esa razón, para llevar a cabo esta reacción, es indispensable el estudio de diversos catalizadores para mejorar el proceso y su viabilidad. Para esta reacción hay muchos tipos de catalizadores que son factibles, siendo los siguientes los más usados y eficientes:

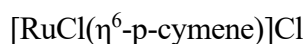
- **Hidrotalcitas:** Están compuestas por mezclas de óxidos de Mg-Al, presentan ciertas ventajas sobre otros tipos, como mayor área superficial, amplia estabilidad estructural e importantes propiedades ácido-base. Se representan generalmente: [7]



- **Hidroxiapatitas:** Compuestos orgánicos que forman parte de los huesos, de ahí su amplio uso en tratamientos médicos como reconstrucciones óseas y prótesis dentales. Se ha demostrado su efectividad como catalizador mejorando la conversión y selectividad a butanol. Se definen de la siguiente forma: [7]



- **Compuestos de Rutenio:** de los cuales se están obteniendo muy buenos resultados en términos de conversión de etanol y de selectividad a butanol. Su fórmula general es: [7]



## 1.7. Termodinámica y cinética de la reacción

### 1.7.1. Reacción principal

El proceso de síntesis de n-butanol a partir de etanol está caracterizado por varias reacciones químicas que son las que componen el mecanismo de reacción en la que aparecen centros activos con compuestos inestables que desaparecen casi instantáneamente después de su formación, y de múltiples reacciones secundarias donde se forman una gran cantidad de alcoholes de cadena superior que tendemos en cuenta más adelante para el cálculo de la planta.

Se debe destacar que, el mecanismo descrito en la figura 1.12. es específico para el uso del catalizador de hidroxiapatita HAP:  $\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3(\text{OH})$ , el cual se ha elegido por su buena selectividad a n-butanol y el cual se caracterizará posteriormente.

Existen múltiples mecanismos para la formación de n-butanol sobre HAP, pero el que más refleja el comportamiento de la reacción de Guerbet es el siguiente (figura 1.12.): [8]

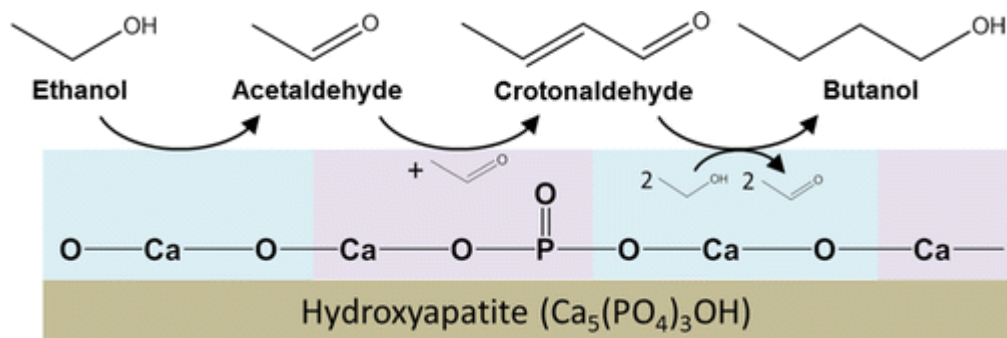


Figura 1.12 Mecanismo de reacción sobre catalizador de Hidroxiapatita. [8]

En este esquema se reflejan las reacciones que tienen lugar sobre la superficie del catalizador. En primer lugar, se muestra la adsorción de etanol en los centros activos ácidos que son los  $\text{Ca-O}$ , donde se produce la deshidrogenación del etanol a acetaldehído y se liberan por desorción.

A continuación, el etanol y el acetaldehído se adsorben en un centro activo básico  $\text{PO}_4^{3-}$ , donde se produce la condensación aldólica que implica la abstracción de un  $\alpha$ -hidrógeno por un oxígeno básico para formar enolato. El enolato se añade al grupo carbonilo de otra molécula de acetaldehído y se deshidrata para formar crotonaldehído.

Por último, el crotonaldehído se hidrogena con etanol en un centro  $\text{Ca-O}$  formando n-butanol. Este mecanismo se muestra paso a paso en el esquema representado en la figura 1.13.

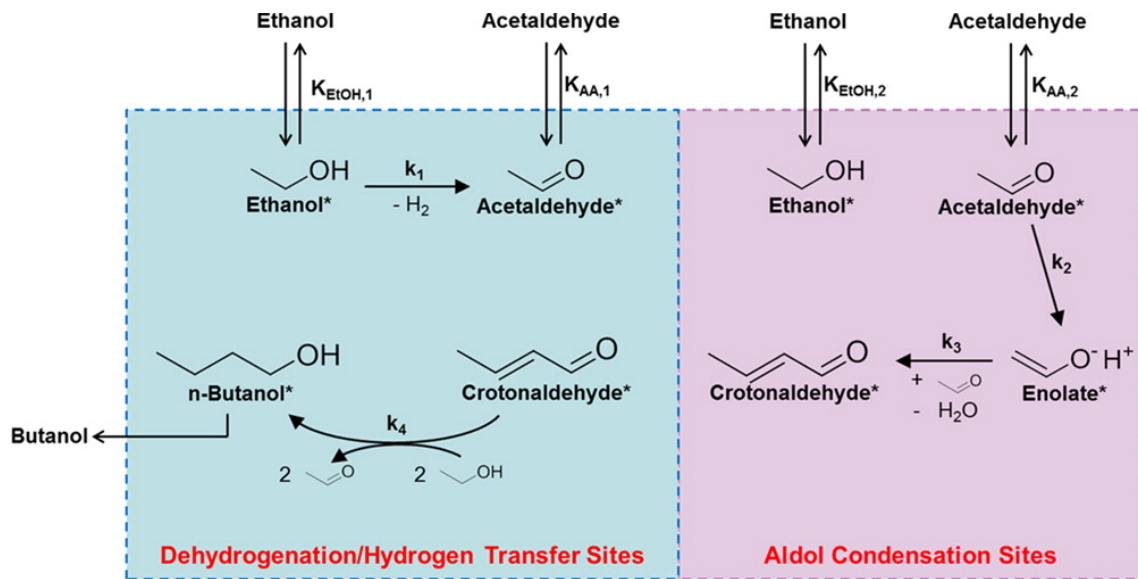


Figura 1.13. Mecanismo completo de reacción sobre catalizador de Hidroxiapatita. [8]

En definitiva, este mecanismo de reacción se puede resumir en dos reacciones serie-paralelo vistas anteriormente y que están definidas en las expresiones 1.1 y 1.2.



Donde la primera reflejaría la deshidrogenación del etanol a acetaldehído y la segunda desde la formación de enolato hasta la formación de n-butanol.

Utilizando un modelo de Langmuir-Hinshelwood, se puede derivar una expresión de velocidad para la formación de acetaldehído y n-butanol basándose en el mecanismo propuesto, las cuales se definen en las expresiones 1.3 y 1.4.

$$r_{Acet} = \frac{k_1 \cdot K_{Et,1} \cdot P_{Et}}{1 + K_{Et,1} \cdot P_{Et}} \quad (1.3)$$

La definida en la expresión 1.3 es la velocidad de reacción de acetaldehído, donde  $k_1$  es una constante de velocidad con la abstracción del hidrógeno,  $K_{Et,1}$  es la constante de equilibrio para la adsorción de etanol en los sitios de CaO y  $P_{Et}$  es la presión parcial de etanol en el reactor.

La formación de butanol no afecta la velocidad del acetaldehído, ya que el consumo de acetaldehído en la etapa de condensación aldólica se equilibra con la generación de acetaldehído en las reacciones de transferencia de hidrógeno posteriores. Por lo tanto, la velocidad de formación de n-butanol se expresa, tal y como se muestra en la expresión 1.4.

$$r_{ButOH} = \frac{k_2 \cdot K_{Acet,2} \cdot P_{Acet}}{1 + K_{Et,2} \cdot P_{Et}} \quad (1.4)$$

$P_{Acet}$  es la presión parcial de acetaldehído  $k_2$  es la constante de velocidad para la formación de enolato y  $K_{Acet,2}$  Y  $K_{Et,2}$ , son las constantes de equilibrio para la adsorción de acetaldehído y etanol en los centros  $PO_4^{3-}$ . [8]

A partir de las velocidades obtenidas de las dos reacciones que componen la reacción global, se define la velocidad de consumo de etanol en cada reacción, que da como resultado las expresiones 1.5 y 1.6.

$$(-r_{EtOH})_1 = r_{Acet} \quad (1.5)$$

$$(-r_{EtOH})_2 = r_{ButOH} \quad (1.6)$$

Por lo que la velocidad de la reacción global será la suma de las velocidades de las 2 reacciones en las que participa, de donde se obtiene la expresión 1.8 y por consecuencia la 1.9.

$$(-r_{EtOH}) = (-r_{EtOH})_1 + (-r_{EtOH})_2 \quad (1.7)$$

$$(-r_{EtOH}) = \frac{k_1 \cdot K_{Et,1} \cdot P_{Et}}{1 + K_{Et,1} \cdot P_{Et}} + \frac{k_2 \cdot K_{Acet,2} \cdot P_{Acet}}{1 + K_{Et,2} \cdot P_{Et}} \quad (1.8)$$

A continuación, se muestra en la tabla 1.3. con todos los parámetros cinéticos que hacen falta para el desarrollo del proceso.

Tabla 1.3. Parámetros cinéticos de la reacción global. [8]

| Parámetro  | $k_1$<br>( $\mu\text{mol/h} \cdot \text{m}^2$ ) | $K_{ET,1}$<br>( $\text{kPa}^{-1}$ ) | $k_2 \cdot K_{Acet,2}$ ( $\mu\text{mol/h} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{kPa}$ ) | $K_{ET,2}$<br>( $\text{kPa}^{-1}$ ) |
|--|---|-------------------------------------|--|-------------------------------------|
| <b><i>Ea</i> aparente o <math>\Delta H_{ads}</math> (kcal/mol)</b> | $34 \pm 2$                                      | $-23 \pm 2$                         | $1.8 \pm 2.5$  | $-27 \pm 3$                         |
| <b><math>\ln(A)</math></b>   | $31 \pm 2$                                      | $-19 \pm 2$                         | $8.7 \pm 2.1$  | $-24 \pm 3$                         |

Como se mencionó al principio de este apartado, en la tabla 1.4. se muestran las propiedades del catalizador.



Tabla 1.4. Propiedades del catalizador. [8]

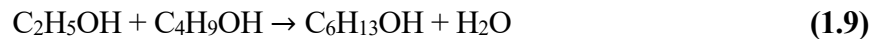
| <b>Catalizador</b>                            | <b>Ca<sub>5</sub>(PO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>(OH)</b> |
|---|---|
| <b>Superficie Específica(m<sup>2</sup>/g)</b> | 81  |
| <b>Tamaño de partícula (mm)</b>               | 10  |
| <b>Densidad (kg/m<sup>3</sup>)</b>            | 3160  |
| <b>Porosidad (ε)</b>                          | 0,5   |

Se eligió la hidroxiapatita de calcio Ca<sub>5</sub>(PO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>(OH) macroporosa porque se ha demostrado su eficiencia en la deshidratación y deshidrogenación del etanol al tener centros ácidos y básicos y así consigue aumentar la selectividad de formación de n-butanol.

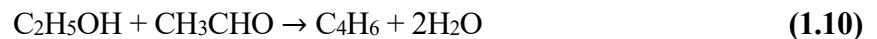
## 1.7.2. Reacciones secundarias

Como se mencionó en el apartado anterior, a la vez que las reacciones principales, ocurren numerosas reacciones secundarias, como la formación de alcoholes superiores, hidrocarburos y otros compuestos que al considerar su presencia en el proceso aumentarían la complejidad de diseño de nuestra planta, pero ya que la formación de la mayoría de estas especies forman menos del 1% de la corriente de producto del reactor, solo se consideraran los alcoholes superiores, que representan una parte significativa de dicha corriente y alguna de las especies de los hidrocarburos formados, que también presentan una cierta cantidad relevante en los productos.

Los alcoholes superiores que se forman son muy variados y de cadena mayor de 6 átomos de carbono, pero se forman, la mayoría, a partir del subproducto principal que es el hexanol, cuya formación se produce según la expresión 1.9. [6]



De los hidrocarburos formados, se considerará el de composición mayoritaria que es el butadieno, el cual se forma atendiendo a la expresión 1.10. [6]



# 2 MEMORIA DESCRIPTIVA Y JUSTIFICATIVA

## 2.1. Introducción

En este capítulo se profundizará en el proceso de producción de n-butanol por deshidrogenación y condensación aldólica de etanol o por el proceso Guerbet, detallando cada entrada y/o salida de materia, cada equipo empleado, reacción que se produzca o cualquier elemento que actúe en el proceso.

Con el fin de representar de manera simplificada y para mayor comprensión del proceso, se ha realizado un diagrama de bloques de la planta diseñada, el cual se muestra en la figura 2.1.

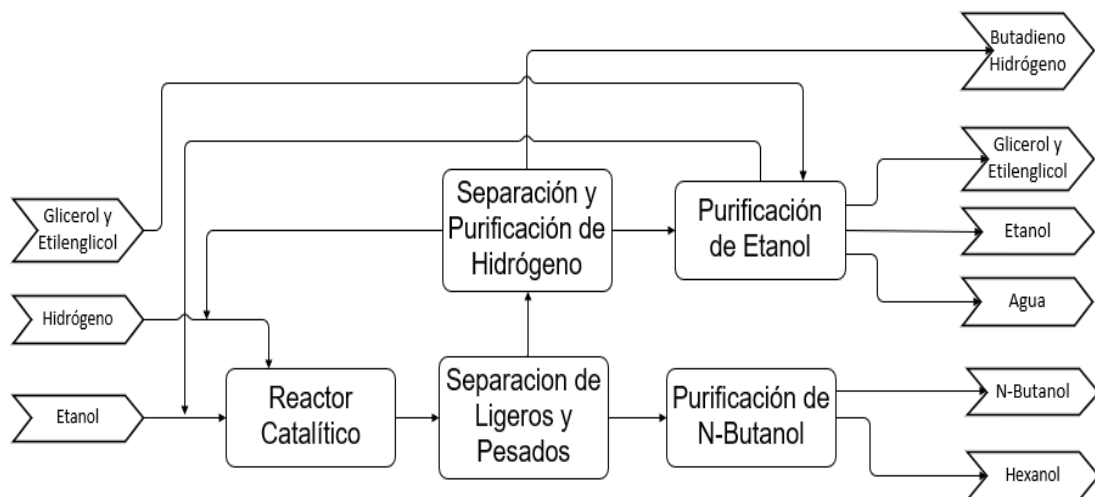


Figura 2.1. Diagrama de bloques del proceso.

En el Anexo II se puede muestra el diagrama de flujo (PFD) de la planta, en el cual se encuentra el proceso totalmente detallado. A continuación, se van a desarrollar las distintas etapas del proceso.

## 2.2. Preparación para la reacción

La alimentación a la planta se compone en casi su totalidad de etanol, ya que es el único reactivo en la reacción principal y por hidrógeno, que es a la vez un subproducto de la primera etapa de reacción y

un reactivo de la etapa final, por lo que se añade una cantidad minoritaria de alimentación fresca para aumentar la selectividad de la reacción principal y no tienda a la formación de productos indeseados. Sin embargo, al aumentar la selectividad, disminuye la conversión de etanol, por lo que se ha añadido una cantidad en relación al etanol introducido para optimizar la reacción deseada, justificando esa relación en el capítulo posterior.

Las cantidades introducidas de alimentación fresca de reactivos son 14.823 kg/h de etanol y 4.973 kg/h de hidrógeno. Estas corrientes de alimentación fresca provienen del complejo industrial donde se ubica la planta, en el caso del etanol y el hidrogeno es transportado de industrias exteriores.

Éstos se mezclan con las corrientes de recirculación provenientes de las etapas de separación y purificación de hidrógeno y etanol no reaccionado, que se desarrollaran posteriormente. El hidrógeno fresco, que se encuentra a la presión necesaria para la reacción, que son 50 bar, se une al hidrogeno recirculado, el cual se considera puro, dado que la cantidad de indeseados que no se ha podido purgar en la etapa de purificación es ínfima, pero previamente se comprime en el compresor C-101 para alcanzar la misma presión. En el caso del etanol, las dos corrientes se mezclan, que, en el caso de la recirculada, se refrigera en el intercambiador E-108 con agua hasta los 20 °C, lo cual es necesario antes de mezclarla con la corriente fresca para que la temperatura de la corriente mezclada no aumente ya que presenta una cantidad ínfima de agua y una cantidad pequeña de acetaldehído, el cual presenta una temperatura de ebullición muy baja a presión de alimentación y hay que condensarlo antes de entre en el complejo de bombas P-101 que se compondrá de bombas en serie y paralelo para poder impulsar la corriente hasta 50 bar.

Posteriormente se mezclan los reactivos y se calientan en 2 etapas para alcanzar la temperatura a la que se va a alimentar el reactor fijada a 240°C. Primero se precalienta en el intercambiador E-101 aprovechando el calor de la corriente de la salida del reactor, ya que la reacción es muy exotérmica y posteriormente se introduce en el intercambiador E-102 que utiliza vapor de alta presión para poder alcanzar la temperatura de reacción.

Para mayor comprensión de la etapa explicada, se añade un fragmento del diagrama de flujo (PFD) asociado a dicha etapa, el cual se muestra en la figura 2.2.

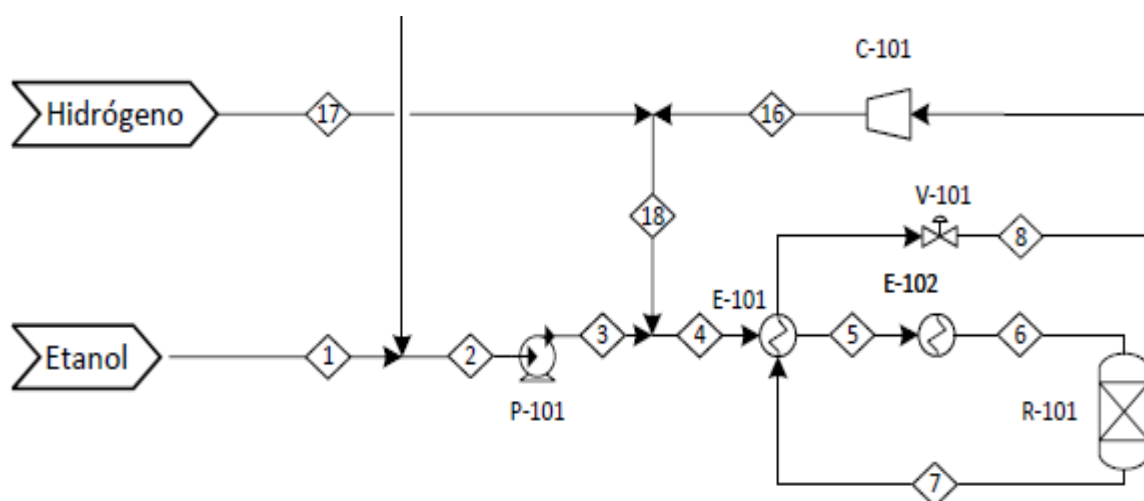


Figura 2.2. Etapa de preparación para la reacción (PFD).

En la tabla 2.1 se muestran las condiciones de operación de las corrientes que participan en la etapa preparación para la reacción.

Tabla 2.1. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Preparación para la reacción.

| <b>Corriente</b> | <b>Temperatura °C</b> | <b>Presión (bar)</b> |
|------------------|-----------------------|----------------------|
| <b>1</b>         | 20                    | 1                    |
| <b>2</b>         | 20                    | 1                    |
| <b>3</b>         | 20                    | 50                   |
| <b>4</b>         | 20,96                 | 50                   |
| <b>5</b>         | 113,7                 | 50                   |
| <b>6</b>         | 240                   | 50                   |
| <b>7</b>         | 246,1                 | 49,75                |
| <b>16</b>        | 260,8                 | 50                   |
| <b>17</b>        | 20                    | 50                   |
| <b>18</b>        | 253,1                 | 50                   |
| <b>35</b>        | 20                    | 1                    |

## 2.3. Reactor

El reactor utilizado R-101, en el proceso es un reactor multitubular de lecho fijo, en el cual se introducen los reactivos y el catalizador por el interior de los tubos y se producen las reacciones descritas en el capítulo anterior.

El catalizador, sobre la superficie del cual, ocurren las reacciones principales y secundarias, disminuye su actividad en función del tiempo, es decir se desactiva siguiendo una ley de desactivación, la cual es desconocida por lo que se ha considerado que no se produce la desactivación, aun sabiendo que en la realidad ocurría lo contrario y habría que sustituir el catalizador cada cierto intervalo de tiempo.

A los tubos llega una corriente gaseosa compuesta mayoritariamente de etanol y en menor medida, hidrógeno, acetaldehído y una cantidad minoritaria de agua recirculada. A la salida, una corriente bifásica compuesta de etanol no reaccionado mayoritariamente, ya que la conversión de este proceso es muy baja, de n-butanol, hexanol y agua en cierta cantidad y en menor medida, butadieno, acetaldehído e hidrógeno. Esta corriente, como se comentó en el apartado anterior, se utiliza para precalentar la alimentación del reactor.

Se ha diseñado el reactor para que la caída de presión en los tubos y la carcasa sea ínfima e inferior a 0,25 bar y opere con la menor variación de temperatura posible, debido a que la reacción es exotérmica y a que el aumento de la temperatura afecta muy negativamente a la selectividad, por lo que se han refrigerado los tubos con agua saturada a 190 °C que pasa por la carcasa, la cual se encuentra 12,54 bar.

Teniendo en cuenta las condiciones de operación mencionadas y estableciendo una temperatura de alimentación de 240°C, una ratio constante de 0,1 H<sub>2</sub>/C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH, un perfil de temperaturas de 240-246,1°C y una presión prácticamente constante de 50 bar se consigue alcanzar una conversión media de 29,9% y una selectividad de 73,4%.

La elección de este modelo de reactor presenta unas ventajas con respecto a otros modelos como el aumento del área de transferencia de calor, conseguir un modelo de reacción simple en flujo pistón o su bajo coste de operación. También presenta desventajas, como una deficiente utilización del catalizador, complejidad de sustitución de éste y un alto coste fijo inicial. [9]

En la figura 2.3. se muestra el reactor junto con la corriente de entrada y salida.

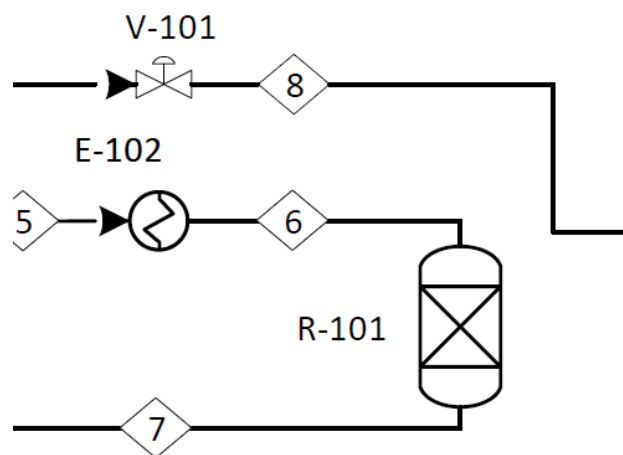


Figura 2.3. Etapa del reactor (PFD).

## 2.4. Separación

En este apartado se van a desarrollar cada una de las etapas donde se produce la separación, purificación, recirculación, y purga de los distintos compuestos que participan en el proceso, los métodos y equipos utilizados para llevarlo a cabo y para alcanzar las condiciones deseadas.

### 2.4.1. Separación de ligeros y pesados

A la salida del reactor, hay que separar el n-butanol que es el producto deseado de los demás compuestos que salen con él. En primer lugar, se realiza la separación de los productos más ligeros de los pesados, es decir se van a separar el hidrógeno, etanol, acetaldehído, agua y butadieno del butanol y el hexanol mediante una columna de destilación, en concreto D-101. Se ha elegido este equipo para la separación, ya que es uno de los métodos más implantados y eficaces que hay en la industria, basándose en la volatilidad relativa entre los componentes que se quiere separar, la cual, al aumentar, aumenta la separación en la columna.

La columna que se ha elegido es una columna de platos, por su eficacia y precio de adquisición y operación.

Antes de introducir los productos en la columna, hay que adecuarlos para las condiciones de operación, que son 15 bar de presión y una temperatura que oscila entre los 165-210 °C. Para alcanzar estas condiciones, se enfría la corriente de salida del reactor hasta los 180°C, que será la temperatura de alimentación a la columna, aprovechando el calor para precalentar la corriente de alimentación en el E-101 y posteriormente para disminuir la presión, se utiliza una válvula de expansión V-101. En estas condiciones, se consigue que los pesados de la mezcla se vayan por la corriente de fondo y los ligeros por cabeza. El diagrama correspondiente a esta etapa se muestra en la figura 2.4. [11]

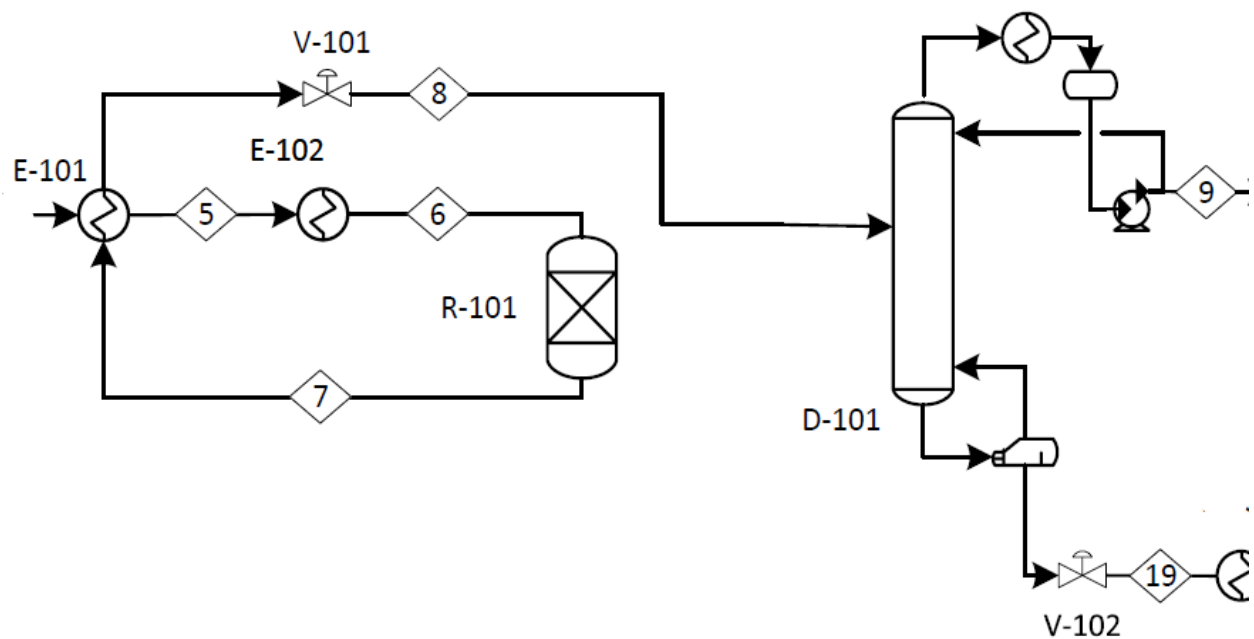


Figura 2.4. Etapa de Separación de ligeros y pesados (PFD).

En la tabla 2.2. se muestran las condiciones de operación de las corrientes que componen la etapa de separación de ligeros y pesados.

Tabla 2.2. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Separación de ligeros y pesados.

| Corriente | Temperatura °C | Presión (bar) |
|-----------|----------------|---------------|
| 7         | 246,1          | 49,75         |
| 8         | 180            | 15            |
| 9         | 165            | 15            |
| 19        | 210            | 1             |

## 2.4.2. Purificación de n-butanol

Para la separación del hexanol y el butanol como corrientes prácticamente puras, se ha diseñado una segunda fase de destilación de la corriente de fondo procedente de D-101, que se compone de hexanol y butanol y una cantidad mínima de etanol y agua. Ésta se ha introducido en una segunda columna de platos D-102 para separar los dos componentes principales. Para ello, la columna opera a 1 bar de presión y a una temperatura de 115-150°C que, para conseguir esas condiciones, se ha dispuesto de una válvula de expansión V-102, y de un cooler E-103. Esta columna es muy efectiva ya que consigue la separación prácticamente completa y una corriente de n-butanol al 98,06% de pureza. En la figura 2.5. se muestra la etapa de purificación de butanol. [11]

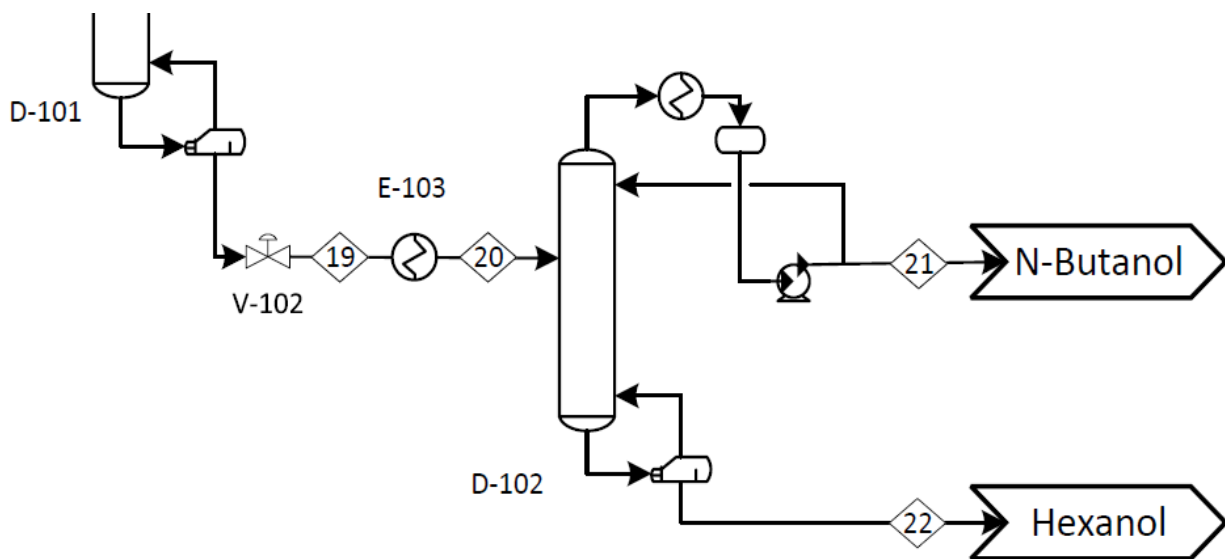


Figura 2.5. Etapa de Purificación de n-butanol (PFD).

En la tabla 2.3. se muestran las condiciones de operación de las corrientes de la etapa de purificación.

Tabla 2.3. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Purificación de n-butanol.

| Corriente | Temperatura °C | Presión (bar) |
|-----------|----------------|---------------|
| 19        | 210            | 1             |
| 20        | 125            | 1             |
| 21        | 115            | 1             |
| 22        | 150            | 1             |

### 2.4.3. Separación y purificación de hidrógeno

Tras la primera separación de productos, se procede a purgar parte de la corriente de cabeza procedente de la columna D-101 para evitar la acumulación de hidrógeno y acetaldehído en el proceso y así minimizar el tamaño de los equipos y la energía empleada para la operación de éstos. Tras el divisor de corrientes, se va a separar el hidrogeno y el butadieno del etanol, acetaldehído, agua y una ínfima cantidad de butanol en un tanque flash F-101, que consigue separar la corriente que lo alimenta en dos, un gas y otra líquida, en unas determinadas condiciones de operación, que en este caso son 80°C y 15 bar. Para ello se enfría la corriente de cabeza de la columna D-101 y se mantiene la misma presión, ya que los dos equipos operan a igual presión.

La corriente gaseosa del tanque flash rica en hidrógeno, y butadieno, aunque presenta algunas trazas de líquido que se han despreciado para simplificar el proceso. Ésta se introduce en una Pressure Swing Adsorption (PSA-101) que es un sistema usado en la separación de gases bajo presión y utilizando un material adsorbente, acorde a las características moleculares y la afinidad de esos gases con dicho material. Es un sistema ampliamente utilizado en la industria para la separación de gases ligeros como el H<sub>2</sub> y además consigue una separación prácticamente completa del 99,99%, por lo que es un sistema idóneo para la recuperación del hidrógeno. Esta PSA opera a 80°C y a 15 bar.

De la PSA salen dos corrientes, una de purga con prácticamente la totalidad de butadieno y una pequeña parte de hidrogeno, y la corriente purificada de hidrógeno que se comprime en el compresor C-101 se recircula y mezcla con la corriente fresca. Se muestra la etapa completa en la figura 2.6. [7]

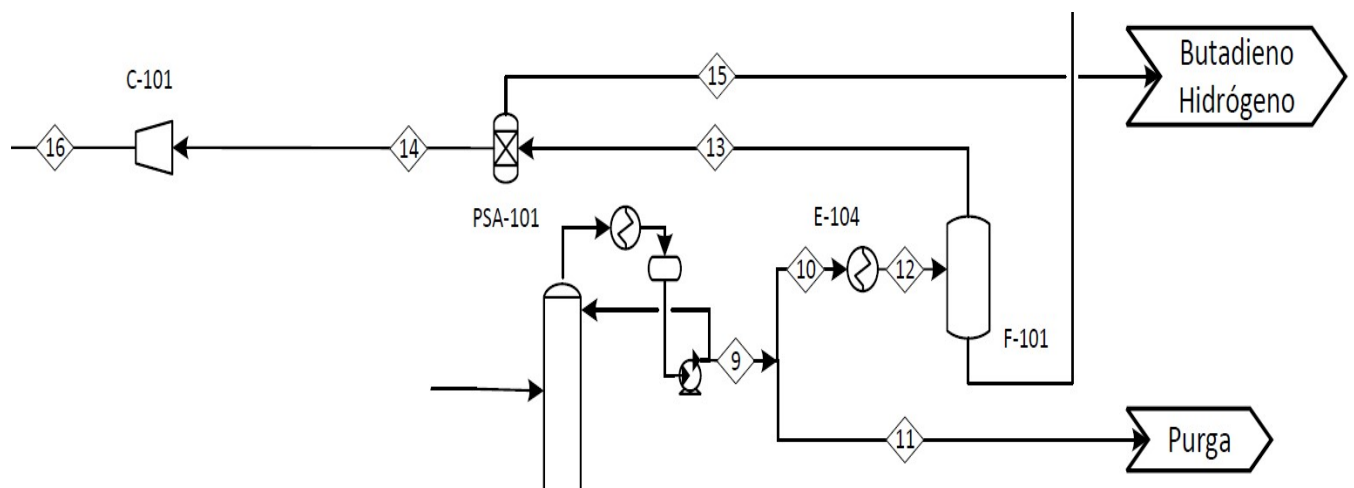


Figura 2.6. Etapa de Separación y purificación de hidrógeno (PFD).

En la tabla 2.4. se muestran los datos de operación de las corrientes de la separación y purificación de hidrógeno.



Tabla 2.4. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Separación y purificación de H<sub>2</sub>.

| Corriente | Temperatura °C | Presión (bar) |
|-----------|----------------|---------------|
| 9         | 165            | 15            |
| 10        | 165            | 15            |
| 11        | 165            | 15            |
| 12        | 80             | 15            |
| 13        | 80             | 15            |
| 14        | 80             | 15            |
| 15        | 80             | 15            |
| 16        | 260,8          | 50            |
| 23        | 80             | 15            |

#### 2.4.4. Purificación de etanol

La corriente de fondo procedente del tanque flash F-101, que es rica en etanol, agua y acetaldehído con una pequeña cantidad de butanol, se lleva a sistema de separación para separar el agua y el butanol del etanol y el acetaldehído, por lo que se lleva a un sistema de destilación extractiva debido a que el etanol y el agua forman un azeótropo por sus polaridades, así que no es posible separarlos con una columna de destilación simple al igual que los demás compuestos de la planta.

La diferencia fundamental de la destilación extractiva es la presencia de un disolvente de separación, que generalmente es un compuesto no volátil con un alto punto de ebullición y miscible con la mezcla, que elimina el azeótropo aumentando la volatilidad relativa entre los dos compuestos que forman el azeótropo y así poder separarlos.

Para esta separación se va a utilizar como disolvente una mezcla al 60% de etilenglicol y 40% de glicerol, con una proporción de 0,8 disolvente/caudal Etanol para garantizar una buena separación.

La corriente de alimentación procedente del fondo del flash pasa por una válvula de expansión V-103, para disminuir su presión hasta 1 bar, que es la presión de operación de la columna y tiene que enfriarse hasta los 10°C antes de entrar en la columna de platos D-103 donde se produce la destilación extractiva, por lo que se introduce en un cooler E-105 donde se refrigera con agua.

También entra otra corriente con disolvente fresco mezclado con una corriente de disolvente recuperado posteriormente.

Una vez adecuado la corriente de etanol, entra en la columna D-103, la cual opera a una temperatura de 75-120 °C, ésta se separa en una corriente que sale por cabeza rica en etanol y acetaldehído con una pequeña cantidad de agua que no se hay podido separar y se mezcla con la corriente de etanol fresco que alimenta la planta y por fondo sale una mezcla de etilenglicol-glicerol-agua y una ínfima parte de butanol-etanol-acetaldehído.

Para recuperar el disolvente y volverlo a utilizar, la corriente de fondo se enfría hasta los 50 °C y se introduce en una columna de platos D-104 que opera a vacío a 0,2 bar y a una temperatura de entre 60 y 164 °C, garantizando una alta separación.

Por cabeza de la columna sale casi la totalidad del agua de la planta que va a tratamiento y parte del etanol, acetaldehído y butanol no recirculado anteriormente y por fondo sale todo el disolvente recuperado, el cual se purga una parte y la mayoría se recircula, enfriándose previamente en el cooler E-107 para adecuarlo a las condiciones de la columna de destilación extractiva y mezclarlo con la alimentación fresca del disolvente. [7]

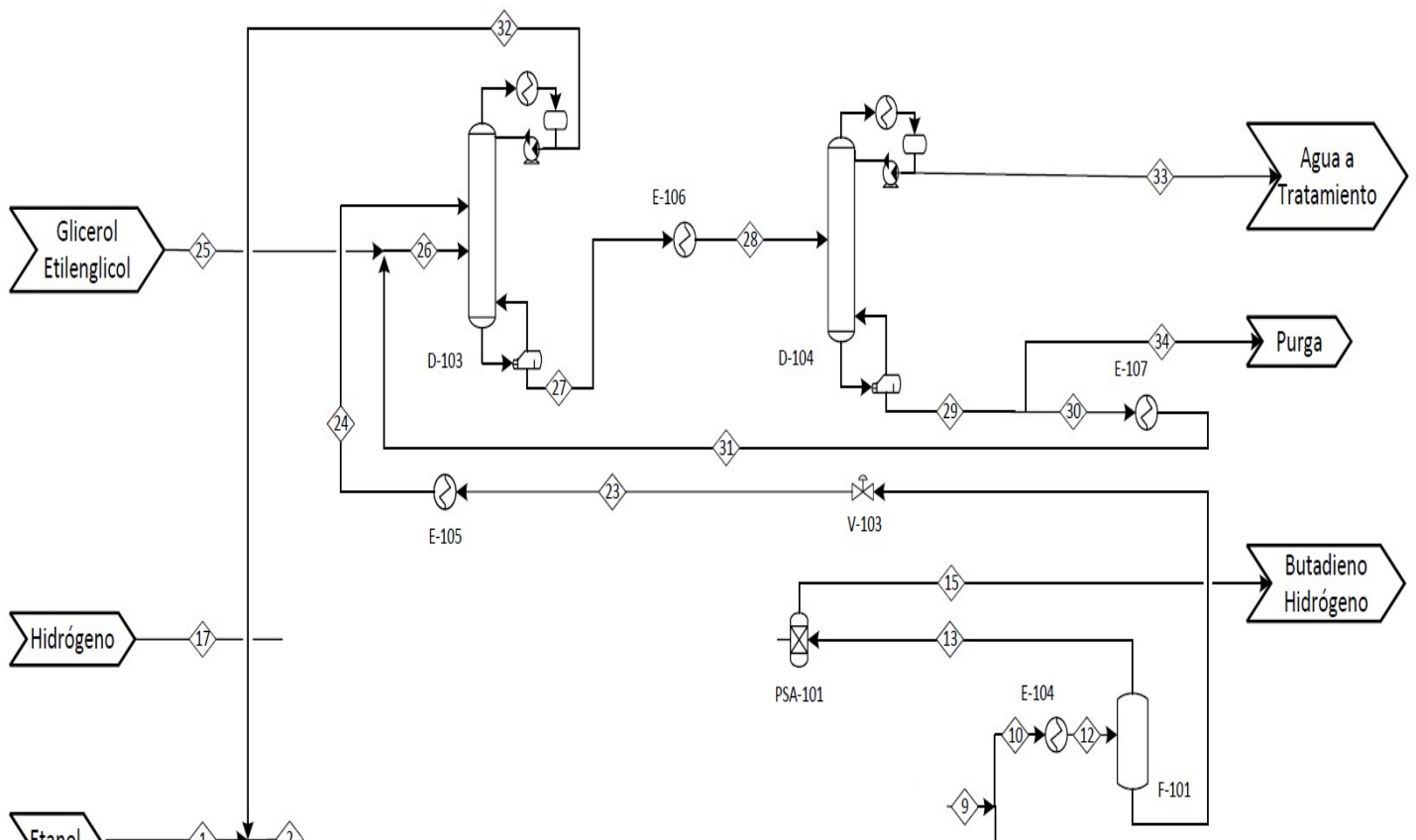


Figura 2.7. Etapa de Purificación de etanol (PFD).

Las condiciones de operación de las corrientes de la etapa de purificación de etanol se muestran en la tabla 2.5.

Tabla 2.5. Condiciones de operación. Corrientes de la etapa: Purificación de etanol.

| <b>Corriente</b> | <b>Temperatura °C</b> | <b>Presión (bar)</b> |
|------------------|-----------------------|----------------------|
| <b>23</b>        | 80                    | 1                    |
| <b>24</b>        | 10                    | 1                    |
| <b>25</b>        | 10                    | 1                    |
| <b>26</b>        | 10                    | 1                    |
| <b>27</b>        | 120                   | 1                    |
| <b>28</b>        | 50                    | 0,2                  |
| <b>29</b>        | 164                   | 1                    |
| <b>30</b>        | 164                   | 1                    |
| <b>31</b>        | 10                    | 1                    |
| <b>32</b>        | 75                    | 1                    |
| <b>33</b>        | 60                    | 1                    |
| <b>34</b>        | 164                   | 1                    |
| <b>35</b>        | 20                    | 1                    |

# 3 MEMORIA DE CÁLCULO

---

## 3.1. Introducción

En este apartado se incluirán todos los cálculos referidos al balance de materia y energía de la planta diseñada, especificando todas las corrientes que intervienen en el proceso, las cuales están representadas en el PFD (Anexo II), así como las condiciones de operación de cada una de ellas y la realización del dimensionamiento de los equipos que intervienen en la planta.

En el Anexo I se pueden observar los resultados obtenidos tras la realización de los balances de materia y energía, en el cual se muestra el caudal, composición, presión y temperatura de dichas corrientes.

Para ello, se parte de la producción de n-butanol, fijada en 50.000 t/año, considerando que la planta opera 8.000 horas anuales y de datos obtenidos de estudios previos del proceso.

La realización de los balances de materia y energía, así como el dimensionamiento de los equipos se ha realizado a través del software *Engineering Equation Solver* (EES).

## 3.2. Equipos de impulsión de fluidos

En este proceso se emplean bombas y compresores para la impulsión de las corrientes de proceso, los cuales se procederá a su dimensionamiento en los subapartados posteriores.

Al estar fuera del alcance de este proyecto la implantación de las instalaciones, se desconocen las dimensiones de las tuberías y la diferencia de altura entre los tramos de aspiración e impulsión, así como los datos referidos a la pérdida de energía mecánica durante la circulación del fluido por las tuberías, las pérdidas asociadas a los accesorios en los tramos de tubería y la fricción del fluido con las paredes. Por lo tanto, al tratarse de un trabajo académico, y no conocer dichos datos, se despreciarán esos términos aun sabiendo que en la realidad modificarían los resultados obtenidos.

Asimismo, se debe añadir que la mayoría de los equipos dimensionados presentan una pérdida de carga ínfima y despreciable, por lo tanto, no se incluirán los cálculos de pérdida de carga en aquellos equipos en los que no hubiera una pérdida relevante, las cuales, si las hubiera, tendrán que ser compensadas por los equipos de impulsión.

### 3.2.1. Bombas

En primer lugar, se va a elegir el tipo de bombas utilizadas en el proceso, las cuales serán de tipo centrífugo, ya que presentan numerosas ventajas y son las más utilizadas en la industria. [12]

Las bombas son equipos que se definen por cinco parámetros fundamentales, que guardan relación entre sí.

Los parámetros son: el caudal volumétrico a impulsar, la altura que debe vencer la bomba, la potencia consumida que consume el equipo, el rendimiento energético del mismo y el NPSH (*Net Positive Suction Head*), los cuales se van a explicar a continuación.

En primer lugar, se va a definir el caudal volumétrico a impulsar, el cual se obtiene a partir de la ecuación 3.1, en función del caudal másico y la densidad promedia de las corrientes que son impulsada por la bomba, siendo obtenidos del balance de materia de la planta.

$$Q_v = \frac{\dot{m}}{\rho} \quad (3.1)$$

Siendo  $Q_v$  es el caudal volumétrico de la corriente ( $\text{m}^3/\text{s}$ ),  $\dot{m}$  el caudal másico ( $\text{kg}/\text{s}$ ) y  $\rho$  es la densidad promedia de la corriente ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ).

Para calcular la altura que vence la bomba se utiliza la ecuación de Bernouilli, que se corresponde con la ecuación 3.2.

$$\frac{P_{int}}{\rho} + g \cdot z_{int} + \frac{u_{int}^2}{2} + \Delta H_B = \frac{P_{out}}{\rho} + g \cdot z_{out} + \frac{u_{out}^2}{2} + hf_L \quad (3.2)$$

Si se realizan las simplificaciones mencionadas anteriormente, la ecuación queda:

$$\Delta H_B = \frac{P_{out} - P_{int}}{\rho} + \frac{u_{out}^2 - u_{int}^2}{2} \quad (3.3)$$

Donde:

- $\Delta H_B$  es la altura que debe vencer la bomba, en  $\text{m}^2/\text{s}^2$ , la cual dividirá entre la gravedad ( $9,8 \text{ m}/\text{s}^2$ ) para expresarla en metros.
- $P_{out}$  es la presión del fluido en la zona de impulsión, expresada en Pascales, la cual debe tener en cuenta la pérdida de carga producida en los equipos.
- $P_{int}$  es la presión del fluido en la zona de aspiración (Pa).

- $u_{out}$  es la velocidad del fluido en la zona de impulsión (m/s), suponiéndose una velocidad de 1 m/s.
- $u_{int}$  es la velocidad del fluido en la zona de aspiración (m/s), que como viene de una línea se desconoce su valor, por lo que supondrá de 1 m/s. [12]

Para calcular la potencia consumida por la bomba, para ello, se debe calcular previamente la potencia que la bomba cede al fluido, la cual se obtiene a partir de la ecuación 3.4.

$$W_f = \rho \cdot g \cdot Q_v \cdot \Delta H_B \quad (3.4)$$

Donde  $W_f$  es la potencia cedida al fluido expresada en vatios (W) y en esta expresión  $\Delta H_B$  esta expresada en metros (m).

Debido a las pérdidas de energía mecánica del equipo, es necesario calcular la potencia real de la bomba la cual se obtiene a partir de la ecuación 3.5.

$$W_B = \frac{W_f}{\eta} \quad (3.5)$$

Donde  $\eta$  es el rendimiento de la bomba, el cual es un parámetro característico de cada modelo de bomba y es proporcionado por el fabricante.

Para finalizar, se va a definir el NPSH, que mide la distancia a la que se encuentra el líquido de la cavitación, que puede ocasionarse en puntos del interior de la bomba en los que la presión cae por debajo de la presión de vapor del líquido y produce la formación y explosión repentina de burbujas de vapor, lo cual es muy dañino para estos equipos. [12]

El NPSH disponible es la altura mínima que se requiere para evitar la cavitación en la bomba. Por tanto, es relevante su calcular este parámetro para comprobar la distancia a la que se encuentra la bomba de cavitación, el cual sigue la expresión 3.6.

$$NPSH)_D = \frac{P_{int} - P_v}{\rho} \quad (3.6)$$

Donde  $P_v$  es la presión de vapor del fluido expresada en Pascales.

Una vez obtenido el NPSH disponible, se calcula el requerido, que es el que proporciona el fabricante, el cual tiene en cuenta las pérdidas que tiene el equipo y será el que se buscará en catálogos para la elección de la bomba. La relación de seguridad que se ha tomado se muestra en la ecuación 3.7. [12]

$$NPSH)_D \geq NPSH)_R \cdot 1,2 \quad (3.7)$$

Una vez calculados todos los parámetros se van a mostrar los modelos elegidos para el único complejo de bombas que hay en la planta, el cual se compone de 4 bombas iguales, 2 en serie y 2 en paralelo, cuyo modelo se ha obtenido de catálogo que está recogido en el Anexo III y sus principales parámetros están representados en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Características de los modelos de bombas.

| Bomba         | Caudal (m <sup>3</sup> /h) | Altura (m) | Potencia consumida (kW) | Modelo      |
|---------------|----------------------------|------------|-------------------------|-------------|
| P-101 A/B/C/D | 23,98                      | 316,36     | 20,8                    | SIA-6-24/40 |

### 3.2.2. Compresores

Al igual que las bombas, no se puede hacer un diseño real de un compresor, ya que, para ello se necesitaría conocer una serie de parámetros internos, como el diámetro del rodete, su velocidad de giro, el ángulo de los alabes, entre otros. Por consecuencia, se va a realizar un diseño bastante aproximado, calculando la potencia consumida por el compresor, basándose en un modelo de compresor adiabático, en función de la diferencia de entalpía y su eficiencia mecánica, tal y como se refleja en la ecuación 3.8. [13]

$$W_C = \frac{\dot{m} \cdot (H_{out} - H_{int})}{\eta_m} \quad (3.8)$$

Siendo:

- $W_C$  es la potencia que consume el compresor, en kW.
- $\dot{m}$  es el caudal másico de gas que entra al compresor, en kg/s.
- $H_{out}$  es la entalpía del gas a la salida del compresor en kJ/kg.
- $H_{int}$  es la entalpía del gas a la entrada del compresor en kJ/kg.
- $\eta_m$  es la eficiencia mecánica del compresor, el cual se ha tomado un valor de 0,8.

Para definir la entalpía en un punto de operación se necesitan 2 variables intensivas, que en este caso serán la temperatura y la presión, ya que son datos conocidos a la entrada al compresor. El problema surge a la salida del compresor, ya que se desconoce la temperatura que alcanza el gas en el compresor adiabático, por lo que sustituirá esa magnitud por la entropía, bajo la suposición de proceso isentrópico y definiendo un parámetro conocido como la eficiencia isentrópica.

Posteriormente se calculará la temperatura y entalpía real a la salida, siguiendo el siguiente procedimiento:

1. Calcular la entalpía y entropía a la entrada del compresor en función a la temperatura y presión de entrada y se impone la condición de proceso isentrópico.
2. Se obtiene la temperatura de salida como proceso isentrópico, con la cual se obtendrá la entalpía isentrópica.
3. Para finalizar, usando el parámetro de eficiencia isentrópica, que indica la distancia que se encuentra el proceso de ser isentrópico, se obtiene la entalpía real y con ella la temperatura real a la salida del fluido, siguiendo la ecuación 3.9. [13]

$$\eta_{is} = \frac{(H_{out,is} - H_{int})}{(H_{out} - H_{int})} \quad (3.9)$$

Donde:

- $\eta_{is}$  es la entalpía del fluido como compresión isentrópica un valor de 0,8.
- $H_{out,is}$  es la entalpía del fluido como compresión isentrópica (kJ/kg).

En la figura 3.1. se representa en un diagrama de Mollier, el proceso de forma isentrópica y real.

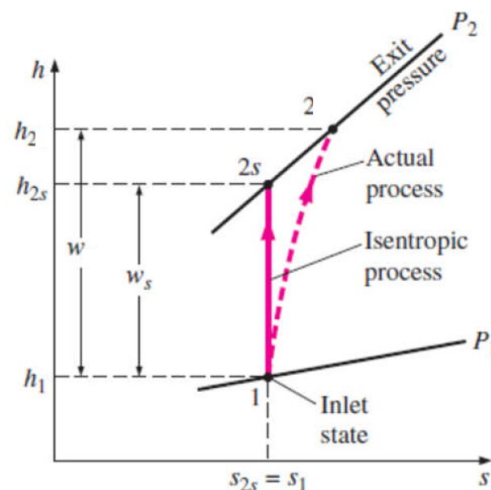


Figura 3.1. Diagrama de Mollier. Proceso isentrópico y real.



### 3.3. Equipos de transferencia de calor

Todos los equipos de intercambio de calor de este proceso son del intercambiador de carcasa y tubos, los cuales son ampliamente utilizados en la industria química y petroquímica por sus ventajas como maximizar la transferencia de calor, facilidad de limpieza, entre otras. Entre los equipos, nos encontraremos de varios tipos:

- Heaters, usando vapor de alta presión a 41 bar(a).
- Coolers, se abastecen de agua de refrigeración que opera en el rango de 5-15 °C.
- Heat exchangers, que utilizan corrientes de proceso a mayor temperatura. [14]

Para el dimensionamiento de estos equipos, hay que resolver principalmente el balance de energía, ya que el balance de materia es innecesario debido a que no existe mezcla de corrientes en el equipo.

En primer lugar, se especificarán las ecuaciones utilizadas para la resolución del balance de energía de estos intercambiadores y posteriormente se especificarán cuales se han utilizado para cada uno de ellos.

$$Q_{HX} = \dot{m}_f \cdot (H_{out,f} - H_{int,f}) \quad (3.10)$$

$$Q_{HX} = \dot{m}_c \cdot (H_{int,c} - H_{out,c}) \quad (3.11)$$

$$Q_{HX} = \dot{m}_{hps} \cdot \Delta H_{v,hps} \quad (3.12)$$

$$Q_{HX} = \dot{m}_{rw} \cdot C_{p_{rw}} \cdot (T_{out,rw} - T_{int,rw}) \quad (3.13)$$

Donde:

- $Q_{HX}$  es el calor intercambiado entre el fluido frío y caliente en kW.
- $\dot{m}$  es el caudal másico alimentado al intercambiador en kg/s, en el cual se distingue:  $f$  en referencia a la corriente de fluido frío,  $c$  a la de fluido caliente,  $hps$  al vapor de alta presión (High Pressure Steam) y  $rw$  al agua de refrigeración (Refrigerated water).
- $C_{p_{rw}}$  es el calor específico del fluido, en este caso referente al agua de refrigeración, siendo una propiedad específica de cada sustancia, en kJ/kg·K.
- $H_{out}$  es la entalpia de la corriente a la salida del intercambiador, indicándose los subíndices  $f$  y  $c$  para el fluido frío o caliente.
- $H_{int}$  es la entalpia de la corriente a la entrada del intercambiador, con las mismas referencias que la de salida.
- $\Delta H_{v,hps}$  es la entalpia de ebullición del vapor saturado a alta presión.

- $T_{out,rw}$  y  $T_{int,rw}$  son las temperaturas de entrada y salida del agua de refrigeración, que se fijan en su rango de operación, en °C.

Para los heaters se han utilizado las ecuaciones 3.10 y 3.12 debido a que el vapor cambia de estado y en la corriente de proceso algunos de sus componentes también. En el caso de los coolers, las ecuaciones 3.10 y 3.13 ya que el agua de refrigeración no cambia de estado y para los heat exchangers, las ecuaciones 3.10 y 3.11, debido a que componentes de ambas corrientes cambian de estado.

Una vez resuelto el balance de energía, se ha calculado el área de transferencia de los intercambiadores por el método DTLM (*Diferencia de Temperatura Media Logarítmica*), el cual se define en la ecuación 3.14. [15]

$$Q_{HX} = A_{tr} \cdot U_{HX} \cdot F \cdot DTLM_{ceq} \quad (3.14)$$

Donde:

- $A_{tr}$  es el área de transferencia de calor en el intercambiador, medido en m<sup>2</sup>.
- $U_{HX}$  es el coeficiente global de transferencia de calor en el intercambiador, en W/m<sup>2</sup>·K, el cual es obtenido a través de correlaciones y propiedades de los fluidos que intervienen.
- $F$  es la eficiencia de transferencia de calor del intercambiador, cuyo valor debe oscilar entre 0,85 y 1, es adimensional. [13]
- $DTLM_{ceq}$  es la diferencia de temperatura media logarítmica de los fluidos que intervienen en el proceso en contracorriente, en °C.

Para obtener el  $U_{HX}$  hay que tener en cuenta todas las resistencias del equipo, como la conducción del calor por las paredes, la cual se despreciará ya que es ínfima frente a las demás resistencias del equipo, como los coeficientes de película y los factores de ensuciamiento interior y exterior. Por consecuencia se ha definido  $U_{HX}$  en la ecuación 3.15.

$$U_{HX} = \frac{1}{\frac{d_{ext}}{h_i \cdot d_{int}} + F_{s,int} \cdot \frac{d_{ext}}{d_{int}} + F_{s,ext} + \frac{1}{h_e}} \quad (3.15)$$

Siendo:

- $h_e$  y  $h_i$  los coeficientes de película externo e interno de los fluidos caliente y frío, en W/m<sup>2</sup>·K.
- $d_{ext}$  y  $d_{int}$  el diámetro externo e interno de los tubos del intercambiador, en m. Las medidas para ellos se han tomado de las normas TEMA. [16]

- $F_{s,ext}$  y  $F_{s,int}$  son los factores de ensuciamiento de los fluidos, los cuales indican la pérdida de transferencia de calor debido al ensuciamiento por los fluidos. Este parámetro no es constante, es decir, es variante en el tiempo y es muy importante su estudio a la hora del diseño de los intercambiadores. Para no exceder la dificultad de diseño se tomarán valores de 0,0001 para el agua y 0,0002  $m^2 \cdot K/W$  para orgánicos, medidos en  $m^2 \cdot K/W$ . [17]

Para calcular los coeficientes de película exterior e interior, hay que calcular y definir ciertos parámetros que dependen de las propiedades del fluido y de las condiciones de operación. El cálculo para ambos coeficientes se define en la ecuación 3.16.

$$h = \frac{Nu \cdot k}{d_{eq}} \quad (3.16)$$

Donde:

- $k$  es la conductividad térmica del fluido, en  $W/m \cdot K$ .
- $d_{eq}$  es el diámetro equivalente usado, el cual se define como el diámetro interior para el fluido que circula por los tubos, mientras que para el fluido que circula por la carcasa, el diámetro depende de diversos parámetros, como la disposición de los tubos, el diámetro externo de estos y el pitch. [17]

En primer lugar, vamos a ver que existen 4 configuraciones típicas para los tubos de un intercambiador de carcasa y tubo, dependiendo de la disposición geométrica de los tubos y de la dirección del fluido que pasa por carcasa, como se muestra en la figura 3.2. [17]

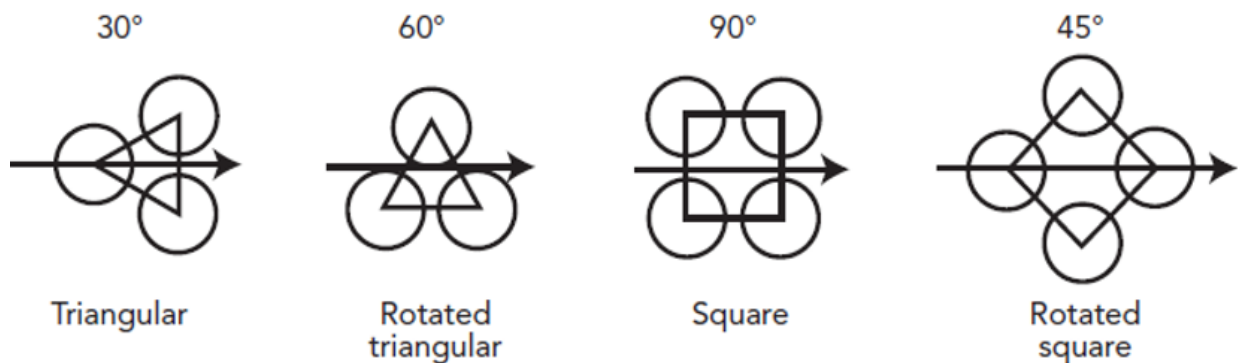


Figura 3.2. Configuraciones para los tubos de un intercambiador multitubular.

La configuración escogida ha sido la triangular de 30°, que es la más utilizada en la industria química. Es una configuración ampliamente estudiada y se ha comprobado que para un mismo diámetro de carcasa y mismo paso entre tubos con esta configuración ofrecen 15% más de área que la configuración cuadrada. Asimismo, la triangular 60° es menos usado que la de 30° debido a que origina altas caídas de presión. [17]

Para esta configuración, el diámetro equivalente queda definido por la ecuación 3.17.

$$d_{eq} = 1,27 \cdot (pitch^2 - 0,785 \cdot d_{ext}^2) \quad (3.17)$$

Donde el *pitch* queda definido como la distancia entre los centros de los tubos en el intercambiador, el cual para la configuración triangular se recomienda que sea  $1,25 \cdot d_{ext}$ , que es el diámetro externo del tubo, ambos parámetros en m. [17]

- *Nu* es el número de Nusselt, adimensional, que se calcula en función del número de Reynolds (*Re*), que indica el régimen en el que se encuentre el fluido, ya sea laminar o turbulento y del número de Prandtl (*Pr*), que indica la difusión del calor en comparación a la velocidad del fluido. A partir de estos números, se elige la correlación a la que mejor se adapte para calcular el número *Nu*, que será función del *Re* y *Pr*, los cuales están definidos en las ecuaciones 3.18 y 3.19. [17]

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot d_{eq}}{\mu} \quad (3.18)$$

$$Pr = \frac{Cp \cdot \mu}{k} \quad (3.19)$$

Donde  $\mu$  es la viscosidad del fluido en Kg/m·s, y *v* la velocidad de circulación (m/s) la cual se obtiene mediante la ecuación 3.20.

$$v = \frac{\dot{m}}{\rho \cdot A_{transv}} \quad (3.20)$$

El área transversal se obtendrá de diferentes expresiones dependiendo si se quiere calcular la del interior de los tubos o de la carcasa como se indican en las ecuaciones 3.21 y 3.22.

$$A_{transv,tubos} = \frac{N_{tubos}}{N_{pasos}} \cdot \frac{\pi \cdot d_{int}^2}{4} \quad (3.21)$$

$$A_{transv,carcasa} = \frac{(pitch - d_{ext}) \cdot d_{carc} \cdot l_{bf}}{pitch} \quad (3.22)$$

Donde:

- $d_{carc}$  es el diámetro de la carcasa (m), calculado a partir de correlaciones, en función de número de tubos, la configuración que presente, entre otros parámetros.

- $l_{bf}$  es la distancia entre baffles del intercambiador (m), tomándose como un 20% del diámetro de la carcasa. [18]

A continuación, se va a calcular la  $DTLM_{ceq}$  el cual viene definido en la ecuación 3.23.

$$DTLM_{ceq} = \frac{(T_{int,c} - T_{out,f}) - (T_{out,c} - T_{int,f})}{\ln\left(\frac{T_{int,c} - T_{out,f}}{T_{out,c} - T_{int,f}}\right)} \quad (3.23)$$

Donde:

- $T_{int,c}$  y  $T_{int,f}$  son las temperaturas de entrada del fluido caliente y frío, en °C.
- $T_{out,c}$  y  $T_{out,f}$  son las temperaturas de salida del fluido caliente y frío, en °C.

Una vez obtenido todos los parámetros anteriores y obtenido el área de transferencia, se procede a calcular el número de tubos del intercambiador, el cual está definido en la ecuación 3.24.

$$N_{tubos} = \frac{A_{tr}}{\pi \cdot L_t \cdot d_{ext}} \quad (3.24)$$

La longitud de los tubos ( $L_t$ ) del intercambiador debe permanecer en el rango de 5-10 veces el diámetro de la carcasa, sin superar los 6 m. [15]

Finalmente, se ha comprobado la pérdida de carga, en los equipos, la cual se ha obtenido mediante la ecuación de Darcy que es ampliamente utilizada para comprobar la pérdida de carga en intercambiadores multitubulares. Se ha comprobado que la pérdida de carga en todos los intercambiadores es ínfima y por tanto despreciable.

Terminado el diseño, se muestra en la tabla 3.2. todas las dimensiones de los intercambiadores, las cuales han sido normalizadas siguiendo las normas TEMA, que se muestran Anexo IV.

Tabla 3.2. Dimensiones de los intercambiadores del proceso.

| Intercambiador | Diámetro tubos (in) | Diámetro carcasa (in) | Número de tubos | Longitud (m) |
|----------------|---------------------|-----------------------|-----------------|--------------|
| E-101          | ¾ 10 BWG            | 37                    | 346             | 2,899        |
| E-102 A/B/C    | ¾ 10 BWG            | 37                    | 322             | 3,07         |
| E-103          | ½ 16 BWG            | 21 ¼                  | 253             | 2,128        |
| E-104 A/B      | ¾ 10 BWG            | 33                    | 298             | 3,144        |
| E-105 A/B/C    | ¾ 10 BWG            | 33                    | 271             | 3,258        |
| E-106 A/B      | ¾ 10 BWG            | 35                    | 312             | 2,552        |
| E-107 A/B      | ¾ 10 BWG            | 35                    | 335             | 3,81         |
| E-108          | ½ 16 BWG            | 23 ¼                  | 352             | 4,614        |

### 3.4. Reactor

Este reactor es el equipo con mayor importancia en la planta, puesto que en su interior se producen las reacciones químicas por las que se obtiene el producto deseado.

Para el diseño, previamente se va a fijar las condiciones iniciales de operación del reactor, las cuales están basadas en ensayos empíricos previos realizados en laboratorio y en planta. Las condiciones elegidas son las mencionadas en el capítulo anterior, que son una temperatura de alimentación de 240°C, una presión de 50 bar y una ratio constante de alimentación al reactor de 0,1 mol H<sub>2</sub>/1 mol C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>OH con lo que se consigue alcanzar una conversión media de 29,9% y una selectividad de 73,4%. [7] [8]

Posteriormente se va a realizar el diseño del reactor, que corresponde al modelo de flujo pistón y finalmente se va a analizar la influencia de algunas variables de interés en el proceso, lo cual justificará las elecciones de algunos parámetros de diseño.

Los cálculos realizados para el diseño han sido obtenidos usando el software *EES*, así como la evaluación posterior del diseño.

Hay que tener en cuenta que tanto el diseño y el análisis posterior se han realizado bajo simplificaciones, ya que un diseño riguroso se excedería del alcance del proyecto y requeriría un software más complejo como *Aspen Plus*.

#### 3.4.1. Diseño

Una vez definido las condiciones de operación de nuestro proceso, se va proceder a calcular la masa de catalizador necesaria para la producción deseada, la longitud de los tubos, el área de transferencia y el volumen de reactor necesario para llevar a cabo la reacción, los efectos térmicos derivados de ésta

y los asociados a la caída de presión. Todos los cálculos se harán simultáneamente ya que todos los efectos del reactor afectan a las dimensiones del reactor.

Inicialmente, la masa de catalizador por cada tubo del reactor multitubular se obtiene mediante la ecuación de diseño de modelo de flujo pistón, la cual se muestra en la ecuación 3.25. [9]

$$\frac{dF_i}{dW} = \sum_{j=1}^{N_R} \nu_{ij} \cdot (R'_j) \quad (3.25)$$

Donde:

- $F_i$  es el caudal molar de cada componente  $i$  que circula por cada tubo, medido en kmol/h.
- $W$  es la masa de catalizador en el interior de cada tubo del reactor, en kg.
- $N_R$  es el número de reacciones totales que se producen en el reactor.
- $\nu_{ij}$  es el coeficiente estequiométrico de cada componente  $i$  en cada reacción  $j$ .
- $R'_j$  es la velocidad observada o real de cada reacción  $j$ , en kmol/kgcat·h, la cual es función de la velocidad intrínseca ( $r'_j$ ) y del factor de efectividad global ( $\eta_j$ ), como se define en la ecuación 3.26.

$$(R'_j) = \eta_j \cdot (r'_j) \quad (3.26)$$

Donde  $\eta_j$  depende de los efectos difusionales externo e interno, pero por simplicidad se tomará como 1, es decir, que la velocidad observada sea igual a la intrínseca.

Para calcular el volumen y la longitud de los tubos, se aplicará la relación que hay entre estas dos variables y la masa de catalizador, como se muestra en las ecuaciones 3.27 y 3.28. [9]

$$dV = \frac{dW}{(1-\varepsilon_b)\rho_{cat}} \quad (3.27)$$

$$dL = \frac{dV}{A_t \cdot N_{tubos}} \quad (3.28)$$

Donde:

- $\varepsilon_b$  es la porosidad del lecho.

- $\rho_{cat}$  la densidad del catalizador, en kg cat/m<sup>3</sup> cat.
- $A_t$  es el área transversal de los tubos del reactor, en m<sup>2</sup>.
- $N_{tubos}$  es el número de tubos del reactor.

A continuación, para calcular los efectos térmicos producidos en el reactor y el efecto producido por la retirada de calor producida por el refrigerante, se obtiene realizando el balance de energía en el reactor, tal y como se define en la ecuación 3.29. [19]

$$\sum_{i=1}^{Nc} F_i \cdot Cp_i \cdot \frac{dT}{dW} = \sum_{j=1}^{NR} (-\Delta H_{R,T})_j \cdot v_{ij} \cdot (R_j') + U \cdot a' \cdot (T_r - T) \quad (3.29)$$

Donde:

- $Cp_i$  es el calor específico de cada componente, en kJ/kg·°C.
- $\Delta H_{R,T}$  es la entalpía de cada reacción en cada temperatura a la que se encuentre el reactor (kJ/kmol).
- $T$  es la temperatura del reactor, en °C.
- $U$  es el coeficiente global de transferencia, en W/m<sup>2</sup>·K, el cual se calcula con las ecuaciones 3.15 a 3.22, ya son equipos similares y la configuración es la misma.
- $a'$  es la superficie de transferencia de calor, medida en m<sup>2</sup>/kg cat.
- $T_r$  es la temperatura del refrigerante, en °C.

Para calcular el área de transferencia, se utilizará la ecuación 3.24 y para las pérdidas de carga producidas en el reactor, se utilizara ecuación de Ergun, la cual se muestra en la ecuación 3.30. [19]

$$\frac{d(P/P_0)}{dW} = \left( \frac{G}{\rho_g \cdot P_0 \cdot d_p \cdot A_t \cdot (1-\varepsilon_b) \rho_{cat} \cdot \varepsilon_b^3} \cdot \frac{150 \cdot (1-\varepsilon_b) \cdot \mu}{d_p} + 1,75 \cdot G \right) \cdot \frac{T}{T_0} \cdot \frac{P_0}{P} \cdot \frac{F_T}{F_{T0}} \quad (3.30)$$

Donde:

- $P$  es la presión en el reactor, en bar.
- $P_0$  es la presión a la entrada del reactor (bar).
- $G$  es el caudal másico de gas por unidad de área de sección transversal, en kg/m<sup>2</sup>·s
- $\rho_g$  es la densidad inicial del gas, en kg/m<sup>3</sup>.



- $\mu$  es la viscosidad del gas, en Kg/m·s.
- $d_p$  es el diametro de particula de catalizador, en m.
- $T_0$  es la temperatura a la entrada del reactor, en K.
- $F_T$  es el caudal molar en el reactor, en mol/s.
- $F_{T0}$  es el caudal molar a la entrada del reactor, en mol/s.

Finalmente, se van a mostrar los resultados obtenidos, en los cuales se muestran los parámetros de interés del equipo diseñado y el número de ellos, el cual serán 5 reactores en paralelo debido al gran volumen requerido por consecuencia de la producción, conversión, selectividad y la cinética de la reacción, la cual es lenta y necesita mucho tiempo de residencia. Los datos se muestran en la tabla 3.3.

Tabla 3.3. Parámetros principales del reactor del proceso.

| Reactor  | R-101 A/B/C/D/E |
|--|-----------------|
| <b>Diámetro tubos (in)</b>                     | 2               |
| <b>Longitud (m)</b>                            | 5,65            |
| <b>Número de tubos</b>                         | 1967            |
| <b>Área de transferencia (m<sup>2</sup>)</b>   | 2218            |
| <b>Volumen (m<sup>3</sup>)</b>                 | 22,53           |
| <b>Masa de catalizador/ud tubo (kg/tubo)</b>   | 18,1            |
| <b>Temperatura de alimentación</b>             | 240             |
| <b>Rango de temperaturas de operación (°C)</b> | 240-246,1       |
| <b>Presión a la entrada de los tubos (bar)</b> | 50              |
| <b>Pérdida de Carga (bar/m)</b>                | 0,044           |
| <b>Refrigerante</b>                            | Agua saturada   |
| <b>Temperatura del Refrigerante (°C)</b>       | 190             |
| <b>Presión en la carcasa (bar)</b>             | 12,54           |

### 3.4.2. Evaluación de resultados

En este apartado se van a justificar la elección de ciertos parámetros, la influencia de algunas variables de interés y para finalizar, se mostrará el desempeño del reactor.

En primer lugar, para las dimensiones del reactor, se ha tomado los tubos de 2 pulgadas, ya que se debe de cumplir, por lo general, que el diámetro de los tubos sea, como mínimo 8 veces mayor que el diámetro de partícula del catalizador para minimizar el flujo de caudal. La longitud de los tubos se ha elegido bajo el criterio de minimizar la caída de presión en los tubos y debido a que los tubos tienden

a deformarse por su propio peso a partir de cierta longitud. Así que es recomendable mantener un rango de longitudes que, por lo general suele ser de 2-10 m por lo que se determinó una longitud óptima de 5,65 m, para la cual, como se mostrará posteriormente la caída de presión es mínima. [20]

En segundo lugar, se va a mostrar la influencia de la temperatura en el reactor, la cual es una variable muy importante a controlar ya que la reacción es exotérmica y puede producir grandes aumentos de temperatura, con lo que provocaría efectos muy desfavorables para nuestra producción.

Se debe mencionar, que todos los efectos térmicos que se van a mostrar a continuación están representados en función de la longitud de los tubos del reactor, lo cual se obtiene imponiendo un diámetro de tubería constante.

En las figuras 3.3. y 3.4. se muestra los perfiles de temperatura en los tubos del reactor, en el caso de reactor adiabático y con refrigeración.

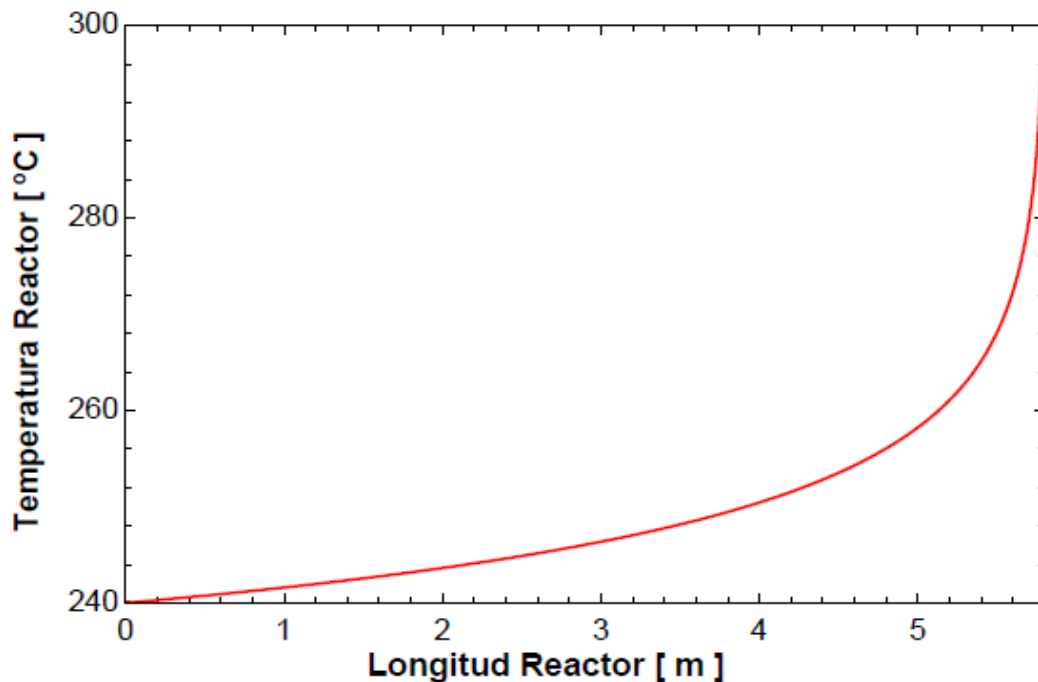


Figura 3.3. Perfil de Temperaturas en el reactor. Reactor adiabático.

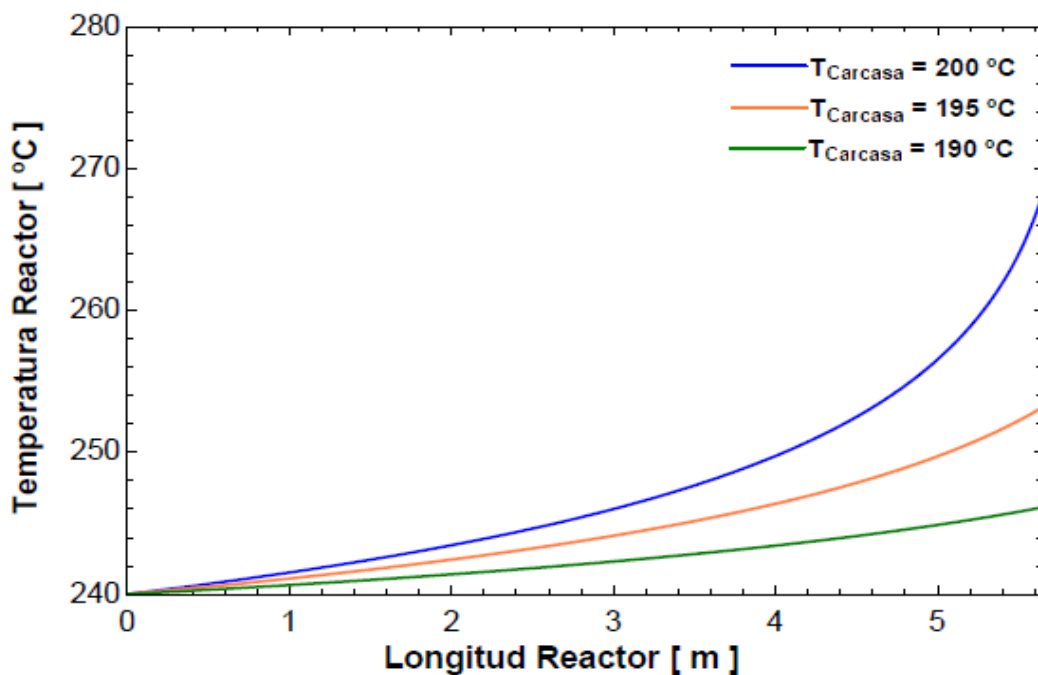


Figura 3.4. Perfil de Temperaturas en el reactor. Reactor refrigerado.

Como se puede observar, en estos perfiles de temperatura, en el caso de que no sea retirado el calor producido por la reacción, produce un aumento desmesurado de la temperatura cuanto más va avanzando por la longitud de los tubos del reactor, lo cual es muy perjudicial para el reactor ya que daña el catalizador, se necesitan materiales muy resistentes y muy caros, la selectividad cae rápidamente, entre otros factores. Esto ocurre porque la velocidad de la reacción al principio es muy lenta y se transforma poco reactivo, pero a medida que aumenta la conversión y al ser exotérmica, la temperatura, la velocidad aumenta considerablemente y por consecuencia, la temperatura en el reactor.

Por el contrario, si se refrigera el reactor, se consigue controlar la temperatura y mantenerla en un rango óptimo de operación en cada punto del reactor, y reduciendo los costes de diseño y operación al mínimo. Para ello se han realizado varias simulaciones con el mismo refrigerante, el cual es agua saturada, a varias temperaturas y con dichas simulaciones se ha podido determinar la temperatura óptima del refrigerante en la carcasa, que consigue que el aumento de la temperatura en el reactor sea el óptimo y como se mostrará posteriormente, mínimo.

A continuación, se va a mostrar en la figura 3.5. y 3.6. los efectos de la temperatura en la selectividad a n-butanol, la cual es una variable muy relevante para el diseño de la planta.

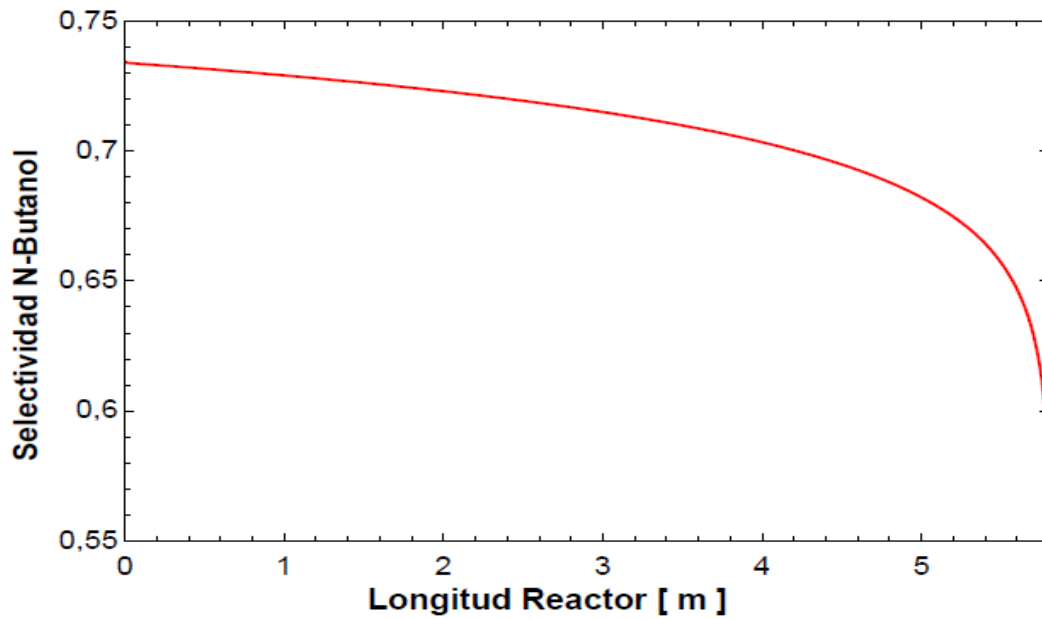


Figura 3.5. Evolución de la selectividad en el reactor. Reactor adiabático.

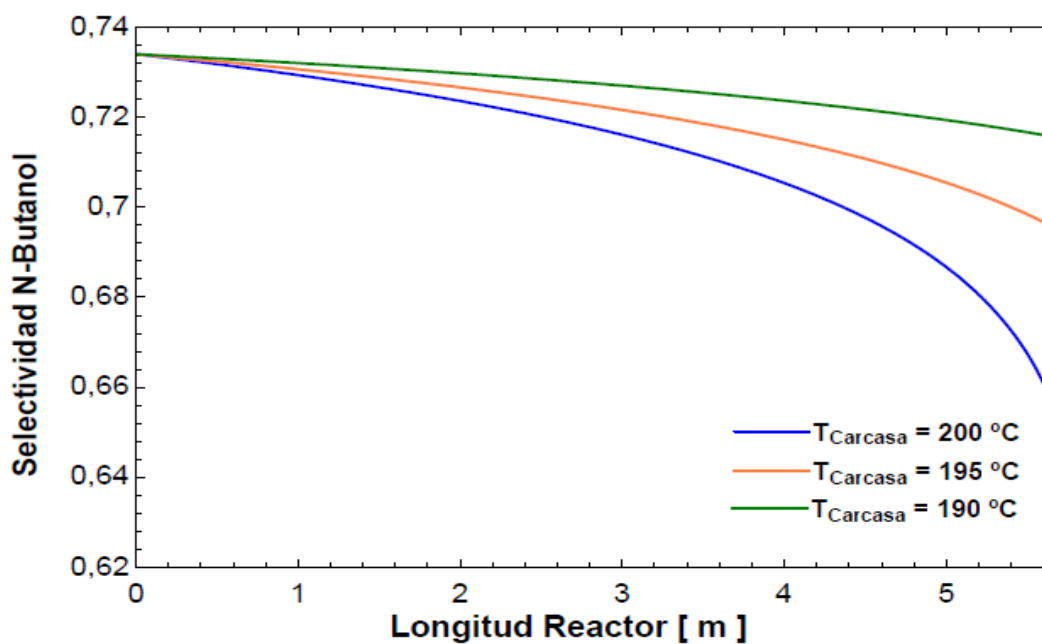


Figura 3.6. Evolución de la selectividad en el reactor. Reactor refrigerado.

Como se observa en las figuras anteriores, si el reactor fuera adiabático, la selectividad caería rápidamente y el proceso sería inviable, mientras que, si se refrigera cae levemente a la salida de éste y caería menos mientras más se refrigere, sin superar ciertos límites a los que la temperatura caería por debajo del umbral donde la reacción deja de producirse, apareciendo otras reacciones parásitas.

Una vez mostrados los efectos térmicos de la reacción y la influencia de ésta entre las distintas variables de interés del reactor, hay que definir la temperatura del refrigerante usado para conseguir mantener las condiciones deseadas.

Debido a la transferencia térmica de los componentes de la reacción y del calor de reacción que se produce se ha elegido agua saturada a 190°C, debido a su gran coeficiente de transferencia de calor, menor ensuciamiento y a que mantiene el reactor en el rango óptimo de temperatura.

Posteriormente, se ha comprobado la pérdida de carga en los tubos del reactor, la cual es ínfima e irrelevante para que afecte a la reacción. En la figura 3.7. se muestra el perfil de presiones en el reactor.

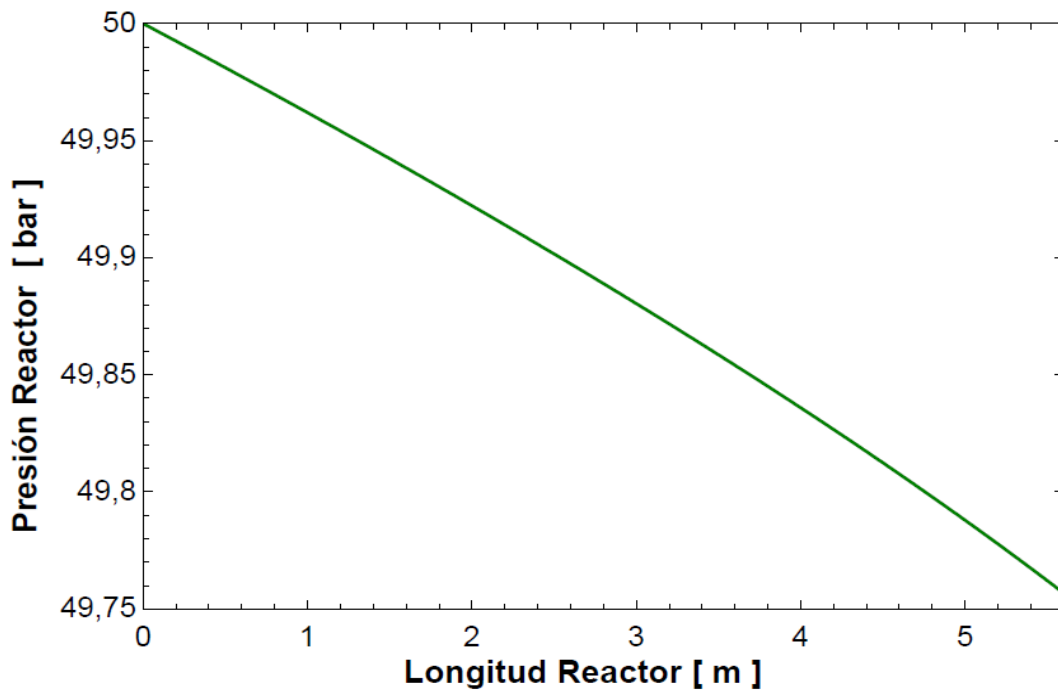


Figura 3.7. Perfil de Presiones en el reactor.

Como se observa, la caída de la presión es de 0,044 bar/m lo cual es favorable, ya que la caída de presión máxima admisible generalizada es de aproximadamente 0,1 bar/m. [19]

Finalmente, una vez hecho el análisis posterior al diseño, se deduce que se ha realizado un buen diseño del reactor. Así mismo, una vez justificado todas las condiciones de operación, se va a mostrar, en la figura 3.8. la evolución de todas las especies a lo largo del reactor, para visualizar el desempeño del reactor.

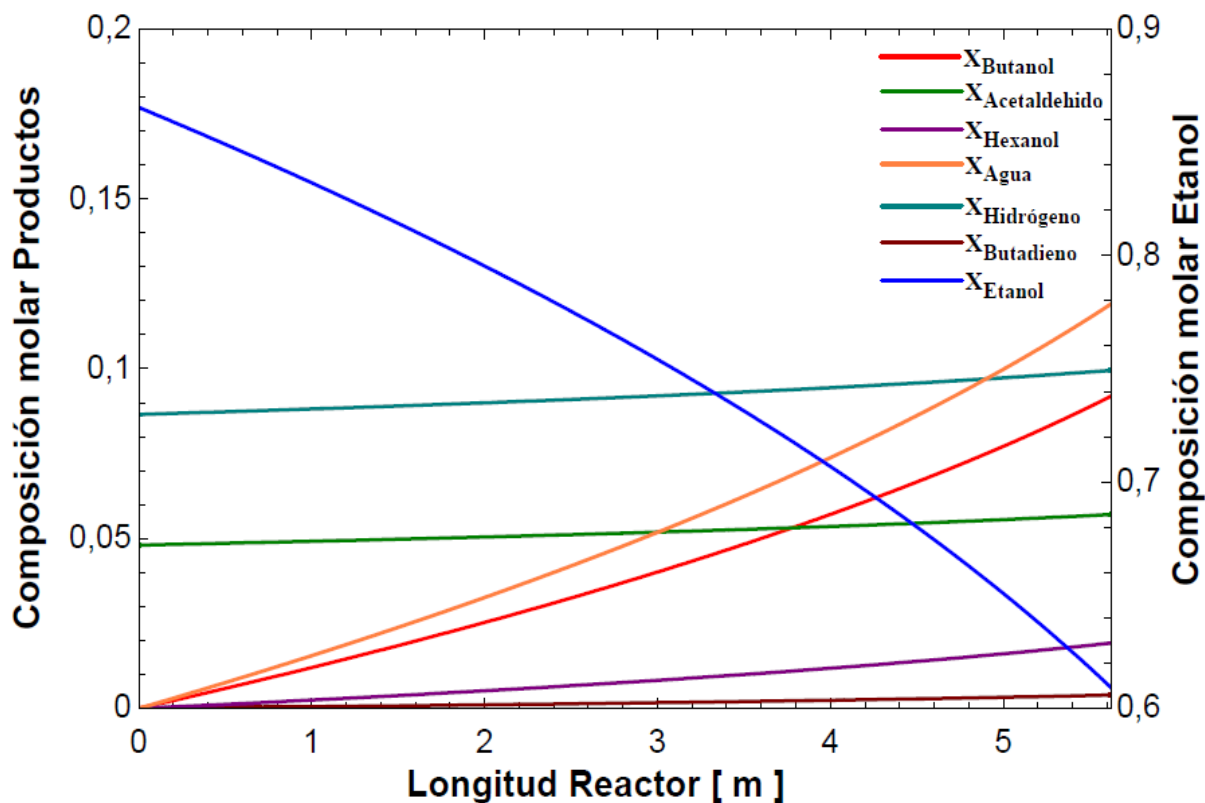


Figura 3.8. Evolución de las especies en el reactor.

### 3.5. Equipos de separación

En el presente proyecto, no forma parte de su alcance el diseño de los equipos de separación de sustancias, debido a la complejidad de diseño de estos. Sin embargo, se realizará una estimación preliminar de sus dimensiones, con el fin de calcular el coste de inversión de la instalación, a excepción del sistema PSA, que quedará completamente fuera del diseño.

#### 3.5.1. Tanque flash

La destilación flash es un proceso ampliamente utilizado en la industria química, en el que una mezcla multicomponente en equilibrio termodinámico líquido-vapor, experimenta una disminución de la presión o un cambio en la temperatura de forma en que se vaporiza inmediatamente una de las fases produciéndose una separación instantánea, saliendo los componentes más volátiles por la fase gaseosa y los más pesados por la fase líquida. [21]

La destilación flash ocurre normalmente en un depósito o drum, que comúnmente se denomina tanque flash. La separación se rige por la ley de Raoult modificada, la cual se define en la ecuación 3.31. [21]

$$\hat{\phi}_i \cdot y_i \cdot P = \gamma_i \cdot x_i \cdot P_i^{sat} \quad (3.31)$$

Donde:

- $\hat{\phi}_i$  es el coeficiente de fugacidad de cada componente en la mezcla, el cual se ha tomado como un valor de 1 por simplicidad, es adimensional.
- $x_i$  y  $y_i$  es la fracción molar que saldrá por la fase líquida y gas de cada componente, en caudal molar de componente  $i$ /caudal molar total.
- $P$  es la presión del total del tanque, en bar.
- $P_i^{sat}$  es la presión de saturación de cada componente en la mezcla a la temperatura del tanque, en bar.
- $\gamma_i$  es el coeficiente de actividad de cada componente en la mezcla y al igual que el coeficiente de actividad se ha tomado como 1, es adimensional. [21]

Tras aplicar la ley de Raoult se observó una separación casi perfecta donde la totalidad del hidrogeno y butadieno salían por la corriente gaseosa con algunas trazas de líquido, la cual presentaba una composición molar menor al 0,1% de acetaldehído y etanol, por lo que, por simplicidad, se ha considerado una separación perfecta.

Una vez determinada la composición de salida, se procede a dimensionar el separador flash, usando unas ecuaciones empíricas de diseño, las cuales dependen de una serie de parámetros definidos a continuación. [22]

En primer lugar, se calcula el parámetro de flujo ( $F_{LV}$ ) que se define en la ecuación 3.32.

$$F_{LV} = \frac{F_L}{F_V} \cdot \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} \quad (3.32)$$

Donde:

- $F_L$  y  $F_V$  son los caudales máxicos de la corriente líquida y gaseosa de salida del tanque, en kg/s.
- $\rho_l$  y  $\rho_v$  son las densidades de la corriente líquida y gaseosa de salida del tanque, en kg/m<sup>3</sup>. [22]

A continuación, se ha calculado la velocidad máxima permisible del vapor ( $U_p$ ), la cual se define en la ecuación 3.33. [22]

$$U_p = K_T \cdot \sqrt{\frac{\rho_v - \rho_l}{\rho_l}} \quad (3.33)$$

Donde  $K_T$  es una constante empírica que va a ajustar el valor de la velocidad en función de la relación de caudales de líquido y vapor, como se define en la ecuación 3.34.

$$K_T = \exp[-1,887 - 0,8145 \cdot \ln(F_{LV}) - 0,1871 \cdot \ln(F_{LV})^2 - 0,0145 \ln(F_{LV})^3 - 0,00101 \cdot \ln(F_{LV})^4] \quad (3.34)$$

Finalmente, se obtuvo el diámetro del tanque flash utilizando la ecuación 3.34, la altura atendiendo a que, para tanques verticales la relación estándar entre la altura y su diámetro se establece en un rango de 3-5 y el volumen del tanque que se aproxima al volumen de un cilindro como se observa en la ecuación 3.35.

$$D_T = \sqrt{\frac{4 \cdot F_v}{\pi \cdot U_p \cdot \rho_v}} \quad (3.35)$$

$$V_T = \pi \cdot H_T \cdot \frac{D_T^2}{4} \quad (3.36)$$

En la tabla 3.4. se muestran los principales parámetros de diseño y dimensiones del tanque flash.

Tabla 3.4. Dimensiones del tanque flash.

| Tanque flash | Velocidad del vapor (m/s) | Diámetro (m) | Altura (m) | Volumen del tanque (m <sup>3</sup> ) |
|--------------|---------------------------|--------------|------------|--------------------------------------|
| F-101        | 0,023                     | 1,125        | 4,502      | 4,475                                |

### 3.5.2. Columnas de destilación

En primer lugar, cabe mencionar que las columnas de destilación es el equipo de separación más usado en la industria química, debido a su alta eficiencia. El modelo de columna elegido para las columnas de la planta es la columna de platos, la cual presenta múltiples ventajas, pero su diseño, al igual que los demás tipos de columna, es muy riguroso ya que habría que tener en cuenta la transferencia de materia y de calor en cada etapa, por lo que su diseño queda fuera del alcance de este proyecto como se ha mencionado anteriormente.

Para dar una aproximación de los parámetros de diseño y poder estimar la valoración económica del proceso, se va a hacer un cálculo aproximado del número de etapas reales de la columna, su diámetro, la altura y el volumen.

Es relevante mencionar que para hacer un diseño más verosímil sería necesario emplear un software complejo, como *Aspen Plus*.



En primer lugar, para estimar el número de etapas ideales o platos teóricos, usando la ecuación de Fenske, la cual se muestra en la ecuación 3.37. [23]

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{x_D \cdot 1-x_B}{1-x_D \cdot x_B}\right)}{\log(\alpha)} \quad (3.37)$$

Donde:

- $N_{min}$  es el número mínimo de platos teóricos requeridos, incluido el hervidor.
- $x_D$  y  $x_B$  son las composiciones molares del componente más volátil en la cabeza y en el fondo de la torre.
- $\alpha$  es la volatilidad relativa entre el componente más ligero en la cabeza y el más pesado en la torre.

Posteriormente, se ha calculado el número de platos reales, en los cuales se incluye el hervidor como se ha mencionado anteriormente. Para ello, se ha definido la eficiencia de la torre ( $\eta_D$ ) con un valor del 75%. Por lo que el número de platos se define según la ecuación 3.38.

$$N_D = \frac{N_{min}}{\eta_D} \quad (3.38)$$

A continuación, se ha obtenido la altura de la torre, utilizando la ecuación 3.39, definiendo previamente la distancia entre platos  $L_D$ , la cual tomarse un valor de 0,5 metros para labores de mantenimiento.

$$H_D = N_D \cdot L_D \quad (3.39)$$

Para finalizar se estimará el diámetro de la columna con la ecuación 3.34 usada en el cálculo del diámetro del tanque flash, salvo que se tomará un valor típico de velocidad máxima permisible del vapor de 1,5 m/s. Y una vez obtenido el diámetro, se podrá calcular el volumen de la columna con la ecuación 3.36.

Hay que destacar, que en la columna D-103 se realiza una destilación extractiva, en la cual un disolvente de separación, elimina un azeótropo y aumenta la volatilidad relativa entre los compuestos que forman el azeótropo para poder separarlos, por lo que su cálculo será el menos fiable de todos, debido a su gran complejidad de diseño.

En la tabla 3.5 se muestran los principales parámetros de diseño de las columnas de destilación de la planta.

Tabla 3.5. Dimensiones de las columnas de destilación.

| <b>Columna</b> | <b>Número de etapas</b> | <b>Diámetro (m)</b> | <b>Altura (m)</b> | <b>Volumen de la columna (m<sup>3</sup>)</b> |
|----------------|-------------------------|---------------------|-------------------|--|
| D-101          | 32                      | 0,646               | 16                | 5,24   |
| D-102          | 23                      | 0,56                | 11,5              | 2,832  |
| D-103          | 36                      | 0,628               | 18                | 5,578  |
| D-104          | 28                      | 0,40                | 14                | 1,763  |

# 4 MEDICIONES Y PRESUPUESTO

---

## 4.1. Introducción

En este capítulo se estimará todos los costes asociados a nuestra planta de producción de n-butanol, los cuales se centrará en los costes asociados a la inversión inicial y a los costes de producción.

Para ello, se usarán los parámetros calculados del capítulo de Hoja de especificaciones y los valores de tablas y parámetros recogidos en el Anexo V.

Una vez calculados, se actualizarán todos los precios a la fecha actual, como a la moneda vigente, ya que los precios calculados se obtienen en dólares americanos.

Al finalizar todos los cálculos de los costes de la planta, se añadirá un apartado adicional para mostrar la viabilidad económica del proyecto.

## 4.2. Costes de inversión inicial de la planta

En este apartado se realizará la estimación del coste de inversión inicial de la planta para su posterior implantación, el cual conlleva el cálculo de los costes fijos, como el coste aproximado de cada equipo que compone la planta que será calculado en primer lugar, así como su instalación, tuberías, estructuras, redes eléctricas, instrumentación, construcción, ingeniería etc.

Para ello, se sigue un método típico en la ingeniería química para la estimación de costes, el cual será detallado posteriormente.

### 4.2.1. Correlaciones de costes de los equipos

Para estimar el coste base de los equipos se usarán distintas correlaciones, que dependerán de diversos parámetros. En primer lugar, se va a usar una correlación, en la cual se calcula el coste base de los equipos en función de su capacidad, la cual se define en la ecuación 4.1 [24]

$$\log_{10}(C_{\text{equipo } a}^{\circ}) = K_1 + K_2 \cdot \log_{10}(A) + K_3 \cdot (\log_{10}(A))^2 \quad (4.1)$$

Donde:

- $C_{\text{equipo},a}^{\circ}$  es el coste base de un equipo de acero al carbono y con una presión de 1 bar manométrico de presión, a excepción de las bombas, para las cuales es igual a 10 bar.
- $A$  es la capacidad o tamaño del equipo, el cual es propio de cada equipo.
- $K_i$  son parámetros tabulados característicos de cada equipo, los cuales tienen validez en un cierto rango de valores.

En el caso de que los equipos operen fuera del rango de presiones, hay que aplicar un factor de corrección por presión ( $F_P$ ), el cual influirá en los costes de los equipos. Este factor se define en la ecuación 4.2. [24]

$$\log_{10}(F_P) = C_1 + C_2 \cdot \log_{10}(P) + C_3 \cdot (\log_{10}(P))^2 \quad (4.2)$$

Donde:

- $P$  es la presión de operación del equipo, en bar(g).
- $C_i$  son parámetros característicos del equipo, que se muestran en la tabla 4.3.

Si los equipos se construyen con un material distinto al acero al carbono, hay que aplicar un factor corrector de material ( $F_m$ ) característico de cada equipo. En nuestro caso, el factor corrector incrementará el coste de los equipos de la planta, ya que todos se fabrican con acero al inoxidable.

Hay equipos, que hay que aplicar otros factores de corrección adicionales, como es el caso de las columnas de platos, donde hay que aplicar un factor corrector de columna de platos ( $F_q$ ), el cual es función del número de platos de la columna ( $N$ ). Este factor se define en la ecuación 3.3. [24]

$$\log_{10} F_q = 0,4771 + 0,08516 \cdot \log_{10} N - 0,3473 \cdot (\log_{10} N)^2 \quad (4.3)$$

Existen equipos cuya capacidad tiene un valor fuera del rango de aplicación de los parámetros  $K_i$ , por lo que se puede calcular el coste, siendo conocido la capacidad y el coste de un equipo similar. Esto se consigue aplicando el método de Williams, el cual se define en la ecuación 4.4. [24]

$$\frac{C_{\text{equipo},a}^{\circ}}{C_{\text{equipo},b}^{\circ}} = \left( \frac{A_a}{A_b} \right)^n \quad (4.4)$$

Donde  $n$  es un exponente de costes y su valor depende del tipo de equipo, oscilando en el rango 0,4-0,8, pero que se puede asumir un valor igual a 0,6.

#### 4.2.2. Correlaciones y parámetros de los equipos.

En la tabla 4.1. se muestra cual es la capacidad característica de cada equipo. [24]

Tabla 4.1. Parámetros de capacidad específicos de cada equipo. [24]

| <b>Equipo</b>                                 | <b>Capacidad</b>                        |
|---|---|
| <b>Bombas</b>                                 | Potencia (kW)                           |
| <b>Compresores</b>                            | Potencia (kW)                           |
| <b>Intercambiadores de calor y Reactores*</b> | Área de transferencia (m <sup>2</sup> ) |
| <b>Tanques flash</b>                          | Volumen (m <sup>3</sup> )               |
| <b>Columnas de platos</b>                     | Diámetro (m)                            |

\*El cálculo del coste del reactor se hará de la misma forma que un intercambiador de calor ya que los dos equipos son semejantes. Asimismo, añadir que el equipo será considerablemente más caro debido a la compra de catalizador, el cual será añadido en el precio del coste final del equipo.

En la tabla 4.2. se muestran los parámetros  $K_i$  específicos de cada equipo. [24]

Tabla 4.2. Parámetros  $K_i$  específicos de cada equipo. [24]

| <b>Equipo</b>                                | <b><math>K_1</math></b> | <b><math>K_2</math></b> | <b><math>K_3</math></b> |
|--|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| <b>Bombas</b>                                | 3,3892                  | 0,0536                  | 0,1538                  |
| <b>Compresores</b>                           | 2,2891                  | 1,3604                  | -0,1027                 |
| <b>Intercambiadores de calor y Reactores</b> | 4,3247                  | -0,303                  | 0,1634                  |
| <b>Vasija vertical (Tanque flash)</b>        | 3,4974                  | 0,4485                  | 0,1074                  |
| <b>Columnas de platos</b>                    | 2,9949                  | 0,4465                  | 0,3961                  |

A continuación, se van a presentar los parámetros  $C_i$  de los equipos para poder calcular el factor de corrección por presión, los cuales se muestran en la tabla 4.3.

Algunos equipos no aparecen debido a que no necesitan corrección por presión, es decir el valor de sus parámetros  $C_i$  es 0.

Tabla 4.3. Parámetros  $C_i$  específicos de cada equipo. [24]

| <b>Equipo</b>                                | <b><math>C_1</math></b> | <b><math>C_2</math></b> | <b><math>C_3</math></b> |
|--|-------------------------|-------------------------|-------------------------|
| <b>Bombas</b>                                | -0,3935                 | 0,3957                  | -0,00226                |
| <b>Intercambiadores de calor y Reactores</b> | -0,00164                | -0,00627                | 0,0123                  |

Posteriormente, una vez calculado el coste base con las ecuaciones anteriores, se va a proceder a calcular los costes finales de cada equipo mediante correlaciones específicas para cada equipo, como se muestra en la tabla 4.4.

Tabla 4.4. Correlaciones de costes finales específicas de cada equipo.

| <b>Equipo</b>  | <b>Correlación</b>  |
|--|---|
| <b>Bombas, intercambiadores de calor, Reactores y Tanque flash</b> | $C_{T,a} = C_{equipos}^{\circ} \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_p)$ |
| <b>Compresores</b>   | $C_{T,a} = C_{equipos}^{\circ} \cdot F_{BM}$                          |
| <b>Columnas de platos</b>  | $C_{T,a} = C_{equipos}^{\circ} \cdot N \cdot F_M \cdot F_q$           |

Donde  $B_i$  parámetros específicos de cada equipo,  $F_{BM}$  es un factor de corrección por el efecto del material, es decir es equivalente al  $F_M$  y  $N$  es el número de platos de la columna. Los parámetros  $B_i$  y  $F_{BM}$  se muestran en la tabla 4.5.

Tabla 4.5. Parámetros  $B_i$ ,  $F_{BM}$  y  $F_M$  específicos de cada equipo.

| <b>Equipo</b>                                | <b><math>B_1</math></b> | <b><math>B_2</math></b> | <b><math>F_{BM}</math></b> | <b><math>F_M</math></b> |
|--|-------------------------|-------------------------|----------------------------|-------------------------|
| <b>Bombas</b>                                | 3,3892                  | 0,0536                  | -                          | 1,6                     |
| <b>Compresores</b>                           | -                       | -                       | 5,8                        | -                       |
| <b>Intercambiadores de calor y Reactores</b> | 1,63                    | 1,66                    | -                          | 2,68                    |
| <b>Tanque flash</b>                          | 2,25                    | 1,82                    | -                          | 3,1                     |
| <b>Columnas de platos</b>                    | -                       | -                       | -                          | 1,8                     |

### 4.2.3. Mediciones y costes finales de los equipos

En este apartado se van a mostrar las mediciones y costes finales específicos de cada equipo calculados con las correlaciones y parámetros mostrados anteriormente. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.6.

Tabla 4.6. Mediciones y costes finales de cada equipo.

| <b>Equipo</b>                         | <b>Capacidad</b>     | <b>Cantidad</b> | <b>Coste unitario (€/ud)</b> | <b>Coste Final (€)</b> |
|---------------------------------------|----------------------|-----------------|------------------------------|------------------------|
| <b>P-101</b>                          | 20,8 kW              | 4               | 15.921,86                    | 63.687,43              |
| <b>C-101</b>                          | 140,1 kW             | 1               | 268.412,21                   | 268.412,21             |
| <b>E-101</b>                          | 60,02 m <sup>2</sup> | 1               | 107.881,50                   | 107.881,50             |
| <b>E-102</b>                          | 59,17 m <sup>2</sup> | 3               | 107.455,91                   | 322.367,73             |
| <b>E-103</b>                          | 21,48 m <sup>2</sup> | 1               | 83.763,32                    | 83.763,32              |
| <b>E-104</b>                          | 56,05 m <sup>2</sup> | 2               | 103.177,55                   | 206.355,11             |
| <b>E-105</b>                          | 52,83 m <sup>2</sup> | 3               | 99.937,26                    | 299.811,77             |
| <b>E-106</b>                          | 47,66 m <sup>2</sup> | 2               | 97.369,67                    | 194.739,35             |
| <b>E-107</b>                          | 76,4 m <sup>2</sup>  | 2               | 111.066,45                   | 222.132,90             |
| <b>E-108</b>                          | 64,8 m <sup>2</sup>  | 1               | 105.700,42                   | 105.700,42             |
| <b>R-101</b>                          | 2.218 m <sup>2</sup> | 5               | 819.010,99                   | 4.095.054,94           |
| <b>F-101</b>                          | 4,475 m <sup>3</sup> | 1               | 20.657,15                    | 20.657,15              |
| <b>D-101</b>                          | 0,646 m              | 1               | 27.086,51                    | 27.086,51              |
| <b>D-102</b>                          | 0,56 m               | 1               | 25.296,89                    | 25.296,89              |
| <b>D-103</b>                          | 0,628 m              | 1               | 26.933,89                    | 26.933,89              |
| <b>D-104</b>                          | 0,40 m               | 1               | 24.254,67                    | 24.254,67              |
| <b>COSTE TOTAL DE LOS EQUIPOS (€)</b> |                      |                 |                              | <b>6.094.135,77</b>    |



#### 4.2.4. Cálculo de la inversión de la planta

Una vez calculados los costes de los equipos, se procede a calcular el coste de inversión inicial de la planta, el cual se hará siguiendo el método de Chilton, en el cual permite calcular las diferentes partidas del presupuesto global de costes fijos a partir del coste total de adquisición de los equipos.

En la tabla 4.7. se muestran los costes correspondientes a cada ítem, al cual le corresponde un factor determinado dependiendo las características de la planta, que se han obtenido de las tablas correspondientes al Anexo V. Por último, se muestra el coste total directo (CDT) e indirecto (CIT) y la suma de ambos, los cuales forman el coste total de inversión inicial de la planta. [24]

Tabla 4.7. Cálculo del coste total de inversión de la planta por del método de Chilton. [24]

| Concepto                        | Ítem  | Factor de Chilton (fi) | Coste (€)            |
|---------------------------------|---|------------------------|----------------------|
| 1                               | Coste de equipos principales  | 1                      | 6.094.135,77         |
| 2                               | Coste de equipos instalados   | 1,8                    | 10.969.444,39        |
| 3                               | Coste de tuberías (planta con fluidos)                              | 0,45                   | 4.936.249,98         |
| 4                               | Coste de instrumentación (completa automatización)                  | 0,125                  | 1.371.180,55         |
| 5                               | Edificios y preparación del terreno (planta interna)                | 0,8                    | 8.775.555,51         |
| 6                               | Auxiliares (ampliación grande)                                      | 0,15                   | 1.645.416,66         |
| 7                               | Líneas exteriores (unidad separada)                                 | 0,1                    | 1.096.944,44         |
| 8                               | <b>CDT (Coste directo total)</b>                                    | -                      | <b>34.888.927,31</b> |
| 9                               | Ingeniería y construcción (complejidad complicada)                  | 0,425                  | 14.827.794,11        |
| 10                              | Contingencia y beneficio del contratista (Proceso sujeto a cambios) | 0,25                   | 8.722.231,83         |
| 11                              | Factor de tamaño (grande)   | 0,025                  | 872.223,18           |
| 12                              | <b>CIT (Coste indirecto total)</b>                                  | -                      | <b>24.422.249,11</b> |
| <b>COSTE TOTAL DE INVERSIÓN</b> |   |                        | <b>59.311.176,42</b> |

Donde:

- El CDT es calculado como la suma de los conceptos 2 a 7.

- El CIT es calculado como la suma de los conceptos 9 a 11.
- El CTF es la suma de los conceptos 8 y 12.

El coste total de la inversión es algo inferior debido a varios factores como la falta de diseño de equipos necesarios para la producción, como el sistema PSA, el coste estimado de los equipos son inferiores a los reales debido a las simplificaciones tomadas en el diseño, especialmente en los equipos de separación, ya que su diseño real generaría un coste bastante mayor y deberán incluir los costes asociados a los equipos auxiliares de estos, como los hervidores y las bombas de reflujo en el caso de las columnas de destilación. También aumentarán el coste el cálculo de tuberías, que no ha incluido e incrementarán los costes de los sistemas de bombeo. No obstante, aunque los costes se eleven, el valor añadido del producto principal del proceso está en aumento y, por lo tanto, la inversión será factible.

### 4.3. Coste de producción de la planta

Una vez calculado el coste total de inversión inicial, se va a estimar el coste total anual de producción (CTP), el cual se define en la ecuación 4.5. [24]

$$CTP = CF + GG \quad (4.5)$$

Donde:

- CF se define como los costes de fabricación, los cuales se estiman como el 80-90% del CTP.
- GG son los gastos generales de la compañía, los cuales incluyen administración, actividad comercial, investigación y desarrollo, entre otros. Estos costes se estiman como el 10-20% del CTP. [24]

Para calcular los CF, GG y así el coste total de producción de la planta a utilizar un método de estimación que se asemeja al método de Chilton, es decir, se calcula a partir de diferentes conceptos.

#### 4.3.1. Coste de las materias primas, mano de obra y utilities

En primer lugar, se va a calcular el coste variable anual de las materias primas (CV), en €/año, el cual se define en la ecuación 4.6. [24]

$$CV_{consumible,i} = PC_i \cdot P_{consumible,i} \cdot FC \quad (4.6)$$

Donde:

- $PC_i$  es la unidad de cálculo del consumible  $i$ , en kg/año.
- $P_{consumible,i}$  es el precio del consumible  $i$ , en €/año.
- $FC$  es el factor de capacidad, el cual se tomará el valor de 85%. [24]

A continuación, en la tabla 4.8. se van a mostrar las materias primas, con sus unidades de cálculo, precio y su coste variable anual.

Tabla 4.8. Coste anual de las materias primas. [27]

| <b>Materia prima</b> | <b>PC (kg/año)</b> | <b>P (€/kg)</b> | <b>CV (€/año)</b> |
|----------------------|--------------------|-----------------|-------------------|
| <b>Etanol</b>        | 118.248.000        | 0,489           | 57.823.272,0      |
| <b>Hidrógeno</b>     | 39.788             | 9,616           | 382.601,41        |
| <b>Glicerol</b>      | 14.189.227,2       | 0,71            | 10.074.351,31     |
| <b>Etilenglicol</b>  | 14.350.584         | 0,624           | 8.954.764,42      |

En el cálculo de las materias primas no se incluye el coste de sustitución del catalizador anual, ya que el comportamiento de su desactivación se desconoce, así que el precio de las materias primas sería una estimación por debajo del real.

En segundo lugar, se ha calculado el precio de los utilities o auxiliares que consume la planta, que son vapor de alta presión y agua de refrigeración, los cuales se muestran en la tabla 4.9. con sus respectivas unidades, precio y coste variable anual. [24]

Tabla 4.9. Coste anual de los utilities. [24]

| <b>Utilitie</b>              | <b>PC (kg/año)</b> | <b>PC (GJ/año)</b> | <b>P (€/kg)</b> | <b>P (€/GJ)</b> | <b>CV (€/año)</b> |
|------------------------------|--------------------|--------------------|-----------------|-----------------|-------------------|
| <b>Vapor de alta presión</b> | 90.921.600         | -                  | 0,014           | -               | 1.081.957,04      |
| <b>Agua de refrigeración</b> | -1                 | 336.546            | -               | 3,77            | 1.078.461,66      |

Para el agua de refrigeración, hay que calcular el consumo eléctrico asociado al sistema de bombeo de los equipos de refrigeración, en €/año, el cual se define en la ecuación 4.7. [24]

$$C_{electricidad} = 0,196 \cdot \dot{m}_{rw} \cdot P_{elect} \cdot t_{op} \cdot FC \quad (4.7)$$

Donde:

- $\dot{m}_{rw}$  es el caudal de agua de refrigeración, en t/h.
- $P_{elect}$  es el precio de la electricidad, el cual se ha tomado un valor de 0,051 €/KW·h. [24]
- $t_{op}$  es el tiempo de operación de la planta, el cual se estimó un promedio de 8000 h/año.

El coste del consumo eléctrico asociado al sistema de bombeo de los equipos de refrigeración es 68.282,01 €/año.

Por último, se va a estimar la mano de obra directa (M.O.D) necesaria para la planta, la cual sigue la ecuación 4.8. [24]

$$M.O.D = \sum(N_{op,i} \cdot Eq_i) \cdot Sal \cdot t_{op} \cdot FC \quad (4.8)$$

Donde:

- $N_{op,i}$  es el número de operarios necesarios en cada equipo (Anexo V).
- $Eq_i$  es el es el número de equipos  $i$  en la planta.
- $Sal$  es el salario del operario o supervisor, el cual se estima un valor de 21,74 €/ h. [24]

A partir de la ecuación anterior, se deduce que el coste asociado a los operarios y/o supervisores asciende a 739.160 €/año.

### 4.3.2. Cálculo del coste anual de producción

Una vez calculado los costes anuales asociados a las materias primas, los utilities y la mano de obra, se va a calcular el coste anual de producción de la planta, a partir de los costes específicos de cada ítem, con su factor correspondiente, obtenidos de las tablas correspondientes (Anexo V) semejante al cálculo del coste de inversión.

Por último, se muestra en la tabla 4.10. los costes totales de producción directo (CPD) e indirecto (CPI), los cuales son semejantes a los costes de fabricación y los costes generales y la suma de ambos, que forman coste total de producción anual de la planta. [24]

Tabla 4.10. Cálculo del coste total de producción anual de la planta. [24]

| Concepto                         | Ítem                                       | Factor (fi) | Coste (€)             |
|----------------------------------|--|-------------|-----------------------|
| 1                                | Materias primas                            | -           | 77.234.989,14         |
| 2                                | Utilities                                  | -           | 2.228.700,71          |
| 3                                | Materiales auxiliares                      | 1           | 4.448.338,23          |
| 4                                | Mantenimiento                              | 0,075       | 4.448.338,23          |
| 5                                | Empaquetado y envío                        | -           | -                     |
| 6                                | Mano de obra directa (M.O.D)               | -           | 739.160               |
| 7                                | Costes de laboratorio                      | 0,1         | 73.916,0              |
| 8                                | Supervisión                                | 0,2         | 147.832,0             |
| 9                                | Dirección en planta                        | 0,5         | 369.580,0             |
| 10                               | Cargas de capital                          | 0,15        | 8.896.676,46          |
| 11                               | Seguros                                    | 0,01        | 593.111,76            |
| 12                               | Impuestos locales                          | 0,02        | 1.186.223,53          |
| 13                               | Royalties                                  | 0,01        | 593.111,76            |
| -                                | <b>CPD (Coste de producción directo)</b>   | -           | <b>100.959.977,83</b> |
| 14                               | Generales                                  | 0,6         | 2.669.002,94          |
| 15                               | Gastos de Administración                   | 0,02        | 1.186.223,53          |
| 16                               | Impuestos                                  | 0,01        | 593.111,76            |
| 17                               | Seguros                                    | 0,01        | 593.111,76            |
| 18                               | Recuperación de capital                    | 0,01098     | 651.236,72            |
| -                                | <b>CPI (Coste de producción indirecto)</b> |             | <b>5.692.686,71</b>   |
| <b>COSTE TOTAL DE PRODUCCIÓN</b> |  |             | <b>106.652.664,54</b> |

Los costes de producción obtenidos son razonables para una planta de esta capacidad de producción, no obstante por las mismas razones comentadas en el apartado anterior, los costes serán aún mayores, cuando se incrementen los valores de los equipos, por lo que aumentaran los costes de producción asociados a estos e incluso al mantenimiento de equipos auxiliares externos para la adecuación de los compuestos que participan en el proceso y los asociados a la mano de obra, los cuales aumentarán considerablemente debido a que se necesitarán más operarios de los estimados y por la fluctuación de los salarios.

#### 4.4. Análisis inicial de la rentabilidad económica de la inversión

En este apartado, se va a realizar un análisis preliminar de la viabilidad económica de la inversión, aun teniendo en cuenta, que estas cifras difieren mucho de las reales, debido a las simplificaciones que se han tomado por excederse del contenido de este proyecto. No obstante, se va a estimar el beneficio que supondrá la inversión en esta planta calculando el valor actual neto (VAN) de la planta, el cual se define en la ecuación 4.9. [25]

$$VAN = -A + \sum_{i=1}^N \frac{CF_i}{(1+k)^i} \quad (4.8)$$

Donde:

- $A$  es el coste de inversión de la planta en el año 0, el cual se obtuvo en el apartado 4.2.4.
- $CF_i$  es el es el flujo de caja (*cash flow*) en el año  $i$ .
- $k$  es la tasa de descuento, la cual se ha tomado un valor general del 10%. [25]
- $N$  es la vida útil de la planta, la cual se ha estimado un valor de 25 años.

Los  $CF_i$  se obtienen siguiendo el procedimiento descrito a continuación.

1. Se suman todas las entradas de la empresa, en este caso son las ventas (IV) de n-butanol, hexanol y butadieno, cuyos valores se han calculado con la ecuación 4.6 y se muestran en la tabla 4.11.
2. Se suman todas las salidas de dinero, como los costes fijos y variables asociados a los costes de producción, junto a las amortizaciones de los equipos, el cual supondrá un valor del 10% de los equipos durante 10 años, ya que se utiliza la amortización lineal.
3. La diferencia entre los dos conceptos anteriores forma el Beneficio antes de Impuestos (BAI), al cual se le impondrá una tasa impositiva del 30% para obtener el Beneficio Neto (BN).
4. Para finalizar se suman el valor de las amortizaciones y todas las recuperaciones de dinero que hubiera, que en este caso no se considera ninguna adicional y se obtienen los flujos de caja, los cuales serán iguales para los años 1-10 y 11-25. [25]

Tabla 4.10. Ingresos por ventas anuales de la planta.

| <b>Productos</b>                  | <b>PC (kg/año)</b> | <b>P (€/kg)</b> | <b>IV (€/año)</b>     |
|-----------------------------------|--------------------|-----------------|-----------------------|
| <b>N-Butanol</b>                  | 50.000.000,0       | 2,13            | 106.650.000,0         |
| <b>Hexanol</b>                    | 14.336.000,0       | 0,80            | 11.454.464,0          |
| <b>Butadieno</b>                  | 1.312.800,0        | 0,12            | 1.312.800,12          |
| <b>INGRESOS DE VENTAS ANUALES</b> |                    |                 | <b>119.417.264,12</b> |

Finalmente, se va a mostrar los flujos de caja en la tabla 4.11. y posteriormente se presentará el VAN de la inversión obtenido.

Tabla 4.11. Flujos de caja asociados a la inversión de la planta.

| <b>Año</b>                   | <b>1-10</b>    | <b>11-25</b>   |
|------------------------------|----------------|----------------|
| <b>Entradas (€)</b>          | 119.417.264,12 | 119.417.264,12 |
| <b>Costes fijos (€)</b>      | -              | -              |
| <b>Costes producción (€)</b> | 106.652.664,54 | 106.652.664,54 |
| <b>Amortizaciones (€)</b>    | 5.931.117,64   | 0              |
| <b>BAI (€)</b>               | 6.833.481,94   | 12.764.599,58  |
| <b>BN (€)</b>                | 4.783.437,35   | 8.935.219,70   |
| <b>Amortizaciones (€)</b>    | 5.931.117,64   | 0              |
| <b>CF<sub>i</sub> (€)</b>    | 10.714.555,00  | 8.935.219,70   |

Con los flujos de caja mostrados y la inversión inicial de 59.311.176,42 €, se obtiene un VAN de 74.837.576,10 €, el cual nos da una rentabilidad de la planta a largo plazo y observando los flujos de caja se observa que también a corto plazo, de lo cual concluimos que el diseño es viable económicamente y que podrá ser aún mayor si se tiene en cuenta que el precio del producto principal está en auge.

# 5 HOJAS DE ESPECIFICACIONES

| <b>BOMBA P-101</b>   |  |
|--|--|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol                           | <b>Nomenclatura:</b> P-101 A/B/C/D     |
| <b>Número de línea:</b> 2-3  | <b>Material:</b> Acero inoxidable.     |
| <b>Modelo:</b> SIA-6-24/40   | <b>Cantidad:</b> 4                     |
| <b>Descripción:</b> Bomba centrífuga que impulsa la alimentación al reactor. |  |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>  |  |
| Fluido   | Mezcla de Etanol, agua y acetaldehído. |
| Caudal másico (kg/h)   | 18.924                                 |
| Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)                                       | 23,976                                 |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )  | 789,4                                  |
| Viscosidad (kg/m·s)  | 0,002                                  |
| Temperatura de diseño (°C)   | 20                                     |
| Presión de aspiración (bar)  | 1/25                                   |
| Presión de impulsión (bar)   | 25/50                                  |
| Presión de diseño (bar)  | -                                      |
| Presión de vapor (bar)   | 0,1078                                 |
| Altura desarrollada (m)  | 316,36                                 |
| Potencia consumida (kW)  | 20,8                                   |
| Rendimiento (%)  | 80                                     |
| NPSH requerido (m)   | 9,59/258                               |
| Velocidad de giro (rpm)  | 2.900                                  |



| <b>COMPRESOR C-101</b>                             |  |
|--|--|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol | <b>Nomenclatura:</b> C-101   |
| <b>Número de línea:</b> 14-16                      | <b>Material:</b> Acero inoxidable.   |
| <b>Cantidad:</b> 1                                 | <b>Descripción:</b> Compresor centrífugo que impulsa la recirculación de hidrógeno |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>                          |  |
| Fluido   | Hidrógeno  |
| Caudal másico (kg/h)                               | 151  |
| Caudal volumétrico (m <sup>3</sup> /h)             | 147,75   |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )                      | 1,022  |
| Presión de aspiración (bar)                        | 15   |
| Presión de impulsión (bar)                         | 50   |
| Temperatura de aspiración (°C)                     | 80   |
| Temperatura de impulsión (°C)                      | 260,8  |
| Potencia consumida (kW)                            | 140,1  |
| Rendimiento isentrópico (%)                        | 80%  |
| Rendimiento mecánico (%)                           | 80%  |

| <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR E-101</b>  |  |  |
|---|--|--|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol  | <b>Nomenclatura:</b> E-101   | <b>Material:</b> Acero inoxidable.   |
| <b>Número de línea de tubos:</b> 4-5  | <b>Número de línea de carcasa:</b> 7-8   | <b>Cantidad:</b> 1   |
| <b>Descripción:</b> Intercambiador para precalentar la alimentación al reactor con la corriente de salida |  |  |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>   |  |  |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>   | <b>TUBOS</b>   | <b>CARCASA</b>   |
| Fluido  | Mezcla bifásica: H <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O y C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH | Mezcla bifásica: H <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH, C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH, C <sub>6</sub> H <sub>13</sub> OH y C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> |
| Disposición del fluido  | Frío   | Caliente   |
| Caudal másico (kg/h)  | 38.004   | 37.958   |
| Temperatura de entrada (°C)   | 20,96  | 246,1  |
| Temperatura de salida (°C)  | 113,7  | 180  |
| Presión de entrada (bar)  | 50   | 49,75  |
| Pérdida de carga (bar)  | -  | -  |
| Velocidad del fluido (m/s)  | 0,46   | 1,08   |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )   | 788,85   | 806,42   |
| Calor específico (kJ/kg· K)   | 3,12   | 4,99   |
| <b>DIMENSIONES Y DATOS TÉRMICOS</b>   |  |  |
| Coeficiente global (W/m <sup>2</sup> · K)   | 352,4  |  |
| Calor intercambiado (MW)  | 3,053  |  |
| DTLM  | 145,3  |  |
| Área de transferencia (m <sup>2</sup> )   | 60,02  |  |
| Configuración de los tubos  | Triangular 30°   |  |
| Diámetro externo tubo (in)  | ¾  |  |
| Diámetro de la carcasa (in)   | 37   |  |
| BWG   | 10   |  |
| Longitud (m)  | 2,899  |  |
| Número de tubos   | 346  |  |

| <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR E-102</b>  |  |                                    |
|---|--|------------------------------------|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol  | <b>Nomenclatura:</b> E-102 A/B/C   | <b>Material:</b> Acero inoxidable. |
| <b>Número de línea de tubos:</b> 5-6  | <b>Número de línea de carcasa:</b> -   | <b>Cantidad:</b> 3                 |
| <b>Descripción:</b> Intercambiador para calentar la alimentación al reactor hasta el punto de operación |  |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>   |  |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>   | <b>TUBOS</b>   | <b>CARCASA</b>                     |
| Fluido  | Mezcla bifásica: H <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O y C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH | Vapor de alta presión (hps)        |
| Disposición del fluido  | Frío   | Caliente                           |
| Caudal másico (kg/h)  | 12.668   | 11.365,2                           |
| Temperatura de entrada (°C)   | 113,7  | 254                                |
| Temperatura de salida (°C)  | 240  | 254                                |
| Presión de entrada (bar)  | 50   | 41                                 |
| Pérdida de carga (bar)  | -  | -                                  |
| Velocidad del fluido (m/s)  | 0,15   | 0,715                              |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )   | 784,15   | 20,42                              |
| Calor específico (kJ/kg· K)   | 4,53   | -                                  |
| <b>DIMENSIONES Y DATOS TÉRMICOS</b>   |  |                                    |
| Coeficiente global (W/m <sup>2</sup> · K)   | 548,79   |                                    |
| Calor intercambiado (MW)  | 1,784  |                                    |
| DTLM  | 58,8   |                                    |
| Área de transferencia (m <sup>2</sup> )   | 59,17  |                                    |
| Configuración de los tubos  | Triangular 30°   |                                    |
| Diámetro externo tubo (in)  | ¾  |                                    |
| Diámetro de la carcasa (in)   | 37   |                                    |
| BWG   | 10   |                                    |
| Longitud (m)  | 3,07   |                                    |
| Número de tubos   | 322  |                                    |

| <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR E-103</b>   |  |                                    |
|--|--|------------------------------------|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol   | <b>Nomenclatura:</b> E-103   | <b>Material:</b> Acero inoxidable. |
| <b>Número de línea de tubos:</b> 19-20   | <b>Número de línea de carcasa:</b> -   | <b>Cantidad:</b> 1                 |
| <b>Descripción:</b> Intercambiador para enfriar la corriente que entra en la purificación de n-butanol |  |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>  |  |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>  | <b>TUBOS</b>   | <b>CARCASA</b>                     |
| Fluido   | Mezcla gaseosa: H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH, C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH y C <sub>6</sub> H <sub>13</sub> OH | Agua de refrigeración (rw)         |
| Disposición del fluido   | Caliente   | Frio                               |
| Caudal másico (kg/h)   | 8.104  | 71.316                             |
| Temperatura de entrada (°C)  | 210  | 5                                  |
| Temperatura de salida (°C)   | 125  | 15                                 |
| Presión de entrada (bar)   | 1  | 1                                  |
| Pérdida de carga (bar)   | -  | -                                  |
| Velocidad del fluido (m/s)   | 0,27   | 0,272                              |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )  | 816,2  | 1000                               |
| Calor específico (kJ/kg· K)  | -  | 4,192                              |
| <b>DIMENSIONES Y DATOS TÉRMICOS</b>  |  |                                    |
| Coeficiente global (W/m <sup>2</sup> · K)  | 253,4  |                                    |
| Calor intercambiado (MW)   | 0,8296   |                                    |
| DTLM   | 154,5  |                                    |
| Área de transferencia (m <sup>2</sup> )  | 21,48  |                                    |
| Configuración de los tubos   | Triangular 30°   |                                    |
| Diámetro externo tubo (in)   | ½  |                                    |
| Diámetro de la carcasa (in)  | 21 ¼   |                                    |
| BWG  | 16   |                                    |
| Longitud (m)   | 2,128  |                                    |
| Número de tubos  | 253  |                                    |

| <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR E-104</b>  |   |                                    |
|---|---|------------------------------------|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol  | <b>Nomenclatura:</b> E-104 A/B  | <b>Material:</b> Acero inoxidable. |
| <b>Número de línea de tubos:</b> 10-12  | <b>Número de línea de carcasa:</b> -  | <b>Cantidad:</b> 2                 |
| <b>Descripción:</b> Intercambiador para enfriar la corriente que entra en el tanque flash |   |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>   |   |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>   | <b>TUBOS</b>  | <b>CARCASA</b>                     |
| Fluido  | Mezcla bifásica: H <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH, C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH y C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> | Agua de refrigeración (rw)         |
| Disposición del fluido  | Caliente  | Frio                               |
| Caudal másico (kg/h)  | 12.687,95   | 88.668                             |
| Temperatura de entrada (°C)   | 165   | 5                                  |
| Temperatura de salida (°C)  | 80  | 15                                 |
| Presión de entrada (bar)  | 15  | 1                                  |
| Pérdida de carga (bar)  | -   | -                                  |
| Velocidad del fluido (m/s)  | 0,20  | 0,14                               |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )   | 648,9   | 1000                               |
| Calor específico (kJ/kg· K)   | 3,44  | 4,192                              |
| <b>DIMENSIONES Y DATOS TÉRMICOS</b>   |   |                                    |
| Coeficiente global (W/m <sup>2</sup> · K)   | 173,62  |                                    |
| Calor intercambiado (MW)  | 1,0315  |                                    |
| DTLM  | 108,2   |                                    |
| Área de transferencia (m <sup>2</sup> )   | 56,05   |                                    |
| Configuración de los tubos  | Triangular 30°  |                                    |
| Diámetro externo tubo (in)  | ¾   |                                    |
| Diámetro de la carcasa (in)   | 33  |                                    |
| BWG   | 10  |                                    |
| Longitud (m)  | 3,144   |                                    |
| Número de tubos   | 298   |                                    |

| <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR E-105</b>  |   |                                    |
|---|---|------------------------------------|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol  | <b>Nomenclatura:</b> E-105 A/B/C  | <b>Material:</b> Acero inoxidable. |
| <b>Número de línea de tubos:</b> 23-24  | <b>Número de línea de carcasa:</b> -  | <b>Cantidad:</b> 3                 |
| <b>Descripción:</b> Intercambiador para enfriar la corriente que entra en la purificación de etanol |   |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>   |   |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>   | <b>TUBOS</b>  | <b>CARCASA</b>                     |
| Fluido  | Mezcla bifásica: H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH y C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH | Agua de refrigeración (rw)         |
| Disposición del fluido  | Caliente  | Frio                               |
| Caudal másico (kg/h)  | 8.353   | 37.188                             |
| Temperatura de entrada (°C)   | 80  | 5                                  |
| Temperatura de salida (°C)  | 10  | 15                                 |
| Presión de entrada (bar)  | 1   | 1                                  |
| Pérdida de carga (bar)  | -   | -                                  |
| Velocidad del fluido (m/s)  | 0,12  | 0,06                               |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )   | 772,31  | 1000                               |
| Calor específico (kJ/kg· K)   | 2,66  | 4,192                              |
| <b>DIMENSIONES Y DATOS TÉRMICOS</b>   |   |                                    |
| Coeficiente global (W/m <sup>2</sup> · K)   | 348,95  |                                    |
| Calor intercambiado (MW)  | 0,4327  |                                    |
| DTLM  | 23,39   |                                    |
| Área de transferencia (m <sup>2</sup> )   | 52,83   |                                    |
| Configuración de los tubos  | Triangular 30°  |                                    |
| Diámetro externo tubo (in)  | ¾   |                                    |
| Diámetro de la carcasa (in)   | 33  |                                    |
| BWG   | 10  |                                    |
| Longitud (m)  | 3,258   |                                    |
| Número de tubos   | 271   |                                    |

| <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR E-106</b>   |   |                                    |
|--|---|------------------------------------|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol   | <b>Nomenclatura:</b> E-106 A/B  | <b>Material:</b> Acero inoxidable. |
| <b>Número de línea de tubos:</b> 27-28   | <b>Número de línea de carcasa:</b> -  | <b>Cantidad:</b> 2                 |
| <b>Descripción:</b> Intercambiador para enfriar la corriente que entra en la recuperación de disolvente. |   |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>  |   |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>  | <b>TUBOS</b>  | <b>CARCASA</b>                     |
| Fluido   | Mezcla bifásica: H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH, C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> y C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | Agua de refrigeración (rw)         |
| Disposición del fluido   | Caliente  | Frio                               |
| Caudal másico (kg/h)   | 18.926  | 130.554                            |
| Temperatura de entrada (°C)  | 120   | 5                                  |
| Temperatura de salida (°C)   | 50  | 15                                 |
| Presión de entrada (bar)   | 1   | 1                                  |
| Pérdida de carga (bar)   | -   | -                                  |
| Velocidad del fluido (m/s)   | 0,18  | 0,185                              |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )  | 1032  | 1000                               |
| Calor específico (kJ/kg· K)  | 2,52  | 4,192                              |
| <b>DIMENSIONES Y DATOS TÉRMICOS</b>  |   |                                    |
| Coefficiente global (W/m <sup>2</sup> · K)   | 452,37  |                                    |
| Calor intercambiado (MW)   | 1,5185  |                                    |
| DTLM   | 70,81   |                                    |
| Área de transferencia (m <sup>2</sup> )  | 47,66   |                                    |
| Configuración de los tubos   | Triangular 30°  |                                    |
| Diámetro externo tubo (in)   | ¾   |                                    |
| Diámetro de la carcasa (in)  | 35  |                                    |
| BWG  | 10  |                                    |
| Longitud (m)   | 2,552   |                                    |
| Número de tubos  | 312   |                                    |

| <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR E-107</b>   |   |                                    |
|--|---|------------------------------------|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol                                     | <b>Nomenclatura:</b> E-107 A/B  | <b>Material:</b> Acero inoxidable. |
| <b>Número de línea de tubos:</b> 30-31   | <b>Número de línea de carcasa:</b> -  | <b>Cantidad:</b> 2                 |
| <b>Descripción:</b> Intercambiador para enfriar la corriente de reciclo de disolvente. |   |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>  |   |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>  | <b>TUBOS</b>  | <b>CARCASA</b>                     |
| Fluido   | Mezcla bifásica: H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH, C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH, C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub> y C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O <sub>3</sub> | Agua de refrigeración (rw)         |
| Disposición del fluido   | Caliente  | Frio                               |
| Caudal másico (kg/h)   | 16.137  | 139.266                            |
| Temperatura de entrada (°C)  | 164   | 5                                  |
| Temperatura de salida (°C)   | 10  | 15                                 |
| Presión de entrada (bar)   | 1   | 1                                  |
| Pérdida de carga (bar)   | -   | -                                  |
| Velocidad del fluido (m/s)   | 0,133   | 0,196                              |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )  | 1107,34   | 1000                               |
| Calor específico (kJ/kg· K)  | 2,35  | 4,192                              |
| <b>DIMENSIONES Y DATOS TÉRMICOS</b>  |   |                                    |
| Coeficiente global (W/m <sup>2</sup> · K)  | 496,87  |                                    |
| Calor intercambiado (MW)   | 1,62  |                                    |
| DTLM   | 42,42   |                                    |
| Área de transferencia (m <sup>2</sup> )  | 76,4  |                                    |
| Configuración de los tubos   | Triangular 30°  |                                    |
| Diámetro externo tubo (in)   | ¾   |                                    |
| Diámetro de la carcasa (in)  | 35  |                                    |
| BWG  | 10  |                                    |
| Longitud (m)   | 3,81  |                                    |
| Número de tubos  | 335   |                                    |



| <b>INTERCAMBIADOR DE CALOR E-108</b>   |  |                                    |
|--|--|------------------------------------|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol                                 | <b>Nomenclatura:</b> E-108   | <b>Material:</b> Acero inoxidable. |
| <b>Número de línea de tubos:</b> 32-35   | <b>Número de línea de carcasa:</b> -   | <b>Cantidad:</b> 1                 |
| <b>Descripción:</b> Intercambiador para enfriar la corriente de reciclo de etanol. |  |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>  |  |                                    |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>  | <b>TUBOS</b>   | <b>CARCASA</b>                     |
| Fluido   | Mezcla bifásica: H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O, y C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH | Agua de refrigeración (rw)         |
| Disposición del fluido   | Caliente   | Frio                               |
| Caudal másico (kg/h)   | 23.067   | 104.688                            |
| Temperatura de entrada (°C)  | 75   | 5                                  |
| Temperatura de salida (°C)   | 20   | 15                                 |
| Presión de entrada (bar)   | 1  | 1                                  |
| Pérdida de carga (bar)   | -  | -                                  |
| Velocidad del fluido (m/s)   | 0,574  | 0,46                               |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )  | 786,48   | 1000                               |
| Calor específico (kJ/kg· K)  | -  | 4,192                              |
| <b>DIMENSIONES Y DATOS TÉRMICOS</b>  |  |                                    |
| Coeficiente global (W/m <sup>2</sup> · K)  | 579,63   |                                    |
| Calor intercambiado (MW)   | 1,218  |                                    |
| DTLM   | 32,46  |                                    |
| Área de transferencia (m <sup>2</sup> )  | 64,8   |                                    |
| Configuración de los tubos   | Triangular 30°   |                                    |
| Diámetro externo tubo (in)   | ½  |                                    |
| Diámetro de la carcasa (in)  | 23 ¼   |                                    |
| BWG  | 16   |                                    |
| Longitud (m)   | 4,614  |                                    |
| Número de tubos  | 352  |                                    |

| <b>REACTOR R-101</b>                                       |   |
|--|---|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol         | <b>Nomenclatura:</b> R-101 A/B/C/D/E  |
| <b>Número de línea:</b> 6-7                                | <b>Cantidad:</b> 5  |
| <b>Material:</b> Acero inoxidable.                         | <b>Descripción:</b> Reactor multitubular de lecho fijo para la deshidrogenación y condensación aldólica de etanol |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>                                  |   |
| Caudal másico (kg/h)                                       | 7600,8  |
| Caudal molar (kmol/h)                                      | 180,282   |
| Presión a la entrada de los tubos (bar)                    | 50  |
| Pérdida de carga (bar/m)                                   | 0,044   |
| Presión en la carcasa (bar)                                | 9,478   |
| Temperatura de entrada (°C)                                | 240   |
| Temperatura de salida (°C)                                 | 246,1   |
| Rango de temperaturas de operación (°C)                    | 240-246,1   |
| <b>DIMENSIONES Y DATOS DE DISEÑO</b>                       |   |
| Diámetro de tubos (in)                                     | 2   |
| Longitud de tubos (m)                                      | 5,65  |
| Número de tubos  | 1967  |
| Area de transferencia (m <sup>2</sup> )                    | 2218  |
| Volumen (m <sup>3</sup> )                                  | 22,53   |
| Masa de catalizador (kg/tubo)                              | 18,1  |
| <b>CATALIZADOR</b>   |   |
| Densidad (kg/m <sup>3</sup> )                              | 3.160   |
| Porosidad  | 0,5   |
| Superficie específica (m <sup>2</sup> /g)                  | 81  |
| Diámetro de las partículas (mm)                            | 10  |
| <b>REFRIGERANTE</b>  |   |
| Fluido refrigerante  | Agua saturada   |
| Temperatura del refrigerante (°C)                          | 190   |
| Coefficiente global de transferencia (W/m <sup>2</sup> ·K) | 55,841  |

| <b>TANQUE FLASH F-101</b>                          |  |
|--|--|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol | <b>Nomenclatura:</b> F-101   |
| <b>Número de línea:</b> 12,13 y 23                 | <b>Cantidad:</b> 1   |
| <b>Material:</b> Acero inoxidable.                 | <b>Descripción:</b> Tanque flash para la separación de volátiles.  |
| <b>DIMENSIONES</b>                                 |  |
| Posición   | Vertical   |
| Diámetro (m)                                       | 1,125  |
| Altura del líquido (m)                             | 4,502  |
| Volumen (m <sup>3</sup> )                          | 4,475  |
| Velocidad máxima del vapor (m/s)                   | 0,023  |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>                          |  |
| Corriente gas                                      | H <sub>2</sub> y C <sub>4</sub> H <sub>6</sub>   |
| Corriente líquida                                  | H <sub>2</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O, C <sub>2</sub> H <sub>5</sub> OH y C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> OH |
| Caudal de gas (kg/h)                               | 316,9  |
| Caudal de líquido (kg/h)                           | 25.059   |
| Densidad del gas (kg/m <sup>3</sup> )              | 14,83  |
| Densidad del líquido (kg/m <sup>3</sup> )          | 756,6  |
| Temperatura de operación (°C)                      | 80   |
| Presión de operación (bar)                         | 15   |

| <b>COLUMNA DE DESTILACIÓN D-101</b>                 |   |
|---|---|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol. | <b>Nomenclatura:</b> D-101  |
| <b>Número de línea:</b> 8, 9 y 19                   | <b>Cantidad:</b> 1  |
| <b>Material:</b> Acero inoxidable.                  | <b>Descripción:</b> Columna de destilación para la separación de ligeros y pesados. |
| <b>DIMENSIONES</b>                                  |   |
| Diámetro (m)  | 0,646   |
| Altura (m)  | 16  |
| Número de platos                                    | 32  |
| Plato de alimentación                               | -   |
| Volumen (m <sup>3</sup> )                           | 5,24  |
| Eficiencia (%)                                      | 75  |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>                           |   |
| Caudal de alimentación (kg/h)                       | 37.958  |
| Caudal de destilado (kg/h)                          | 29.854  |
| Caudal de fondo (kg/h)                              | 8.104   |
| Temperatura de alimentación (°C)                    | 180   |
| Temperatura de operación (°C)                       | 165-210   |
| Presión de operación (bar)                          | 15  |
| Velocidad del gas (m/s)                             | 1,5   |
| Potencia condensador (kW)                           | -   |
| Potencia hervidor-(kW)                              | -   |

| <b>COLUMNA DE DESTILACIÓN D-102</b>                 |   |
|---|---|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol. | <b>Nomenclatura:</b> D-102  |
| <b>Número de línea:</b> 20, 21 y 22                 | <b>Cantidad:</b> 1  |
| <b>Material:</b> Acero inoxidable.                  | <b>Descripción:</b> Columna de destilación para la purificación de n-butanol. |
| <b>DIMENSIONES</b>                                  |   |
| Diámetro (m)  | 0,56  |
| Altura (m)  | 11,5  |
| Número de platos                                    | 23  |
| Plato de alimentación                               | -   |
| Volumen (m <sup>3</sup> )                           | 2,832   |
| Eficiencia (%)                                      | 75  |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>                           |   |
| Caudal de alimentación (kg/h)                       | 8.104   |
| Caudal de destilado (kg/h)                          | 6.312   |
| Caudal de fondo (kg/h)                              | 1.792   |
| Temperatura de alimentación (°C)                    | 125   |
| Temperatura de operación (°C)                       | 115-150   |
| Presión de operación (bar)                          | 1   |
| Velocidad del gas (m/s)                             | 1,5   |
| Potencia condensador (kW)                           | -   |
| Potencia hervidor-(kW)                              | -   |

| <b>COLUMNA DE DESTILACIÓN D-103</b>                 |  |
|---|--|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol. | <b>Nomenclatura:</b> D-103   |
| <b>Número de línea:</b> 24,26, 27 y 32              | <b>Cantidad:</b> 1   |
| <b>Material:</b> Acero inoxidable.                  | <b>Descripción:</b> Columna de destilación para la purificación de etanol. |
| <b>DIMENSIONES</b>                                  |  |
| Diámetro (m)  | 0,628  |
| Altura (m)  | 18   |
| Número de platos                                    | 36   |
| Plato de alimentación 1                             | -  |
| Plato de alimentación 2                             | -  |
| Volumen (m <sup>3</sup> )                           | 5,578  |
| Eficiencia (%)                                      | 75   |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>                           |  |
| Caudal de alimentación 1 (kg/h)                     | 25.059   |
| Caudal de alimentación 2 (kg/h)                     | 35.860   |
| Caudal de destilado (kg/h)                          | 23.067   |
| Caudal de fondo (kg/h)                              | 37.852   |
| Temperatura de alimentación (°C)                    | 10   |
| Temperatura de operación (°C)                       | 75-120   |
| Presión de operación (bar)                          | 1  |
| Velocidad del gas (m/s)                             | 1,5  |
| Potencia condensador (kW)                           | -  |
| Potencia hervidor-(kW)                              | -  |

| <b>COLUMNA DE DESTILACIÓN D-104</b>                 |  |
|---|--|
| <b>Proyecto:</b> Planta de producción de n-butanol. | <b>Nomenclatura:</b> D-104   |
| <b>Número de línea:</b> 28, 30 y 33                 | <b>Cantidad:</b> 1   |
| <b>Material:</b> Acero inoxidable.                  | <b>Descripción:</b> Columna de destilación para la recuperación de disolvente. |
| <b>DIMENSIONES</b>                                  |  |
| Diámetro (m)  | 0,40   |
| Altura (m)  | 14   |
| Número de platos                                    | 28   |
| Plato de alimentación                               | -  |
| Volumen (m <sup>3</sup> )                           | 1,763  |
| Eficiencia (%)                                      | 75   |
| <b>DATOS DE OPERACIÓN</b>                           |  |
| Caudal de alimentación (kg/h)                       | 37.852   |
| Caudal de destilado (kg/h)                          | 1.992  |
| Caudal de fondo (kg/h)                              | 35.860   |
| Temperatura de alimentación (°C)                    | 50   |
| Temperatura de operación (°C)                       | 60-164   |
| Presión de operación (bar)                          | 0,2  |
| Velocidad del gas (m/s)                             | 1,5  |
| Potencia condensador (kW)                           | -  |
| Potencia hervidor-(kW)                              | -  |

## 6 ANEXOS

### 6.1. Anexo I. Balances de materia y condiciones de operación del proceso

| Corriente     | Unidad | 1        | 2        | 3        | 4        | 5        | 6        | 7        | 8        | 9        | 10       |
|---------------|--------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|----------|
| Caudal másico | kg/h   | 14.781,0 | 37.848,0 | 37.848,0 | 38.004,0 | 38.004,0 | 38.004,0 | 37.958,0 | 37.958,0 | 29.854,0 | 25.375,9 |
| Caudal molar  | kmol/h | 320,8    | 823,4    | 823,4    | 901,41   | 901,41   | 901,41   | 905,024  | 905,024  | 801,518  | 681,2903 |
| Temperatura   | °C     | 20       | 20       | 20       | 20,96    | 113,7    | 240      | 246,1    | 180      | 165      | 165      |
| Presión       | bar    | 1        | 1        | 50       | 50       | 50       | 50       | 49,75    | 15       | 15       | 15       |
| Hidrógeno     | kmol/h | -        | -        | -        | 78,01    | 78,01    | 78,01    | 89,75    | 89,75    | 89,75    | 76,2875  |
| Butadieno     | kmol/h | -        | -        | -        | -        | -        | -        | 3,574    | 3,574    | 3,574    | 3,0379   |
| Acetaldehído  | kmol/h | -        | 43,34    | 43,34    | 43,34    | 43,34    | 43,34    | 51,51    | 51,51    | 51,51    | 43,7835  |
| Etanol        | kmol/h | 320,8    | 780,1    | 780,1    | 780,1    | 780,1    | 780,1    | 546,8    | 546,8    | 545,7    | 463,845  |
| Agua          | kmol/h | -        | 0,009333 | 0,009333 | 0,009333 | 0,009333 | 0,009333 | 110,3    | 110,3    | 109,7    | 93,245   |
| N-Butanol     | kmol/h | -        | -        | -        | -        | -        | -        | 85,6     | 85,6     | 1,284    | 1,0914   |
| Hexanol       | kmol/h | -        | -        | -        | -        | -        | -        | 17,49    | 17,49    | -        | -        |
| Glicerol      | kmol/h | -        | -        | -        | -        | -        | -        | -        | -        | -        | -        |
| Etilenglicol  | kmol/h | -        | -        | -        | -        | -        | -        | -        | -        | -        | -        |

Tabla 5.1. Balances de materia y condiciones de operación de las corrientes 1-10.



| <b>Corriente</b> | <b>Unidad</b> | <b>11</b> | <b>12</b> | <b>13</b> | <b>14</b> | <b>15</b> | <b>16</b> | <b>17</b> | <b>18</b> | <b>19</b> | <b>20</b> |
|------------------|---------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Caudal másico    | kg/h          | 4.478,1   | 25.375,9  | 316,90    | 151,0     | 165,9     | 151,0     | 4,97      | 156,02    | 8.104,0   | 8.104,0   |
| Caudal molar     | kmol/h        | 120,228   | 681,3     | 79,326    | 75,52     | 3,806     | 75,52     | 2,487     | 78,01     | 103,456   | 103,456   |
| Temperatura      | °C            | 165       | 80        | 80        | 80        | 80        | 260,8     | 20        | 253,1     | 210       | 125       |
| Presión          | bar           | 15        | 15        | 15        | 15        | 15        | 50        | 50        | 50        | 1         | 1         |
|                  |               |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| Hidrógeno        | kmol/h        | 13,463    | 76,29     | 76,288    | 75,52     | 0,768     | 75,52     | 2,487     | 78,01     | -         | -         |
| Butadieno        | kmol/h        | 0,536     | 3,038     | 3,038     | -         | 3,038     | -         | -         | -         | -         | -         |
| Acetaldehído     | kmol/h        | 7,727     | 43,784    | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         |
| Etanol           | kmol/h        | 81,855    | 463,845   | -         | -         | -         | -         | -         | -         | 1,094     | 1,094     |
| Agua             | kmol/h        | 16,455    | 93,245    | -         | -         | -         | -         | -         | -         | 0,551     | 0,551     |
| N-Butanol        | kmol/h        | 0,193     | 1,0914    | -         | -         | -         | -         | -         | -         | 84,32     | 84,32     |
| Hexanol          | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | 17,49     | 17,49     |
| Glicerol         | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         |
| Etilenglicol     | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         |

Tabla 5.2. Balances de materia y condiciones de operación de las corrientes 11-20.

| <b>Corriente</b> | <b>Unidad</b> | <b>21</b> | <b>22</b> | <b>23</b> | <b>24</b> | <b>25</b> | <b>26</b> | <b>27</b> | <b>28</b> | <b>29</b> | <b>30</b> |
|------------------|---------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Caudal másico    | kg/h          | 6.312,0   | 1.792,0   | 25.059,0  | 25.059,0  | 3.586,0   | 35.860,0  | 37.852,00 | 37.852,00 | 35.860,0  | 32.274,0  |
| Caudal molar     | kmol/h        | 85,893    | 17,56     | 601,965   | 601,965   | 48,16     | 481,691   | 581,09    | 581,09    | 481,7     | 433,53    |
| Temperatura      | °C            | 115       | 150       | 80        | 10        | 10        | 10        | 120       | 50        | 164       | 164       |
| Presión          | bar           | 1         | 1         | 1         | 1         | 1         | 1         | 1         | 0,2       | 1         | 1         |
|                  |               |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| Hidrógeno        | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         |
| Butadieno        | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         |
| Acetaldehído     | kmol/h        |           | -         | 43,784    | 43,784    | -         | 0,0004    | 0,438     | 0,438     | 0,0005    | 0,0004    |
| Etanol           | kmol/h        | 1,094     | -         | 463,845   | 463,845   | -         | 0,0042    | 4,639     | 4,639     | 0,005     | 0,0042    |
| Agua             | kmol/h        | 0,551     | -         | 93,245    | 93,245    | -         | 0,084     | 93,32     | 93,32     | 0,093     | 0,084     |
| N-Butanol        | kmol/h        | 84,23     | 0,09      | 1,092     | 1,092     | -         | 0,002     | 1,093     | 1,093     | 0,0022    | 0,002     |
| Hexanol          | kmol/h        | 0,0175    | 17,473    | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         | -         |
| Glicerol         | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | 19,26     | 192,6     | 192,6     | 192,6     | 192,6     | 173,34    |
| Etilenglicol     | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | 28,9      | 289       | 289       | 289       | 289       | 260,1     |

Tabla 5.3. Balances de materia y condiciones de operación de las corrientes 21-30.

| <b>Corriente</b> | <b>Unidad</b> | <b>31</b> | <b>32</b> | <b>33</b> | <b>34</b> | <b>35</b> |
|------------------|---------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| Caudal másico    | kg/h          | 32.274,0  | 23.067,0  | 1.992,0   | 3.586,0   | 23.067,0  |
| Caudal molar     | kmol/h        | 433,5     | 502,65    | 99,39     | 48,170    | 502,65    |
| Temperatura      | °C            | 10        | 75        | 60        | 164       | 20        |
| Presión          | bar           | 1,0       | 1         | 1         | 1         | 1         |
|                  |               |           |           |           |           |           |
| Hidrógeno        | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | -         |
| Butadieno        | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | -         |
| Acetaldehído     | kmol/h        | 0,0004    | 43,34     | 0,438     | 0,00005   | 43,34     |
| Etanol           | kmol/h        | 0,0042    | 459,3     | 4,635     | 0,0005    | 459,3     |
| Agua             | kmol/h        | 0,084     | 0,009     | 93,227    | 0,009     | 0,009     |
| N-Butanol        | kmol/h        | 0,002     | -         | 1,091     | 0,0002    | -         |
| Hexanol          | kmol/h        | -         | -         | -         | -         | -         |
| Glicerol         | kmol/h        | 173,34    | -         | -         | 19,26     | -         |
| Etilenglicol     | kmol/h        | 260,10    | -         | -         | 28,9      | -         |

Tabla 5.4. Balances de materia y condiciones de operación de las corrientes 31-35.

## 6.2. Anexo II. Diagrama de flujo del proceso completo

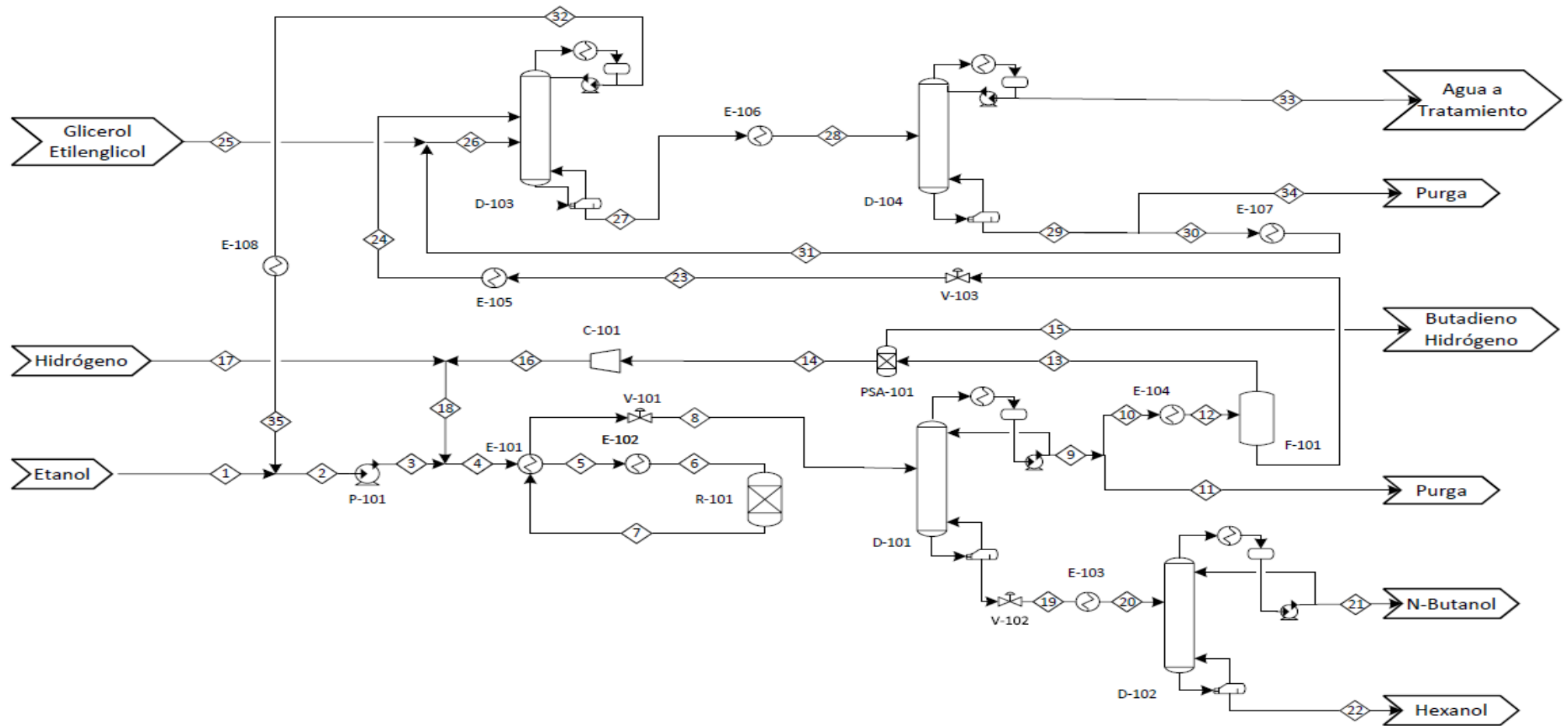


Figura 5.1. Diagrama de flujo del proceso completo (PFD).

### 6.3. Anexo III. Catálogo de bombas

| Tipo        | kW   | HP   | Q [m³/h] | 0   | 18,5 | 20  | 24  | 28  | 30,5 | 35  |
|-------------|------|------|----------|-----|------|-----|-----|-----|------|-----|
| SIA-6-24/03 | 3    | 4    | H [m]    | 30  | 27   | 26  | 24  | 21  | 17   | 9   |
| SIA-6-24/04 | 4    | 5,5  |          | 40  | 36   | 35  | 32  | 27  | 23   | 12  |
| SIA-6-24/05 | 4    | 5,5  |          | 50  | 44   | 43  | 40  | 34  | 28   | 15  |
| SIA-6-24/06 | 5,5  | 7,5  |          | 60  | 53   | 52  | 48  | 41  | 34   | 18  |
| SIA-6-24/07 | 7,5  | 10   |          | 70  | 62   | 61  | 56  | 48  | 40   | 21  |
| SIA-6-24/08 | 7,5  | 10   |          | 80  | 71   | 69  | 64  | 55  | 45   | 24  |
| SIA-6-24/09 | 9,3  | 12,5 |          | 90  | 80   | 78  | 72  | 62  | 51   | 27  |
| SIA-6-24/10 | 9,3  | 12,5 |          | 100 | 89   | 87  | 80  | 68  | 57   | 30  |
| SIA-6-24/11 | 11   | 15   |          | 110 | 98   | 95  | 88  | 75  | 62   | 33  |
| SIA-6-24/12 | 11   | 15   |          | 120 | 107  | 104 | 96  | 82  | 68   | 36  |
| SIA-6-24/13 | 11   | 15   |          | 130 | 115  | 113 | 104 | 89  | 74   | 39  |
| SIA-6-24/14 | 13   | 17,5 |          | 140 | 124  | 121 | 112 | 96  | 79   | 42  |
| SIA-6-24/15 | 13   | 17,5 |          | 150 | 133  | 130 | 120 | 103 | 85   | 45  |
| SIA-6-24/16 | 15   | 20   |          | 160 | 142  | 139 | 128 | 109 | 91   | 48  |
| SIA-6-24/17 | 15   | 20   |          | 170 | 151  | 147 | 136 | 116 | 96   | 51  |
| SIA-6-24/18 | 18,5 | 25   |          | 180 | 160  | 156 | 144 | 123 | 102  | 54  |
| SIA-6-24/19 | 18,5 | 25   |          | 190 | 169  | 165 | 152 | 130 | 108  | 57  |
| SIA-6-24/20 | 18,5 | 25   |          | 200 | 178  | 173 | 160 | 137 | 113  | 60  |
| SIA-6-24/21 | 18,5 | 25   |          | 210 | 186  | 182 | 168 | 144 | 119  | 63  |
| SIA-6-24/22 | 22   | 30   |          | 220 | 195  | 191 | 176 | 150 | 125  | 66  |
| SIA-6-24/23 | 22   | 30   |          | 230 | 204  | 199 | 184 | 157 | 130  | 69  |
| SIA-6-24/24 | 22   | 30   |          | 240 | 213  | 208 | 192 | 164 | 136  | 72  |
| SIA-6-24/25 | 22   | 30   |          | 250 | 222  | 217 | 200 | 171 | 142  | 75  |
| SIA-6-24/26 | 26   | 35   |          | 260 | 231  | 225 | 208 | 178 | 147  | 78  |
| SIA-6-24/27 | 26   | 35   |          | 270 | 240  | 234 | 216 | 185 | 153  | 81  |
| SIA-6-24/28 | 26   | 35   |          | 280 | 249  | 243 | 224 | 191 | 159  | 84  |
| SIA-6-24/29 | 26   | 35   |          | 290 | 258  | 251 | 232 | 198 | 164  | 87  |
| SIA-6-24/30 | 30   | 40   |          | 300 | 266  | 260 | 240 | 205 | 170  | 89  |
| SIA-6-24/31 | 30   | 40   |          | 310 | 275  | 269 | 248 | 212 | 176  | 92  |
| SIA-6-24/32 | 30   | 40   |          | 320 | 284  | 277 | 256 | 219 | 181  | 95  |
| SIA-6-24/33 | 30   | 40   |          | 330 | 293  | 286 | 264 | 226 | 187  | 98  |
| SIA-6-24/34 | 30   | 40   |          | 340 | 302  | 295 | 272 | 232 | 193  | 101 |
| SIA-6-24/35 | 37   | 50   |          | 350 | 311  | 303 | 280 | 239 | 198  | 104 |
| SIA-6-24/36 | 37   | 50   |          | 360 | 320  | 312 | 288 | 246 | 204  | 107 |
| SIA-6-24/37 | 37   | 50   |          | 370 | 329  | 321 | 296 | 253 | 210  | 110 |
| SIA-6-24/38 | 37   | 50   |          | 380 | 337  | 329 | 304 | 260 | 215  | 113 |
| SIA-6-24/39 | 37   | 50   |          | 390 | 346  | 338 | 312 | 267 | 221  | 116 |
| SIA-6-24/40 | 37   | 50   |          | 400 | 355  | 347 | 320 | 273 | 227  | 119 |
| SIA-6-24/41 | 37   | 50   |          | 410 | 364  | 355 | 328 | 280 | 232  | 122 |
| SIA-6-24/42 | 37   | 50   |          | 420 | 373  | 364 | 336 | 287 | 238  | 125 |

Figura 5.2. Catálogo de bombas SAER: Serie SIA-6. [26]

## 6.4. Anexo IV. Intercambiadores de carcasa y tubo. Dimensiones y características de diseño normalizadas

| O.D. of Tubing | E.W.G. Gauge | Thick-ness Inches | Internal Area Sq. Inch | Sq. Ft. External Surface Per Foot Length | Sq. Ft. Internal Surface Per Foot Length | Weight Per Ft. Length Steel Lbs.* | I. D. Tubing Inches | Moment of Inertia Inches <sup>4</sup> | Section Modulus Inches <sup>3</sup> | Radius of Gyration Inches | Constant C** | O. D. — I. D. | Metal Area (Transverse Metal Area) Sq. Inch |
|----------------|--------------|-------------------|------------------------|--|--|-----------------------------------|---------------------|---------------------------------------|-------------------------------------|---------------------------|--------------|---------------|---|
| 1/4            | 22           | .028              | .0295                  | .0655                                    | .0508                                    | .066                              | .194                | .00012                                | .00098                              | .0792                     | 46           | 1.289         | .0195                                       |
| 1/4            | 24           | .022              | .0333                  | .0655                                    | .0539                                    | .054                              | .206                | .00011                                | .00083                              | .0810                     | 52           | 1.214         | .0159                                       |
| 1/4            | 26           | .018              | .0360                  | .0655                                    | .0560                                    | .045                              | .214                | .00009                                | .00071                              | .0804                     | 58           | 1.168         | .0131                                       |
| 3/8            | 18           | .049              | .0603                  | .0982                                    | .0725                                    | .171                              | .277                | .00068                                | .0036                               | .1164                     | 94           | 1.354         | .0502                                       |
| 3/8            | 20           | .035              | .0731                  | .0982                                    | .0798                                    | .127                              | .305                | .00055                                | .0029                               | .1213                     | 114          | 1.233         | .0374                                       |
| 3/8            | 22           | .028              | .0799                  | .0982                                    | .0835                                    | .104                              | .319                | .00046                                | .0025                               | .1227                     | 125          | 1.176         | .0305                                       |
| 3/8            | 24           | .022              | .0860                  | .0982                                    | .0867                                    | .083                              | .331                | .00038                                | .0020                               | .1248                     | 134          | 1.133         | .0244                                       |
| 1/2            | 16           | .065              | .1075                  | .1309                                    | .0969                                    | .302                              | .370                | .0022                                 | .0086                               | .1556                     | 168          | 1.351         | .0888                                       |
| 1/2            | 18           | .049              | .1269                  | .1309                                    | .1052                                    | .236                              | .402                | .0018                                 | .0072                               | .1606                     | 198          | 1.244         | .0694                                       |
| 1/2            | 20           | .035              | .1452                  | .1309                                    | .1126                                    | .174                              | .430                | .0014                                 | .0056                               | .1649                     | 227          | 1.163         | .0511                                       |
| 1/2            | 22           | .028              | .1548                  | .1309                                    | .1162                                    | .141                              | .444                | .0012                                 | .0046                               | .1671                     | 241          | 1.126         | .0415                                       |
| 5/8            | 12           | .109              | .1301                  | .1636                                    | .1066                                    | .602                              | .407                | .0061                                 | .0197                               | .1864                     | 203          | 1.536         | .177  |
| 5/8            | 13           | .095              | .1486                  | .1636                                    | .1139                                    | .537                              | .435                | .0057                                 | .0183                               | .1903                     | 232          | 1.437         | .158  |
| 5/8            | 14           | .083              | .1655                  | .1636                                    | .1202                                    | .479                              | .459                | .0053                                 | .0170                               | .1938                     | 258          | 1.362         | .141  |
| 5/8            | 15           | .072              | .1817                  | .1636                                    | .1259                                    | .425                              | .481                | .0049                                 | .0156                               | .1971                     | 283          | 1.299         | .125  |
| 5/8            | 16           | .065              | .1924                  | .1636                                    | .1296                                    | .388                              | .495                | .0045                                 | .0145                               | .1993                     | 300          | 1.263         | .114  |
| 5/8            | 17           | .058              | .2035                  | .1636                                    | .1333                                    | .350                              | .509                | .0042                                 | .0134                               | .2016                     | 317          | 1.228         | .103  |
| 5/8            | 18           | .049              | .2121                  | .1636                                    | .1380                                    | .303                              | .527                | .0037                                 | .0118                               | .2043                     | 340          | 1.186         | .089  |
| 5/8            | 19           | .042              | .2296                  | .1636                                    | .1416                                    | .262                              | .541                | .0033                                 | .0105                               | .2068                     | 358          | 1.155         | .077  |
| 5/8            | 20           | .035              | .2419                  | .1636                                    | .1453                                    | .221                              | .555                | .0028                                 | .0091                               | .2089                     | 377          | 1.126         | .065  |
| 3/4            | 10           | .154              | .1923                  | .1963                                    | .1262                                    | .884                              | .402                | .0129                                 | .0344                               | .2229                     | 285          | 1.556         | .260  |
| 3/4            | 11           | .120              | .2043                  | .1963                                    | .1335                                    | .809                              | .510                | .0122                                 | .0326                               | .2267                     | 319          | 1.471         | .238  |
| 3/4            | 12           | .109              | .2223                  | .1963                                    | .1393                                    | .748                              | .532                | .0116                                 | .0309                               | .2299                     | 347          | 1.410         | .220  |
| 3/4            | 13           | .095              | .2463                  | .1963                                    | .1466                                    | .666                              | .560                | .0107                                 | .0285                               | .2340                     | 384          | 1.339         | .194  |
| 3/4            | 14           | .083              | .2675                  | .1963                                    | .1529                                    | .592                              | .584                | .0098                                 | .0262                               | .2376                     | 419          | 1.284         | .174  |
| 3/4            | 15           | .072              | .2884                  | .1963                                    | .1587                                    | .520                              | .606                | .0089                                 | .0238                               | .2410                     | 450          | 1.238         | .153  |
| 3/4            | 16           | .065              | .3019                  | .1963                                    | .1623                                    | .476                              | .620                | .0083                                 | .0221                               | .2433                     | 471          | 1.210         | .140  |
| 3/4            | 17           | .058              | .3157                  | .1963                                    | .1660                                    | .428                              | .634                | .0076                                 | .0203                               | .2455                     | 492          | 1.183         | .126  |
| 3/4            | 18           | .049              | .3339                  | .1963                                    | .1707                                    | .367                              | .652                | .0067                                 | .0178                               | .2484                     | 521          | 1.150         | .108  |
| 3/4            | 20           | .035              | .3632                  | .1963                                    | .1780                                    | .269                              | .680                | .0050                                 | .0134                               | .2532                     | 567          | 1.103         | .079  |
| 7/8            | 10           | .134              | .2892                  | .2291                                    | .1589                                    | 1.061                             | .607                | .0221                                 | .0505                               | .2662                     | 451          | 1.441         | .312  |
| 7/8            | 11           | .120              | .3166                  | .2291                                    | .1662                                    | .969                              | .732                | .0208                                 | .0475                               | .2703                     | 494          | 1.378         | .285  |
| 7/8            | 12           | .109              | .3390                  | .2291                                    | .1720                                    | .891                              | .857                | .0195                                 | .0449                               | .2736                     | 529          | 1.322         | .262  |
| 7/8            | 13           | .095              | .3585                  | .2291                                    | .1793                                    | .792                              | .985                | .0180                                 | .0411                               | .2778                     | 575          | 1.277         | .233  |
| 7/8            | 14           | .083              | .3948                  | .2291                                    | .1856                                    | .704                              | .709                | .0164                                 | .0374                               | .2815                     | 616          | 1.234         | .207  |
| 7/8            | 15           | .072              | .4359                  | .2291                                    | .1950                                    | .561                              | .745                | .0137                                 | .0312                               | .2873                     | 680          | 1.174         | .165  |
| 7/8            | 16           | .065              | .4742                  | .2291                                    | .2034                                    | .432                              | .777                | .0109                                 | .0249                               | .2925                     | 740          | 1.126         | .127  |
| 7/8            | 18           | .049              | .5090                  | .2291                                    | .2107                                    | .313                              | .805                | .0082                                 | .0187                               | .2972                     | 794          | 1.087         | .092  |
| 1              | 8            | .165              | .3526                  | .2618                                    | .1754                                    | 1.462                             | .670                | .0392                                 | .0784                               | .3009                     | 550          | 1.493         | .430  |
| 1              | 10           | .134              | .4208                  | .2618                                    | .1916                                    | 1.237                             | .732                | .0350                                 | .0700                               | .3098                     | 656          | 1.366         | .364  |
| 1              | 11           | .120              | .4536                  | .2618                                    | .1990                                    | 1.129                             | .760                | .0327                                 | .0654                               | .3140                     | 708          | 1.316         | .332  |
| 1              | 12           | .109              | .4863                  | .2618                                    | .2047                                    | 1.037                             | .782                | .0307                                 | .0615                               | .3174                     | 749          | 1.279         | .305  |
| 1              | 13           | .095              | .5153                  | .2618                                    | .2121                                    | .918                              | .810                | .0280                                 | .0559                               | .3217                     | 804          | 1.235         | .270  |
| 1              | 14           | .083              | .5463                  | .2618                                    | .2183                                    | .813                              | .834                | .0253                                 | .0507                               | .3255                     | 852          | 1.199         | .239  |
| 1              | 15           | .072              | .5755                  | .2618                                    | .2241                                    | .714                              | .856                | .0227                                 | .0455                               | .3291                     | 898          | 1.167         | .210  |
| 1              | 16           | .065              | .5945                  | .2618                                    | .2278                                    | .649                              | .870                | .0210                                 | .0419                               | .3314                     | 927          | 1.149         | .191  |
| 1              | 18           | .049              | .6390                  | .2618                                    | .2361                                    | .496                              | .902                | .0166                                 | .0332                               | .3366                     | 997          | 1.109         | .146  |
| 1              | 20           | .035              | .6793                  | .2618                                    | .2435                                    | .360                              | .930                | .0124                                 | .0247                               | .3414                     | 1060         | 1.075         | .106  |
| 1-1/4          | 7            | .160              | .3221                  | .3272                                    | .2330                                    | 2.057                             | .890                | .0890                                 | .1425                               | .3836                     | 970          | 1.404         | .605  |
| 1-1/4          | 8            | .145              | .3540                  | .3272                                    | .2409                                    | 1.921                             | .920                | .0847                                 | .1355                               | .3880                     | 1037         | 1.359         | .565  |
| 1-1/4          | 10           | .134              | .3774                  | .3272                                    | .2571                                    | 1.598                             | .982                | .0741                                 | .1186                               | .3974                     | 1182         | 1.273         | .470  |
| 1-1/4          | 11           | .120              | .4012                  | .3272                                    | .2644                                    | 1.448                             | 1.010               | .0688                                 | .1100                               | .4016                     | 1250         | 1.238         | .426  |
| 1-1/4          | 12           | .109              | .4365                  | .3272                                    | .2702                                    | 1.329                             | 1.032               | .0642                                 | .1027                               | .4052                     | 1305         | 1.211         | .391  |
| 1-1/4          | 13           | .095              | .4825                  | .3272                                    | .2775                                    | 1.173                             | 1.060               | .0579                                 | .0926                               | .4097                     | 1377         | 1.179         | .345  |
| 1-1/4          | 14           | .083              | .5229                  | .3272                                    | .2838                                    | 1.033                             | 1.084               | .0521                                 | .0833                               | .4136                     | 1440         | 1.153         | .304  |
| 1-1/4          | 16           | .065              | .5852                  | .3272                                    | .2932                                    | .823                              | 1.120               | .0426                                 | .0682                               | .4196                     | 1537         | 1.116         | .242  |
| 1-1/4          | 18           | .049              | .6422                  | .3272                                    | .3016                                    | .629                              | 1.152               | .0334                                 | .0534                               | .4250                     | 1626         | 1.085         | .185  |
| 1-1/4          | 20           | .035              | .7094                  | .3272                                    | .3089                                    | .456                              | 1.180               | .0247                                 | .0395                               | .4297                     | 1707         | 1.059         | .134  |
| 1-1/2          | 10           | .134              | 1.192                  | .3927                                    | .3225                                    | 1.955                             | 1.232               | .1354                                 | .1806                               | .4853                     | 1860         | 1.218         | .575  |
| 1-1/2          | 12           | .109              | 1.291                  | .3927                                    | .3356                                    | 1.618                             | 1.282               | .1159                                 | .1546                               | .4933                     | 2014         | 1.170         | .476  |
| 1-1/2          | 14           | .083              | 1.398                  | .3927                                    | .3492                                    | 1.258                             | 1.334               | .0931                                 | .1241                               | .5018                     | 2181         | 1.124         | .370  |
| 1-1/2          | 16           | .065              | 1.474                  | .3927                                    | .3587                                    | .996                              | 1.370               | .0756                                 | .1008                               | .5079                     | 2299         | 1.095         | .293  |
| 2              | 11           | .120              | 2.433                  | .5236                                    | .4608                                    | 2.410                             | 1.760               | .3144                                 | .3144                               | .6660                     | 3795         | 1.136         | .709  |
| 2              | 13           | .095              | 2.573                  | .5236                                    | .4739                                    | 1.934                             | 1.810               | .2586                                 | .2586                               | .6744                     | 4014         | 1.103         | .569  |
| 2-1/2          | 9            | .140              | 3.815                  | .6540                                    | .5770                                    | 3.719                             | 2.204               | .7592                                 | .6074                               | .8332                     | 5951         | 1.134         | 1.094                                       |

Figura 5.3. Intercambiadores de carcasa y tubos. Dimensiones y características de tubos. [16]

| 37   | 35   | 33   | 31  | 29  | 27  | 25  | 23¼ | 21¼ | 19¼ | 17¼ | 15¼ | 13¼ | 12  | 10 | 8  | I.D. of Shell (in.) |                      |            |
|------|------|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|----|----|---------------------|----------------------|------------|
| 1209 | 1143 | 1019 | 881 | 763 | 663 | 653 | 481 | 391 | 307 | 247 | 193 | 135 | 105 | 60 | 33 | ¾' on 1½' Δ         | Fired Tubes          | One-Pass   |
| 1127 | 1007 | 889  | 765 | 667 | 577 | 493 | 423 | 343 | 277 | 217 | 157 | 117 | 91  | 57 | 33 | ¾' on 1' Δ          |                      |            |
| 965  | 805  | 765  | 665 | 587 | 495 | 419 | 355 | 287 | 235 | 183 | 139 | 101 | 85  | 53 | 33 | ¾' on 1' □          |                      |            |
| 099  | 633  | 551  | 481 | 427 | 361 | 307 | 247 | 205 | 163 | 133 | 103 | 73  | 57  | 33 | 15 | 1' on 1¼' Δ         |                      |            |
| 595  | 545  | 477  | 413 | 359 | 303 | 255 | 215 | 179 | 139 | 111 | 83  | 65  | 45  | 33 | 17 | 1' on 1¼' □         |                      |            |
| 1242 | 1068 | 964  | 846 | 734 | 626 | 528 | 452 | 370 | 300 | 228 | 166 | 124 | 94  | 58 | 32 | ¾' on 1½' Δ         | Fired Tubes          | Two-Pass   |
| 1088 | 972  | 858  | 746 | 646 | 556 | 468 | 398 | 326 | 264 | 208 | 154 | 110 | 90  | 56 | 28 | ¾' on 1' Δ          |                      |            |
| 946  | 840  | 746  | 644 | 560 | 480 | 408 | 346 | 280 | 222 | 172 | 120 | 94  | 78  | 48 | 26 | ¾' on 1' □          |                      |            |
| 688  | 608  | 530  | 462 | 410 | 346 | 292 | 244 | 204 | 162 | 126 | 92  | 62  | 52  | 32 | 16 | 1' on 1¼' Δ         |                      |            |
| 584  | 522  | 460  | 402 | 348 | 298 | 248 | 218 | 172 | 136 | 106 | 76  | 50  | 40  | 20 | 12 | 1' on 1¼' □         |                      |            |
| 1126 | 1008 | 882  | 768 | 648 | 558 | 460 | 398 | 304 | 234 | 180 | 134 | 94  | 64  | 34 | 8  | ¾' on 1½' Δ         | U Tubes <sup>2</sup> | Three-Pass |
| 1000 | 882  | 772  | 674 | 566 | 464 | 406 | 336 | 270 | 212 | 158 | 108 | 72  | 60  | 26 | 8  | ¾' on 1' Δ          |                      |            |
| 884  | 778  | 688  | 586 | 500 | 436 | 362 | 304 | 242 | 188 | 142 | 100 | 72  | 52  | 30 | 12 | ¾' on 1' □          |                      |            |
| 610  | 532  | 460  | 396 | 340 | 284 | 234 | 192 | 154 | 120 | 84  | 68  | 42  | 26  | 8  | XX | 1' on 1¼' Δ         |                      |            |
| 526  | 464  | 406  | 350 | 304 | 256 | 214 | 180 | 134 | 100 | 76  | 58  | 38  | 22  | 12 | XX | 1' on 1¼' □         |                      |            |
| 1172 | 1024 | 904  | 788 | 680 | 576 | 484 | 412 | 332 | 260 | 196 | 154 | 108 | 84  | 48 | XX | ¾' on 1½' Δ         | Fired Tubes          | Four-Pass  |
| 1024 | 912  | 802  | 692 | 596 | 508 | 424 | 360 | 292 | 232 | 180 | 134 | 96  | 72  | 44 | XX | ¾' on 1' Δ          |                      |            |
| 880  | 778  | 688  | 590 | 510 | 440 | 360 | 308 | 242 | 192 | 142 | 120 | 88  | 72  | 48 | XX | ¾' on 1' □          |                      |            |
| 638  | 560  | 488  | 422 | 368 | 308 | 258 | 212 | 178 | 138 | 104 | 78  | 60  | 44  | 24 | XX | 1' on 1¼' Δ         |                      |            |
| 534  | 476  | 414  | 360 | 310 | 260 | 214 | 188 | 142 | 110 | 84  | 74  | 48  | 40  | 24 | XX | 1' on 1¼' □         |                      |            |
| 1092 | 978  | 852  | 740 | 622 | 534 | 438 | 378 | 286 | 218 | 166 | 122 | 84  | 56  | 28 | XX | ¾' on 1½' Δ         | U Tubes <sup>2</sup> | Five-Pass  |
| 968  | 852  | 744  | 648 | 542 | 462 | 386 | 318 | 254 | 198 | 146 | 98  | 64  | 52  | 20 | XX | ¾' on 1' Δ          |                      |            |
| 852  | 748  | 660  | 560 | 482 | 414 | 342 | 286 | 226 | 174 | 130 | 90  | 64  | 44  | 24 | XX | ¾' on 1' □          |                      |            |
| 584  | 508  | 444  | 376 | 322 | 260 | 218 | 178 | 142 | 110 | 74  | 50  | 30  | 20  | XX | XX | 1' on 1¼' Δ         |                      |            |
| 500  | 440  | 384  | 330 | 286 | 238 | 198 | 160 | 122 | 90  | 60  | 50  | 32  | 10  | XX | XX | 1' on 1¼' □         |                      |            |
| 1106 | 964  | 844  | 732 | 632 | 532 | 440 | 372 | 294 | 230 | 174 | 116 | 80  | XX  | XX | XX | ¾' on 1½' Δ         | Fired Tubes          | Six-Pass   |
| 964  | 852  | 744  | 640 | 548 | 464 | 388 | 322 | 258 | 202 | 156 | 104 | 66  | XX  | XX | XX | ¾' on 1' Δ          |                      |            |
| 818  | 724  | 634  | 536 | 460 | 394 | 324 | 266 | 212 | 158 | 116 | 78  | 54  | XX  | XX | XX | ¾' on 1' □          |                      |            |
| 586  | 514  | 442  | 382 | 338 | 274 | 226 | 182 | 150 | 112 | 82  | 56  | 34  | XX  | XX | XX | 1' on 1¼' Δ         |                      |            |
| 484  | 430  | 368  | 318 | 268 | 220 | 184 | 154 | 116 | 88  | 66  | 44  | XX  | XX  | XX | XX | 1' on 1¼' □         |                      |            |
| 1058 | 944  | 820  | 716 | 606 | 510 | 416 | 358 | 272 | 206 | 156 | 110 | 74  | XX  | XX | XX | ¾' on 1½' Δ         | U Tubes <sup>2</sup> | Seven-Pass |
| 940  | 826  | 720  | 620 | 518 | 440 | 366 | 300 | 238 | 184 | 134 | 88  | 56  | XX  | XX | XX | ¾' on 1' Δ          |                      |            |
| 820  | 718  | 632  | 534 | 458 | 392 | 322 | 268 | 210 | 160 | 118 | 80  | 56  | XX  | XX | XX | ¾' on 1' □          |                      |            |
| 562  | 488  | 426  | 350 | 304 | 252 | 206 | 168 | 130 | 100 | 68  | 42  | 30  | XX  | XX | XX | 1' on 1¼' Δ         |                      |            |
| 478  | 420  | 362  | 316 | 268 | 224 | 182 | 152 | 110 | 80  | 60  | 42  | XX  | XX  | XX | XX | 1' on 1¼' □         |                      |            |
| 1040 | 902  | 790  | 682 | 576 | 484 | 398 | 332 | 258 | 198 | 140 | 94  | XX  | XX  | XX | XX | ¾' on 1½' Δ         | Fired Tubes          | Eight-Pass |
| 902  | 798  | 694  | 588 | 496 | 422 | 344 | 280 | 224 | 170 | 124 | 82  | XX  | XX  | XX | XX | ¾' on 1' Δ          |                      |            |
| 760  | 662  | 576  | 490 | 414 | 352 | 286 | 228 | 174 | 132 | 94  | XX  | XX  | XX  | XX | XX | ¾' on 1' □          |                      |            |
| 542  | 466  | 400  | 342 | 298 | 240 | 190 | 154 | 120 | 90  | 66  | XX  | XX  | XX  | XX | XX | 1' on 1¼' Δ         |                      |            |
| 438  | 382  | 334  | 280 | 230 | 192 | 150 | 128 | 94  | 74  | XX  | XX  | XX  | XX  | XX | XX | 1' on 1¼' □         |                      |            |
| 1032 | 916  | 798  | 688 | 578 | 490 | 398 | 342 | 254 | 190 | 142 | 102 | 68  | XX  | XX | XX | ¾' on 1½' Δ         | U Tubes <sup>2</sup> | Nine-Pass  |
| 908  | 796  | 692  | 600 | 498 | 422 | 350 | 296 | 226 | 170 | 122 | 82  | 52  | XX  | XX | XX | ¾' on 1' Δ          |                      |            |
| 792  | 692  | 608  | 512 | 438 | 374 | 300 | 254 | 194 | 146 | 106 | 70  | 48  | XX  | XX | XX | ¾' on 1' □          |                      |            |
| 540  | 464  | 404  | 340 | 290 | 238 | 190 | 154 | 118 | 90  | 58  | 38  | 24  | XX  | XX | XX | 1' on 1¼' Δ         |                      |            |
| 450  | 396  | 344  | 300 | 254 | 206 | 170 | 142 | 98  | 70  | 50  | 34  | XX  | XX  | XX | XX | 1' on 1¼' □         |                      |            |
| 37   | 35   | 33   | 31  | 29  | 27  | 25  | 23¼ | 21¼ | 19¼ | 17¼ | 15¼ | 13¼ | 12  | 10 | 8  | I.D. of Shell (in.) |                      |            |

Figura 5.4. Diámetro de carcasa y número de tubos en distintas configuraciones. [16]

## 6.5. Anexo V. Tablas utilizadas para el cálculo de coste de la instalación y coste de producción

| Tabla 1.- Exponentes de Williams para equipos |                                    |               | Tabla 2.- Exponentes de Williams para diversos proceso |               |
|---|------------------------------------|---------------|--|---------------|
| Equipo  | Capacidad ( $A_i$ )                | Exponente (n) | Tipo de planta   | Exponente (n) |
| Aspiradores                                   | Caudal                             | 0,87          | Óxido de etileno                                       | 0,79          |
| Bombas  | Caudal o potencia                  | 0,52-0,76     | Etanol   | 0,6           |
| Intercambiadores de calor                     | Área de intercambio                | 0,6           | Estireno   | 0,68          |
| Colectores de polvo                           | Caudal                             | 0,84          | Butadieno  | 0,59          |
| Compresores                                   | Caudal                             | 0,73          | Coquización de petróleo                                | 0,58          |
| Cristalizadores                               | Volumen                            | 0,8-0,85      | Formaldehido   | 0,58          |
| Depósitos                                     | Volumen                            | 0,65          | Benceno  | 0,61          |
| Desintegradores mecánicos                     | Potencia y capacidad de producción | 0,60-0,72     | Ácido nítrico  | 0,56          |
| Sedimentadores                                | Superficie libre                   | 0,30-0,72     | Oxígeno  | 0,64          |
| Evaporadores                                  | Área de intercambio                | 0,5-0,70      | Acetileno  | 0,75          |
| Filtros                                       | Superficie de filtración           | 0,50-0,70     | Metanol  | 0,83          |
| Mezcladores                                   | Volumen y potencia                 | 0,35-0,7      | Sosa   | 0,35          |
| Secadores                                     | Superficie de carga                | 0,9           | Amoniaco   | 0,74          |
| Soplantes                                     | Caudal                             | 0,3-0,6       | Etileno  | 0,58          |
| Tamizadoras                                   | Superficie de tamizado             | 0,28-0,8      |  |               |
| Torres  | Diámetro                           | 0,72-1,20     |  |               |
| Transportadores y elevadores                  | Longitud o distancia               | 0,74-0,89     |  |               |

Figura 5.5. Parámetros de capacidad y exponentes de Williams específico de cada equipo. [24]



| Tabla 4. Coste final del equipo (corrección por P, T y materiales) |   |
|--|---|
| Equipo   | Correlación   |
| Intercambiadores de calor, Vasija y bomba                          | $C_{T,a} = C_{\text{equipos}}^0 \cdot F_{BM} = C_{\text{equipos}}^0 \cdot (B_1 + B_2 \cdot F_M \cdot F_p)$ (Costes fabricación, preparación y envío)  |
| Compresores y soplantes  | $C_{T,a} = C_{\text{equipos}}^0 \cdot F_{BM}$   |
| Evaporadores y vaporizadores                                       | $C_{T,a} = C_{\text{equipos}}^0 \cdot F_{BM} \cdot F_p$   |
| Ventiladores   | $C_{T,a} = C_{\text{equipos}}^0 \cdot F_{BM} \cdot F_p$   |
| Calderas y Hornos  | $C_{T,a} = C_{\text{equipos}}^0 \cdot F_{BM} \cdot F_p \cdot F_T$ $F_T = 1 + 0,00184 \cdot \Delta T - 0,00000335(\Delta T)^2$ Donde: $F_T$ es el factor de sobrecalentamiento en calderas de vapor<br>$\Delta T$ = Sobrecalentamiento en °C                               |
| Turbinas   | $C_{T,a} = C_{\text{equipos}}^0 \cdot F_{BM}$   |
| Columnas de plato y separadores de gotas                           | $C_{T,a} = C_{\text{equipos}}^0 \cdot N \cdot F_M \cdot F_q$ $\log_{10} F_q = 0,4771 + 0,08516 \cdot \log_{10} N - 0,3473(\log_{10} N)^2 \text{ si } N < 20$ $F_q = 1 \text{ si } N > 20$ Donde: N es el número de platos<br>$F_q$ es un factor de corrección en C. plato |
| Columnas de relleno  | $C_{T,a} = C_{\text{equipos}}^0 \cdot F_{BM}$   |

Nota: Factores de corrección obtenidos a partir del ANEXO I teniendo en cuenta el equipo

- $C_{\text{equipos}}^0$  Coste del equipo calculado mediante correlación o mediante la regla de Williams
- $F_{BM}$  es un factor de corrección que computa el efecto del material
- $F_M$  es un factor de corrección que depende del material de construcción
- $F_p$  es un factor de corrección que depende de la presión
- $B_i$  son parámetros característicos del equipo

Figura 5.6. Factores de corrección de costes específicos de cada equipo. [24]

| Tabla 8. Factores de chilton |  |   |                  |      |  |                                     |             |
|------------------------------|--|---|------------------|------|--|-------------------------------------|-------------|
| Item                         | Concepto   | Factor                                      | Concepto         | Item | Concepto   | Factor                              | Concepto    |
| 1                            | Coste equipos principales  | 1   | 1                | 7    | Líneas exteriores<br>Unidad Integrada<br>Unidad Separada<br>Unidad Dispersa  | 0- 0,05<br>0,05-0,15<br>0,15-0,25   | 2<br>2<br>2 |
| 2                            | Coste equipos instalados   | 1,4 - 2,20                                  | 1                | 8    | <b>Coste Directo Total</b>   | <b>Suma conceptos (2 a 7)</b>       |             |
| 3                            | Tuberías<br>Planta sólidos<br>Planta mixta<br>Planta fluidos   | 0,07- 0,10<br>0,10- 0,30<br>0,30-0,60       | 2<br>2<br>2      | 9    | Ingeniería y construcción<br>Complejidad simple<br>Complejidad complicada  | 0,20 - 0,35<br>0,35-0,50            | 8<br>8      |
| 4                            | Instrumentación<br>Poca automatización<br>Algo de automatización<br>Completa automatización                            | 0,02- 0,05<br>0,05- 0,10<br>0,10- 0,15      | 2<br>2<br>2      | 10   | Contingencia y beneficio del contratista<br>Proceso Completado<br>Proceso sujeto a cambios<br>Proceso especulativo | 0,10-0,20<br>0,20-0,30<br>0,30-0,50 | 8<br>8<br>8 |
| 5                            | Edificios y preparación del terreno<br>Planta existente<br>Planta externa<br>Mixta<br>Interna                          | 0<br>0,05- 0,20<br>0,20- 0,60<br>0,60- 1,00 | 2<br>2<br>2<br>2 | 11   | Factor del tamaño<br>Grande<br>Pequeña<br>Planta piloto  | 0-0,05<br>0,05-0,15<br>0,15-0,35    | 8<br>8<br>8 |
| 6                            | Auxiliares (potencia, vapor, agua)<br>Ninguna extensión<br>Pequeña ampliación<br>Ampliación grande<br>Nuevas extensión | 0<br>0-0,05<br>0,05-0,25<br>0,25-1          | 2<br>2<br>2<br>2 | 12   | <b>Coste indirecto total</b>   | <b>Suma conceptos (9 a 11)</b>      |             |
|                              |  |   |                  | CTF  | <b>Suma conceptos (8+12)</b>   |                                     |             |

Figura 5.7. Factores de Chilton para el cálculo del coste total de inversión. [24]

| Tabla 10.- Precios de items variables en una planta química |   |  |   |
|---|---|--|---|
| Item  | Precio (\$ <sub>2007</sub> /Unidad <sub>cálculo</sub> ) | Item   | Precio (\$ <sub>2007</sub> /Unidad <sub>cálculo</sub> ) |
| <b>Combustible</b>  |   | <b>Agua Procesos para</b>                            |   |
| Carbón  | 1,07 \$/GJ  | Uso  | 0,067 \$/1000 kg  |
| Fuel-oil  | 6 \$/GJ   | Alimentación caldera a 115°C                         | 2,45 \$/1000 kg   |
| Pet-Coke  | 0,20 \$/GJ  | Consumo humano                                       | 0,26 \$/1000 kg   |
| Gas Natural   | 6 \$/GJ   | Desionizada  | 1 \$/1000 kg  |
| <b>Vapor saturado</b>                                       |   | <b>Agua de refrigeración (RW) de 5°C a 15 °C</b>     | 4,43 \$/GJ  |
| Vapor hp (41 barg, 254°C)                                   | 16,64 \$/1000 kg  |  |   |
| Vapor mp (10 barg, 184°C)                                   | 8,22 \$/1000 kg   |  |   |
| Vapor lp (5 barg, 160°C)                                    | 7,78 / 1000 kg  |  |   |
| <b>Electricidad</b>   | 0,06 \$/kW-h  | <b>Agua de enfriamiento (CW) de 30°C a 45 °C</b>     | 14,8 \$/ 1000 kg  |
| <b>Aire comprimido presurizado</b>                          |   | <b>Agua residual</b>                                 |   |
| 6 bar   | 0,49\$/100 Nm <sup>3</sup>                              | A desecho peligroso                                  | 200-2000 \$/1 t   |
| 3,3 bar   | 0,35\$/100 Nm <sup>3</sup>                              | A desecho no peligroso                               | 36 \$/1 t   |
|   |   | A tratamiento 1º (filtración)                        | 41 \$/1000 m <sup>3</sup>                               |
|   |   | A tratamiento 2º (Filtración + lodos)                | 43 \$/1000 m <sup>3</sup>                               |
|   |   | A tratamiento 3º (Filtración + lodos+ trat. Químico) | 56 \$/1000 m <sup>3</sup>                               |

Figura 5.8. Precios de los Utilities. [24]

| Tabla 11.- Estimación de número de operarios en función del equipamiento |                 |                               |                 |
|--|-----------------|-------------------------------|-----------------|
| Equipo   | Operario/unidad | Equipo                        | Operario/unidad |
| Bombas y compresores   | 0,1 – 0,2       | Filtros a vacío               | 0,125 – 0,25    |
| Separador Centrifugo   | 0,25 – 0,5      | Filtros                       | 1               |
| Cristalizador mecánico   | 0,16            | Intercambiadores de calor     | 0,1             |
| Secador rotativo   | 0,5             | Torres (incluidos auxiliares) | 0,2 – 0,5       |
| Spray dryer  | 1               | Reactores tipo batch          | 1               |
| Evaporador   | 0,25            | Reactores continuos           | 0,5             |
| Vasijas y tanques  | 0,2 – 0,5       | Hornos                        | 0,5             |

Figura 5.9. Parámetros específicos de cada equipo para la estimación de operarios. [24]

| Tabla 9.- Items para calcular el coste total de producción de una planta química |                            |                                      |  |                      |                       |
|--|----------------------------|--------------------------------------|--|----------------------|-----------------------|
| Item   | Costes                     | Valores típicos                      | Item                                       | Costes               | Valores típicos       |
| 1  | Materias primas            | Datos del diagrama del proceso       | 8  | Supervisión          | 20 % MOD              |
| 2  | Electricidad, vapor, agua  | Según diagrama de proceso (Tabla 10) | 9  | Dirección en planta  | 50 % MOD              |
| 3  | Materiales Auxiliares      | 100 % Gastos de mantenimiento        | 10   | Cargas de capital    | 15 % CTF              |
| 4  | Mantenimiento              | 5- 10 % Capital fijo (CTF)           | 11   | Seguros              | 1 % CTF               |
| 5  | Empaquetado y envío        | Despreciable                         | 12   | Impuestos locales    | 2 % CTF               |
| 6  | Mano de obra directa (MOD) | Según estimaciones (Tabla 11)        | 13   | Royalties            | 1 % CTF               |
| 7  | Costes de laboratorio      | 20 % MOD                             | <b>Coste de producción directo (DPC)</b>   |                      | <b>Suma (1 a 13)</b>  |
| Item   | Costes                     | Valores típicos                      | Item                                       | Costes               | Valores típicos       |
| 14   | Generales                  | 60% total de materiales auxiliares   | 17   | Seguros              | 1% CTF                |
| 15   | G. Administración          | 2% CTF                               | 18   | Recuperación capital | 1,098%CTF             |
| 16   | Impuestos                  | 1% CTF                               | <b>Coste de producción indirecto (CPI)</b> |                      | <b>Suma (14 a 18)</b> |

Figura 5.10. Conceptos para el cálculo del coste total de producción de la planta. [24]

# 7 BIBLIOGRAFÍA

---

- [1] NIST Chemistry WebBook [en línea, 26/02/2021]  
<https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?ID=C64175&Units=SI>
- [2] NIST Chemistry WebBook [en línea, 26/02/2021]  
<https://webbook.nist.gov/cgi/cbook.cgi?Name=butanol&Units=SI>
- [3] DOW Chemical Company , 2013 [http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh\\_08d7/0901b803808d7232.pdf?filepath=productsafety/pdfs/noreg/233-00247.pdf&fromPage=GetDoc](http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_08d7/0901b803808d7232.pdf?filepath=productsafety/pdfs/noreg/233-00247.pdf&fromPage=GetDoc)
- [4] GoogleMaps: <https://www.google.com/maps/place/Bioetanol+Galicia+SA/@43.1560523,-8.0255502,17z/data=!4m5!3m4!1s0xd2e40b44e2efb19:0xf2f6b8d670136366!8m2!3d43.1560523!4d-8.0233615>
- [5] Javier Sanz Ferreruela (2016). *Análisis tecno-económico del proceso de producción de butanol a partir de biomasa lignocelulósica por vía termoquímica*. Trabajo de fin de grado para optar al título de ingeniero químico. Universidad Politécnica de Madrid. Páginas 8-11.  
[http://oa.upm.es/40350/1/TFG\\_JAVIER\\_SANZ\\_FERRERUELA.pdf](http://oa.upm.es/40350/1/TFG_JAVIER_SANZ_FERRERUELA.pdf)
- [6] Guillermo Ceba Alcón (2018). *Análisis técnico-económico de la producción de butanol a partir de bioetanol*. Trabajo de fin de grado para optar al título de ingeniero industrial. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla. Páginas 5-6.  
<http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/5934/fichero/PFC-5934-CEBA.pdf>
- [7] Abengoa Bioenergía Nuevas Tecnologías, Sevilla (ES), 2019. Proceso de obtención de alcoholes superiores. (Patente US 10, 301, 241 B2).  
<https://patentimages.storage.googleapis.com/e3/91/9e/1b702e0fde8225/US10301241.pdf>
- [8] Christopher R. Ho, Sankaranarayananpillai Shylesh and Alexis T. Bell. *Mechanism and Kinetics of Ethanol Coupling to Butanol over Hydroxyapatite*. Department of Chemical and Biomolecular Engineering, University of California. *ACS Publications*, 58. Páginas 12.981–12.995.
- [9] Manuel Campoy Naranjo. *Tema 1: Introducción a los reactores heterogéneos*. Apuntes de la asignatura Reactores Heterogéneos 4º GIQ-GITI. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla.
- [10] Air Liquide Engineering & Construction [en línea, 20/07/2021]  
<https://www.engineering-airliquide.com/es/purificacion-hidrogeno-por-adsorcion-por-oscilacion-presion-psa>
- [11] Propiedades térmicas de la materia [en línea, 18/07/2021]  
<http://imartinez.etsiae.upm.es/~isidoro/bk3/Appendices/Propiedades%20termicas%20de%20la%20materia.pdf>
- [12] Luis Cañadas Serrano. *Impulsión de líquidos*. Apuntes de la asignatura Operaciones Básicas con Sólidos y Fluidos 3º GIQ-GITI. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla

- [13] Ángel Luis Villanueva Perales. *Tema 5: Simulación y Optimización de equipos de intercambio de calor y energía mecánica*. Apuntes de la asignatura Simulación y Optimización de Procesos Químicos 4º GIQ. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla. Páginas 1-27.
- [14] Benito Navarrete Rubia. *Tema 4: Diagramas de Proceso*. Apuntes de la asignatura Ingeniería de Procesos 3º GIQ. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla. Página 11.
- [15] David Velázquez Alonso. *Tema 1: Intercambiadores de Calor*. Apuntes de la asignatura Tecnología Energética 3º GIQ-GITI. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla.
- [16] Rocío González Falcón y David Velázquez. *Tablas y gráficos*. Apuntes de la asignatura Tecnología Energética 3º GIQ-GITI. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla.
- [17] Coulson & Richardson's. *Chemical Engineering Desing. Volume 6. Fourth edition*. R.K. Sinnott (2005).
- [18] Serth, Robert W.; Lestina, Thomas. *Process heat transfer: principles and applications*. Oxford, England. Waltham, Massachusetts: Academic Press; 2014.
- [19] Manuel Campoy Naranjo. *Tema 4: Reactores catalíticos Solido-Fluido*. Apuntes de la asignatura Reactores Heterogéneos 4º GIQ-GITI. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla.
- [20] Robert H. Perry. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8ª edition, McGraw-Hill.
- [21] Luis Francisco Vilches Arenas. *Tema 6: Equilibrio de fases multicomponentes*. Apuntes de la asignatura Cinética y Termodinámica Química Aplicadas 2º GIQ. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla.
- [22] Phillip C. Wankat, *Ingeniería de procesos de separación*. (2ª edición), 2008.
- [23] A. Narváez-García et al. *Método corto para la destilación discontinua multicomponente considerando una política de reflujo variable*. Revista Mexicana de Ingeniería Química. Vol. 12. No. 3 (2013).
- [24] Esmeralda Portillo. Anexo I. *Parámetros de cálculo de adquisiciones de equipos mediante correlaciones*. Apuntes de la asignatura Ingeniería de Procesos 3º GIQ. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla.
- [25] María Eladía Gallego Martínez. *Bloque II. Inversiones y financiación*. Apuntes de la asignatura Organización y Gestión de empresas 4 GIQ-GITI. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla.
- [26] Bombas Saer. Catálogo 2019.
- [27] Independent Commodity Intelligence Services [en línea, 22/08/2021]  
<https://www.icis.com/explore/chemicals/channel-info-chemicals-a-z/>