



FACULTAD DE CIENCIAS

GRADO EN INGENIERÍA

DE

PROCESOS QUÍMICOS INDUSTRIALES

D. Leon Felipe Sánchez Malaver

**INTEGRACIÓN ENERGÉTICA Y DISEÑO
DE INTERCAMBIADORES DE CALOR
PARA UNA PLANTA LURGI CON 100 t/h
DE PRODUCCIÓN DE METANOL**

Trabajo fin de grado

Julio 2022

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer a mi familia por haberme apoyado y guiado durante esta etapa y haberla hecha posible gracias a su esfuerzo, en especial a mi madre, mi padre, mi hermana. También a mis amigos que han hecho de estos años unos años sumamente especiales y por todos los buenos ratos compartidos. De la misma manera, agradecer a todos los profesores que me han enseñado y ayudado a formarme profesionalmente, en especial a mi tutor D. Gerardo Pereira Gonçalves y finalmente a Dios.

INTEGRACIÓN ENERGÉTICA Y DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR PARA UNA PLANTA LURGI CON 100 t/h DE PRODUCCIÓN DE METANOL

RESUMEN

Este trabajo de fin de grado tiene como objetivo realizar la integración energética y el diseño de los equipos de intercambio de calor para una planta industrial que produce 100t/h de metanol por el método Lurgi.

En primer lugar, se analizarán, mediante los métodos *pinch* y TID (diagrama de intervalos de temperaturas) las posibles configuraciones de intercambio de calor entre las diferentes corrientes del proceso con el fin de minimizar el uso de fuentes externas de energía (*utilities*).

Para ello, se tomarán como referencia el diagrama de flujo y las condiciones de operación de una instalación industrial descrita previamente y cuya simulación con el software HYSYS ha sido realizada en otros trabajos de fin de grado.

Una vez determinada las condiciones óptimas de intercambio de calor, se procederá a diseñar los equipos necesarios para conseguir minimizar el uso de *utilities* y lograr un mayor ahorro energético y por lo tanto también económico.

Este trabajo constará de cinco documentos, estos serán una memoria descriptiva con sus correspondientes anejos, planos, pliego de condiciones, presupuestos y bibliografía. En todos ellos se detallarán todos los cálculos, esquemas, procedimientos y conclusiones llevados a cabo a lo largo de este trabajo de fin de grado.

Palabras claves: Metanol, intercambiadores de calor, Integración energética, ahorro energético, método lurgi, diseño.

ENERGY INTEGRATION AND HEAT EXCHANGER DESIGN FOR A LURGI PLANT WITH 100 t/h OF METHANOL PRODUCTION

SUMMARY

This final degree work aims to perform the energy integration and the design of heat exchanger equipment for an industrial plant producing 100t/h of methanol by the Lurgi method.

First of all, the possible heat exchange configurations between the different process streams will be analyzed using the pinch and TID (temperature interval diagram) methods in order to minimize the use of external energy sources (utilities).

For this purpose, the flow diagram and the operating conditions of an industrial installation previously described and whose simulation with HYSYS software has been carried out in other final degree works will be taken as a reference.

Once the optimal heat exchange conditions have been determined, we will proceed to design the necessary equipment to minimize the use of utilities and achieve greater energy and therefore also economic savings.

This work will consist of five documents, these will be a descriptive report with its corresponding annexes, plans, specifications, budgets and bibliography. In all of them, all the calculations, schemes, procedures and conclusions carried out throughout this final degree work will be detailed.

Keywords: Methanol, heat exchangers, energy integration, energy saving, lurgi method, design.

INTEGRACIÓN ENERXÉTICA E DESEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR PARA UNHA PLANTA LURGI CON 100 t/h DE PRODUCCIÓN DE METANOL

RESUMO

Este traballo de fin de grao ten como obxectivo realizar a integración enerxética e o deseño dos equipos de intercambio de calor para unha planta industrial que produce 100t/h de metanol polo método Lurgi. En primeiro lugar, analizaranse, mediante os métodos pinch e TID (diagrama de intervalos de temperaturas) as posibles configuracións de intercambio de calor entre as diferentes correntes do proceso co fin de minimizar o uso de fontes externas de enerxía (utilities).

Para iso, tomaranse como referencia o diagrama de fluxo e as condicións de operación dunha instalación industrial descrita previamente e cuxa simulación co software HYSYS foi realizada noutros traballos de fin de grao.

Unha vez determinada as condicións óptimas de intercambio de calor, procederase a deseñar os equipos necesarios para conseguir minimizar o uso de utilities e lograr un maior aforro enerxético e por tanto tamén económico.

Este traballo constará de cinco documentos, estes serán unha memoria descritiva cos seus correspondentes anejos, planos, prego de condicións, orzamentos e bibliografía. En todos eles detallaranse todos os cálculos, esquemas, procedementos e conclusións levados a cabo ao longo deste traballo de fin de grao.

Palabras craves: Metanol, intercambiadores de calor, Integración enerxética, aforro enerxético, método lurgi, deseño

ÍNDICE GENERAL

Documento 1. Memoria

- Anejo 1. Memoria descriptiva
- Anejo 2. Hojas de especificaciones
- Anejo 3. Cálculos justificativos
- Anejo 4. Evaluación financiera

Documento 2. Planos

- Plano 1: Diagrama del flujo del proceso inicial
- Plano 2: Diagrama de flujo propuesto para la integración energética
- Plano 3: Diagrama de flujo final
- Plano 4: Equipo E-102
- Plano 5: Disposición de tubos del equipo E-102
- Plano 6: Equipo E-103
- Plano 7: Disposición de tubos del equipo E-103
- Plano 8: Equipo E-104
- Plano 9: Disposición de tubos del equipo E-104
- Plano 10: Equipo RB-100
- Plano 11: Disposición de tubos del equipo RB-100
- Plano 12: Equipo AC-100
- Plano 13: Disposición de tubos del equipo AC-100

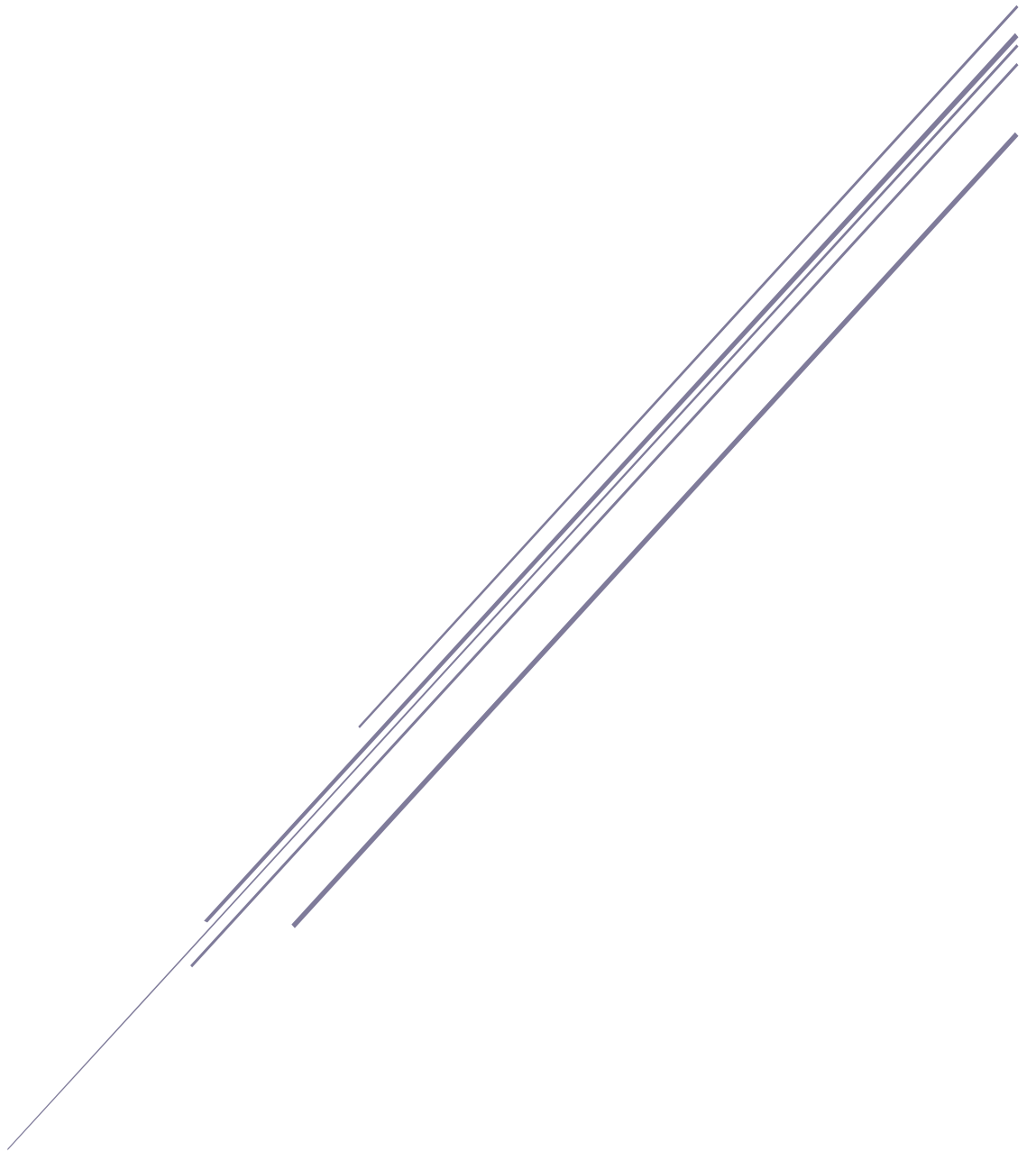
Documento 3. Pliego de condiciones

Documento 4. Presupuestos

Documento 5. Bibliografía

DOCUMENTO 1. MEMORIA

Integración energética y diseño de intercambiadores de calor para una planta Lurgi con 100 t/h de producción de metanol



ÍNDICE

Anejo 1. Memoria Descriptiva

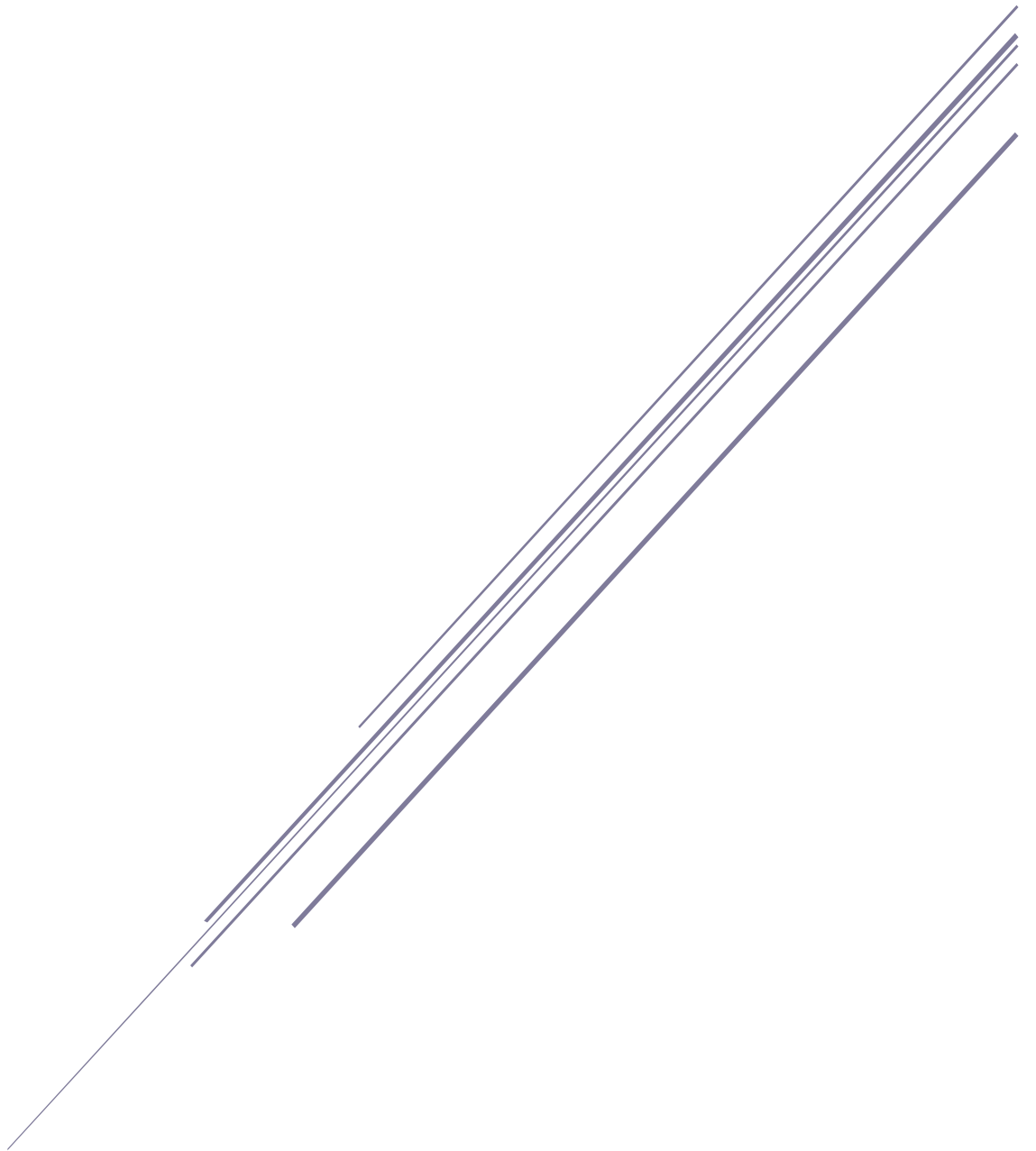
Anejo 2. Hojas de especificaciones

Anejo 3. Cálculos Justificativos

Anejo 4. Evaluación financiera

ANEJO 1. MEMORIA DESCRIPTIVA

Integración energética y diseño de intercambiadores de calor para una planta Lurgi con 100 t/h de producción de metanol



Índice de contenido

1. Introducción	3
2. Objetivo y descripción del Proyecto	4
2.1. Objetivos	4
2.2. Descripción del Proyecto.....	5
3. Marco teórico	7
3.1. Metanol. Definición y características	7
3.2. Mercado y consumo del metanol.....	8
3.3. Producción metanol-lurgi.....	11
3.4. Materias primas	12
3.5. Productos y usos	13
4. Condicionantes	15
5. El proceso productivo	16
6. Proceso de Integración energética	19
7. Diseño Intercambiadores de calor	22
8. Evaluación financiera	27
9. Presupuestos	28

Índice de Tablas

1. Tabla 1:Propiedades del metanol	7
2. Tabla 1: Datos de las corrientes del proceso	17
3. Tabla 1: Datos de las <i>utilities</i> usadas en el proceso	19

Índice de Figuras

1. Figura 1: Descripción del proyecto	5
2. Figura 2: Molécula de metanol	8
3. Figura 3: Producción mundial de metanol en el año 2020	9
4. Figura 4: Consumo mundial de metanol en el año 2020	10
5. Figura 5: Esquema proceso Lurgi	12
6. Figura 6: Nomenclatura TEMA para intercambiadores de carcasa y tubo	24
7. Figura 7: Esquema del equipo E-102	25
8. Figura 8: Esquema del equipo E-103	25
9. Figura 9: Esquema del equipo E-104	26
10. Figura 10: Esquema del equipo RB-100	26
11. Figura 11: Esquema del equipo AC-100	27
12. Figura 12: Resumen general de los presupuestos	28

1. Introducción

Desde la Revolución Industrial, la humanidad ha avanzado proporcionalmente al crecimiento y desarrollo de nuevas tecnologías y su implantación en la industria para obtener productos de consumo en la vida cotidiana. La industria es el eje central de nuestra economía y nuestro estilo de vida, ya que es el principal motor de innovación y desarrollo tecnológico. Gracias a ella se puede tener electricidad en las casas, coches, ropa, alimentos, dispositivos tecnológicos y un sinnúmero de productos que se utilizan en el día a día. También consta de complejos procesos productivos y tecnologías que requieren grandes instalaciones, equipos, por lo cual es de suma importancia no solo diseñar nuevos procesos sino también mejorar los ya existentes.

La industria definida por la real academia de la lengua como “conjunto de operaciones materiales ejecutadas para la obtención, transformación, o transporte de uno o varios productos naturales”, en este caso ese producto será el metanol. Dentro de las distintas áreas que puede tener la industria, una de las más importantes es el área de los derivados petroquímicos. Como su nombre indica, consiste en la obtención de productos o subproductos a través del procesamiento de materias primas provenientes del petróleo o el gas natural. La industria petroquímica ha sido una de las industrias que ha experimentado un mayor crecimiento desde el siglo XX, debido a la creciente demanda de energía y de productos para la industria química y es por ello por lo que es una de las más amplias en cuanto a productos y subproductos. Entre los muchos productos que se pueden obtener algunos de los más conocidos son gasolina para coches, queroseno para aviones, plásticos, fertilizantes, asfalto. Otro, menos popular, pero muy importante en la industria, es el metanol. El metanol es un alcohol de un enlace sencillo que se emplea en la producción de muchos objetos de nuestra vida diaria. El metanol se puede obtener de diferentes fuentes, aunque la más utilizada a nivel industrial es el gas natural.

Como se mencionó anteriormente, la industria depende del desarrollo de nuevas tecnologías para su avance y mejoría, pero no solo nuevos procesos y métodos permiten dicho avance. La reingeniería y optimización de procesos ya existentes son clave y sumamente importantes para el avance industrial. En el

mundo actual en constante cambio e inestabilidad, la optimización de procesos ya existentes permite a las empresas blindarse ante la variación impredecible de precios, la disponibilidad de materias primas o de fuentes externas de energía para su funcionamiento efectivo. Asimismo, la optimización también es una forma de cumplir con nuevos objetivos ambientales con la finalidad de desarrollar una industria más amigable y sostenible y, de la misma manera, de reducir costes de operación con el fin de aumentar los beneficios.

Entre los muchos métodos para la optimización de una planta, uno de los más utilizados en la industria el rediseño de redes integradas ya sea de materia o de energía. La integración busca aprovechar al máximo los recursos y disminuir los costes. La industria petroquímica -y en particular las plantas de producción de metanol- consumen grandes recursos de energía y materias primas, por ello es de suma importancia mejorar la producción a través de la integración energética o de materia, con la finalidad de obtener una mejor producción.

2. Objetivo y descripción del Proyecto

2.1. Objetivos

El objetivo de este trabajo es realizar la integración energética de una instalación industrial que produce 100 t/h de metanol.

Dado que dicha integración dará como resultado la modificación de la secuencia de operaciones básicas del proceso, especialmente en lo relativo a las operaciones de intercambio de calor entre corrientes, se diseñarán los equipos necesarios para que el proceso tenga lugar tal y como se desea.

Finalmente, se analizará la viabilidad económica de los cambios propuestos, teniendo en cuenta la inversión total necesaria para modificar el proceso y el ahorro económico derivado de la integración energética alcanzada.

En primer lugar, se realizará la integración energética de la planta. Para ello se utilizarán los métodos *Pinch* y *diagrama de intervalos de temperatura* (TID). Estas técnicas van a permitir obtener redes mejoradas de intercambio de calor en la planta lo cual permitirá operar con la mínima cantidad de fuentes

externas de energía (*utilities*) y, por lo tanto, producir un ahorro económico para la empresa.

En segundo lugar, una vez obtenidas la red mejorada a través de los métodos anteriores, se diseñarán los equipos de intercambio de calor que permitan que esta nueva red sea posible. Para ello se diseñarán los equipos en base a las nuevas redes mejoradas con el software de simulación Aspen Hysys. Los intercambiadores de calor no solo cumplirán los requisitos de operación de la instalación sino también las normas TEMA, *Tubular Exchanger Manufacturers Association* y las normas ASME, *American Society of Mechanical Engineers*.

En tercer y último lugar, se reacondicionará la planta industrial con la nueva red mejorada y los equipos diseñados y dimensionados. Se explicarán en las distintas partes del proyecto todos los procedimientos, cálculos, planos de los equipos, pliego de condiciones, presupuestos; así mismo, se presenta una conclusión acerca de la viabilidad del proyecto con base en una evaluación financiera.

2.2. Descripción del Proyecto

El proyecto se llevó a cabo en 5 etapas (como se muestra en la figura 1). A continuación, describiremos cada una.



Figura 1. Descripción del proyecto

Etapa 1. Análisis del modelo existente. Es la primera etapa del proyecto y consistió en la evaluación del modelo existente de la planta. La evaluación permitió diagnosticar la necesidad de llevar a cabo este proyecto con la finalidad de diseñar un nuevo proceso optimizado que favorezca el ahorro energético.

Etapa 2. Diseño de una nueva red energética. En esta etapa se llevará a cabo el desarrollo de una red de intercambio de calor a través del método *Pinch* y TID.

Etapa 3. Diseño de nuevos equipos. Luego de la obtención de la nueva red, se siguió con el diseño de nuevos equipos que permiten llevar a cabo la nueva red creada.

Etapa 4. Evaluación financiera. Una vez obtenidos los equipos y sus precios se realizó los presupuestos y la evaluación financiera con el fin de comprobar su viabilidad económica y rentabilidad, en comparación con el proceso inicial.

Etapa 5. Selección de la mejor alternativa. Finalmente, una vez se obtuvieron las dos alternativas, en base a su rentabilidad y viabilidad económica se decide cuál es la mejor opción para la empresa si dejar el proceso actual o realizar la inversión y llevar a cabo la mejora del proceso.

3. Marco teórico

En lo que sigue, se exponen las definiciones y procesos que conforman el marco teórico del proyecto.

3.1. Metanol. Definición y características

El metanol, alcohol metílico o alcohol de madera, es alcohol cuya fórmula molecular es CH_3OH . Es un líquido claro, incoloro, polar y miscible con agua, alcoholes y éteres; según aparece en el *Diccionario de química y productos químicos* (Lewis 2009), su obtención se realiza por síntesis catalítica de gran presión a partir de monóxido de carbono e hidrogeno y por oxidación parcial de hidrocarburos de gas natural. Estos dos métodos son los usados comúnmente en la industria. De manera experimental, el metanol se puede obtener mediante la gasificación de madera, turba y lignito, o a partir del metano con catalizador de molibdeno. Hay que destacar que se trata de un compuesto altamente inflamable, lo que lo hace potencialmente peligroso pues representa un riesgo alto de incendios, además de que también puede causar intoxicaciones en los seres humanos. En la tabla 1, a continuación, se presentan las propiedades del metanol y en la figura 2 la molécula que lo conforma.

Tabla 1.

Propiedades del metanol

<i>Propiedad</i>	<i>Valor y unidades</i>
Peso molecular	32.042 g/mol
Densidad	0,7924 g/cm ³
Punto de fusión	-97,8°C
Punto de ebullición	64,5 °C
Índice de refracción	1,329 (20°C)
Tensión superficial	22,6 dinas/dm (20°C)
Viscosidad	0,00593 poises
Presión de vapor	92 mm (20° C)
Punto de inflamación	12,2 °C
Temperatura de autoignición	464 °C

(Lewis 2009:890)

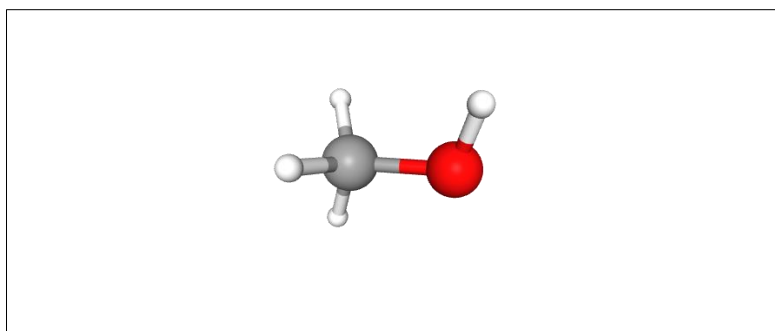


Figura 2. Molécula de metanol.

Tomado de *National Library of Medicine. National Center for Biotechnology Information* (<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov>)

3.2. Mercado y consumo del metanol

Ante la necesidad de satisfacer las nuevas demandas de la población mundial, en el contexto de la economía globalizada, la industria y el mercado del metanol han experimentado cambios. Así, las necesidades de procesos industriales y soluciones más amigables con el medio ambiente han impulsado la renovación de esta industria.

Por ejemplo, el uso de metanol en biocombustibles más ecológicos lo ha convertido en uno de los mayores atractivos en el área energética y ha despertado el interés de números proyectos alrededor del mundo promovidos por organismos gubernamentales o empresas privadas del sector. Otro sector en el que el uso del metanol ha crecido y se ha vuelto crucial en los últimos años en el mundo es el de la industria médica y sanitaria puesto que el metanol se utiliza en la producción de siliconas que una vez obtenidas se emplean para material médico como guantes, mascarillas o desinfectantes. Debido a estas demandas, la producción de metanol resulta ser rentable y representa una gran oportunidad de inversión y crecimiento en las próximas décadas.

El metanol se produce, mayormente, en tres regiones del mundo. Los principales mercados globales de la industria del metanol se pueden ubicar en aquellos países o regiones donde hay reservas de gas natural, zonas con explotaciones de carbón y niveles muy elevados de industrializados con alta capacidad de compra de gas o carbón. El mayor productor del mundo de metanol es Asia, continente donde produce un 40% de la producción mundial (sin incluir

a china), y al igual que es el mayor productor, también es el principal consumidor del mundo al representar alrededor del 46% de la demanda del planeta, esto se debe a ser un continente altamente industrializado con una masiva explotación de carbón.

De un modo similar China es el segundo mercado mundial, tanto como productora y consumidora global; China origina el 37% del metanol y consume el 40% de la producción planetaria, como consecuencia de su economía altamente industrializada y de la gran cantidad de productos que exporta a los mercados internacionales.

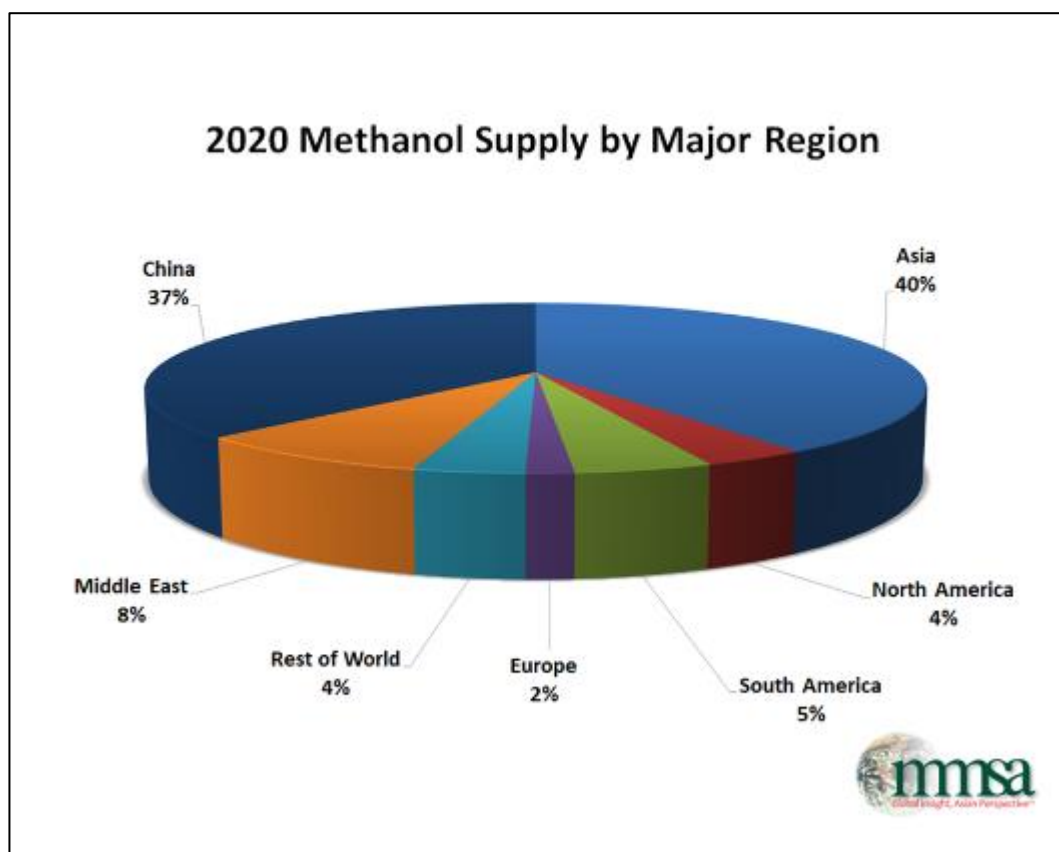


Figura 3. Producción mundial de metanol en el año 2020
Tomado de *Methanol market service Asia(mmsa)*
(<https://www.methanolmsa.com/methanol/>)

Una de las formas de obtención del metanol es a partir de gas natural, es por ello por lo que regiones con grandes reservas de gas natural se hayan convertido en grandes productores de metanol en las últimas décadas, en

particular el medio oriente, este es el tercer mayor productor del mundo y del cual se obtiene el 8% de la producción global. Como se puede observar en la figura 4 el 85% de la producción se encuentra en estas tres regiones y apenas presenta un peso entre los grandes productores. De la misma manera, se puede observar que Europa y América se encuentran más rezagadas a nivel mundial y apenas tienen peso en los mercados mundiales.

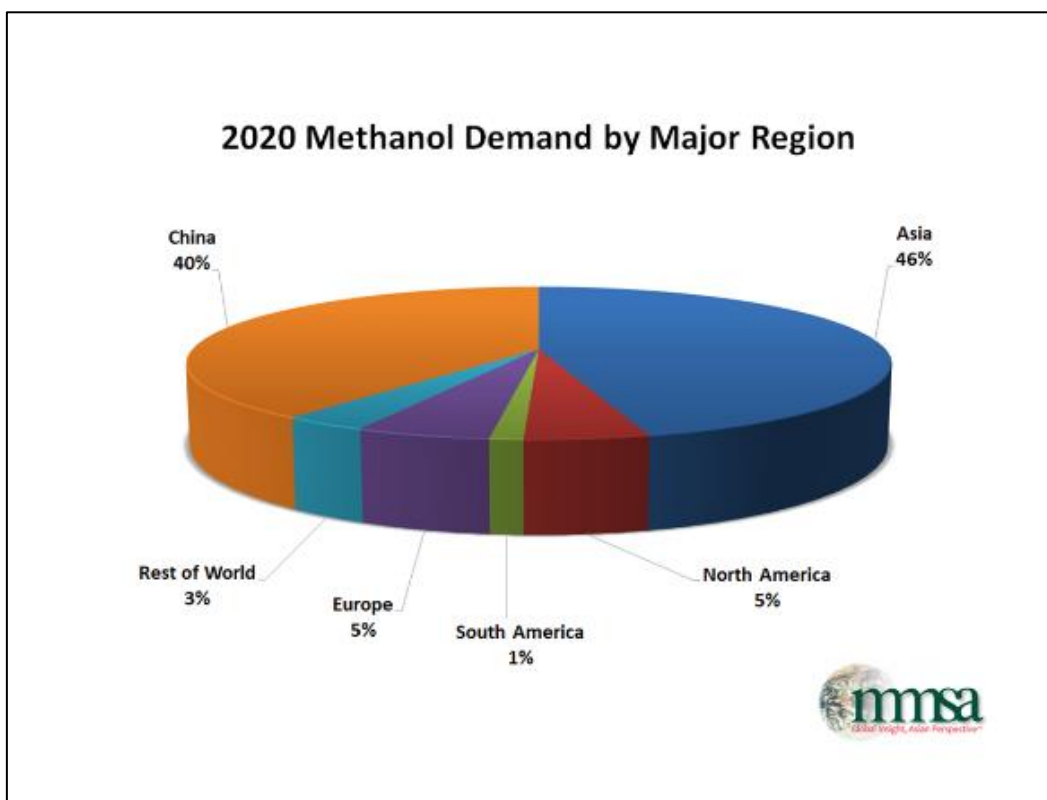


Figura 4. Consumo mundial de metanol en el año 2020
Tomado de *Methanol market service Asia(mmsa)*
(<https://www.methanolmsa.com/methanol/>)

Hoy en día, el precio medio se ubica entre unos 400-700 \$/toneladas métricas (methanex) dependiendo de la región que se encuentre, debido a la alta demanda en los últimos años ha aumentado su precio y se estima que así continúe en el futuro. Cabe destacar que al ser un producto cuya obtención principal proviene del gas natural, es de esperar que su producción aumente en aquellas regiones con grandes reservas de gas como por ejemplo medio oriente, donde además en los últimos años se han descubierto una gran cantidad de nuevas reservas gracias a las nuevas tecnologías de exploración en ese campo.

Como contra partida, la inestabilidad en los mercados energéticos y los asensos del precio del gas natural, esto tendrá una repercusión directa en el valor de mercado del metanol convirtiéndolo en un producto altamente dependiente de ello.

3.3. Producción metanol-lurgi

El metanol tiene distintos procedimientos industriales para su obtención. El de la planta de este proyecto opera usando el método Lurgi es uno de los más empleados a nivel mundial. Este método consiste, básicamente, en obtener metanol a través de un proceso a baja presión. El proceso Lurgi consta de tres etapas que se mencionan a continuación:

- 1- **Reformado:** En esta etapa, el gas de síntesis se somete a un proceso de acondicionamiento, para que al llegar al reactor esté en condiciones óptimas y permita la mayor conversión posible.
- 2- **Síntesis:** Una vez el gas de síntesis se encuentra en condiciones óptimas, se traslada a un reactor, este es un reactor Lurgi donde se obtiene el metanol. El reactor Lurgi: “es un reactor tubular, cuyos tubos están llenos de catalizador y enfriados exteriormente por agua en ebullición” (Leiva 2011:17).
- 3- **Destilación:** Al salir del reactor, el metanol se encuentra aún en estado gaseoso es por ello por lo que se le somete a un proceso de destilación en una columna de separación para obtener finalmente el metanol líquido que es el producto que nos interesa.

En la figura 5 se aprecian las etapas del proceso de transformación del gas síntesis en metanol.

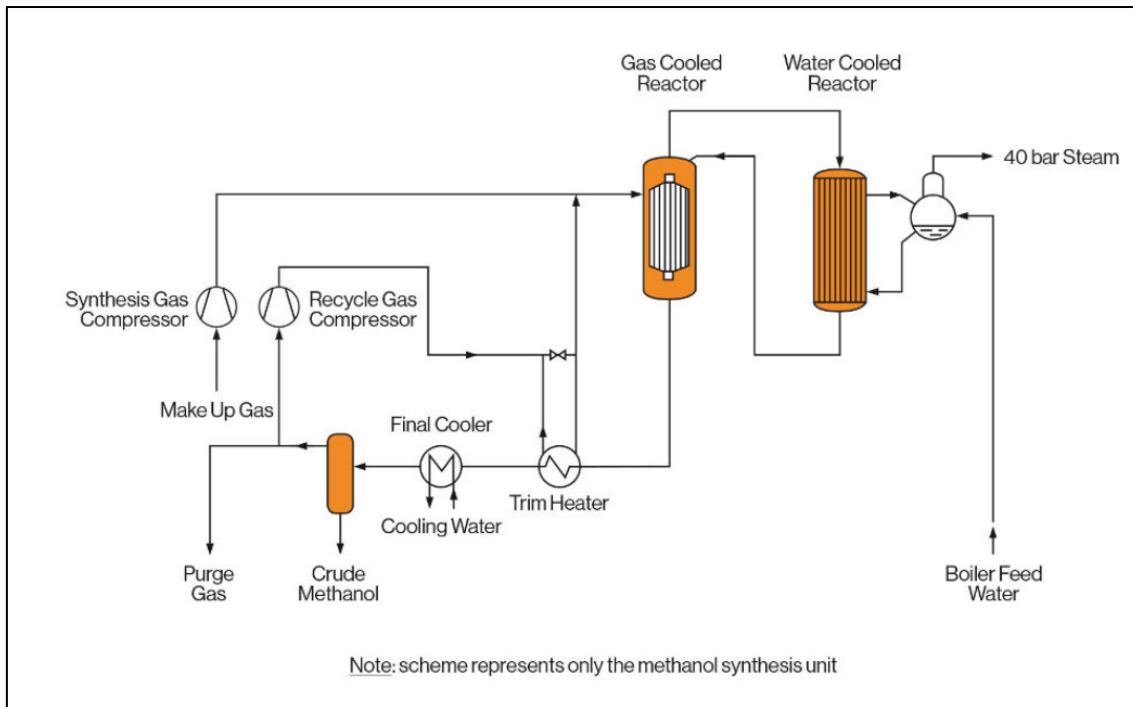


Figura 5. Esquema proceso Lurgi
 Tomado de *Air liquide engineering and construction*
 (<https://www.engineering-airliquide.com/es/lurgi-megamethanol/>)

3.4. Materias primas

El metanol se puede obtener de tres fuentes de materias primas: la primera es el carbón, la segunda es el gas natural y la tercera, la biomasa. En la actualidad las dos principales fuentes de materia prima para la producción industrial de metanol son el carbón y el gas natural, esto se debe a su accesibilidad y bajos precios. A pesar de ello, ante el impulso de nuevas energías y la necesidad de procesos más ecológicos que promuevan una economía circular y permita cumplir los objetivos ambientales, el uso de la biomasa ha crecido en los últimos años.

En el presente proyecto, en particular, la planta utiliza gas de síntesis proveniente de gas natural ya que es de todos el proceso más limpio y fácil de manipular. El gas de síntesis o *Syngas* (siglas en inglés) es un compuesto gaseoso que se suele obtener a partir de procesos de gasificación. Está compuesto por Monóxido de carbono CO , Dióxido de carbono CO_2 , Hidrógeno H_2 , Agua H_2O , Nitrógeno N_2 y Metano CH_3 . El uso de gas de síntesis tiene

muchas aplicaciones, pero su uso principal es para la obtención de amonio y metanol.

Hay dos principales métodos para la obtención a través de un reformado catalítico, oxidación parcial y un proceso autotérmico, aunque hoy en día se desarrollan múltiples métodos más modernos que buscan una mayor rentabilidad y mejoría de la síntesis.

3.5. Productos y usos

El proceso productivo del método Lurgi da como resultado la obtención de metanol principalmente, ya que este es el producto con mayor valor añadido y mayor interés económico. Como ya se ha mencionado, el metanol es empleado en una gran variedad de industrias y con una gran variedad de aplicaciones; es un compuesto presente en la síntesis de una gran cantidad de derivados químicos en los que su participación es fundamental y da, consecuentemente, como resultado una gran variedad de productos incorporados en nuestra vida cotidiana, a continuación, se describirán dichos usos.

3.5.1. Fuente de energía

Hoy en día existe una gran necesidad de sustituir las fuentes de energía clásicas como el carbón o el petróleo y ante la demanda de tales cambios y soluciones, el metanol se presenta como una de ellas. El metanol tiene una aplicación directa en el sector ya que se utiliza como combustible en buques de carga y de transporte, ya que permite reducir los residuos en el océano y esto lo convierte en un combustible más competitivo y reducir

De la misma manera que se puede utilizar en buques, se utiliza como una nueva alternativa para vehículos, ya que, comparado con los combustibles convencionales, este tiene menores emisiones de gases de efecto invernadero. El metanol es utilizado directamente en el proceso de mezcla de la gasolina (Blending) para coches, autobuses y camiones. Al provenir de materias primas renovables -como la biomasa o el gas natural-, permite romper la dependencia de gasolina importada de otras regiones lo cual se presenta como una alternativa para disminuir el precio final de los combustibles. Estos elementos lo hacen una nueva opción más económica para los consumidores y con mayor rentabilidad

para las compañías locales, además de que su uso mejora la calidad del aire en las ciudades.

Otro uso habitual del metanol en el sector energético es el de la generación eléctrica. El metanol es usado como combustible en centrales eléctricas. Su uso, comparado con el de otras centrales eléctricas clásicas, como por ejemplo las de Diesel, es más económico y debido a la facilidad de su transporte su uso es idóneo en regiones rurales. El Caribe es la región del mundo donde su uso para la generación eléctrica está más extendido. Del mismo modo, el metanol es utilizado como combustible para el uso de calderas industriales, uso extendido sobre todo en Asia, y permite la obtención de calor y vapor para una gran cantidad de procesos industriales, reemplazando así al carbón. En vista de las muchas aplicaciones del metanol en el sector energético, cabe destacar que alrededor del 45% de la producción mundial del metanol es destinada a dicho sector.

3.5.2. Formaldehído

El formaldehído (HCHO), es el principal derivado químico que se produce del metanol y uno de los más producidos en todo el mundo, siendo ampliamente usado por distintos tipos de industria. Este producto es usado comúnmente en la fabricación de tableros de madera de MDF, resinas, adhesivos, pinturas o plásticos. Otro uso común es en la fabricación de casas y muebles, ya que a partir del formaldehído se fabrican maderas contrachapadas o *plywood*, usadas comúnmente en este tipo de actividades.

3.5.3. Ácido acético

Otro de los productos más utilizados en la industria es el ácido acético, es decir, el metanol que es utilizado en su síntesis y permite obtener una gran variedad de productos en nuestra vida cotidiana. El ácido acético se usa en la industria de alimentos como un controlador de plagas. En la industria textil se utiliza para la producción de fibras como nylon o rayón usadas en las prendas de ropa y alfombras. También es un componente utilizado en la fabricación de plásticos, pinturas a base de agua, adhesivos y fijadores.

3.5.4. Siliconas

Las siliconas son polímeros con muchas aplicaciones a nivel industrial y en productos que se encuentran en nuestra vida cotidiana. Entre los principales usos de la silicona se encuentran selladores, lubricantes para frenos de automóviles, pegamentos, aislantes para casas, equipos médicos o utensilios de cocina. En el sector médico el polímero es utilizado en la fabricación de medicamentos o material como guantes, mascarillas, implantes médicos o desinfectantes.

3.5.5. Olefinas

Las olefinas son productos petroquímicos de los que, en conjunto con el metanol, se pueden obtener muchas aplicaciones. El principal uso de las olefinas está en la producción de plásticos, por ejemplo, el polipropileno, que entre sus principales aplicaciones se encuentra botellas de PET, envases, contenedores, fibras o para el modelado 3D.

3.5.6. Metil metacrilato (MMA)

El MMA está presente en muchos objetos cotidianos, en forma de plástico que es empleado en mamparas, protecciones, obtención de fibra óptica o en la industria automotriz y, últimamente, como elemento decorativo en la arquitectura y diseño de interiores.

4. Condicionantes

Los condicionantes de este proyecto al tratarse de un diseño de una planta teórica no contarán con limitaciones propuestas por una promotora. Aun así, este proyecto se debe acoger a una serie de condiciones que, si debe cumplir, que son las siguientes:

- La producción de la planta debe ser de 100 t/h.
- El diseño de los equipos debe buscar el equilibrio entre calidad y economía.
- El diseño de los equipos debe seguir las normas internacionales, que se describen en el pliego de condiciones.
- El proceso de integración energética debe aportar soluciones positivas al ahorro económico del proceso.
- El diseño de equipos debe cumplir la simulación prevista inicialmente y no debe variar las condiciones de operación.

5. El proceso productivo

El diagrama de flujo de la instalación industrial de producción de metanol considerada para este trabajo se muestra en el Plano 1.

Debe decirse que la simulación completa del proceso que se muestra en dicho plano fue realizada por Dña. Ana Victoria Armas Casanova como parte de su Trabajo Fin de Grado, titulado “*Diseño de la columna de destilación de una planta para la producción de 100 t/h de metanol*”.

Este trabajo debería haber sido presentado en la convocatoria del primer semestre del curso 2021/2022, pero diversas circunstancias lo impidieron, por lo que es posible que ambos trabajos coincidan en la actual convocatoria, aunque no fueron realizados simultáneamente porque ahora se parte de los resultados obtenidos en el trabajo “precedente”.

Conviene decir también que la instalación industrial considerada aparece descrita en “Chapter 11-Desing and Control of a Methanol Reactor/Column Process” del libro “*Principles and Case Studies of Simultaneous Design*”, de William L. Luyben, publicado en 2011 por la editorial John Wiley & Sons INC

En este caso, el objetivo del autor fue doble: determinar la mejor estructura de control del proceso y analizar la influencia de diversas variables de operación sobre los costes del proceso, llegando a unas condiciones de operación óptimas, que fueron las empleadas en el trabajo de Dña. Ana Victoria.

Así, y aún con las condiciones de operación óptimas para el proceso representado en el Plano 1, Luyben obtiene que los costes energéticos resultan ser, tal y como se verá al analizar la viabilidad económica de la propuesta realizada en este TFG, casi 14,7 millones de dólares al año. Parece pues evidente que cualquier modificación del proceso que, manteniendo la producción, permita reducir significativamente los costes energéticos significará una importante mejora. Los datos de las corrientes del proceso representado en el Plano 1 se muestran en la Tabla 2 siguiente, y en el plano se han incluido los de interés para este trabajo.

Tabla 2.
Datos de las corrientes del proceso

Corrientes	Syngas	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Vapor (%)	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	90,01	0,00	2,51	0,00	0,00	100,00	100,00	100,00
Temperatura (°C)	48,0	95,99	40,00	88,06	54,14	145,00	150,00	267,00	176,24	40,00	40,10	37,14	37,14	37,22	40,10	40,10	44,04
Presión (bar)	50,0	75,00	73,33	110,00	110,00	109,50	109,20	107,50	107,00	106,50	106,50	1,15	1,15	2,50	106,40	106,40	110,00
Caudal (kg/h)	CO	69947,5	69947,5	69947,5	97511,7	97511,7	97511,7	28214,5	28214,5	28214,5	5,5	5,5	0,0	0,0	28209,0	27558,7	27558,7
	CO2	32830,0	32830,0	32830,0	194069,0	194069,0	194069,0	165036,7	165036,7	165036,7	1367,8	1367,8	42,3	42,3	163694,3	159920,5	159920,5
	H2	14822,5	14822,5	14822,5	51160,3	51160,3	51160,3	37195,1	37195,1	37195,1	6,1	6,1	0,0	0,0	37189,0	36331,6	36331,6
	Metanol	0,0	0,0	0,0	3146,1	3146,1	3146,1	103554,1	103554,1	103554,1	101073,9	101073,9	100367,7	100367,7	3127,8	3055,7	3055,7
Agua	183,8	183,8	183,8	295,3	295,3	295,3	12181,9	12181,9	12181,9	12181,9	12092,7	12092,7	12067,8	12067,8	112,6	110,0	110,0
N2	918,8	918,8	918,8	39854,1	39854,1	39854,1	39854,1	39854,1	39854,1	39854,1	2,4	2,4	0,0	0,0	39851,7	38932,9	38932,9
CH4	3797,5	3797,5	3797,5	165214,0	165214,0	165214,0	165214,0	165214,0	165214,0	165214,0	670,2	670,2	10,1	10,1	164551,8	160758,2	160758,2
Total	122500,0	122500,0	122500,0	551250,4	551250,4	551250,4	551250,4	551250,4	551250,4	551250,4	115218,6	115218,6	112487,8	112487,8	436736,0	426667,5	426667,5

Corrientes	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	reflujo	Metanol	Agua	Purga	Conden.	Ventoso
Vapor (%)	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	0,00	100,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	100,00	0,00	100,00
Temperatura (°C)	37,14	50,00	37,38	106,13	44,21	105,73	65,41	50,00	50,00	50,03	50,03	50,03	110,00	40,10	106,13	106,08
Presión (bar)	1,05	1,02	1,05	110,00	110,00	106,50	1,05	1,02	1,02	1,50	1,50	1,50	1,44	106,40	110,00	106,5
Caudal (kg/h)	CO	5,5	0,0	5,5	27564,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	660,3	0,0	0,0
	CO2	1325,5	18,9	1344,4	1318,5	161239,0	25,4	60,7	41,8	41,8	18,4	23,4	0,0	3773,8	25,9	0,5
	H2	6,1	0,0	6,1	6,1	36337,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	857,4	0,0	0,0
	Metanol	706,2	31,8	738,0	90,4	3146,1	647,5	179166,4	179166,4	179134,6	78820,2	100314,5	21,4	72,1	647,5	0,0
Agua	25,0	0,0	25,0	1,6	111,5	23,4	74,7	74,7	74,7	74,7	32,9	41,8	12026,0	2,6	23,4	0,0
N2	2,4	0,0	2,4	2,4	38935,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	918,7	0,0	0,0	0,0
CH4	660,1	6,4	666,4	658,3	161416,5	7,9	12,9	12,9	6,5	6,5	2,9	3,7	3793,6	8,1	0,2	0,2
Total	2730,8	57,0	2787,8	2082,9	428750,4	704,3	179314,6	179314,6	179257,6	179257,6	78874,3	100383,3	12047,5	10068,5	705,0	0,7

Reproducido con permiso de Dña. Ana Victoria Armas Casanova

Así, en el Plano 1 se ha incluido las temperaturas de las corrientes de interés y las necesidades energéticas para llevar a cabo cada uno de los cambios de temperatura, cambios de estado o cambios de presión necesarios.

Se puede comprobar que las necesidades energéticas globales del proceso son muy elevadas: 244,55 MW de energía calorífica y 9,814 MW de energía eléctrica, pues en el proceso original solamente se aprovechan, de forma directa, 36,79 MW en el intercambiador E-101 para precalentar la corriente de alimentación al reactor mediante la corriente que sale de este.

Estos valores pueden parecer exagerados, pero debe tenerse en cuenta el tamaño de la instalación: en la zona de reacción, desde la corriente 4 hasta la corriente 9, el caudal circulante es 551,25 t/h (4 m³/s de gas a la entrada del reactor), y a la columna de destilación T-100 llegan 112,49 t/h (2,4 m³/min de líquido).

En el Plano 1 aparece una sección recuadrada con la leyenda “zona sin datos”; esto se debe a que se desconoce cómo se llevan a cabo realmente las operaciones de recompresión y enfriamiento en esta zona de la instalación y solamente se conoce el resultado final, de ahí que dicha zona no se tendrá en cuenta en este trabajo.

En el proceso original, para las operaciones de enfriamiento y condensación que tienen lugar en los equipos E-100, CD-100 y CD-101 se usa agua de enfriamiento (*Cooling Water*), para calentar en la caldera RB-100 de la columna de destilación se usa vapor de agua a baja presión (Low Pressure Steam) y para el calentamiento de la corriente de alimentación al reactor en E-102 se usa vapor de agua a media presión (Medium Pressure Steam).

Si en la simulación del proceso se usa los datos de “*Utilities*” incorporados en Hysys, cuyas características se muestran en la tabla adyacente, para determinar las cantidades que harían falta de cada una de las fuentes externas de energía, se llega a que se necesitan 8840 t/h de agua, 3,8 t/h de vapor de media y 98,2 t/h de vapor de baja.

Tabla 3.

Datos de “Utilities” usados en el proceso

	Inlet T [C]	Outlet T [C]	DTmin [C]
LP Steam	125,00	124,00	10,00
MP Steam	175,00	174,00	10,00
Cooling Water	30,000	45,000	5,000

Así, reducir solamente la cantidad de agua de enfriamiento empleada no solo representará un ahorro económico para la empresa, sino también un beneficio ambiental.

Mención aparte debe hacerse sobre las necesidades de enfriamiento del reactor catalítico multitubular CHR-100. En su obra, Luyben dice que el reactor es enfriado (flujo de energía q_{hr} en el Plano 1) mediante agua que se transforma en vapor a 42,1 bar, e indica que este vapor supone para la empresa unos ingresos de 9,50 \$/GJ, sin especificar cómo se emplea. El uso de este vapor como fluido calefactor en el propio proceso será uno de los factores a considerar.

6. *Proceso de Integración energética*

En procesos químicos, se denomina integración energética al uso de las corrientes de proceso que deben ceder o captar calor para calentar o enfriar a otras corrientes de dicho proceso que deben captar o ceder calor.

Para analizar la posible integración energética existen dos métodos generales: el método gráfico del *Pinch* y el método analítico del *Diagrama de Intervalo de Temperaturas* de Linnhof y Flower (1978), que se completa gráficamente mediante la *Gran Curva Compuesta* de Itoh, Shiroko y Umeda (1982). Sin entrar en detalles de las bases teóricas de cada uno de estos métodos ni sus procedimientos de cálculo, todos ellos parten de dos premisas básicas:

1º) Para que dos corrientes intercambien calor entre sí debe existir entre ellas una diferencia mínima de temperaturas.

2º) La temperatura de la corriente caliente debe ser siempre mayor que la temperatura de la corriente fría.

La segunda premisa es obvia, pues obedece al segundo principio de la termodinámica, pero la primera es una de las claves de la integración energética, pues dicha diferencia de temperatura mínima depende de la naturaleza de las corrientes y del tipo de intercambiador de calor empleado, e incide directamente sobre los aspectos económicos del proceso: cuanto mayor sea dicha diferencia de temperaturas menos energía podrá ser aprovechada, por lo que los costes energéticos de operación serán mayores, pero será menor el equipo necesario para realizar el intercambio de calor, por lo que su coste de adquisición será menor.

Pensando en el uso de intercambiadores de calor de carcasa y tubos, dicha diferencia de temperaturas no debería ser inferior a 10 °C, y si se busca el máximo aprovechamiento energético tampoco debería ser superior a 20 °C; como ejemplo, la columna “DTmin (°C)” que aparece en la tabla de *Utilities* ya vista indica la diferencia de temperatura que debe haber entre dichas utilidades y la corriente de proceso para que el intercambio de calor sea, teóricamente, económicamente óptimo. En todo caso, será el análisis económico final quién determine si la solución adoptada es válida.

Independientemente del método de cálculo empleado, la base del procedimiento siempre es igual:

1º) Deben conocerse las temperaturas y variación de entalpía de las corrientes de proceso.

2º) Se establece una diferencia mínima de temperatura entre corrientes: ΔT_{MIN}

3º) Para cada corriente, se calculan sus temperaturas “desplazadas” (*shifted*) a partir de la diferencia mínima de temperaturas:

Corrientes calientes:

$$T_s = T - \Delta T_{MIN}/2$$

Corrientes frías:

$$t_s = t + \Delta T_{MIN}/2$$

Ecuación 1.

4º) Se denomina temperatura *pinch*, o temperatura de pliegue, a aquélla para la cual se cumpla, simultáneamente, que $T_s = t_s$ y, además, que para temperaturas mayores o menores que ésta, todas las temperaturas desplazadas de las corrientes calientes sean siempre mayores que las temperaturas desplazadas de las corrientes frías. La diferencia entre un método de cálculo y otro es cómo se determina la temperatura *pinch*.

5º) Al obtener la temperatura de pliegue también se determinan las necesidades mínimas de calentamiento y enfriamiento que deben proceder de fuentes externas al proceso (*utilities*).

6º) Una vez conocida la temperatura de pliegue, se analizan los posibles intercambios de calor entre las corrientes con temperaturas situadas o bien por encima o bien por debajo de la temperatura *pinch*, analizando para ello las variaciones de entalpía de cada corriente y sus respectivas temperaturas.

7º) Para que el aprovechamiento energético sea óptimo, solo deben emplearse *utilities* de calentamiento por encima del punto de pliegue y de enfriamiento por debajo.

Es importante resaltar que ninguno de los métodos de cálculo permite determinar, directamente, qué corrientes deben intercambiar calor entre sí (el paso 6º antes citado), sino que debe ser el diseñador quién analice todas las posibilidades existentes pues puede haber más de una solución.

En la asignatura optativa de 4º curso “G4031457-Integración Energética” se ven con detalle los fundamentos y procedimientos de cálculo de los dos métodos de integración citados, que están incorporados en una hoja de cálculo de Excel denominada “*Pinch Analysis Spreadsheet*”, desarrollada por Institution of Chemical Engineers (IChemE) y que puede conseguirse en la página web de la editorial Elsevier.

Esta será una de las herramientas de cálculo empleadas en este trabajo, y los detalles de los métodos de cálculo y los resultados que se pueden obtener con cada uno de ellos se explicarán más detenidamente.

7. *Diseño Intercambiadores de calor*

La segunda etapa de este proyecto consiste en el diseño de equipos que permitan lograr un ahorro energético significativo. Partiendo del resultado obtenido del proceso de integración energética y de la obtención de una nueva red mejorada, se ha de proceder al desarrollo y diseño de dichos equipos, estos equipos se llaman intercambiadores de calor.

Un intercambiador de calor es cualquier equipo en el que ocurre un intercambio de calor entre dos fluidos sin mezclarse entre ellos, o porque son inmiscibles o están separados por una pared metálica. A la hora de realizar su diseño se suelen tomar en cuenta las siguientes variables como las más importantes: Caudales, temperaturas, presiones de operación, caídas de presión del sistema, materiales de los equipos y peligrosidad de los fluidos. El objetivo es calcular el área óptima del equipo lo cual permite realizar una estimación de costes y de ahí en adelante se ha de realizar una evaluación financiera detallar la viabilidad del diseño.

En la realización de este proyecto y como resultado de la integración energética se han obtenido 5 equipos a llevar a cabo, para lograr una integración exitosa. A pesar de los muchos tipos de intercambiadores de calor, solo se requerirán dos tipos, a saber: intercambiadores de calor de carcasa y tubo y Aero refrigerantes. A partir de los datos obtenidos del nuevo proceso para las corrientes y utilizando la herramienta informática de simulación *Aspen Exchnager design and rating*, se han obtenido el diseño de los equipos necesarios.

7.1. Intercambiadores de carcasa y tubo

Los intercambiadores de carcasa y tubo son equipos usados ampliamente en la industria debido a su flexibilidad a la hora del diseño debido a la cantidad de variables que intervienen. Un intercambiador de carcasa y tubo consiste en un haz de tubos encerrados en un envolvente cilíndrico de tal manera que uno de los fluidos circula por los tubos y otro por la carcasa es decir entre los tubos y de esta manera realizar un intercambio de calor entre ellos. Entre las principales ventajas que presentan estos equipos se encuentran las siguientes:

- Tienen una configuración que permite obtener una gran área superficial en un volumen pequeño.
- Presentan un buen diseño mecánico.
- Técnicas de fabricación bien establecidas.
- Se pueden utilizar una gran variedad de materiales en su construcción.
- Procedimientos de diseño bien establecidos.
- Tienen una limpieza fácil.

A la hora de realizar el diseño de estos equipos se han de seguir una serie de códigos y estándares, estos son las normas TEMA (*The Tubular Exchanger Manufacturers Association*) que a su vez cumplen con las normas ASME (*American Society of Mechanical Engineers*) "Boiler and pressure Vessel Code, Section VII, Div.1".

Las normas TEMA sirven para especificar las características del diseño, materiales para su construcción, ofrecen dimensiones de tubos y carcasas preferentes o recomendaciones en su construcción. Los estándares TEMA dividen en tres tipos de clases de intercambiadores en la industria:

- Clase R se aplica a equipos que trabajan en duras condiciones con petróleo o industrias afines.
- Clase C, son aquellos equipos que trabajan en condiciones moderadas en aplicaciones de procesos comerciales y generales.
- Clase B, se refiere a los equipos usados en la industria de procesos químicos.

De la misma manera, los estándares TEMA tienen un sistema de identificación de los tipos de intercambiadores de calor, usando un código de letras. La primera letra denota el tipo de cabezal del lado de los tubos, también conocido como terminal frontal. La segunda letra identifica el tipo de carcasa y la tercera el terminal posterior. En la figura 6 se muestra dicha nomenclatura y que será utilizada para describir a los equipos diseñados.

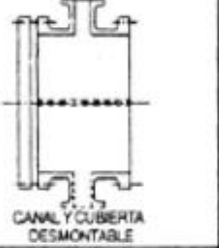


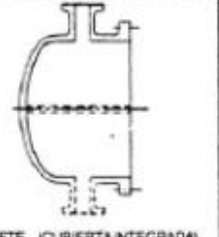
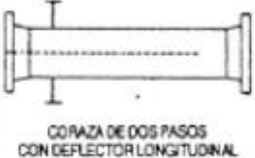

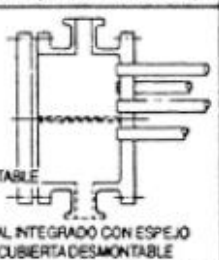



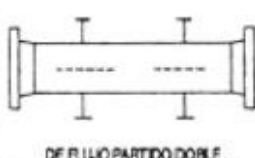




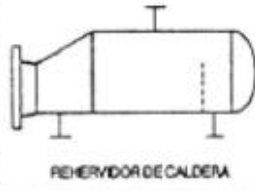

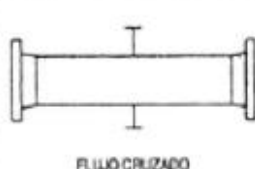
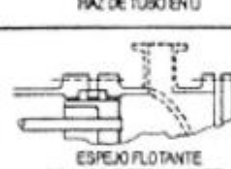

TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR	
A	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	E	 CORAZA DE UN PASO	L	 DE ESPEJO FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO 'A'
B	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	F	 CORAZA DE DOS PASOS CON DEFLECTOR LONGITUDINAL	M	 DE ESPEJO FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO 'B'
C	 SOLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	G	 DE FLUJO PARTIDO	N	 DE ESPEJO FUO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO 'C'
N	 CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	H	 DE FLUJO PARTIDO DOBLE	P	 CABEZAL FLOTANTE CON EMPAQUE EXTERIOR
D	 DISEÑO ESPECIAL A ALTA PRESIÓN	J	 DE FLUJO DIVIDIDO	S	 CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE APOYO
		K	 REHEVADOR DE CALDERA	T	 CABEZAL FLOTANTE SIN CONTRABRIDA
		X	 FLUJO CRUZADO	U	 HAZ DE TUBO EN U
				W	 ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERNAMENTE

Figura 6. Nomenclatura TEMA para intercambiadores de calor de carcasa y tubo
Tomado de *diseño en ingeniería química*
(Sinnot/Towler 2012:828)

El proceso de diseño ha dado como resultado 4 intercambiadores de calor de carcasa y tubos, estos 4 equipos según la nomenclatura TEMA se pueden dividir de la siguiente manera: 2 BEM, 1 AES y 1 AKU, sus principales características se explican a continuación.

- **Intercambiadores tipo BEM**

Estos intercambiadores no tienen apenas diferencia entre los extremos, se caracteriza por tener un solo paso entre el tubo y el casco, limitando la velocidad dentro de los tubos lo cual reduce el coeficiente de transmisión de calor. Además, suelen tener juntas de separación en el casco. Y presentan una imposibilidad de apertura para la limpieza del lado del casco. Estos equipos son el E-102 y E-103.

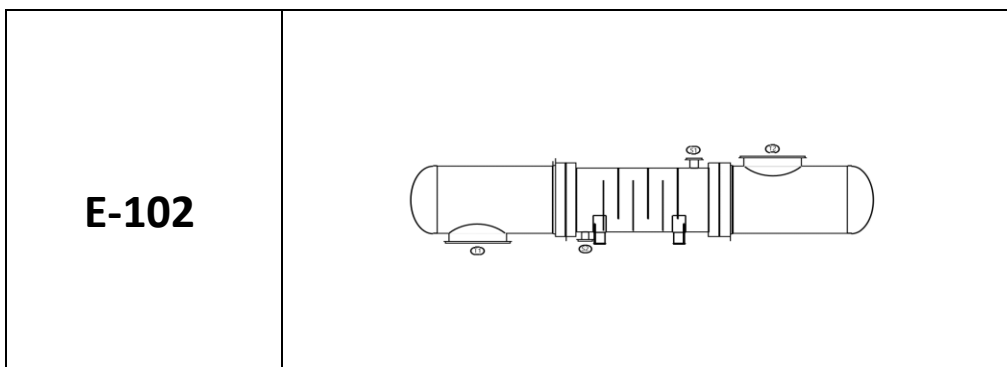


Figura 7. Esquema del equipo E-102.
Tomado de la simulación de HYSYS

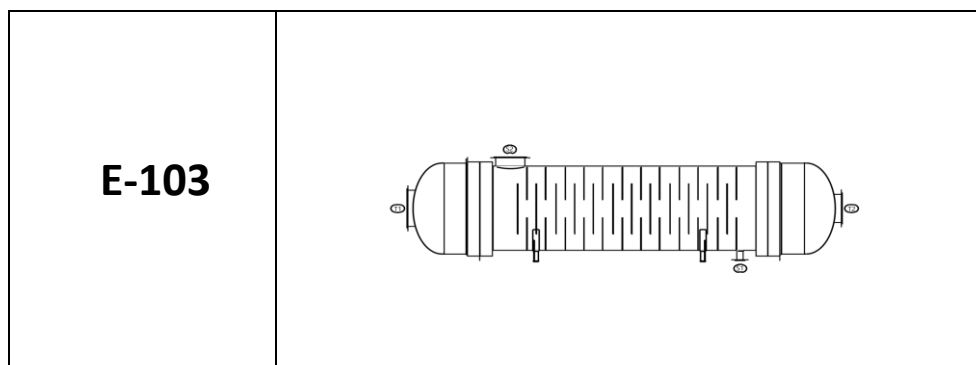


Figura 8. Esquema del equipo E-103.
Tomado de la simulación de HYSYS

- **Intercambiadores tipo AES**

Es el modelo más común entre los intercambiadores de carcasa y tubo, tienen casco de un paso, tubos de doble paso por canal, cubierta desmontable y cabezal flotante con dispositivo de apoyo. Suelen tener desviadores transversales y placas de apoyo. Además, permiten la expansión térmica de los tubos respecto al casco, pueden ser desmontados, pueden llegar a tener 4,6 u 8 pasos. Tienen desviadores transversales, que con el porcentaje de paso y su separación modifican la velocidad en el casco y su pérdida de carga. Finalmente, el flujo es contracorriente y a favor de la corriente en la mitad de los tubos. El equipo E-104 es de tipo AES.

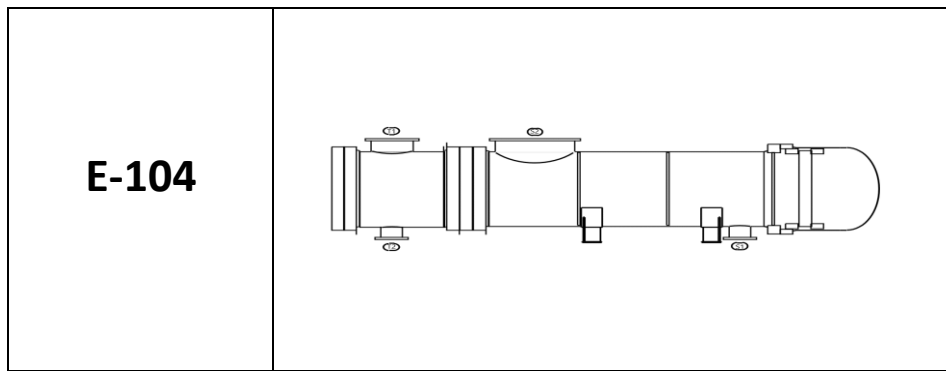


Figura 9. Esquema del equipo E-104.
Tomado de la simulación de HYSYS

- **Intercambiadores tipo AKU**

Estos intercambiadores también se pueden llamar calderas o *kettles*. Tienen un conjunto de tubos tipo A-U. El vertedero a la derecha de los tubos mantiene el líquido hirviendo sobre los tubos y el vapor sale por la tobera y el líquido caliente sale por la tobera inferior. Este equipo diseñado es el RB-100

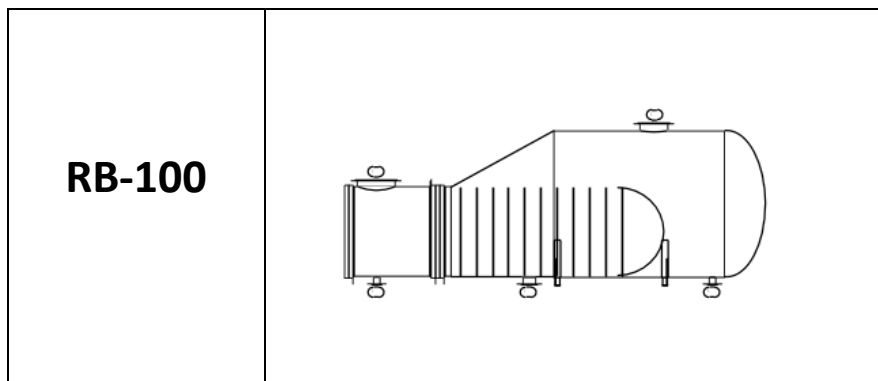


Figura 10. Esquema del equipo RB-100.
Tomado de la simulación de HYSYS

7.2 Intercambiadores enfriados por aire (aero-refrigerantes)

Los intercambiadores enfriados por aire son uno de los muchos tipos de intercambiadores de calor que se pueden encontrar en la industria y, además, en nuestro proceso particular en la producción de metanol. Estos equipos consisten en bancos de tubos sobre los que sopla o aspira aire con ventiladores montados debajo o encima de dichos tubos.

Las guías para seguir en su diseño y construcción están descritas en las normas API 661, escritas por *American Petroleum Institute*, que a su vez ha sido adoptada como el estándar reconocido internacionalmente para este tipo de equipos en la norma internacional escrita por *International Organization for Standardization* ISO 13706-1:2005. El equipo AC-100 es el aero-refrigerante diseñado en este proceso.

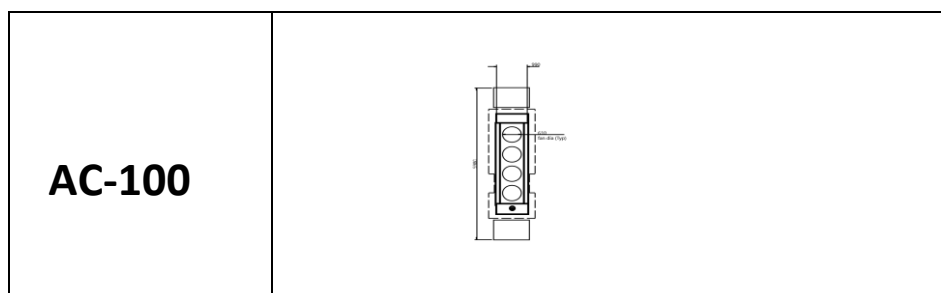


Figura 11. Esquema del equipo AC-100.
Tomado de la simulación de HYSY

8. Evaluación financiera

La evaluación financiera tiene como objetivo estudiar la viabilidad económica de este proyecto. En particular se busca determinar cuanto dinero se ahorra en el proceso después de realizar la integración energética, y cuanto tiempo se tardaría en recuperar la inversión de capital desembolsada en los equipos necesarios para llevarla a cabo. En el documento 3 evaluación financiera se encuentra detalladamente todo los cálculos y resultados de dicho estudio.

Los costes energéticos de la planta después del proceso de integración energética son de 7.725.137,97 \$/año lo cual supone una reducción de 6.932.859,35 \$/año del consumo energético inicial de la planta. De la misma

manera la inversión total necesario del proyecto incluyendo compra de equipos, materiales, diseño y contingencias es de 16.557.384,36 \$.

El resultado del ahorro energético permite a la planta ahorrar 577.738,28 \$/mes y por lo tanto a partir de dicho ahorro, la recuperación de la inversión total se lograría en 29 meses y a partir de este mes la empresa generaría beneficios extras en base a lo ahorrado energéticamente.

9. Presupuestos

Los presupuestos son los documentos donde se recogen los precios descompuestos por unidad de obra, se encuentran descritos de forma detallada en el “*documento 6 pliego de condiciones*”. En ellos se detallan la información para la licitación de los equipos necesarios para el proyecto, a continuación, se muestra un resumen de los presupuestos generales.

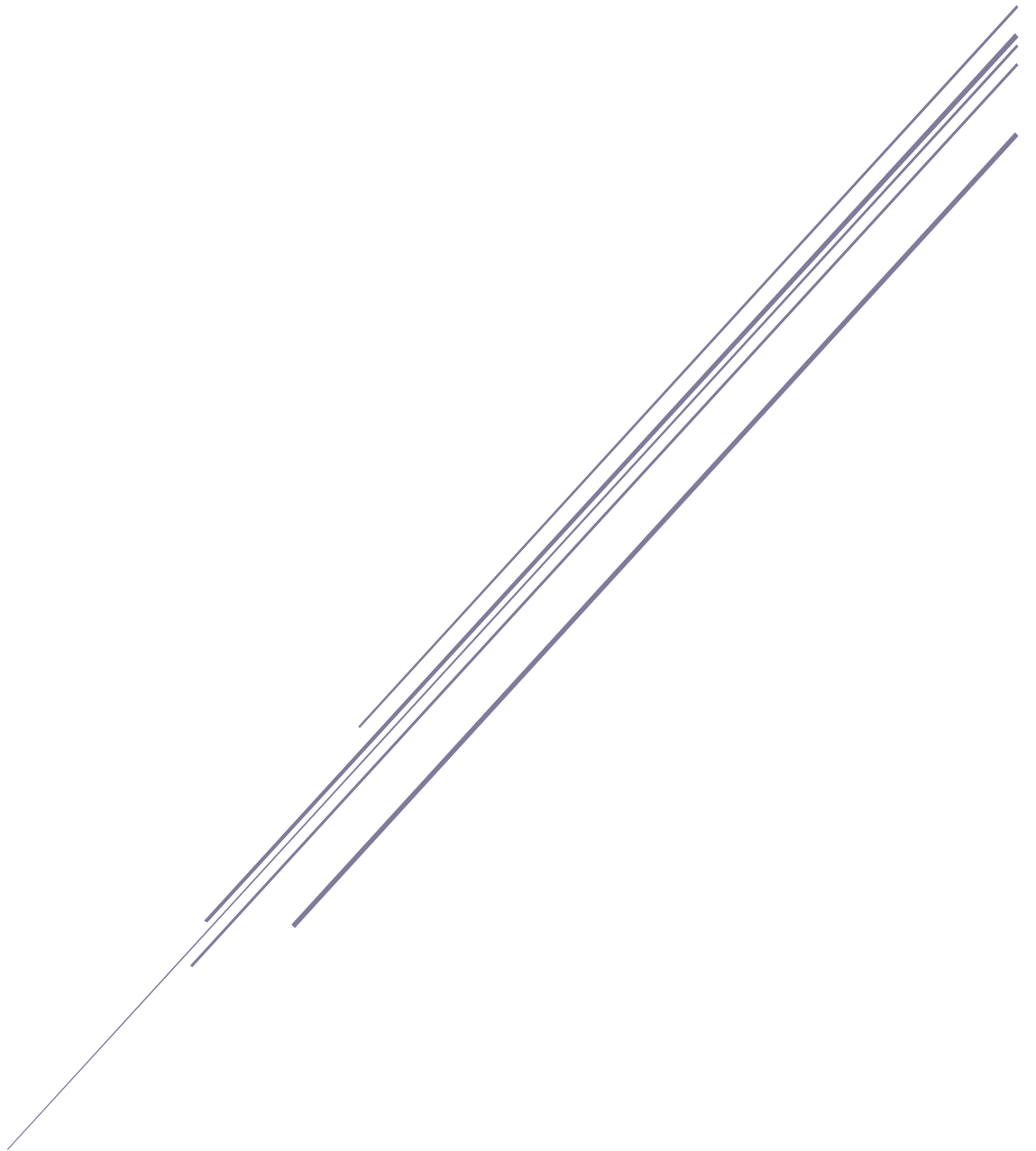
Capítulo	Importe (\$)
1 EQUIPOS	7.400.882,62
2 EQUIPOS AUXILIARES	319.407,84
3 PARTIDAS ALZADAS	5.962.974,12
Presupuesto de ejecución material (PEM)	13.683.264,58
0% de gastos generales	0,00
0% de beneficio industrial	0,00
Presupuesto de ejecución por contrata (PEC = PEM + GG + BI)	13.683.264,58
21% IVA	2.873.485,56
Presupuesto de ejecución por contrata con IVA (PEC = PEM + GG + BI + IVA)	16.556.750.14

Asciende el presupuesto de ejecución por contrata con IVA a la expresada cantidad de DIECISEIS MILLONES QUINIETOS CINCUNETA Y SEIS MIL SETECIENTOS CINCUENTA DÓLARES CON CATORCE CÉNTIMOS.

Figura 12. Resumen general de presupuestos


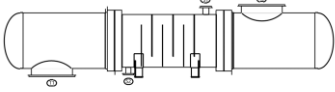
ANEJO 2. HOJAS DE ESPECIFICACIONES


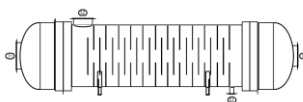
Integración energética y diseño de intercambiadores de calor para una planta Lurgi con 100 t/h de producción de metanol




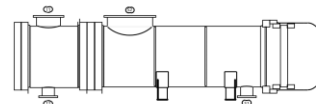
ÍNDICE


- Hoja de especificaciones equipo E-102
- Hoja de especificaciones equipo E-103
- Hoja de especificaciones equipo E-104
- Hoja de especificaciones equipo RB-100
- Hoja de especificaciones equipo AC-100

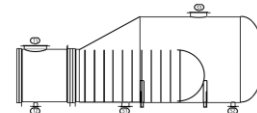
Hoja de Especificaciones		Equipo E-102			
Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi de 100t/h de producción					
		Facultad de ciencias			
		Grado en ingeniería de procesos químicos industriales			
		Autor: Leon Felipe Sanchez Malaver		jul-22	
Código	TEMA	Tipo	BEM	Conexión	1 Paralelo 1 Serie
Área Unidad (efectiva) m ² 120,70		Carcasas/Unidad 1		Área/Carcasa (efectiva) m ² 120,70	
Cumplimiento unidad					
Localización del fluido		Carcasa		Tubos	
Caudal total	kg/h	16764,00		551349,00	
Vapor (Ent/Sal)	kg/h	0,00	0,00	551349,00	551349,00
Líquido (Ent/Sal)	kg/h	16764,00	16764,00	0,00	0,00
Temperatura (Ent/Sal)	°C	253,24	155,00	145,00	150,00
Temp. Cond/Evap	°C	253,25/253,24	253,22/253,22	/	/
Densidad (Vap/Liq)	kg/m ³	/794,11	/913,69	38,49/	37,96/
Viscosidad (Vap/Liq)	cp	/0,1057	/ 0,1755	0,015/	0,0151/
Calor específico (Vap/Liq)	kJ/kgK	/4,903	/4,315	2,707/	2,714/
Conductividad (Vap/Liq)	W/Mk	/0,6122	/0,6849	0,112/	0,1131/
Calor latente (Ent/Sal)	kJ/kg	-	-	-	-
Presión (abs)	Kpa	4200,00	4198,63	10949,50	10927,31
Velocidad (Min/Max)	m/s	0,07/0,11		18,15/18,28	
Caída de presión perm/calculada	Kpa	20,000	1,3680	28,00	22,1920
Resistencia ensuciamiento	m ^{2k} /W	9,00E-05		0,0002 0,00026 Ao based	
Calor intercambiado	kW	2075,8		DTML °C	40,86
Coefficiente de transferencia	W/m ² ·k	420,9	Servicio	Sucio	799,30 Limpio 1105,80
Construcción carcasa			Esquema		
Presión de Diseño abs.	Kpa	Carcasa	Tubos		
Temperatura de diseño	°C	4700,000	12100,000		
Número de pasos		1	1		
Corrosión admisible	mm	0,79	0,79		
Diámetros boquillas	Entrada	1 90,12/	1 647,7/		
externo / interno	Salida	1 77,93/	1 647,7/		
	Intermedia	/	/		
Número de tubos	1277	Longitud Total / Efectiva	mm	1850	Pitch mm 23,81
Tipo de tubo	sencillo	Material	ACERO AL CARBONO	OD mm 19,05	Patrón de tubos 30
Material Carcasa	ACERO AL CARBONO	ID mm	925,00	OD mm 961,00	Vibración Problemas
Material Kettel		ID mm		OD mm	
Material Cabezas delantero / posterior	ACERO AL CARBONO			Cubiertas cabezas	
Material Placas de tubos	Espesor mm			Placas de choque	Tipo Diámetro mm
Deflectores	Tipo	Sencillo segmentado	Cantidad		
Distancias	centro/centro mm	185,00	a cabezal delant. mm	327,21	Espesor mm
Códigos de diseño	ASME sección VIII DIV 1			Clase TEMA	B servicio químico
Peso Carcasa/Banco de tubos/Total con agua				kg 14947,3/4508,4/18225,7	
Comentarios					


Hoja de Especificaciones		Equipo E-103			
Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi de 100t/h de producción					
		Facultad de ciencias			
		Grado en ingeniería de procesos químicos industriales			
		Autor: Leon Felipe Sanchez Malaver		jul-22	
Código	TEMA	Tipo	BEM	Conexión	1 Paralelo 1 Serie
Área Unidad (efectiva) m ² 4075,50		Carcasas/Unidad 1		Área/Carcasa (efectiva) m ² 4075,50	
Cumplimiento unidad					
Localización del fluido		Carcasa		Tubos	
Caudal total	kg/h	54156,00		551351,00	
Vapor (Ent/Sal)	kg/h	0,00	54156,00	551351,00	551351,00
Líquido (Ent/Sal)	kg/h	54156,00	0,00	0,00	45691,00
Temperatura (Ent/Sal)	°C	116,00	129,24	176,32	126,09
Temp. Cond/Evap	°C	123,27/123,27	121,64/121,64	-58,53/1145,6	-58,53/145,59
Densidad (Vap/Liq)	kg/m ³	/945,79	1,16/	40,46/	43,76 / 705,51
Viscosidad (Vap/Liq)	cp	/0,2384	0,0132/	0,0163/	0,015/ 0,172
Calor específico (Vap/Liq)	kJ/kgK	/4,239	2,129/	2,567/	2,594/4,172
Conductividad (Vap/Liq)	W/Mk	/0,6858	0,0269/	0,1032/	0,0977/0,2141
Calor latente (Ent/Sal)	kJ/kg	2192,9	2192,9	1133,1	1076,4
Presión (abs)	Kpa	220,00	209,25	10698,88	10696,12
Velocidad (Min/Max)	m/s	8,41/21,95		1,97/2,14	
Caída de presión, perm/calca	Kpa	2026,000	10,7510	20,00	2,7420
Resistencia ensuciamiento	m ^{2k} /W	9,00E-05		0,0002	0,00026 Ao based
Calor intercambiado	kW	33668,8		DTML °C	14,12
Coefficiente de transferencia	W/m ² ·k	585	Servicio	Sucio	490,20 Limpio 590,70
Construcción carcasa			Esquema		
		Carcasa	Tubos		
Presión de Diseño abs.	Kpa	300,000	11800,000		
Temperatura de diseño	°C	165,0	215,0		
Número de pasos		1	1		
Corrosión admisible	mm	0,79	0,79		
Diámetros boquillas	Entrada	1 154,05/	1 1016/		
	externo / interno	1 742,95/	1 7847,4/		
	mm Intermedia	/	/		
Número de tubos	10208	Longitud Total / Efectiva mm 7315,2		Pitch mm	23,81
Tipo de tubo	sencillo	Material	ACERO AL CARBONO	OD mm	19,05
Material Carcasa	ACERO AL CARBONO	ID mm	2590,80	OD mm	2616,80
Material Kettel		ID mm		OD mm	
Material Cabezales delantero / posterior		ACERO AL CARBONO		Cubiertas cabezales	
Material Placas de tubos		Espesor mm		Placas	Tipo
Deflectores	Tipo	Doble segmentado		de	Diámetro mm
Distancias	centro/centro mm	250,00	a cabezal delant. mm	choque	Espesor mm
Códigos de diseño	ASME sección VIII DIV 1			Clase TEMA	B servicio químico
Peso Carcasa/Banco de tubos/Total con agua	kg		215007/268497,3/100369,2		
Comentarios					

Hoja de Especificaciones		Equipo E-104			
Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi de 100t/h de producción					
		Facultad de ciencias			
		Grado en ingeniería de procesos químicos industriales			
		Autor: Leon Felipe Sanchez Malaver		jul-22	
Código	TEMA	Tipo	AES	Conexión	1 Paralelo 1 Serie
Área Unidad (efectiva) m ²	110,60	Carcasas/Unidad	1	Área/Carcasa (efectiva) m ²	110,60
Cumplimiento unidad					
Localización del fluido		Carcasa		Tubos	
Caudal total	kg/h	42999,00		44336,00	
Vapor (Ent/Sal)	kg/h	0,00	42998,00	44336,00	0,00
Líquido (Ent/Sal)	kg/h	42999,00	1,00	0,00	44336,00
Temperatura (Ent/Sal)	°C	119,81	125,07	253,24	154,98
Temp. Cond/Evap	°C	127,43/127,43	125,07/125,07	253,24/253,24	252,99/252,99
Densidad (Vap/Liq)	kg/m ³	/942,79	1,3/938,07	21,13/	/913,7
Viscosidad (Vap/Liq)	cp	/0,2302	0,013/0,2204	0,0176/	/0,1754
Calor específico (Vap/Liq)	kJ/kgK	/4,245	2,147/4,254	3,858/	/4,315
Conductividad (Vap/Liq)	W/mk	/0,6867	0,0265/0,6873	0,0384/	/0,6849
Calor latente (Ent/Sal)	kJ/kg	2181,6	2188,5	1698,3	1699,6
Presión (abs)	Kpa	250,00	232,55	4200,00	4182,54
Velocidad (Min/Max)	m/s	18,09/58,37		0,76/17,21	
Caída de presión, perm/calc	Kpa	20,000	17,4480	20,00	17,4580
Resistencia ensuciamiento	m ^{2k} /W	9,00E-05		0,00009	0,00012 Ao based
Calor intercambiado	kW	26405,6		DTML °C	106,69
Coefficiente de transferencia	W/m ² ·k	2236,9	Servicio	Sucio	2330,90 Limpio 4475,40
Construcción carcasa			Esquema		
Presión de Diseño abs.	Kpa	300,000		Tubos	4700,000
Temperatura de diseño	°C	165,0			290,0
Número de pasos		1			4
Corrosión admisible	mm	0,79			0,79
Diámetros boquillas	Entrada	1 154,05/		1	304,8/
	externo / interno	1 590,55/		1	154,05/
	mm Intermedia	/			/
Número de tubos	802	Longitud Total / Efectiva	mm	2700	Pitch mm 23,81
Tipo de tubo	sencillo	Material	ACERO AL CARBONO	OD mm 19,05	Patrón de tubos 30
Material Carcasa	ACERO AL CARBONO	ID mm	850,00	OD mm 870,00	Vibración Problemas
Material Kettel		ID mm		OD mm	
Material Cabezales delantero / posterior		ACERO AL CARBONO			Cubiertas cabezales
Material Placas de tubos		Espesor	mm		Placas Tipo
Deflectores	Tipo	Sencillo segmentado	Cantidad		de Diámetro mm
Distancias	centro/centro	mm 685,00	a cabezal delant.	mm 810,07	choque Espesor mm
Códigos de diseño	ASME sección VIII DIV 1				Clase TEMA B servicio químico
Peso Carcasa/Banco de tubos/Total con agua	kg 7779,6/10045/2989,2				
Comentarios					



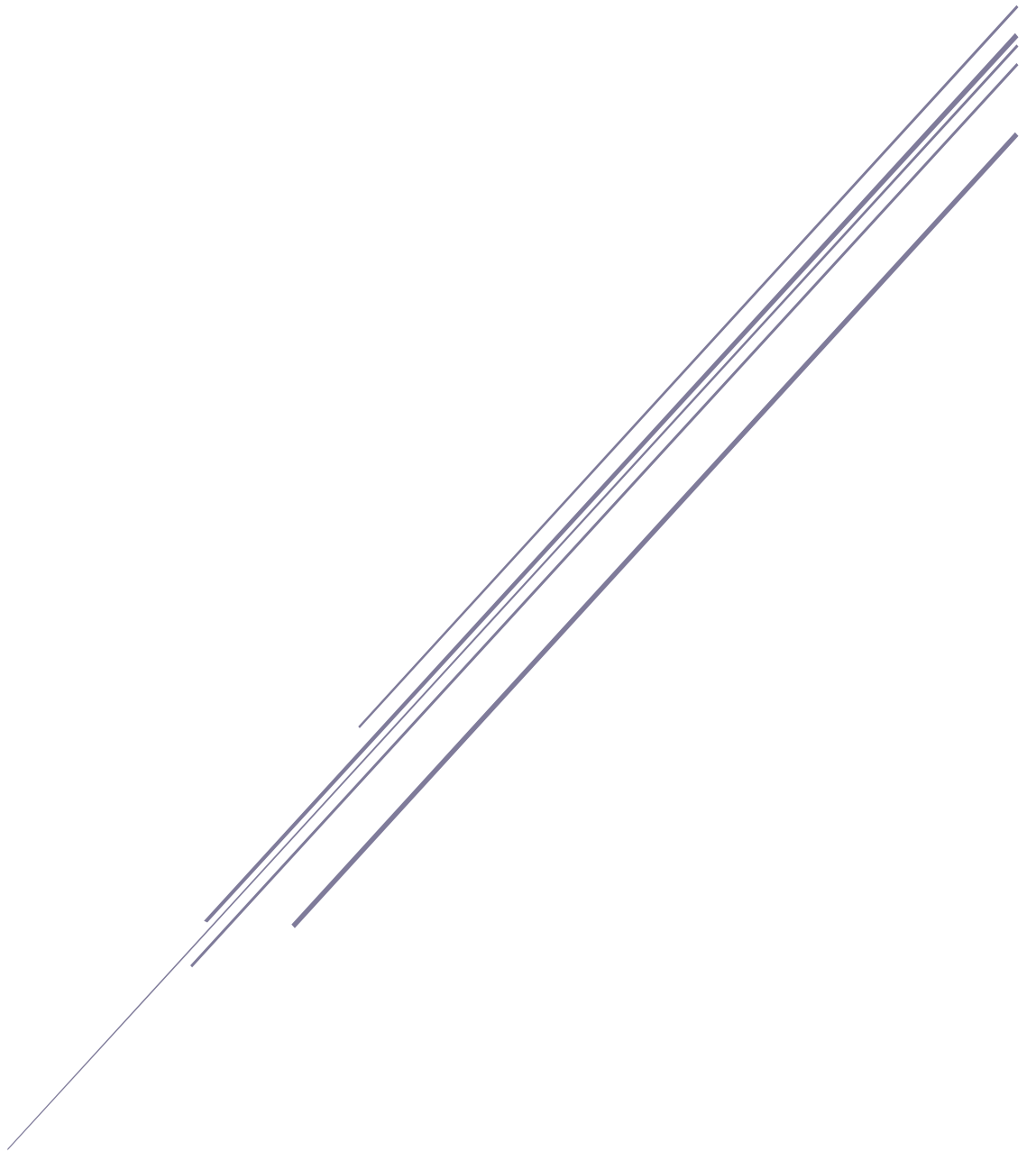
Hoja de Especificaciones		Equipo RB-100			
Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi de 100t/h de producción					
		Facultad de ciencias			
		Grado en ingeniería de procesos químicos industriales			
		Autor: Leon Felipe Sanchez Malaver		jul-22	
Código	TEMA	Tipo	AKU	Conexión	1 Paralelo 1 Serie
Área Unidad (efectiva) m ² 2742,20		Carcasas/Unidad 1		Área/Carcasa (efectiva) m ² 2742,20	
Cumplimiento unidad					
Localización del fluido		Carcasa		Tubos	
Caudal total	kg/h	108931,00		97957,00	
Vapor (Ent/Sal)	kg/h	0,00	96859,00	97957,00	0,00
Líquido (Ent/Sal)	kg/h	108931,00	12071,00	0,00	97957,00
Temperatura (Ent/Sal)	°C	108,54	110,17	125,00	121,68
Temp. Cond/Evap	°C	114,16/	/	123,7/124,46	/
Densidad (Vap/Liq)	kg/m ³	/938,82	0,8/939,12	1,29/	/941,17
Viscosidad (Vap/Liq)	cp	/0,2426	0,0094/0,2516	0,013/	/0,2268
Calor específico (Vap/Liq)	kJ/kgK	/4,205	2,195/4,209	2,146/	/4,249
Conductividad (Vap/Liq)	W/mk	/0,6832	0,025/0,6843	0,0265/	/0,6867
Calor latente (Ent/Sal)	kJ/kg		2227,2	2189,5	
Presión (abs)	Kpa	169,20	144,59	230,00	222,73
Velocidad (Min/Max)	m/s	11/21,82		14,19/28,34	
Caída de presión, perm/calc	Kpa	25,000	24,6140	7,50	7,2750
Resistencia ensuciamiento	m ² /W	9,00E-05		0,00009	0,00012 Ao based
Calor intercambiado	kW	59932,8		DTML °C	11,41
Coefficiente de transferencia	W/m ² -k	1916,3	Servicio	Sucio	1971,30 Limpio 5216,50
Construcción carcasa				Esquema	
Presión de Diseño abs.	Kpa	300,000		300,000	
Temperatura de diseño	°C	150,0		160,0	
Número de pasos		1		2	
Corrosión admisible	mm	0,79		0,79	
Diámetros boquillas	Entrada	1	304,8/	1	946,15/
externo / interno	Salida	1	692,15/	1	154,05/
mm	Intermedia	/		/	
Número de tubos	4320 Us	Longitud Total / Efectiva mm		4650	Pitch mm 23,81
Tipo de tubo	sencillo	Material	ACERO AL CARBONO	OD mm	19,05
Material Carcasa	ACERO AL CARBONO	ID mm	2377,00	OD mm	2403,00
Material Kettel	ACERO AL CARBONO	ID mm		OD mm	
Material Cabezales delantero / posterior	ACERO AL CARBONO			Cubiertas cabezales	
Material Placas de tubos	Espesor mm			Placas	Tipo
Deflectores	Tipo	-	Cantidad	de	Diámetro mm
Distancias	centro/centro mm	-	a cabezal delant. mm	choque	Espesor mm
Códigos de diseño	ASME sección VIII DIV 1			Clase TEMA	B servicio químico
Peso Carcasa/Banco de tubos/Total con agua	kg			69308,2/48980/163188,1	
Comentarios					



Hoja de Especificaciones		Equipo AC-100							
Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi de 100t/h de producción									
	Facultad de ciencias								
	Grado en ingeniería de procesos químicos industriales								
	Autor: Leon Felipe Sanchez Malaver				jul-22				
Tamaño y tipo	3,775/1,02	m	Tipo	Forzado	Número de bahía	1			
Área de tubos	233,5	m ²	Área de haz	9,9	m ²	Radio	23,49 mm		
Calor intercambiado	243,5	KW		DTML	50,43	°c			
Coefficiente de transferencia	25,8		servicio	485,8	limpio	705,4	W/ K m ²		
Cumplimiento de la unidad -Tubos									
		Ent	Sal			Ent	Sal		
Caudal Total	Kg/h	54156		Densidad	Kg/ m ³	942,76	945,81		
Líquido	Kg/h	54156	54156	Calor específico	KJ/Kg*K	4,245	4,239		
Vapor	Kg/h	0	0	Caidas de presión	KPa	30	6,766		
Temperatura	°c	119,81	115,99	Resistencias ensuciamiento	m ² *K/W	0,0002			
Viscosidad	Cp	0,2303	0,2384	Presión (abs)	Kpa	250			
Punto de burbuja/rocío	°c	127,25	127,25	Conductividad térmica	W/m*K	0,6866	0,6858		
Cumplimiento de Aero refrigerante									
Caudal total de aire	Kg/h	15584		Temperatura/ent	°c	35			
Caudal aire/Ventilador	m ³ /h	3445,6		Temperatura/sal	°c	90,75			
Presión estática	Pa	57		Velocidad	m/s	1,98			
Diseño-Materiales-Construcción									
Temperatura de diseño	°c	250		Presión de diseño	Kpa	400			
Banco de tubos		Cabezal			Tubos				
Tamaño	m	3,775	Tipo	Caja	Material	Acero al carbono			
nro/Bahía		1	Material	Acero carbono	OD	mm	25,4		
Fila de tubos		4	Boquilla/int	mm	122,25	Longitud	mm	3,175	
			Boquilla/ext	mm	85,45	Pitch	mm	60/51,96 30°	
Aleta									
Tipo	G-finned	Material	Aluminio 3003	OD	mm	57,15	Espesor	mm	0,28
Código de diseño	API 661								
Peso							1158		
Comentarios									

ANEJO 3. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS

Integración energética y diseño de intercambiadores de calor para una planta Lurgi con 100 t/h de producción de metanol



Índice de Contenido

1. Introducción	3
2. Análisis del proceso	3
3. Aplicación de los métodos de integración de calor	4
4. Redefinición del problema	10
5. Integración completada	13
6. Solución adoptada	15
7. Diseño de los intercambiadores de calor	21
7.1 Datos de los intercambiadores de carcasa y tubo.....	25
7.2 Datos de los intercambiadores de Aero- refrigerante.....	30

índice de Tablas

1. Tabla 1: Datos térmicos de las corrientes del proceso	3
2. Tabla 2: Datos del equipo RB-100	25
3. Tabla 3: Datos del equipo E-102	25
4. Tabla 4: Datos del equipo E-103	26
5. Tabla 5: Datos del equipo E-104	26
6. Tabla 6: Datos del equipo AC-100	30

Índice de Figuras

1. Figura 1: Datos iniciales empleados en el análisis	5
2. Figura 2: Resultados del método del diagrama de temperaturas	5
3. Figura 3: Diagrama Pinch	6
4. Figura 4: Gran curva compuesta	7
5. Figura 5: Influencia de ΔT_{MIN} sobre la temperatura <i>pinch</i> y las necesidades energéticas	8
6. Figura 6: Diagrama en cuadrícula para $\Delta T_{MIN} = 15$ °C.	8
7. Figura 7: Esquema del reactor CHR-100	10
8. Figura 8: Esquema del simulador de enfriamiento del reactor	11
9. Figura 9: Perfil de temperaturas del reactor CHR-100	12
10. Figura 10: Datos finales del análisis	13
11. Figura 11: Influencia de ΔT_{MIN} sobre la temperatura <i>pinch</i> y las necesidades energéticas.	14
12. Figura 12: Diagrama en cuadrícula para $\Delta T_{MIN} = 17,96$ °C con la energía del reactor.....	15
13. Figura 13: Esquema del funcionamiento del equipo E-102	17
14. Figura 14: Esquema del funcionamiento del equipo E-104	17
15. Figura 15: Perfil de temperaturas del equipo E-102	19
16. Figura 16: Perfil de temperaturas	20
17. Figura 17: Perfil de temperaturas en RB-100	27
18. Figura 18: Perfil de temperaturas en E-102.....	28
19. Figura 19: Perfil de temperaturas en E-103	29
20. Figura 20: Perfil de temperaturas en E-104	29
21. Figura 21: Perfil de temperaturas en AC-100	31

1. Introducción

Como se ha mencionado previamente, la búsqueda de una nueva red para promover el ahorro económico es el objetivo de este trabajo de fin de grado. En este documento se describirán todos los cálculos y procedimientos realizados para lograr dicho objetivo, así como el procedimiento completo del diseño de la nueva red integrada y el diseño de los nuevos equipos.

2. Análisis del proceso

El primer paso del trabajo consistió en analizar qué corrientes eran susceptibles de ser integradas energéticamente. Para ello fue solamente necesario emplear sus temperaturas de entrada y salida y su variación de entalpía.

Tabla 1.

Datos térmicos de las corrientes del proceso (obtenida en *Hysys* a partir del diagrama de flujo interno de la columna T-100)

Corrientes	Equipo	T _{IN} (°C)	T _{OUT} (°C)	ΔH (kW)
Corrientes calientes				
1 a 2	E-100	96,0	40,2	5000
8 a 9	CD-100	176,1	40,1	91450
23 a 24	CD-101	65,4	50,1	57600
Total =				154050
Corrientes frías				
5 a 6	E-102	145,0	150,0	2075
a Agua	RB-100	108,4*	110,1	59940
Total =				62015
Sin especificar				
qhr	CHR-100	agua a vapor a 42,0 bar		28485
Total =				28485

Lo primero que se observa es que las necesidades de enfriamiento son claramente mayores que las de calentamiento, de tal manera que, aun consiguiendo el máximo aprovechamiento energético posible, las necesidades de enfriamiento mediante una utilidad externa serían:

$$154050 - 62015 = 92035 \text{ kW}$$

No obstante, esto significaría reducir un 40,25% el consumo de agua de enfriamiento, por lo que la empresa ahorraría, respecto a la situación actual, 3558 t/h. Independientemente del ahorro de costes que esto supusiese, sin duda contribuiría a mejorar la imagen pública exterior de la empresa, lo cual siempre es beneficioso.

Ahora bien, como la temperatura más baja de las corrientes frías es 108,4° C y las corrientes calientes tienen, en todos los casos, temperaturas finales claramente menores, parece quedar claro desde el inicio que no será posible reducir tanto las necesidades externas de enfriamiento.

3. Aplicación de los métodos de integración de calor

El primer paso del cálculo consistió en introducir los datos de las corrientes calientes y frías de la tabla anterior en la herramienta *Pinch Analysis Spreadsheet*. Según lo ya comentado al hablar de integración energética, se estableció, de inicio, una diferencia mínima de temperaturas de 15 °C; los datos empleados pueden verse en la imagen siguiente.¹

¹ Se especifica dentro de paréntesis cuando se trata de los resultados del Pinch Analysis Spreadsheet

1. Select Input Method from the Dropdown list:

2. Input Global dTmin & select input temperature units:

3. Select appropriate units for the input data from the drop down lists below (E15/F15). Requires Input -
Optional Input -
Calculation cell -

4. Input data: Stream Name, Temperatures & Heat/Flow Data (max 50 streams).

5. Select desired output unit set:

Stream Name	Supply Temperature °C	Target Temperature °C	dT Min Contrib °C	Heat Duty kW	Heat Flow kW	Stream Type	Supply Shift °C	Target Shift °C
E100	96	40.2		5000.000	5000.0	HOT	88.5	32.7
E102	145	150		2075.000	2075.0	COLD	152.5	157.5
CD100	176.3	40.1		91450.000	91450.0	HOT	168.8	32.6
CD101	65.4	50.1		57600.000	57600.0	HOT	57.9	42.6
RB100	108.4	110.1		59940.000	59940.0	COLD	115.9	117.6

Figura 1. Datos iniciales empleados en el análisis (Pinch Analysis Spreadsheet)

La hoja de cálculo determina automáticamente si las corrientes son calientes o frías y calcula las temperaturas desplazadas. A partir de aquí, se emplea el método del *Diagrama de Intervalo de Temperaturas*, ordenando todas las temperaturas desplazadas de mayor a menor y calculando la variación de entalpía neta que hay en cada intervalo, teniendo en cuenta que las corrientes calientes suman y las frías restan, en cada intervalo de temperaturas pueden coexistir varias corrientes, y la variación de entalpía de cada una de ellas en dicho intervalo se calcula usando la ecuación 1, donde mC_P de cada corriente fue previamente calculado aplicando la ecuación 2.

$$\Delta H_{int} = (mC_P \times \Delta T_{int})$$

Ecuación 1

$$mC_P = \Delta H_{total} / \Delta T_{total}.$$

Ecuación 2

Shift Temperature °C	Interval	$T_{(i+1)} - T_i$ °C	$mC_{P_{net}}$ kW/K	dH kW	
168.8					
157.5	1	11.3	671.4391	7587.2614	surplus
152.5	2	5	256.4391	1282.1953	surplus
117.6	3	34.9	671.4391	23433.2232	surplus
115.9	4	1.7	-34587.3845	#####	demand
88.5	5	27.4	671.4391	18397.4302	surplus
57.9	6	30.6	761.0448	23287.9707	surplus
42.6	7	15.3	4525.7507	69243.9854	surplus
32.7	8	9.9	761.0448	7534.3435	surplus
32.6	9	0.1	671.4391	67.1439	surplus

Infeasible Cascade

0

7587.261

7587.3

1282.195

8869.5

23433.22

32303

-58798.6

PINCH

-26496

18397.43

-8098.4

23287.97

15190

69243.99

84434

7534.343

91968

67.14391

92035

Feasible Cascade

26496

7587.261

34083

1282.195

35365

23433.22

58799

-58798.55

0

18397.43

18397

23287.97

41685

69243.99

110929

7534.343

118464

67.14391

118531

Hot Pinch	123.4 °C
Cold Pinch	108.4 °C
Min Hot Utility	26495.87 kW
Min Cold Utility	118530.87 kW

SINGLE PINCH PROBLEM

Figura 2. Resultados del método del Diagrama de Intervalo de Temperaturas (Pinch Analysis Spreadsheet)

La temperatura *pinch* aparece allí donde se produce el primer cambio de signo de ΔH_{int} entre dos intervalos consecutivos y, además, la suma de las entalpías de los intervalos es negativa (véase la *Infeasible Cascade* de la imagen anterior). Dicha suma de entalpías representa, directamente, las necesidades de fuentes externas de calentamiento (*Min Hot Utility*), y al sumarla, con signo cambiado, al valor total de la suma de entalpías se obtienen las necesidades mínimas de enfriamiento (*Min Cold Utility*) y la *Feasible Cascade*. En este caso, la temperatura *pinch* es 115,9 °C, ó 108,4 °C para las corrientes frías (*Cold Pinch*) y 123,4 °C para las corrientes calientes (*Hot Pinch*), ya que $\Delta T_{MIN} = 15 \text{ °C}$.

En otra página de la hoja de cálculo se puede ver el diagrama del *pinch*, donde aparecen representadas las **líneas compuestas** caliente y fría, que representan, por separado para las corrientes calientes y frías, las variaciones totales de entalpía que hay en cada intervalo de temperatura, y el punto en que ambas líneas se tocan es la temperatura de pliegue.

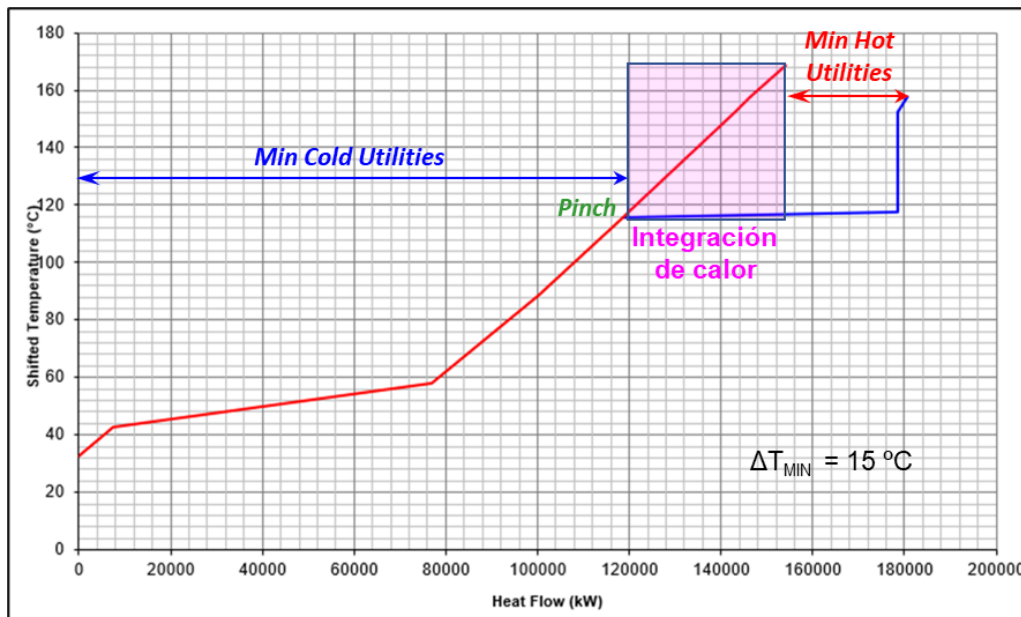


Figura 3. Diagrama Pinch (en el Pinch Analysis Spreadsheet)

La cantidad total de calor que se puede intercambiar aparece representada por la zona en que ambas líneas coexisten en el mismo vertical, y lo que no está en dicha zona son las necesidades mínimas de calentamiento (a la derecha) y de enfriamiento (a la izquierda).

Una representación gráfica análoga, pero empleando los valores de entalpía de “Feasible Cascade” del método de intervalos de temperatura, es la Gran Curva Compuesta, que se muestra en la imagen a continuación.

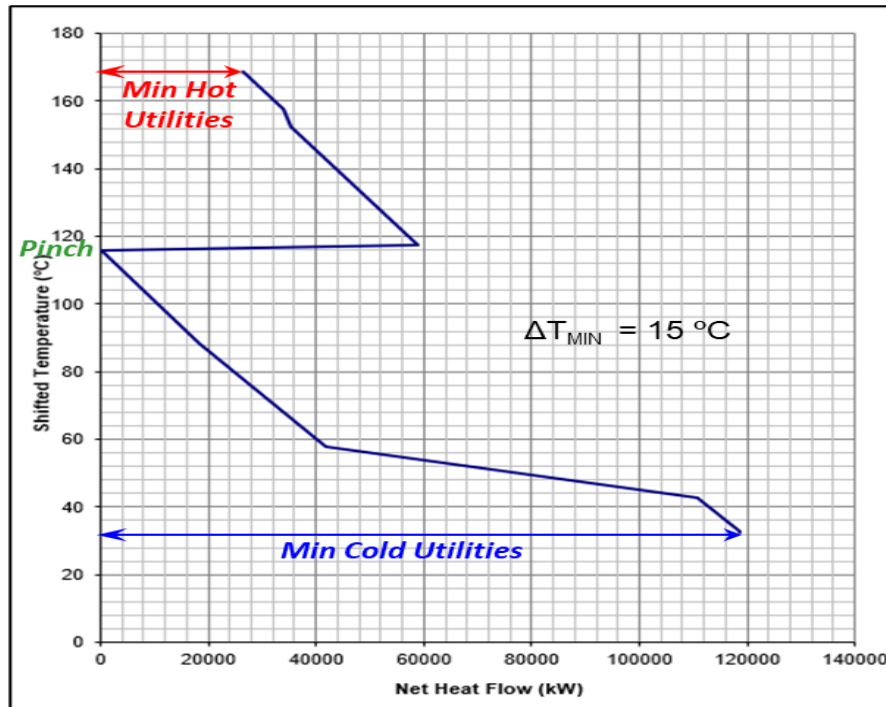


Figura 4. Gran curva compuesta (en el Pinch Analysis Spreadsheet)

Tal y como se puede apreciar, mucha de la información proporcionada por la hoja de cálculo es redundante, pues con los resultados iniciales es suficiente para conocer la temperatura del punto de pliegue y las necesidades mínimas de calentamiento y enfriamiento. Sin embargo, la hoja proporciona otras informaciones de gran interés. Así, es posible determinar de una sola vez cómo varían los resultados según el valor de la diferencia mínima de temperaturas:

ANEJO 3. CÁLCULOS JUSTIFICATIVOS

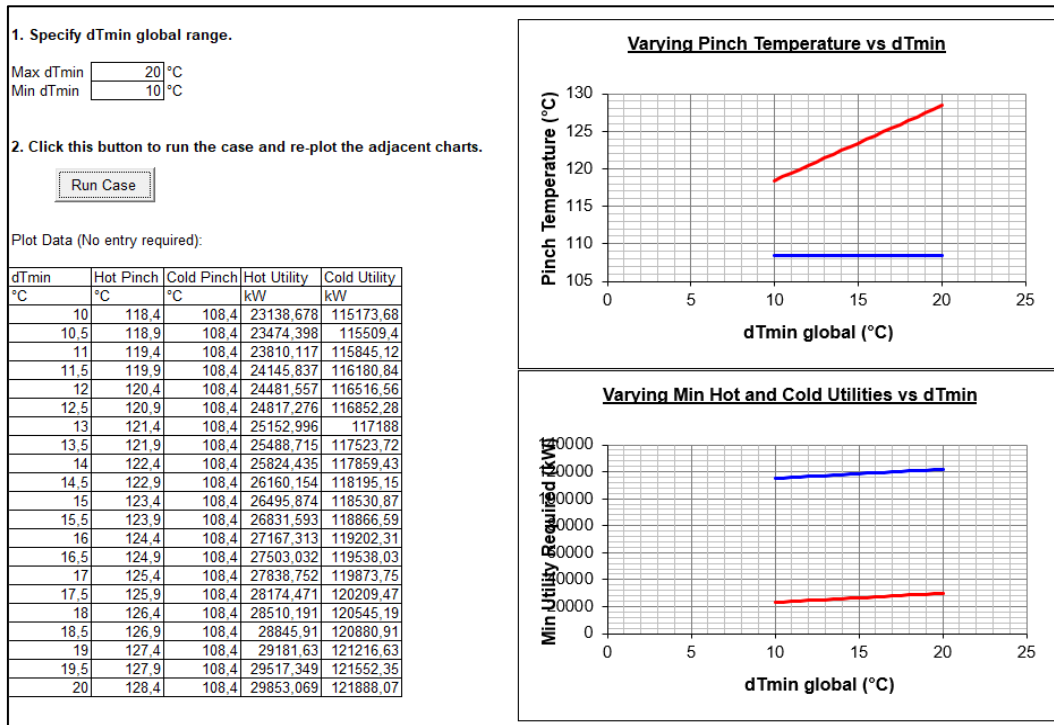


Figura 5. Influencia de ΔT_{MIN} sobre la temperatura *pinch* y las necesidades energéticas (en el Pinch Analysis Spreadsheet)

Tal como se aprecia en la figura, teniendo en cuenta solamente a las corrientes calientes y frías, la temperatura del punto de pliegue de las corrientes frías es siempre 108,4 °C, correspondiente a la corriente que sale por fondos de la columna T-100 y entra en la caldera RB-100. Además, para todo el intervalo de ΔT_{MIN} considerado, las variaciones de las necesidades mínimas de calentamiento y enfriamiento no son relativamente importantes. El último resultado de interés que proporciona la herramienta de cálculo es el “Diagrama en Cuadrícula”.

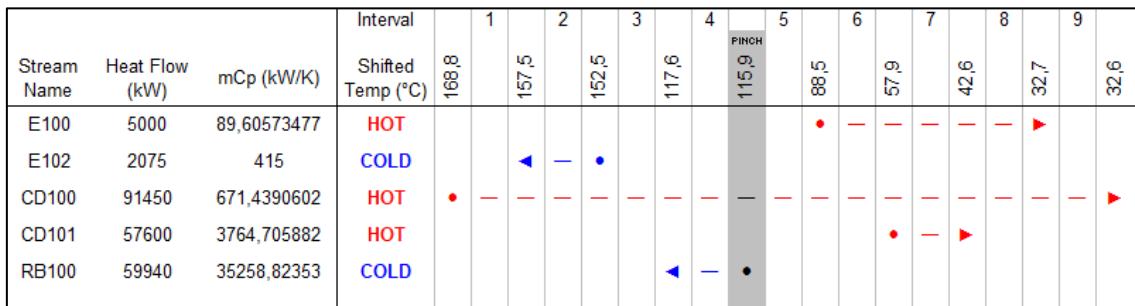


Figura 6. Diagrama en cuadrícula para $\Delta T_{MIN} = 15$ °C (en el Pinch Analysis Spreadsheet)

Se puede ver que, por debajo del *pinch* (a la derecha), no existe ninguna corriente fría que pueda intercambiar calor con las calientes, y por encima del *pinch* solo una de las corrientes calientes podría emplearse para intercambiar calor con las corrientes frías.

Para determinar cómo efectuar dicho intercambio de calor hay que recurrir a cálculos manuales, y el primer paso es determinar la variación de entalpía de cada corriente en la zona de trabajo como

$$\Delta H = mC_P \times \Delta T_s$$

Ecuación 3

$$\text{En CD100: } \Delta H = 671,4390602 \times (168,8 - 115,9) = 35519,126 \text{ kW}$$

$$\text{En E102: } \Delta H = 415 \times (157,5 - 152,5) = 2075 \text{ kW}$$

$$\text{En RB100: } \Delta H = 35258,82353 \times (117,6 - 115,9) = 59940 \text{ kW}$$

Esto demuestra que la única corriente caliente no puede ser empleada para cubrir en su totalidad las necesidades de calentamiento de las corrientes frías, y la diferencia es:

$$2075 + 59940 - 35519,126 = 26495,874 \text{ kW}$$

Este resultado coincide exactamente con las necesidades mínimas de calentamiento proporcionadas por la hoja de cálculo. Por lo tanto, habría que decidir entre una de estas dos posibilidades:

- a) Emplear íntegramente la única corriente caliente para calentar una parte de la corriente fría de RB-100; esto implicaría la necesidad de una fuente externa de energía para calentar la otra parte de la corriente de RB-100, es decir, se necesitarían dos calderas funcionando en paralelo, y, además, usar otra fuente externa de energía para calentar en E-102.
- b) Emplear parte de la corriente caliente en E-102 y el resto en RB-100; de nuevo se necesitarían dos calderas operando en paralelo, pero solamente sería necesaria una fuente externa de energía.

Ambas soluciones son posibles, pero se decidió analizar qué sucede sin este análisis se realiza teniendo también en cuenta el vapor que se produce como resultado de la refrigeración del reactor CHR-100.

4. Redefinición del problema

Tal y como ya se ha comentado, la información bibliográfica indica que el reactor es enfriado mediante una corriente de agua que se transforma en vapor a 42,0 bar; esto implica que dicho vapor está a 253,24 °C, y en el reactor “ha captado” 28485 kW. El objetivo es aprovechar este vapor como fuente de calor en el propio proceso, pero para eso es preciso establecer previamente sus posibles condiciones de operación.

El reactor CHR-100 es multitubular, lo que implica que desde el punto de vista de la transmisión de calor funciona como un intercambiador de carcasa y tubos, circulando el agua de refrigeración entre los tubos. Ahora bien, para asegurar su correcto funcionamiento, los tubos deben estar completamente sumergidos en el agua en todo momento, lo que implica que de la carcasa saldrán dos corrientes: el vapor producido y agua caliente, tal y como se muestra en este esquema.

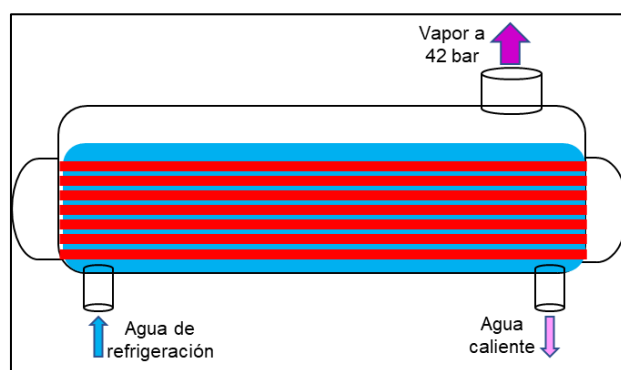


Figura 7. Esquema del reactor CHR-100

Así, si el caudal y condiciones de las tres corrientes implicadas en el enfriamiento del reactor son las adecuadas, toda la energía liberada por las reacciones químicas podrá ser empleada en el proceso para calentar corrientes. Para determinar dichas condiciones se realizó en Hysys la siguiente simulación:

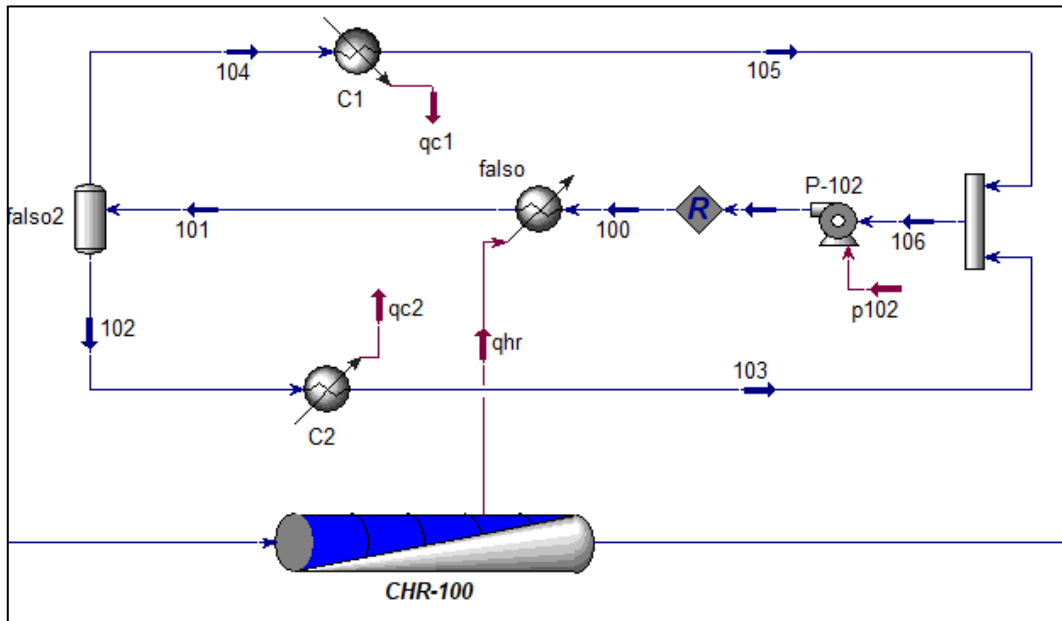


Figura 8. Esquema de simulación del sistema de enfriamiento del reactor (*simulación de HYSYS*)

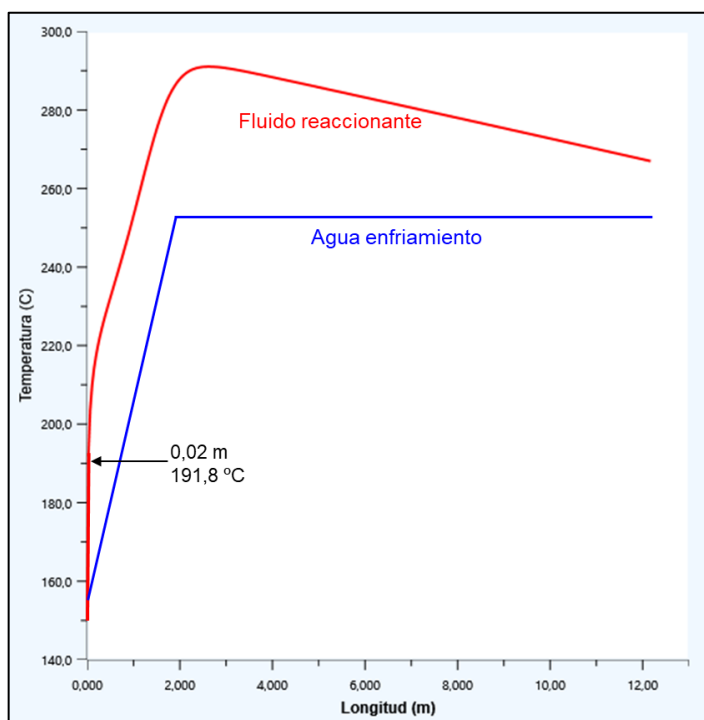
El agua de refrigeración (corriente 100) capta el calor liberado por las reacciones químicas en la carcasa del reactor (equipo *falso*) y se transforma parcialmente en vapor (104), que se separa del agua caliente (102) en la propia carcasa del reactor (*falso2*); ambas corrientes se enfrían (en C1 y C2) hasta la temperatura inicial y además el vapor condensa, de forma que la unión de dichas corrientes (106) da lugar a la corriente de agua inicial; la bomba P-102 es necesaria para recuperar la presión perdida a lo largo de todo el circuito.

Como el calor liberado por las reacciones ($q_{hr} = 28485 \text{ kW}$) y las condiciones del vapor producido están ya establecidas ($253,24 \text{ °C}$ y $42,0 \text{ bar}$), las variables clave del sistema son: temperatura inicial del agua de enfriamiento y porcentaje de ésta que se transforma en vapor; fijadas estas variables, el caudal total de agua queda determinado por el balance de entalpía, y de ahí ya también los caudales de vapor y agua caliente.

Se estableció como objetivo que el agua caliente producida pueda emplearse como fluido de calefacción en E-102, por lo que su temperatura más baja debería ser 155 °C (véase Plano 1). De esta manera, la temperatura inicial del agua de enfriamiento ya quedaba establecida.

Ahora bien, la corriente de alimentación al reactor está a 150 °C, por lo que debía comprobarse que la temperatura del fluido reaccionante, dentro del reactor, fuese en todo momento al menos 10 °C mayor que la del agua de refrigeración, porque de no ser así no se produciría enfriamiento.

Pues bien, a partir del perfil de temperaturas proporcionado por Hysys, se pudo comprobar que la presencia de las reacciones químicas hace que la temperatura en el interior del reactor se eleve rápidamente, de tal manera que en tan solo 2 cm ya es de 191,8 °C, y a 2,5 m (el reactor mide 12,2 m) alcanza su valor máximo, 291,0 °C, tal y como se muestra en esta figura. Así pues, puede asegurarse que el agua de enfriamiento estará en todo el reactor a una temperatura inferior a la del fluido reaccionante y, además, se mantendrá en ebullición prácticamente en toda su longitud.



**Figura 9. Perfil de temperaturas en el reactor CHR-100
(simulación de HYSYS)**

El agua caliente que sale del reactor estará, lógicamente, a 253,24 °C, y sabiendo que debe enfriarse hasta 155 °C, para que pueda emplearse como fluido de calefacción en E-102, proporcionando los 2075 kW necesarios, se necesita que su caudal sea 16764 kg/h.

Una vez determinados estos datos, y teniendo en cuenta que en los evaporadores de haz sumergido, que operan en ebullición nucleada, puede transformarse en vapor hasta el 80% del líquido, se estableció como valor de diseño que se transformaría en vapor en torno al 72,5% del agua que llega al reactor, de tal manera que finalmente se fijó el caudal total de agua de refrigeración en 61100 kg/h.

5. Integración completada

Una vez conocidas las temperaturas inicial y final de las corrientes resultantes del enfriamiento del reactor, se añadieron dichos datos en la herramienta *Pinch Analysis Spreadsheet* y se obtuvieron los siguientes datos que se muestran en la figura 10.

Stream Name	Supply Temperature	Target Temperature	dT Min Contrib	Heat Duty		Heat Flow	Stream Type
	°C	°C	°C	kW		kW	
E100	96	40,2		5000,000		5000,0	HOT
E102	145	150		2075,000		2075,0	COLD
CD100	176,3	40,1		91450,000		91450,0	HOT
CD101	65,4	50,1		57600,000		57600,0	HOT
RB100	108,4	110,1		59940,000		59940,0	COLD
qhr	253,2	155		28485,000		28485,0	HOT

Figura 10. Datos finales del análisis (*Pinch Analysis Spreadsheet*)

Con dichos datos, el comportamiento del sistema cambia de manera significativa, tal y como se muestra en la figura siguiente:

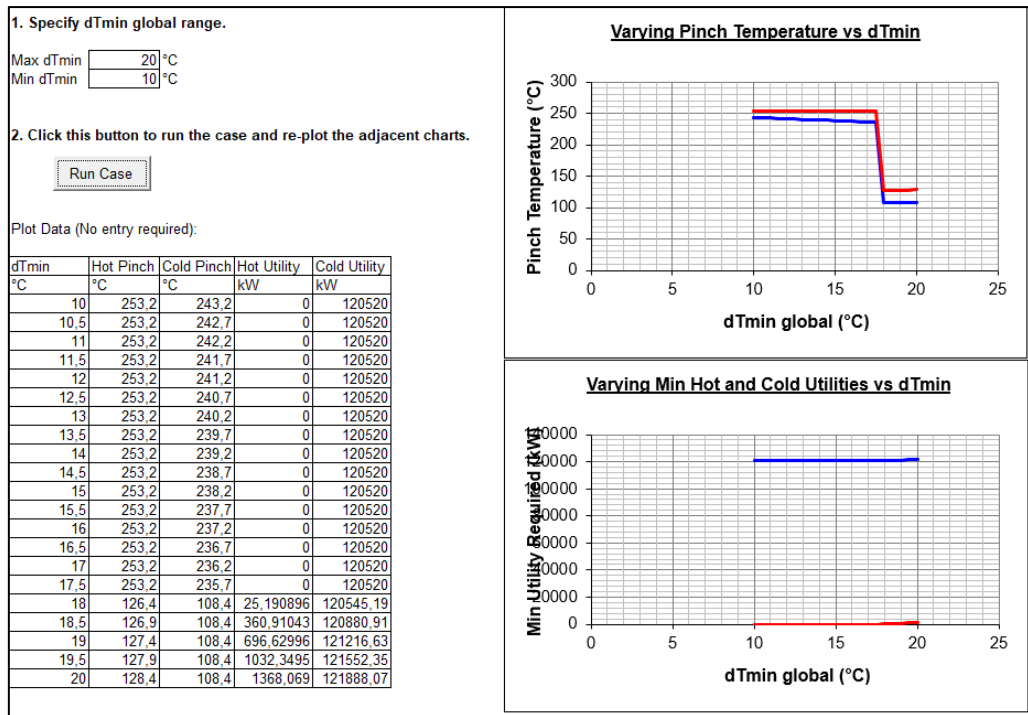


Figura 11. Influencia de ΔT_{MIN} sobre la temperatura *pinch* y las necesidades energéticas (*Pinch Analysis Spreadsheet*)

Para el mismo intervalo de ΔT_{MIN} existen dos posibles temperaturas *pinch*, una de ellas igual a la del sistema previamente analizado, 108,4 °C para las corrientes frías, y ahora también 253,2 °C para las corrientes calientes, estando el cambio de comportamiento en $\Delta T_{MIN} \approx 17,96$ °C. Ahora bien, en ambos casos las necesidades mínimas de calentamiento son nulas o muy bajas, mientras que las de enfriamiento, que siguen siendo importantes, varían muy poco. A tenor de esta situación, se hizo el análisis detallado para $\Delta T_{MIN} \approx 17,96$ °C, y el resultado de mayor interés es:

Stream Name	Heat Flow (kW)	mCp (kW/K)	Shifted Temp (°C)	244,2	167,3	159	154	146	119,1	117,4	87,02	56,42	41,12	31,22	31,12
E100	5000	89,60573477	HOT								•	-	-	-	▶
E102	2075	415	COLD			▶	—								
CD100	91450	671,4390602	HOT		•	-	-	-	-	-	-	-	-	-	▶
CD101	57600	3764,705882	HOT								•	-	▶		
RB100	59940	35258,82353	COLD						▶	—	•				
qhr	28485	290,0712831	HOT	•	-	-	-	-	▶						

Figura 12 Diagrama en cuadrícula para $\Delta T_{\text{MIN}} = 17,96 \text{ }^\circ\text{C}$ con la energía del reactor
(Pinch Analysis Spreadsheet)

Al igual que en el análisis anterior, el enfriamiento en E-100 y CD-101 (por debajo del *pinch*) deberá realizarse, forzosamente, recurriendo a una utilidad externa al proceso, que será agua de enfriamiento (*Cool Water*), pero por encima del punto de pliegue lo que implica que las corrientes calientes tienen capacidad suficiente para proporcionar prácticamente todo el calor que se necesita para las corrientes frías.

$$\text{En CD100: } \Delta H = 671,4390602 \times (167,3 - 117,4) = 33504,81 \text{ kW}$$

$$\text{De CHR100: } \Delta H = 290,0712831 \times (244,2 - 146) = 28485 \text{ kW}$$

$$\text{En E102: } \Delta H = 415 \times (157,5 - 152,5) = 2075 \text{ kW}$$

$$\text{En RB100: } \Delta H = 35258,82353 \times (117,6 - 115,9) = 59940 \text{ kW}$$

6. Solución adoptada

Una vez obtenidos los resultados descritos en el apartado anterior, debe rediseñarse el proceso para establecer los intercambios de calor que deben realizarse entre las corrientes para conseguir el aprovechamiento energético deseado: conseguir calentar totalmente las corrientes frías si necesidad de fuentes externas de energía y minimizar el uso de fuentes externas para el enfriamiento de las corrientes calientes.

Ahora bien, existe un detalle muy importante a tener en cuenta: los resultados obtenidos mediante la herramienta *Pinch Analysis Spreadsheet* no son tan exactos como sería deseable. Esto se debe a que los cálculos se realizan, siempre, considerando que las variaciones de entalpía de las corrientes vienen dadas por la ecuación 4:

$$\Delta H = m C_p \Delta T$$

Ecuación 4

Lo que implica asumir un valor constante para el calor específico, cuando, especialmente en el caso de gases y vapores, su valor cambia con la temperatura.

Este error se incrementa cuando una corriente, además de cambiar de temperatura, cambia de estado, tal y como sucede en este proceso, pues su variación real de entalpía será:

$$\Delta H = m [C_p (T_A - T_B)]_{estado1} + m \lambda + m [C_p (T_B - T_C)]_{estado2}$$

Ecuación 5

mientras que la hoja de cálculo hace los cálculos de la forma siguiente:

$$\Delta H = (m C_p)_{efectivo} (T_A - T_C)$$

Ecuación 6

Esto ocurre usando siempre el mismo valor de $(mC_p)_{efectivo}$, independientemente del intervalo de temperatura de que se trate. Esto implica que, en función de cómo sean dichos intervalos de temperatura, que vienen determinados por todas las corrientes presentes en el análisis, las variaciones de entalpía empleadas por la hoja de cálculo difieran notablemente de las que realmente habrá en el proceso según qué intervalos de temperaturas de operación se usen.

Esto se traduce en que, por ejemplo, el análisis cuyos resultados se muestran en el apartado anterior está hecho considerando que siempre habrá una diferencia mínima de temperatura entre corrientes de 17,96 °C, cuando en realidad esta diferencia será un valor más o menos promedio de todas las existentes en el proceso, ya que el objetivo es conseguir que los cambios de entalpía sean los adecuados para integrar energéticamente el proceso. Teniendo esto en cuenta, la solución inicialmente propuesta es la que se muestra en el Plano 2.

Ya se ha dicho que el calentamiento desde 145 °C hasta 150 °C de la corriente de alimentación al reactor, que se realiza en E-102, se hará mediante el agua caliente procedente del enfriamiento del reactor, que llegará con un caudal de 16764 kg/h a 253,2 °C y saldrá a 155 °C, tal y como se muestra en la figura 11 y que es una imagen parcial tomada del Plano 2.

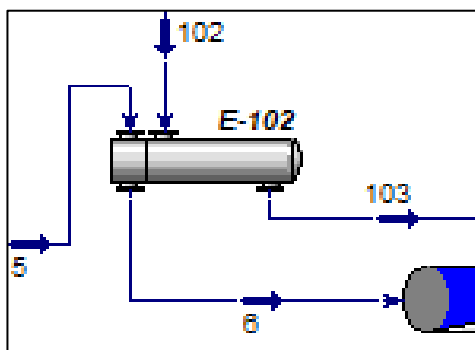


Figura 13 Esquema del funcionamiento del equipo E-102

Tomado del plano N°2 "Diagrama de flujo propuesto para la integración energética"

La corriente de alimentación al reactor llega al intercambiador E-102 a 109,5 bar, de ahí que se haya decidido hacerla circular por tubos, aunque la corriente caliente sea la 102. En estas condiciones, la diferencia mínima de temperatura entre corrientes es 10,0 °C.

El vapor de agua obtenido en la refrigeración del reactor se usará para producir, en un nuevo intercambiador de calor, E-104, otra corriente de vapor de agua, que estará a 125 °C y 2,3 bar, y que se usará como fluido de calefacción en la caldera RB-100 de la columna T-100. De nuevo la corriente a mayor presión circulará por tubos, en este caso coincide que ésta también es la corriente a mayor temperatura, y la diferencia mínima de temperaturas será 35,2 °C.

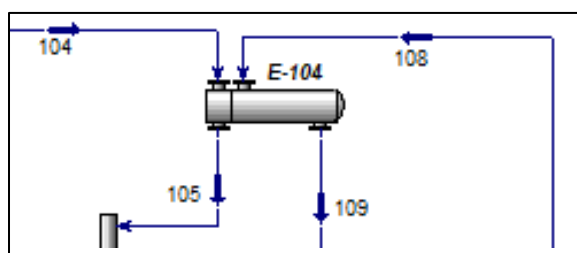


Figura 14 Esquema del funcionamiento del equipo E-104

Tomado del plano N°2 "Diagrama de flujo propuesto para la integración energética"

La razón de no emplear directamente la corriente de vapor procedente del reactor en la caldera RB-100 es que el calor que puede ceder este vapor, 26410 kW, no es suficiente para la caldera, en la que se necesitan 59940 kW, por lo que se necesitará un suministro de calor adicional.

La única posibilidad es, tal y como se ve en el anterior Diagrama en Cuadrícula, aprovechar parte del calor que hay que retirar en el condensador parcial CD-100, pero emplear, directamente, en la caldera RB-100, toda o parte de la corriente que se enfría en CD-100 implicaría tener dos calderas en paralelo, una que emplearía esta corriente y otra que usaría el vapor procedente del reactor.

Así pues, y con el fin de tener una única caldera se decidió realizar un enfriamiento previo a CD-100, en un nuevo equipo, E-103, y emplear el calor retirado en éste para producir una corriente de vapor de agua que se unirá a la otra corriente de vapor generada en E-104; se lograría así un circuito cerrado que servirá para proporcionar toda la energía necesaria en la caldera CD-100 y, además, reducirá las necesidades totales de enfriamiento. Este sistema es el que aparece reflejado en el Plano 2 y comprende desde la corriente 107 hasta la 113, a su vez interconectado con el otro circuito cerrado formado por las corrientes 100 a 106.

Una vez realizada la simulación en Hysys, se comprobó que el sistema así planteado tiene un grave inconveniente: podría darse un cruce de temperaturas en el intercambiador E-103, tal y como se muestra en la figura 15 a continuación.

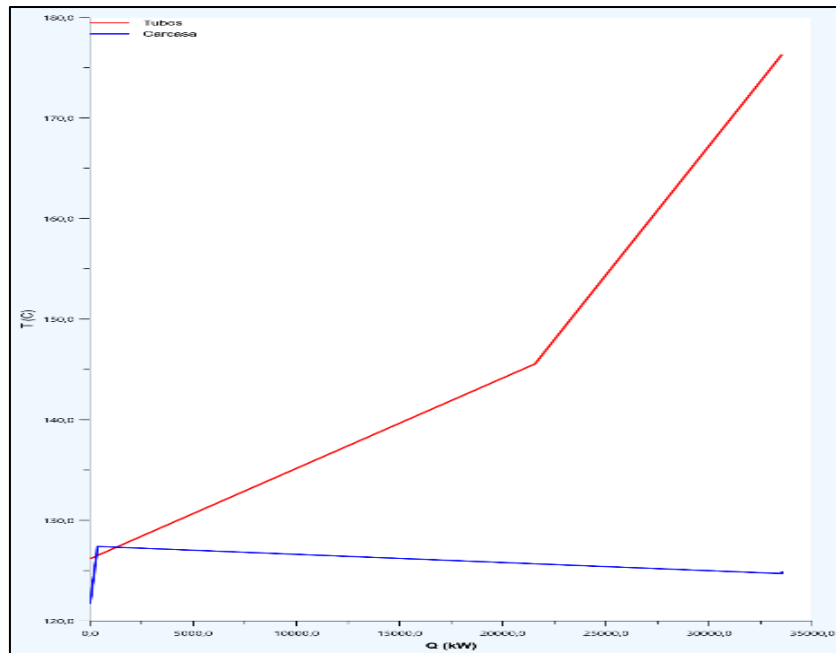


Figura 15. Perfil de temperaturas en el equipo E-103 (simulación de HYSYS)

Esto presenta un grave inconveniente ya que no puede pasar calor desde la corriente fría hacia la caliente, porque iría en contra de los principios de la termodinámica, pero si bien se podría intentar diseñar un intercambiador de calor que evitase este problema, la diferencia mínima de temperaturas entre corrientes sería tan baja que las dificultades del diseño y, sobre todo, las dimensiones del equipo (su coste) hacen que esta opción sea totalmente inviable.

Para no tener que recurrir a utilidades externas de calentamiento es imprescindible recuperar 33530 kW en E-103, lo que implica que la corriente de proceso debe enfriarse desde 176,3 °C hasta 126,1 °C, produciéndose la condensación del 4% del caudal total. Así, la única alternativa para evitar en E-103 el cruce de temperaturas y conseguir además una diferencia de temperaturas suficientemente elevada, es actuar sobre la otra corriente.

Como se trata de producir vapor de agua que posteriormente pueda usarse en la caldera RB-100, la única opción es la que se muestra en el Plano 3: enfriar y reducir la presión de la corriente que posteriormente irá a E-103.

Tal y como se muestra en la figura 16, si la corriente se enfría hasta 116 °C y su presión se reduce hasta 2,2 bar, con el caudal adecuado se puede conseguir que la diferencia mínima de temperaturas sea 10 °C, no habrá cruce

de temperaturas y, además, su temperatura final será la adecuada para que, tras unirla con el vapor producido en E-104, la corriente resultante pueda ser usada para calentar en RB-100.

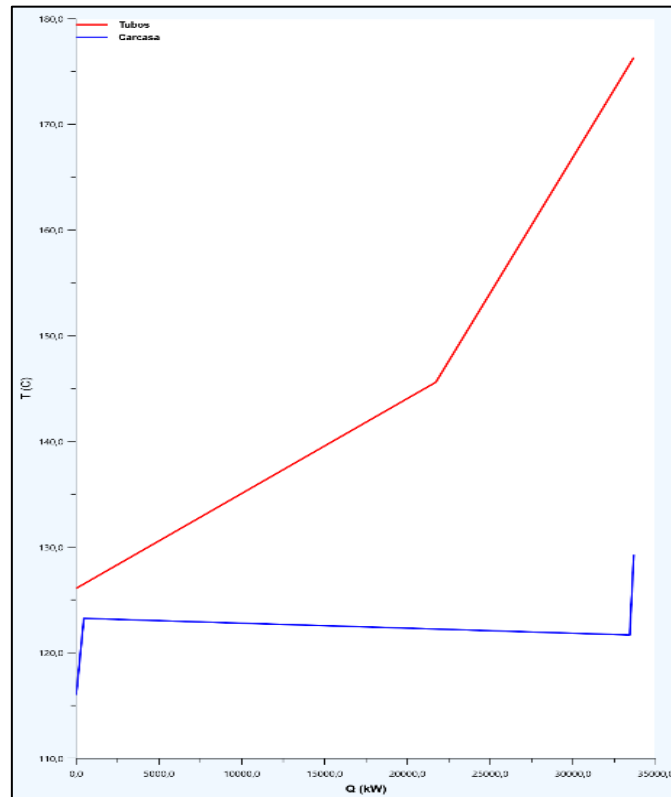


Figura 16. Perfil de temperaturas (simulación de HYSYS)

El enfriamiento que debe realizarse es lo suficientemente pequeño como para considerar la alternativa de emplear un aero-refrigerante, AC-100, y el cambio de presión que debe provocarse, 0,23 bar, puede realizarse mediante una simple válvula de control.

De esta forma, el proceso que se muestra en el Plano 3 permite el máximo aprovechamiento energético, reduciendo la necesidad de *Utilities* a 120620 kW para enfriar, para lo que se necesitarían 6907 t/h de agua, lo que supone un 21,9% menos que en la situación actual; además, se necesitarían 15584 kg/h de aire en AC-100 (dato obtenido tras realizar el diseño de este equipo).

Con todos estos resultados, el paso siguiente es el diseño de los intercambiadores de calor necesarios para llevar a cabo el proceso tal y como se desea.

7. Diseño de los intercambiadores de calor

Como resultado de los pasos descritos previamente, será necesario diseñar los nuevos intercambiadores de calor para llevar a cabo el proceso con la solución integrada explicada en el apartado anterior y que se muestra en el Plano 3.

Así, los intercambiadores de calor que necesariamente deben ser diseñados son E-103, E-104 y AC-100, pues son los equipos añadidos a la secuencia de operaciones de la instalación. Mientras que su parte los intercambiadores E-102 y RB-100 ya existen en el proceso original, pero dado que se desconocen las condiciones de los fluidos de calefacción empleados en estos dos equipos, también se hará su diseño, lo que equivale a considerar que deberán ser sustituidos por otros nuevos. Y En lo que respecta a los equipos E-100, CD-101 y CHR-100 se dejan como están pues sus condiciones de operación no cambian.

El equipo CD-100 plantea ciertas dudas, pues en el proceso modificado las condiciones de la corriente de alimentación son distintas. Como el equipo es un condensador parcial, que lo normal es que sea de carcasa y tubos, y está diseñado para enfriar 91450 kW, se ha considerado que seguirá siendo válido para retirar solamente 57780 kW, pues bastará por optar por una o ambas de estas soluciones: emplear menos agua de enfriamiento y/o disminuir el área de intercambio de calor eliminando tubos.

En lo que respecta a los otros equipos que aparecen en el Plano 3 y no están en el Plano 1, debe recordarse que “falso” y “falso1” aparecen para poder hacer la simulación de lo que sucede dentro de la carcasa del reactor multitubular CHR-100, pero no se trata de equipos a mayores; las bombas P-102 y P-103 no se diseñarán ni seleccionarán, pero serán tenidas en cuenta en la evaluación económica, mientras que la válvula dp-100 estará incluida entre los elementos de control de AC-100 y por tanto también lo estará su coste. Así pues, hay que diseñar cinco intercambiadores, cuatro de ellos de carcasa y tubos y un aero-refrigerante.

Dado que se desconoce la situación geográfica de la instalación industrial objeto de este trabajo, se emplearán las normas y códigos de diseño más empleadas y reconocidas internacionalmente para este tipo de equipos, y que son:

- Intercambiadores de carcasa y tubos:
 - -Normas TEMA, de Tubular Exchanger Manufacturers Association Inc.
 - Clase de servicio: Normal.
 - Clase TEMA: B (servicio químico).
- Aero-refrigerante:
 - -Norma API 661-Air-Cooler Heat Exchanger for General Refinery Service, de American Petroleum Institute, recogida en ISO 13706:2000.
- Recipientes a presión:
 - -Boiler & Pressure Vessel Code, Section VIII Division 1, de The American Society of Mechanical Engineers.
- Materiales de construcción:
 - Norma ASTM, de American Society for Testing and Materials.
- Medidas y dimensiones:
 - Norma ANSI, de American National Standards Institute.

Estas normas y códigos (y otros) están incluidos en las tres herramientas de diseño de intercambiadores de calor empleadas para la realización de esta parte del trabajo: “*Shell&Tube Exchanger Desing/Rating*” y “*Air Cooled Desing/Rating*” incluidas en Hysys, y “*Aspen Exchanger Desing and Rating V10*”.

Como paso previo al empleo del software de diseño, es necesario tener en cuenta tres factores: materiales de construcción, espesor considerado para paliar el desgaste de los materiales debido a la corrosión, y ensuciamiento que cada fluido provocará en las superficies de intercambio de calor; el tipo o valor

de estos parámetros se establece considerando la naturaleza de los componentes químicos presentes y las condiciones de operación deseadas.

Las condiciones de operación más severas se dan en E-102, pues una de las corrientes está a 253,2 °C y la otra llega a 109,5 bar; la corriente caliente es agua, mientras que la corriente a tan alta presión es una mezcla de gases y vapores, entre los que destacan vapor de agua e hidrógeno. El acero al carbono puede emplearse sin problemas para esas condiciones de presión y temperatura, pero teniendo en cuenta que la vida útil considerada para este tipo de equipos suele ser de al menos 10 años, considerando como velocidad de corrosión aceptable 0,075 mm/año, se llega a 0,75 mm, por lo que se ha empleado como factor de corrosión para el diseño 1/32 de pulgada ó 0,79375 mm.

En lo que respecta al ensuciamiento, se usará el método de los “factores de ensuciamiento”, que cuantifican la resistencia que la suciedad provocada por los fluidos ofrecerá a la transmisión de calor a través de la pared metálica. Uno de los fluidos es agua que circula ininterrumpidamente en un circuito de evaporación/condensación, y en estos casos suele emplearse agua de alta pureza, por lo que en la bibliografía suele darse un valor de $9 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$ para la resistencia por ensuciamiento. Los otros fluidos son una mezcla de gases con vapores orgánicos, que en algún equipo condensan parcialmente, y para este tipo de sistemas se usará el valor bibliográfico más habitual, $2 \times 10^{-4} \text{ m}^2 \cdot ^\circ\text{C}/\text{W}$.

El procedimiento empleado para el diseño requiere realizar una serie de pasos:

- 1º)** Una vez realizada en Hysys la simulación del equipo que se desea diseñar, se activa en dicho programa la herramienta de diseño correspondiente, “*Shell&Tube Exchanger Desing/Rating*” para intercambiadores de carcasa y tubos o “*Air Cooled Desing/Rating*” para el aero-refrigerante.
- 2º)** Se selecciona el equipo concreto a diseñar; esto hace que las condiciones de operación y propiedades físicas de las corrientes empleadas en la simulación sean incorporadas a la herramienta de diseño.
- 3º)** Se seleccionan las normas y códigos de diseño que se desea emplear, y se introducen los valores del espesor por corrosión y de las resistencias por

ensuciamiento, así como el material de fabricación de cada uno de los elementos del equipo.

4º) Se activa la herramienta de cálculo en el modo “*Design*”, que permite determinar el diámetro nominal de los tubos y el número de pasos por tubos; si se está calculando un intercambiador de carcasa y tubos, el programa determina también el tipo de cabezales y de carcasa, así como el número de pasos por carcasa.

5º) La herramienta de cálculo, por defecto, realiza el diseño para coste mínimo, por lo que debe comprobarse que el tipo de cabezales seleccionados sean válidos para las condiciones de operación deseadas (por ejemplo, no deben emplearse cabezales fijos cuando la diferencia de temperaturas entre fluidos es superior a 100 °C); de ser necesario, se modifica el tipo de cabezales.

6º) Se cambia el modo de cálculo del programa a “*Rating*”, se ejecuta y así se consigue un diseño preliminar completo del intercambiador. Se comprueba entonces si las condiciones de salida de las corrientes, calculadas en función de la geometría del equipo, se aproximan a las deseadas: si es así se pasa a la etapa siguiente, y si no se modifican los parámetros de diseño según el error detectado (por ejemplo, excesiva pérdida de presión, calor intercambiado menor de lo deseado, etc.).

7º) Se exportan los resultados en formato de archivo “EDR” para poder emplearlos en el programa “*Aspen Exchanger Design and Rating V10*”.

8º) Una vez abierto este programa, que estará en el modo “*Rating/Checking*”, se ejecuta y se comprueban todos los resultados obtenidos, desde las condiciones de operación de las corrientes hasta los detalles de construcción del intercambiador.

9º) Lo habitual es que aparezcan mensajes de error (*warning*) avisando sobre algún error, “que algo no está bien”; el propio programa propone las posibles soluciones a adoptar, por ejemplo, si las pérdidas de presión son demasiado elevadas se puede modificar la distancia entre las pantallas deflectoras, o modificar la situación de las conexiones de entrada y salida. Si el calor intercambiado es menor del deseado, se puede modificar el área de intercambio de calor, y para ello el diseñador debe decidir, por ejemplo, si aumenta el número de tubos o modifica su longitud, lo que a su vez afectará a otros parámetros de

operación y diseño, que podrán provocar la aparición de nuevos mensajes de error.

A veces no es posible conseguir una solución satisfactoria, por lo que es necesario poner el programa en modo “*Design*” y reiniciar el proceso de diseño, empleando para ello parte de los datos de construcción previamente obtenidos. De esta manera el procedimiento de diseño finaliza cuando se ha conseguido una solución satisfactoria, aunque resulte imposible saber si dicha solución es la mejor de todas las posibles. Así, el principal problema que se puede durante el diseño de los intercambiadores de carcasa y tubos estuvo relacionado con las pérdidas de presión, pues dadas las condiciones preestablecidas del proceso, éstas están muy limitadas; la solución adoptada fue realizar el diseño limitando las pérdidas de presión en las conexiones de los equipos al 10% de la pérdida de presión máxima admisible, de ahí que algunas de dichas conexiones sean de gran diámetro.

7.1 Datos de los intercambiadores de carcasa y tubo

En las siguientes tablas se muestran parte de los resultados obtenidos, y los datos completos están en las correspondientes hojas de especificaciones y planos.

Tabla 2.
Datos del equipo RB-100

Intercambiador de carcasa y tubos RB-100				
Código TEMA			AKU	
Tubos	Diámetro nominal (mm)	Longitud (mm)	Número	Pasos
	19,05	4650,0	4320	2
Carcasa	Diámetro interno (mm)	Pasos	Arreglo tubos	Triangular 30° a 23,81 mm
	2377,0	1		

Tabla 3.

Datos del equipo E-102

Intercambiador de carcasa y tubos E-102				
Código TEMA			BEM	
Tubos	Diámetro nominal (mm)	Longitud (mm)	Número	Pasos
	19,05	1850,0	1277	1
Carcasa	Diámetro interno (mm)	Pasos	Arreglo tubos	Triangular 30° a 23,81 mm
	925,0	1		

Tabla 4

Datos del equipo E-103

Intercambiador de carcasa y tubos E-103				
Código TEMA			BEM	
Tubos	Diámetro nominal (mm)	Longitud (mm)	Número	Pasos
	19.05	7315,2	10208	1
Carcasa	Diámetro interno (mm)	Pasos	Arreglo tubos	Triangular 30° a 23,81 mm
	2590,8	1		

Tabla 5.

Datos del equipo E-104

Intercambiador de carcasa y tubos E-104				
Código TEMA			AES	
Tubos	Diámetro nominal (mm)	Longitud (mm)	Número	Pasos
	19,05	2700,0	802	4
Carcasa	Diámetro interno (mm)	Pasos	Arreglo tubos	Triangular 30° a 23,81 mm
	850,0	1		

Tal y como se puede ver, los cuatro intercambiadores de calor de carcasa y tubos estarán contruidos con tubos del mismo diámetro y en la misma disposición, lo que sin duda permitiría abaratar su coste si su construcción fuese encargada al mismo fabricante, y también será menos costoso su mantenimiento.

Los perfiles de temperatura en cada uno de los intercambiadores de calor, obtenidos del programa de diseño, se muestran en las figuras siguientes. Se puede comprobar que en todos los equipos la diferencia mínima de temperaturas es de al menos 10 °C, excepto en E-103 en que no llega a 4 °C, de ahí el gran equipo necesario.

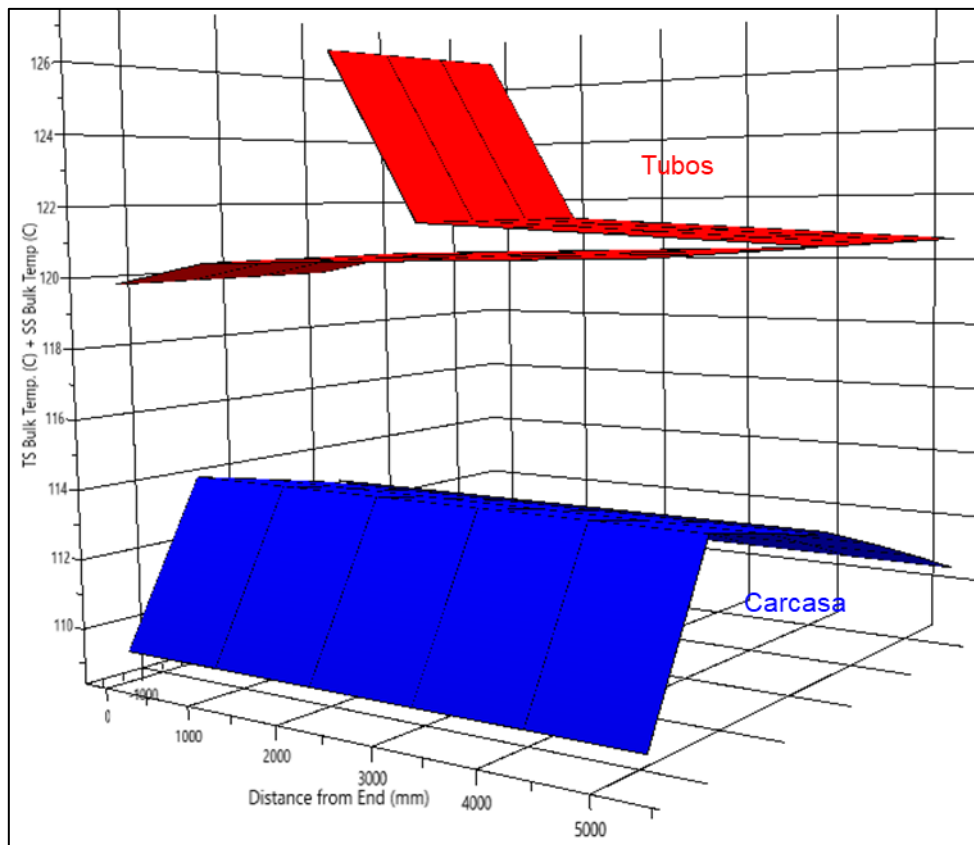


Figura 17 Perfil de temperaturas RB-100
(simulación de HYSYS)

El perfil de temperaturas muestra que en RB-100 la ebullición tendrá lugar preferentemente en la zona central de la carcasa, tal y como corresponde a un equipo de ebullición nucleada.

Las diferencias entre los perfiles de E-102 y E-103 se debe a que en el primero los fluidos solamente cambian de temperatura mientras que en E-103 ambos también cambian de estado, evaporándose totalmente la corriente fría y condensando muy parcialmente la corriente caliente; en ambos equipos los fluidos circulan en contracorriente, E-102 el fluido caliente entra por la derecha mientras que en E-103 lo hace por la izquierda

En E-104, la corriente caliente condensa en los dos primeros pasos por tubos y a partir de ahí se enfría en los dos siguientes.

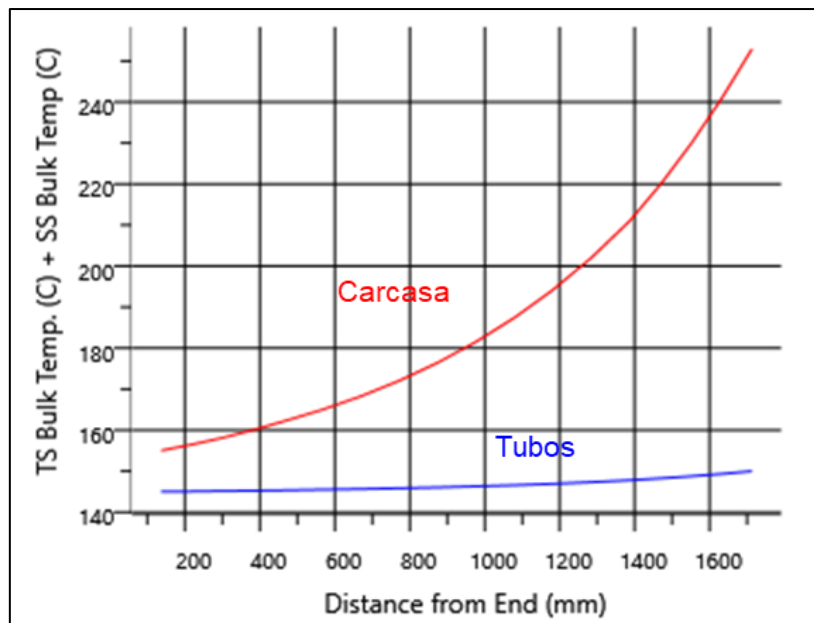


Figura 18. Perfil de temperaturas en E-102
(simulación de HYSYS)

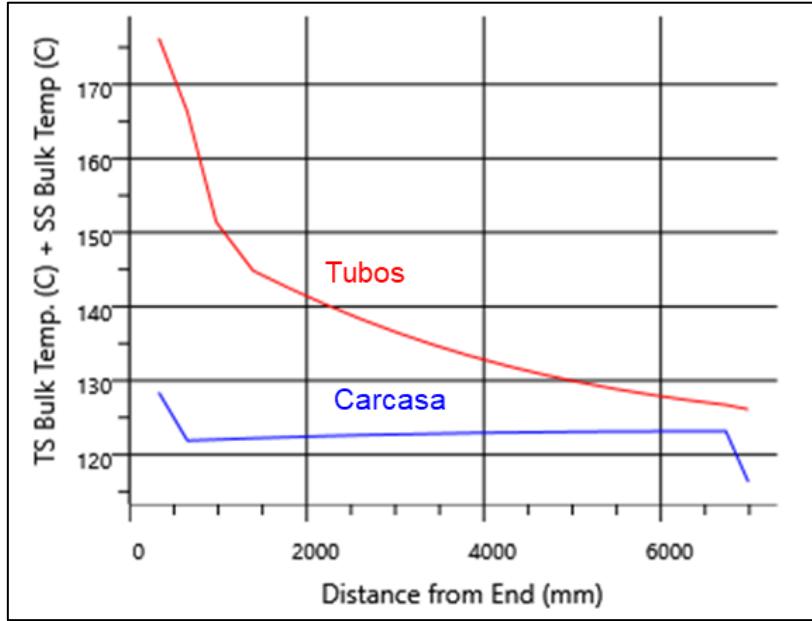


Figura 19. Perfil de temperaturas en E-103
(simulación de HYSYS)

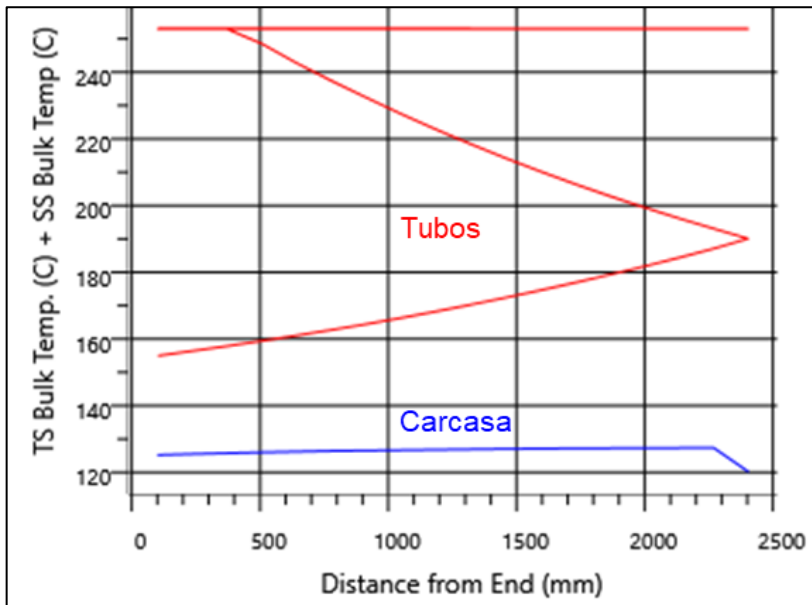


Figura 20. Perfil de temperaturas E-104
(simulación de HYSYS)

7.2 Datos de los intercambiadores de Aero- refrigerante

Los perfiles de temperatura en el Aero-refrigerante muestran como la temperatura final de la corriente de proceso es distinta según la fila por la que circule, lo que es lógico ya que se divide entre cuatro filas de tubos de un solo paso y el aire de enfriamiento llega a cada fila a una temperatura distinta.

Tabla 6

Datos del equipo AC-100

Aero-refrigerante AC-100				
Tubos	Diámetro nominal (mm)	Longitud (mm)	Número	Pasos / Filas
	25,4	3175,0	56	1 / 4
Aletas	Diámetro externo (mm)	Número (aletas/m)	Arreglo tubos	Triangular 30 ° 60,00 mm hor. 51,96 vert.
	57,15	433		

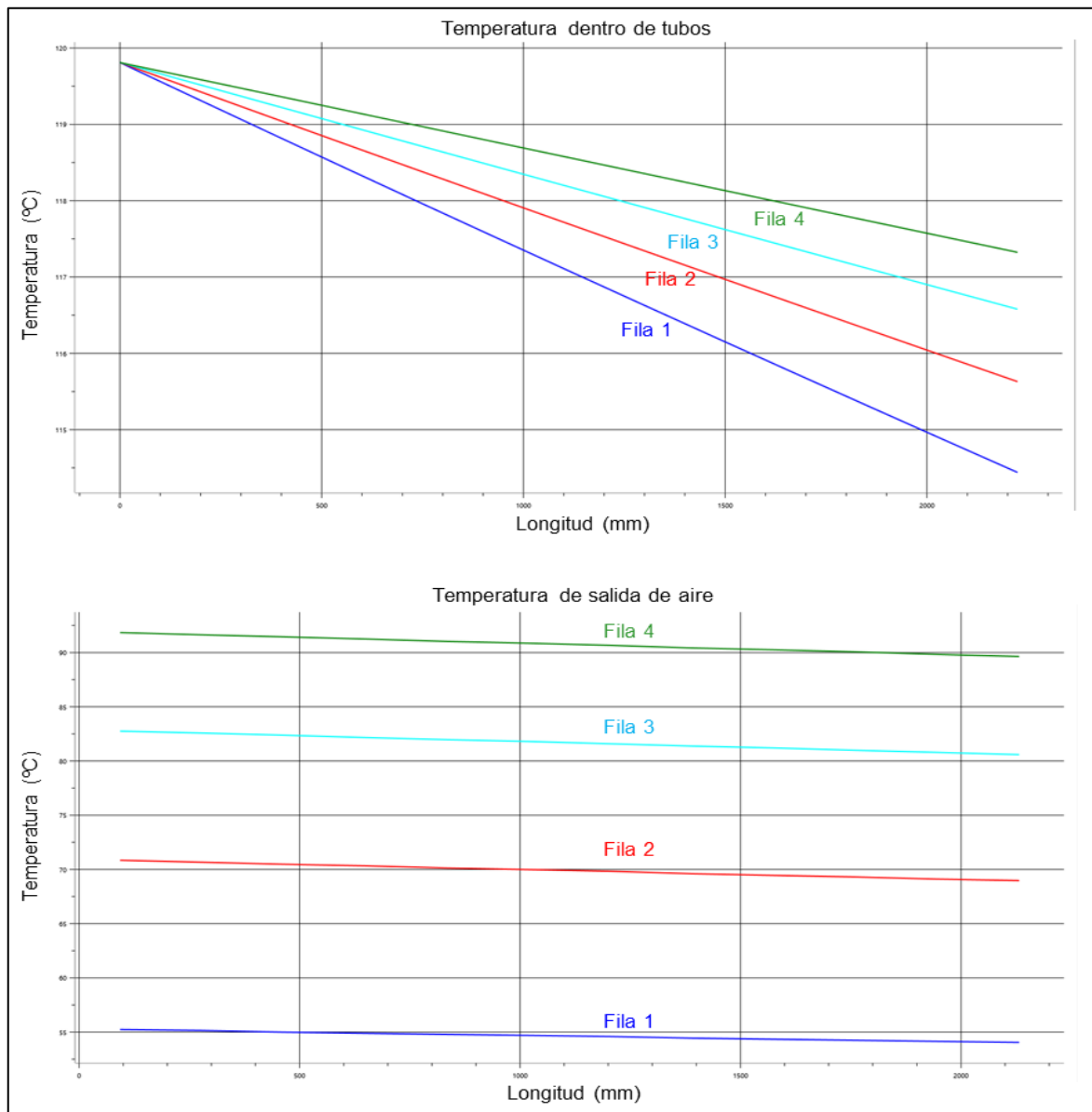
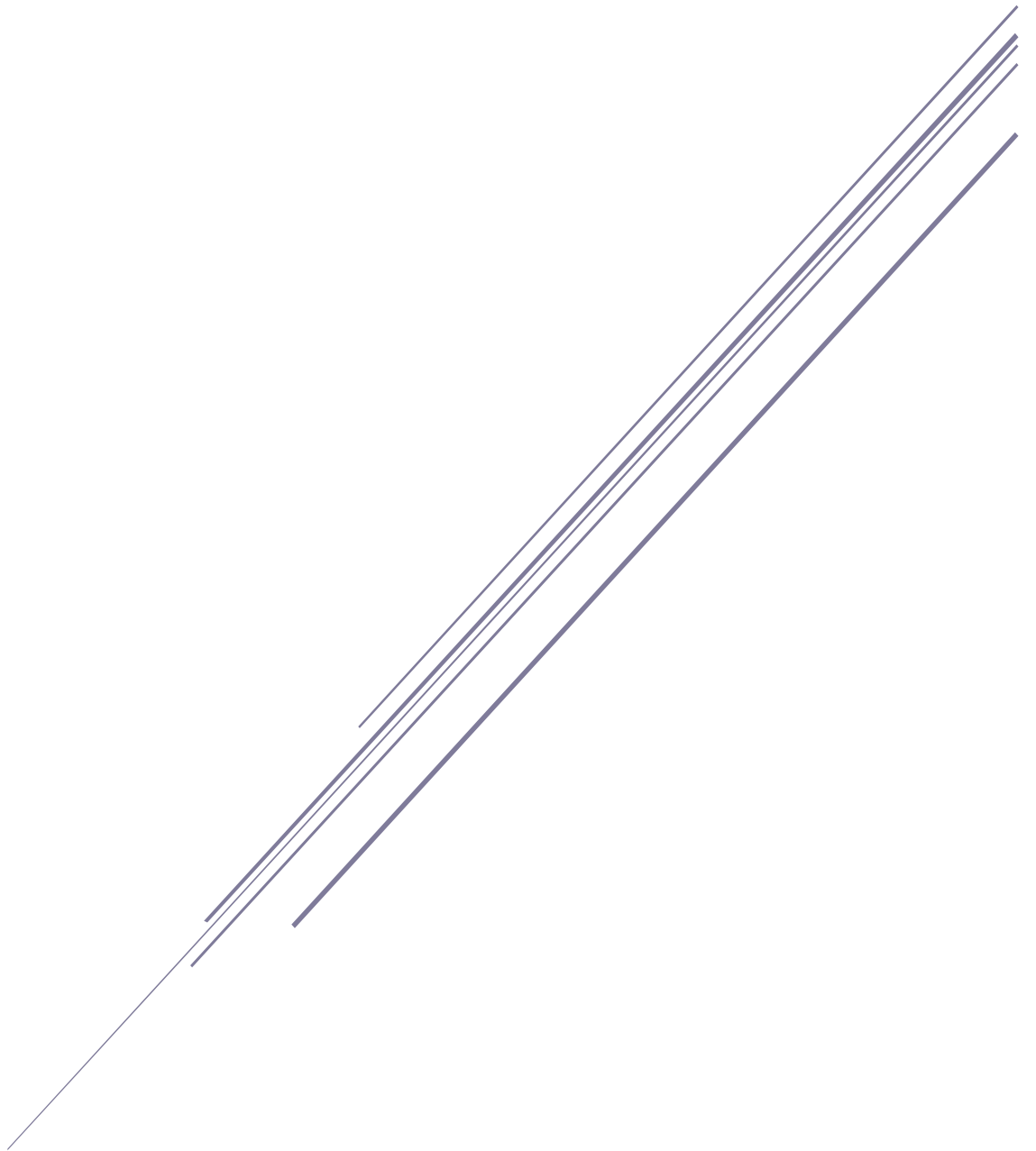


Figura 21. Perfil de temperaturas en AC-100
(simulación de HYSYS)

ANEJO 4. EVALUACIÓN FINANCIERA

Integración energética y diseño de intercambiadores de calor para una planta Lurgi con 100 t/h de producción de metanol



Índice de contenido

1. Introducción	2
2. Estimación de los costes de inversión	3
2.1 Coste base.....	3
2.2 Inversión del capital instalado	5
2.3. Inversión total necesaria	6
3. Estimación de ahorro energético	7
4. Recuperación de la inversión	10
5. Conclusión.	11

Índice de Tablas

1. Tabla 1: Coste base del equipo E-102	3
2. Tabla 2: Coste base del equipo E-103	3
3. Tabla 3: Coste base del equipo E-104.....	4
4. Tabla 4: Coste base del equipo RB-100	4
5. Tabla 5: Coste base del equipo AC-100.....	4
6. Tabla 6: Coste base de bombas centrífugas	5
7. Tabla 7: Costes energéticos antes de la integración del proceso.....	8
8. Tabla 8: Costes energéticos después de la integración del proceso.....	9

Índice de Figuras

Figura 1: Tiempo de recuperación de la inversión total	10
--	----

1.Introducción

La finalidad de este trabajo es realizar el diseño de equipos y del proceso de integración energética con el fin de obtener un ahorro económico para la empresa. Para cumplir este objetivo se ha llevado a cabo la evolución financiera para comprobar la viabilidad económica del proyecto.

Para esta parte del trabajo se han utilizado datos relativamente antiguos porque las sucesivas crisis de abastecimiento, falta de materiales y materias primas, subida de los precios energéticos provocados por la pandemia del Covid-19, la guerra en Ucrania, la paralización industrial de China, entre otros acontecimientos socioeconómicos, han provocado un total desajuste en los mercados y, con ello, en cualquier estimación económica a corto o medio plazo.

Por ello, se han buscado referencias y/o fuentes bibliográficas pertenecientes a un mismo período temporal porque se ha considerado que así podrán ser directamente comparables entre sí y, llegado el caso, el “factor” de actualización que habría que considerar sería prácticamente el mismo para todas ellas una vez que la situación económica mundial se haya estabilizado. Además, de esta forma algunos de los datos empleados son específicos para instalaciones de este tipo y capacidad.

De esta manera, los datos y métodos de cálculo empleados han sido los siguientes:

- a) Estimación del coste de los intercambiadores de calor: Base de datos del programa Aspen Exchanger Desing and Rating V10, de 2017.
- b) Estimación del coste de las bombas centrífugas: *Diseño en Ingeniería Química*, Sinnott R. y Towler, G. 4ª ed., Ed. Reverté, 2012.
- c) Método factorial de Lang para la estimación del capital instalado e inversión total: *Diseño en Ingeniería Química*, Sinnott R. y Towler, G. 4ª ed., Ed. Reverté, 2012.
- d) Estimación de costes energéticos: *Principles and Case Studies of Simultaneous Design*, Luyben W.L. Ed. John Wiley & Sons, INC., 2011.

2. Estimación de los costes de inversión

2.1. Coste base

El coste de fabricación o coste base, C_{Bi} , de cada uno de los intercambiadores de calor se obtiene directamente del programa empleado para su diseño. Los resultados se muestran en las tablas siguientes.

Tabla 1.

Coste base del equipo E-102

Intercambiador de carcasa y tubos E-102			
Elemento	Coste unitario (\$)	Número	Total (\$)
Tubos	4,44	1277	5.669,88
Otros materiales	38.592,00		38.592,00
Construcción	125.760,00		125.760,00
TOTAL			170.021,88

Tabla 2.

Coste base del equipo E-103

Intercambiador de carcasa y tubos E-103			
Elemento	Coste unitario (\$)	Número	Total (\$)
Tubos	17,56	10208	179.252,48
Otros materiales	400.550,00		400.550,00
Construcción	1.056.279,00		1.056.279,00
TOTAL			1.636.081,48

Tabla 3.

Coste base del equipo E-104

Intercambiador de carcasa y tubos E-104			
Elemento	Coste unitario (\$)	Número	Total (\$)
Tubos	6,48	802	5.196,96
Otros materiales	17.948,00		17.948,00
Construcción	55.567,00		55.567,00
TOTAL			78.711,96

Tabla 4.

Coste base del equipo RB-100

Intercambiador de carcasa y tubos RB-100			
Elemento	Coste unitario (\$)	Número	Total (\$)
Tubos	26,73	4320	115.473,60
Otros materiales	85.980,00		85.980,00
Construcción	443.988,00		443.988,00
TOTAL			645.441,60

Tabla 5.

Coste base del equipo AC-100

Aero-refrigerante AC-100			
Elemento	Coste unitario (\$)	Número	Total (\$)
Tubos	24,16	56	1352,96
Ventiladores	125,75	4	503,00
Otros materiales	2795,00		2795,00
Construcción	7.852,00		7.852,00
TOTAL			12.502,96

En los intercambiadores de calor E-102, E-103 y E-104, el coste de cada tubo sería 2,40 \$/m, mientras que en la caldera RB-100 es 3,40 \$/m por tratarse de tubos en U, y en el aero-refrigerante 6,40 \$/m por ser tubos con aletas.

Además de los intercambiadores de calor, sería necesario instalar las bombas centrífugas P-102 y P-103, que estarían por duplicado, y cuyo coste puede estimarse a partir de la expresión y los resultados aparecen en la tabla siguiente:

$$C_{Bi}(\$) = 6900 + 206 S^{0,90} \quad \text{para } 0,2 < S (L/s) < 126$$

Ecuación 1.

Tabla 6.

Coste base de bombas centrífugas

Bombas centrífugas monoetapa				
Bomba	Caudal (L/s)	Coste unidad (\$)	Número	Total (\$)
P-102	18,6	9.760,41	2	19.520,82
P-103	28,6	11.113,05	2	22.226,10
TOTAL				41.746,92

Así, el coste total de compra de los equipos es de **2.584.506,80\$**, es decir, dos millones quinientos ochenta y cuatro mil quinientos seis dólares con ochenta céntimos.

2.2. Inversión del capital instalado

A partir del coste base de los equipos es posible determinar el coste total del capital instalado, C_{CI} , mediante el método factorial descrito en la ecuación 2:

$$C_{CI} (\$) = \sum C_{Bi}(\$) [(1 + f_P)f_M + f_{ER} + f_{EL} + f_I + f_C + f_S + f_L]$$

Ecuación 2.

En base a la ecuación 2, en la que se pueden observar los diferentes factores donde se recoge el incremento de los costes que se produce debido a todos los elementos que son necesarios incluir para el correcto funcionamiento e instalación de los equipos, a continuación, los factores empleados:

- Tuberías y accesorios: $f_P = 0,8$
- Colocación: $f_{ER} = 0,3$
- Material de construcción: $f_M = 1,0$ acero al carbono; 1,3 acero inoxidable 304
- Electricidad: $f_{EL} = 0,2$
- Instrumentación: $f_I = 0,3$
- Obra civil: $f_C = 0,3$
- Estructuras: $f_S = 0,2$
- Aislamiento y pintura: $f_L = 0,1$

En este caso se usará solamente acero al carbono, de ahí que usando la ecuación 2 se obtenga:

$$C_{CI} = 3,2 C_B(\$) = 3,2 \times 2.584.506,80 = \mathbf{8.270.421,76 \$}$$

2.3. Inversión total necesaria

Una vez conocido el coste del capital instalado, se puede estimar la inversión total necesaria, C_{TN} , teniendo en cuenta diversos costes indirectos, mano de obra, diseño entre otros:

$$C_{TN}(\$) = [C_{CI}(\$) (1 + OS) (1 + D\&E + X)] (1 + MO)$$

Ecuación 3.

- Costes externos: $OS = 0,3$
- Diseño e ingeniería: $D\&E = 0,3$
- Contingencias: $X = 0,1$
- Mano de obra: $MO = 0,1$ a $0,2$

Por lo tanto, a partir de la ecuación 3 y al considerar que en este caso la mano de obra supondrá un 10% de la inversión de capital, resulta:

$$C_{TN}(\$) = 2,002 C_{CI}(\$) = 2,002 \times 8.270.421,76 = \mathbf{16.557.384,36 \$}$$

Este resultado puede parecer un coste excesivo, pero si se tiene en cuenta que la instalación produce 100 t/h, y que en ventas de grandes cantidades

el precio de mercado más bajo del metanol es 400 \$/t, resulta que la empresa tiene unos ingresos anuales por ventas de 321,6 millones de dólares (considerando 335 días de operación al año), por lo que la inversión necesaria solamente supondría el 5,15% de dichos ingresos.

3. Estimación de ahorro energético

En esta etapa del trabajo es necesario evaluar los costes energéticos antes y después de realizar la integración energética del proceso. Para ello se han tenido en cuenta los datos bibliográficos para instalaciones de producción de metanol con la misma capacidad de producción, que son los siguientes:

- Agua de refrigeración (CW): 0,87 \$/GJ
- Vapor de baja (LP): 7,78 \$/GJ
- Vapor de media (MP): 8,22 \$/GJ
- Electricidad (E): 16,80 \$/GJ
- Vapor del reactor (RS): 9,50 \$/GJ

Los consumos de la planta, obtenidos directamente de *Hysys*, están en kW (kJ/s), por lo que es necesario hacer el pertinente cambio de unidades y además, es necesario establecer el tiempo de operación de la instalación. Así, se ha considerado que la planta opera 335 días al año, los resultados obtenidos se muestran en las dos tablas siguientes (tabla 7 y tabla 8) :

$$1 \frac{kJ}{s} \times \frac{10^3 J}{kJ} \times \frac{335 \text{ días}}{\text{año}} \times \frac{24 \text{ h}}{\text{día}} \times \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}} \times \frac{GJ}{10^9 J} = 28,644 \frac{GJ}{\text{año}}$$

Consumo total de planta en GJ/año des pues de realizar el cambio de unidades correspondiente.

Tabla 7.

Costes energéticos antes de la integración del proceso

Costes energéticos antes de la integración del proceso					
Consumo					
Equipo	Utilidad	Energía		Coste (\$/GJ)	Total (\$/año)
		kW	GJ/año		
K-100	E	4300	123169	16,80	2.069.242,56
E-100	CW	5000	143220	0,87	124.601,40
K-101	E	4300	123169	16,80	2.069.242,56
E-102	MP	2075	59436	8,22	488.566,39
CD-100	CW	91450	2619494	0,87	2.278.959,61
K-102	E	1200	34379	16,80	577.463,04
P-100	E	8,9	254,9	16,80	4.282,85
CD-101	CW	57600	1649894	0,87	1.435.408,13
RB-100	LP	59940	1716921	7,78	13.357.648,18
P-101	E	5,2	148,9	16,80	2.502,34
				TOTAL	22.407.917,06
Producción					
CHR-100	RS	28480	815781	9,50	7.749.920,64
				TOTAL	7.749.920,64
Consumo – Producción (\$/año)					14.657.996,42

Tabla 8.

Costes energéticos después de la integración de proceso

Costes energéticos después de la integración del proceso					
Consumo					
Equipo	Utilidad	Energía		Coste (\$/GJ)	Total (\$/año)
		kW	GJ/año		
K-100	E	4300	123169	16,80	2.069.242,56
E-100	CW	5000	143220	0,87	124.601,40
K-101	E	4300	123169	16,80	2.069.242,56
CD-100	CW	57780	1655050	0,87	1.439.893,78
K-102	E	1200	34379	16,80	577.463,04
P-100	E	8,9	254,9	16,80	4.282,85
CD-101	CW	57600	1649894	0,87	1.435.408,13
P-101	E	5,2	148,9	16,80	2.502,34
P-102	E	1,3	37,2	16,80	625,58
P-103	E	3,5	100,3	16,80	1.684,27
AC-100	E	0,099*×4	11,34	16,80	190,56
*dato proporcionado por el programa de diseño				TOTAL	7.725.137,07

Por lo tanto, en base a los datos obtenidos, se puede observar que el ahorro en costes energéticos que se podría conseguir realizando la integración energética del proceso es de 6.932.859,35 \$/año, resultado de la siguiente operación:

$$14.657.996,42 - 7.725.137,07 = \mathbf{6.932.859,35 \$/año}$$

4. Recuperación de la inversión

Calculada la inversión total necesaria y el ahorro energético anual que se lograría con dicha inversión, es posible determinar el tiempo necesario para recuperar el capital gastado.

Así, una vez instalados los nuevos equipos y puesta en marcha la instalación, el ahorro energético sería inmediato, a razón de 577.738,28 \$/mes, por lo que, tal y como se ve en la figura 1, en el mes 29 ya se habría recuperado la inversión total realizada y, a partir de ese momento, el ahorro en los costes mensuales de producción sería el ya citado.

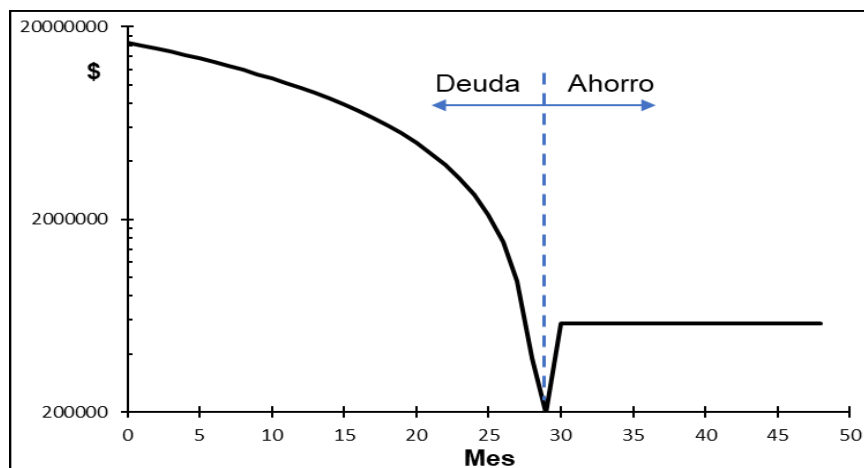


Figura 1. Tiempo de recuperación de la inversión total (el eje de ordenadas está en escala logarítmica)

5. Conclusión

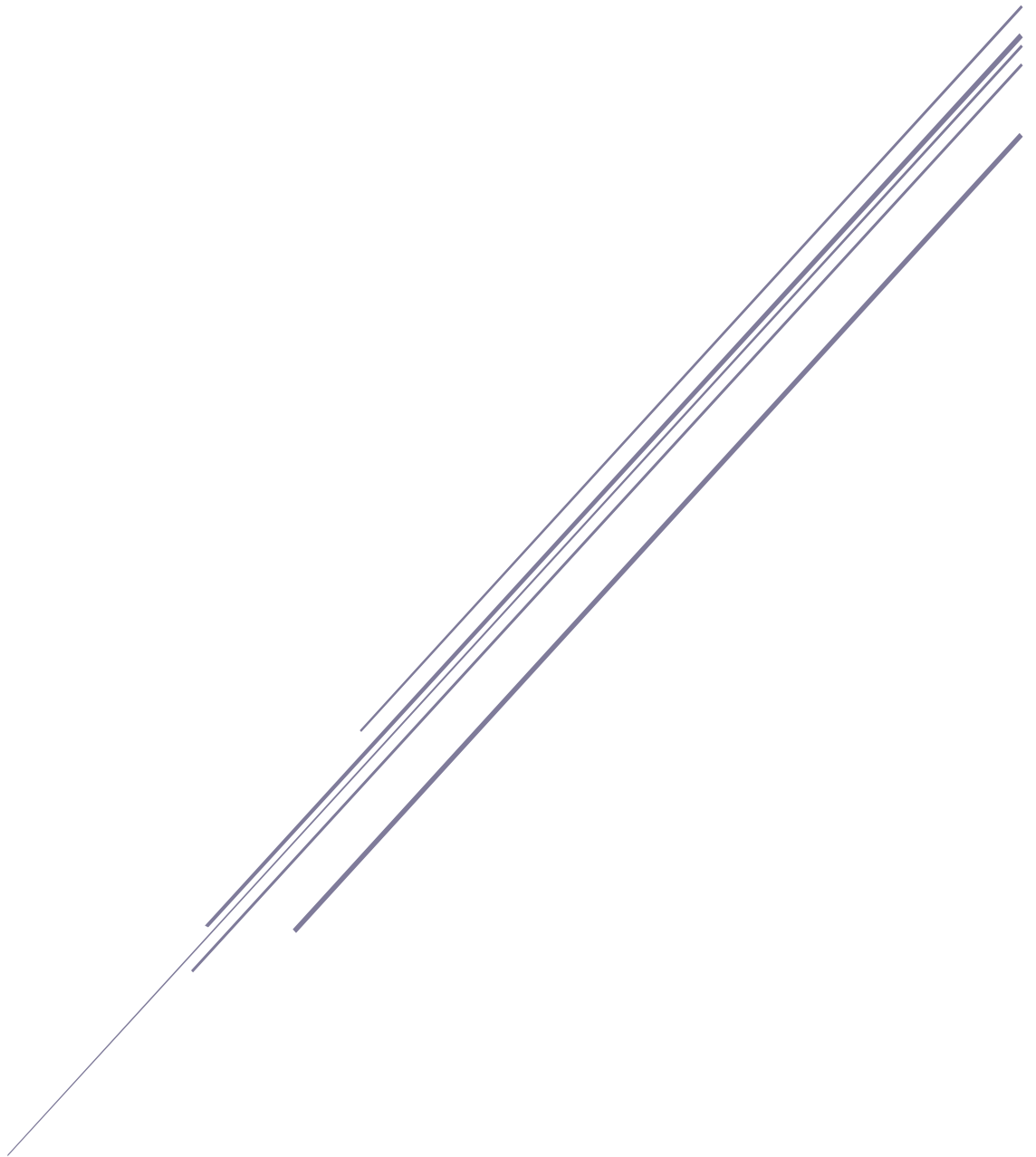
Una vez finalizados los cálculos pertinentes se puede concluir que hay un ahorro económico efectivo, a pesar de ello siempre es necesario tener en cuenta la escala de producción a la hora de analizar estos resultados. Así, por ejemplo, si la empresa decidiera emplear el ahorro en costes energéticos para reducir el precio de venta del metanol, teniendo en cuenta que su producción es 100 t/h, los 577.738,28 \$/mes se traducirían en un posible descuento final en el precio del metanol de 8,024 \$/t.

Esa reducción en el precio parece pequeña en comparación con el precio de venta de 400 \$/t, pero teniendo en cuenta que los destinatarios finales de este metanol serán grandes compradores, que adquirirán el metanol en fletes por ferrocarril o barco, por ejemplo, considerando que un buque quimiquero posee una capacidad de carga de tan solo 25000 toneladas, el ahorro para el comprador estaría en torno a 200.000 \$/flete, lo que equivale a unos 220000 litros de combustible para barcos a los precios actuales.

Finalmente se puede concluir que el proceso de integración energética da como resultado un ahorro económico significativo. A pesar de la elevada inversión inicial, la recuperación de dicho desembolso se realiza en un tiempo bastante corto y, teniendo en cuenta que después del retorno de la inversión la empresa podrá generar un mayor beneficio, cabe concluir que este proyecto es viable económicamente y representa una gran oportunidad beneficio y mejora del proceso.

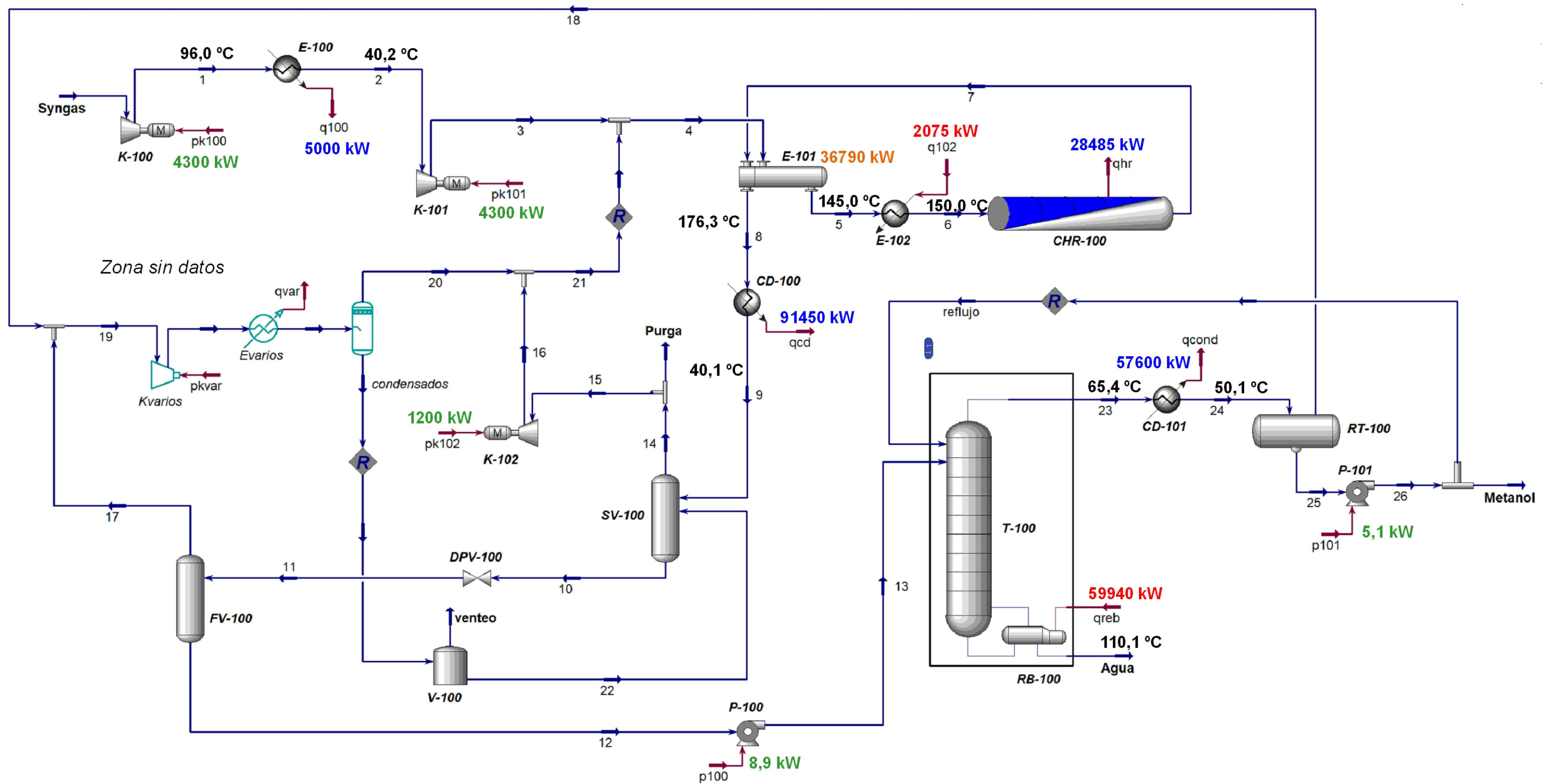
DOCUMENTO 2. PLANOS

Integración energética y diseño de intercambiadores de calor para una planta Lurgi con 100 t/h de producción de metanol




Índice de planos

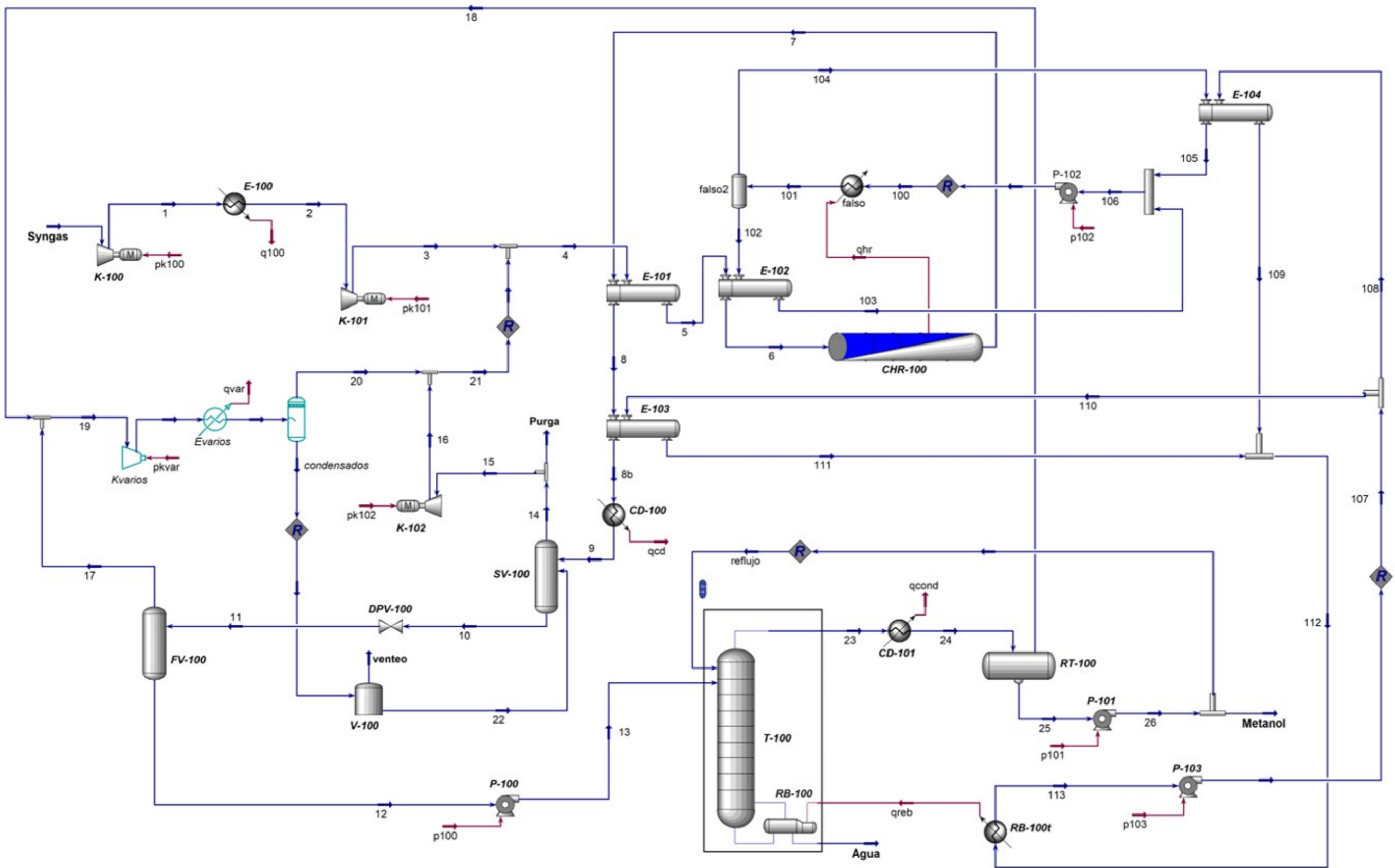
- Plano 1: Diagrama del flujo del proceso inicial
- Plano 2: Diagrama de flujo propuesto para la integración energética
- Plano 3: Diagrama de flujo final
- Plano 4: Equipo E-102
- Plano 5: Disposición de tubos del equipo E-102
- Plano 6: Equipo E-103
- Plano 7: Disposición de tubos del equipo E-103
- Plano 8: Equipo E-104
- Plano 9: Disposición de tubos del equipo E-104
- Plano 10: Equipo RB-100
- Plano 11: Disposición de tubos del equipo RB-100
- Plano 12: Equipo AC-100
- Plano 13: Disposición de tubos del equipo AC-100




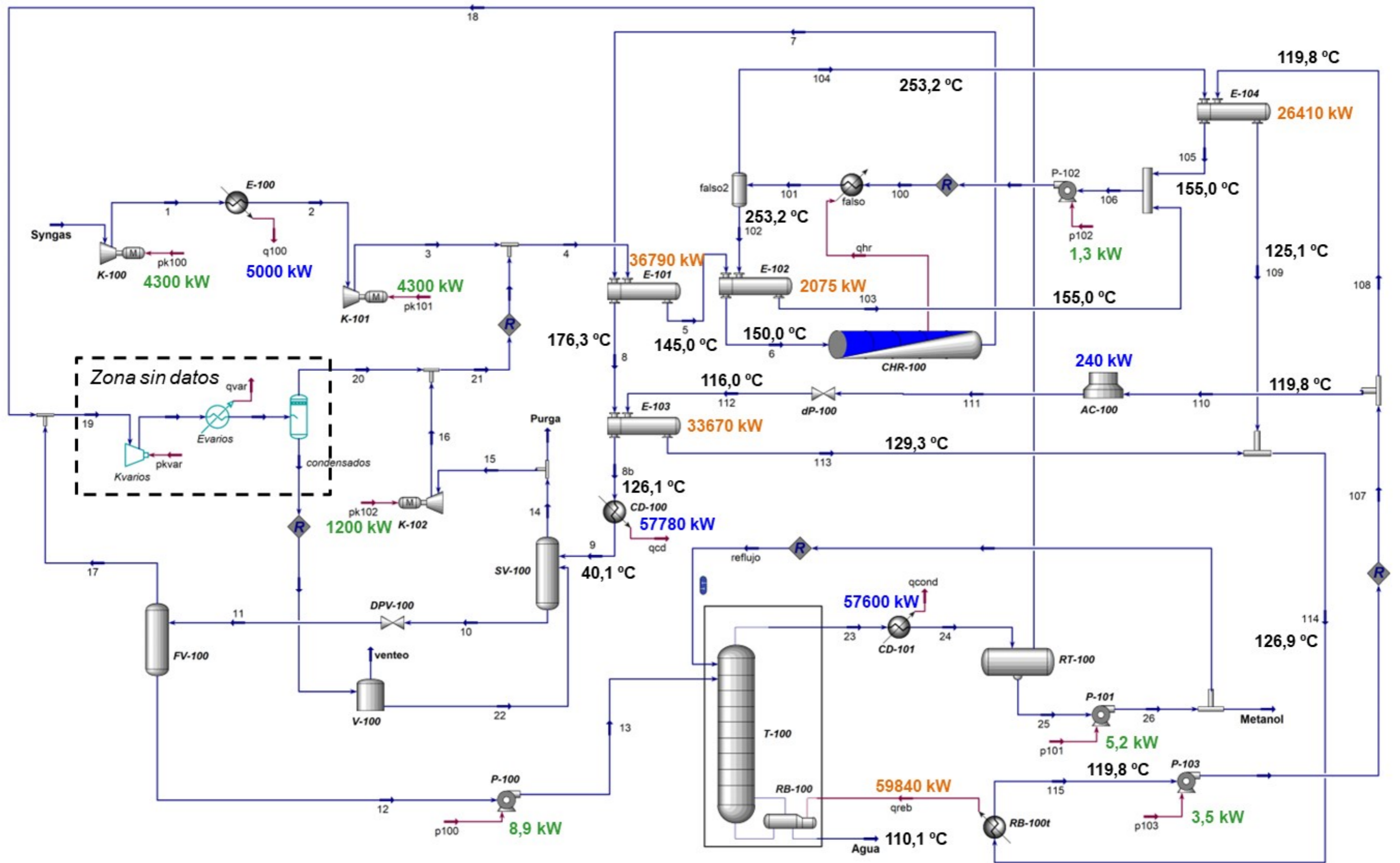
Necesidades de calentamiento: 62015 kW
Necesidades de enfriamiento: 182535 kW
Necesidades de electricidad: 9814 kW
Integración de calor: 36790 kW

Reproducido con permiso de Dña. Ana Victoria Armas Casanova


 UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA	FACULTAD DE CIENCIAS	
	Grado en ingeniería de procesos químicos industriales	
Título:	Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol	
Plano:	Diagrama del flujo del proceso inicial	
Autor:	Leon Felipe Sánchez Malaver	Fecha: Julio 2022
Número de plano:	1	Escala: Sin escalas
Firma:		

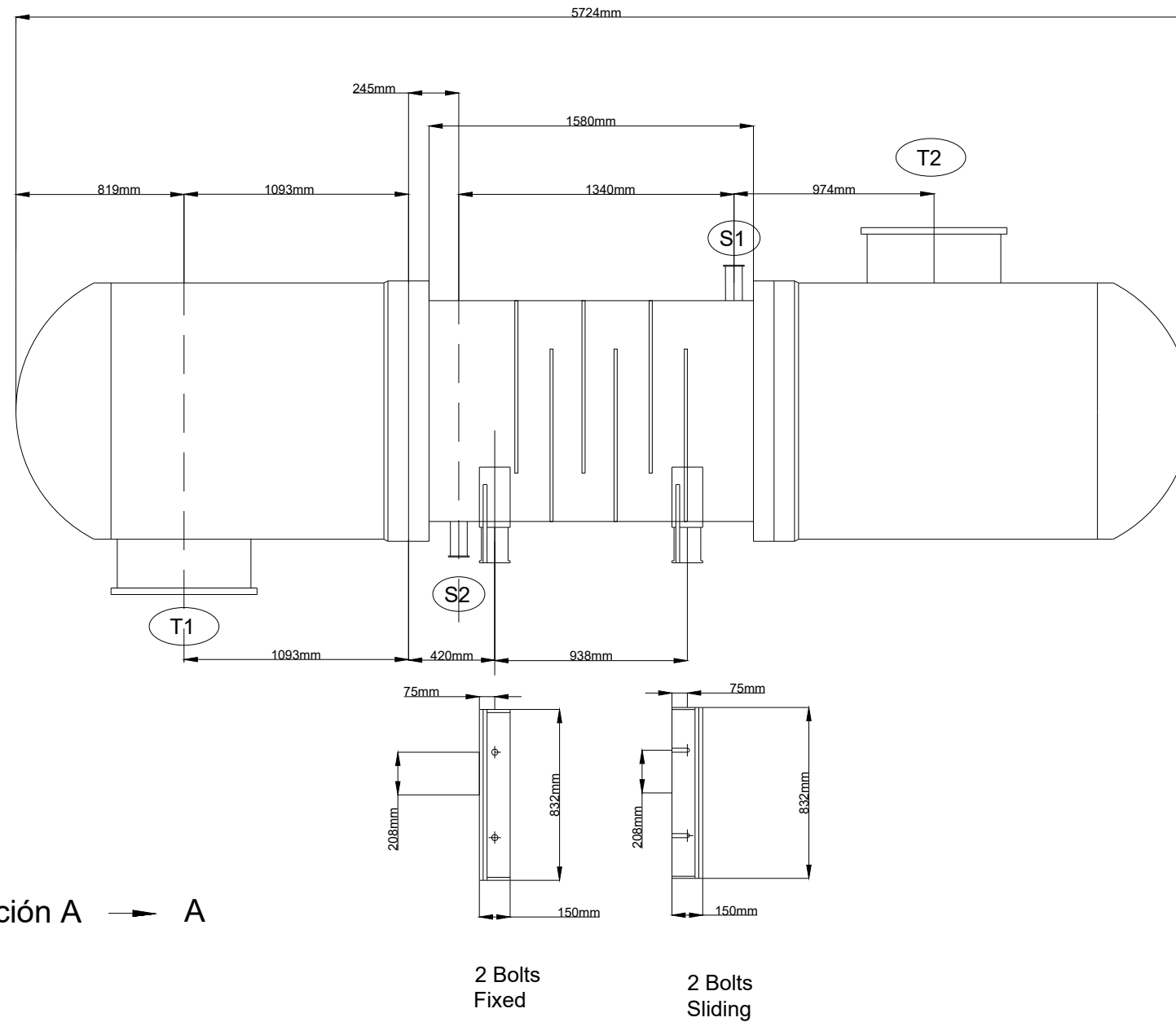


	FACULTAD DE CIENCIAS	
	Grado en ingeniería de procesos químicos industriales	
Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol		
Plano: Diagrama del flujo propuesto para la integración energética		
Autor: Leon Felipe Sánchez Malaver		Fecha: Julio 2022
Número de plano: 2	Escala: Sin escalas	Firma:



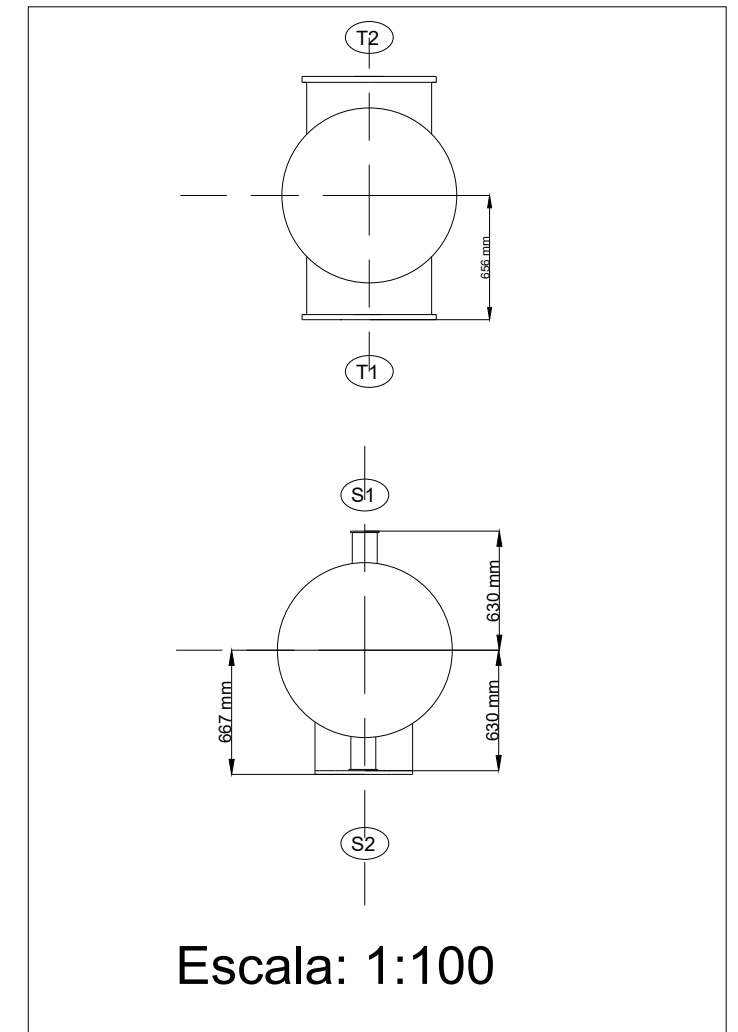
Necesidades de calentamiento: 0 kW
Necesidades de enfriamiento: 120620 kW
Necesidades de electricidad: 9819 kW
Integración de calor: 158785 kW

 UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA	FACULTAD DE CIENCIAS	
	Grado en ingeniería de procesos químicos industriales	
Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol		
Plano: Diagrama del flujo final		
Autor: Leon Felipe Sánchez Malaver		Fecha: Julio 2022
Número de plano: 3	Escala: Sin escalas	Firma:



Vista en dirección A → A

Escala: 1:30



Escala: 1:100

Datos del diseño	Unidades	Carcasa	Tubos	Datos de boquillas			Código TEMA : BEM			
				Ref	OD	Espesor	Standard	Tamaño:925-1850		
Presión de diseño	bar	47	120	S1	102mm	5,7mm	Slip on	TEMA:B Servicio químico		
Temperatura de diseño	°C	290	185	S2	89mm	5,5mm	Slip on	Resumen de peso		
Aspiración total		0	0	T1	711mm	31,8mm	Slip on	Vacío	Inundado	Tubos
Corrosión admisible	mm	0,7938	0,7938	T2	711mm	31,8mm	Slip on	14947 kg	18226 kg	4508 kg
Presión de prueba	bar									
Número de pasos		1	1							
Radiografía		0	0							
PWHT		0	0							
Volumen interno	m³	0,5044	3,0370							



FACULTAD DE CIENCIAS

Grado en ingeniería de procesos químicos industriales

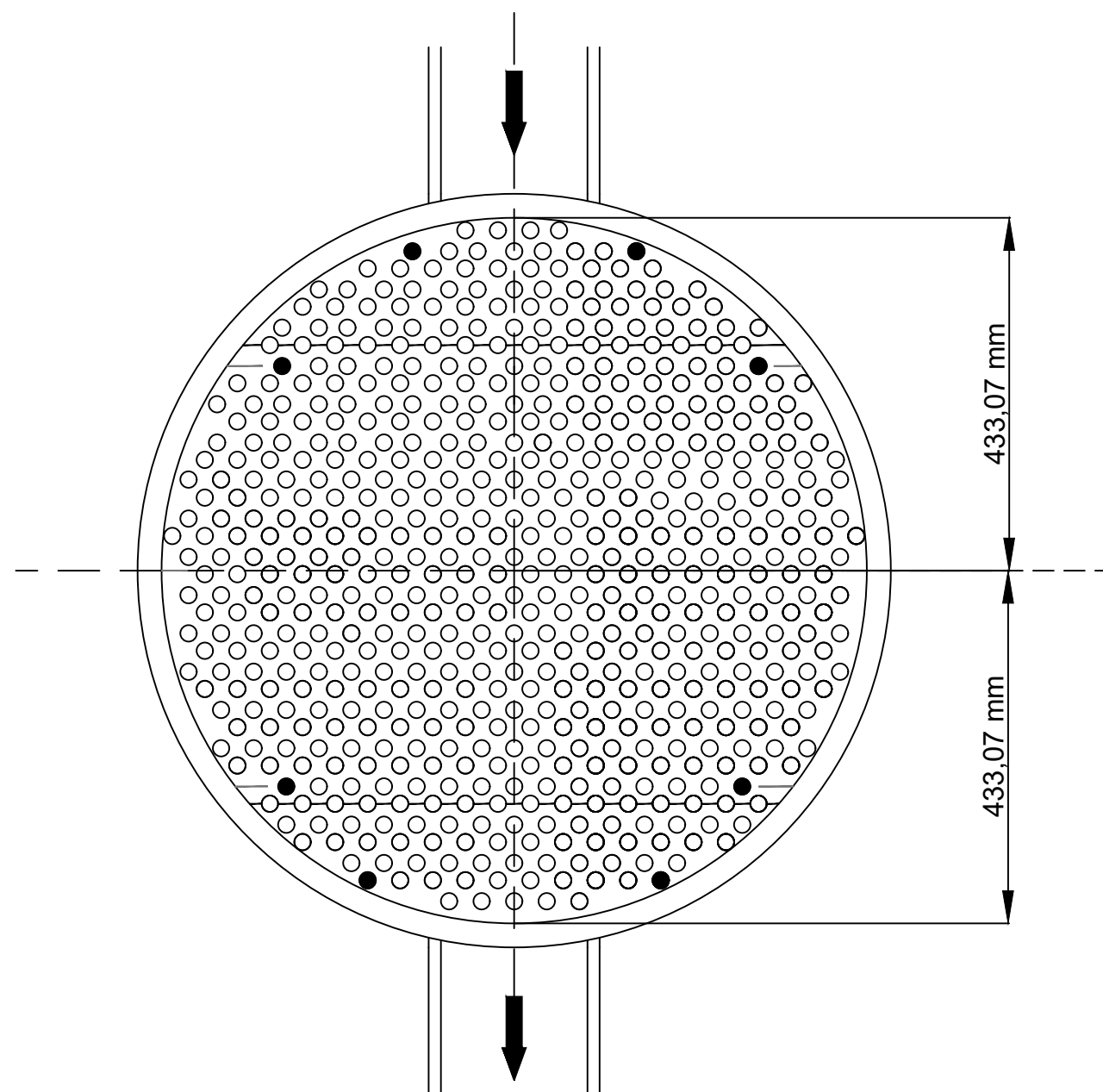
Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol

Plano: Plano equipo:E-102

Autor: Leon Felipe Sánchez Malaver Fecha: Julio 2022

Número de plano: 4 Escala: Varias escalas Firma:

1277

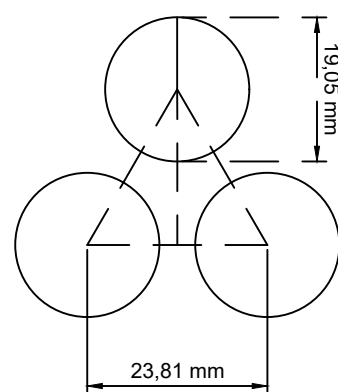


Escala: 1:8

Datos de diseño	Unidades	
Diámetro interior de la carcasa	mm	925
Diámetro del cabezal delantero	mm	925
Límite de tubos exterior	mm	913,9
Número de tubos	Tubos	1277
Longitud de tubos	mm	1850
Diámetro externo del tubo	mm	19,05
Distancia Pitch	mm	23,81
Patrón de tubos		30
Pasos por tubos		1
Tie rod número		8
Tie rod diametro	mm	12,7
Tiras de sellado (Parejas)		5
Pantalla deflectora		Segmentada sencilla
Corte del centro al exterior de la pantalla deflectora	mm	268,1
Corte del centro al exterior de la pantalla deflectora		
Protección		None
Diámetro de la boquilla a la entrada	mm	90,9112
Diámetro de la boquilla a la salida	mm	77,9272
Código ASME: sec VII DIV 1		
Código TEMA: BEM		
Tamaño: 925-1850		
Clasificación TEMA: B servicio químico		

Disposición de Tubos

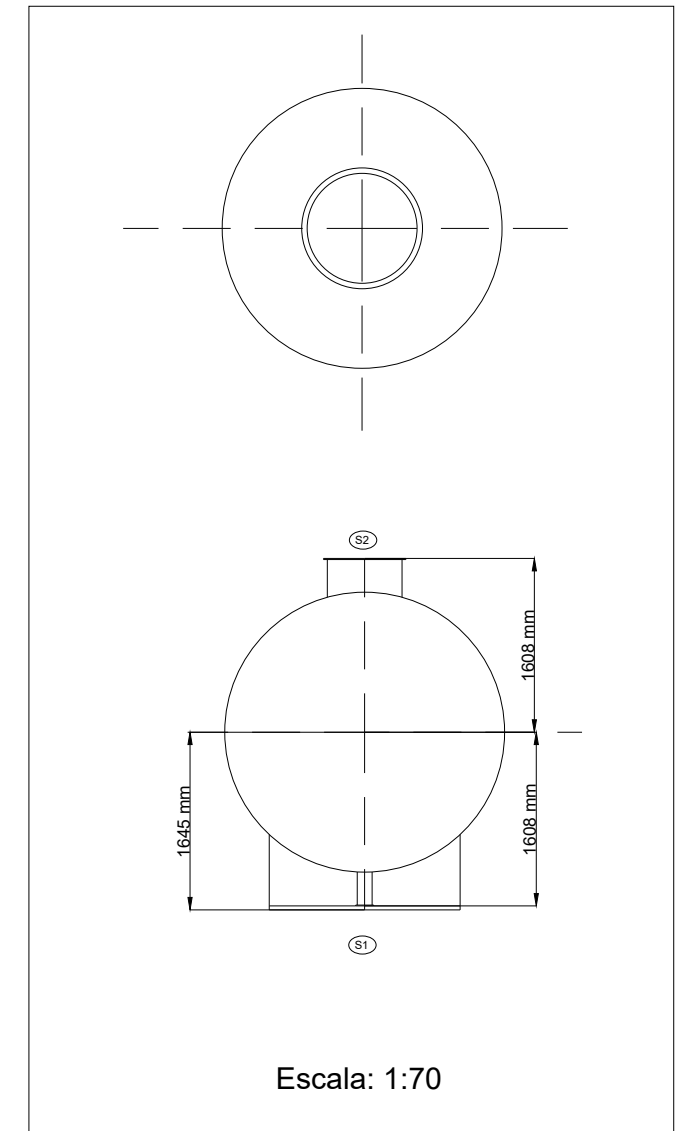
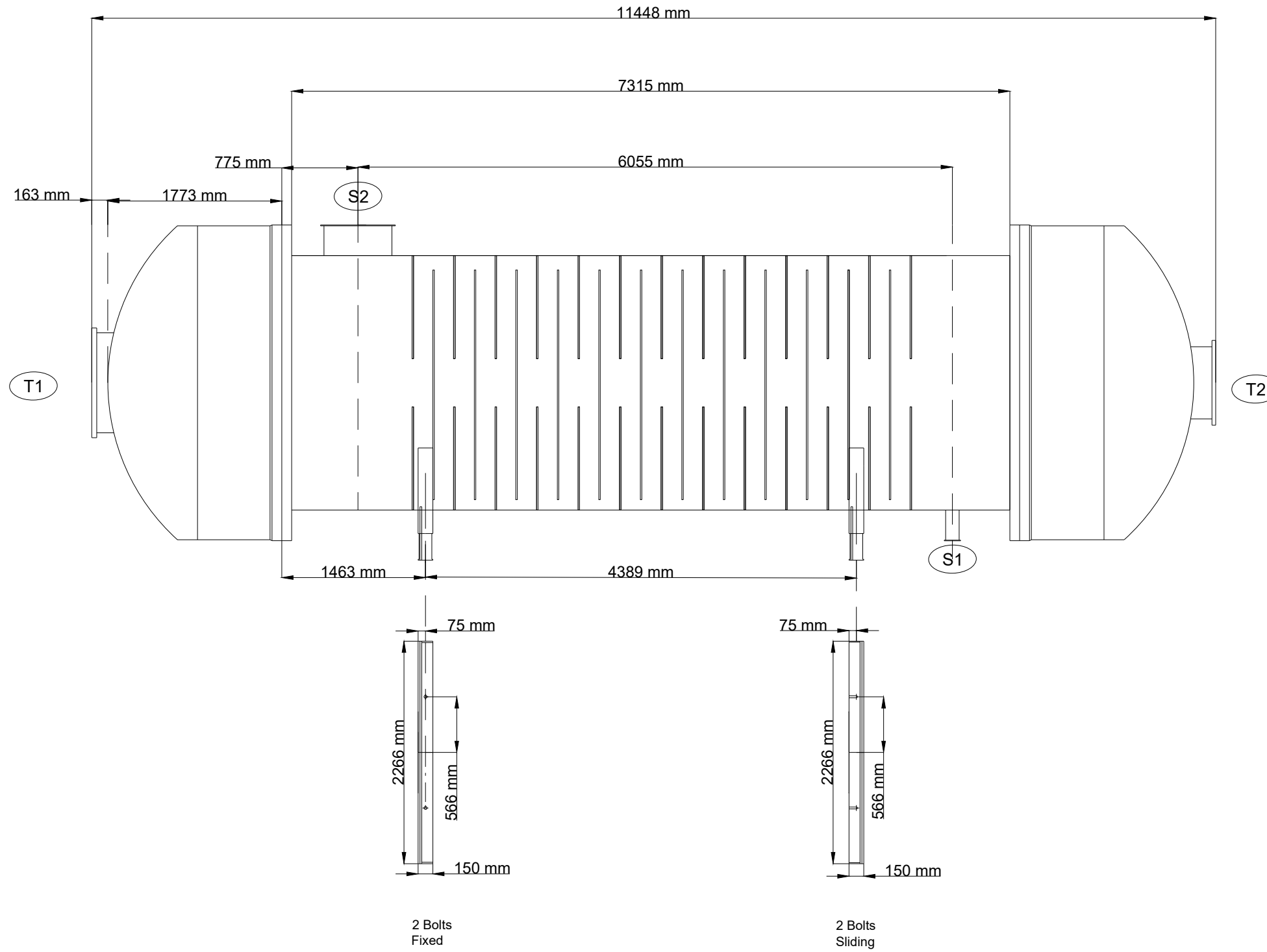
Escala: 1:1



	FACULTAD DE CIENCIAS	
	Grado en ingeniería de procesos químicos industriales	
Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol		
Plano: Plano de disposición de tubos del equipo E-102		
Autor: Leon Felipe Sanchez Malaver		Fecha: Julio 2022
Número de plano: 5	Escala: Varias escalas	Firma:

Vista en dirección A  A

Escala 1:50



Escala: 1:70

Datos del diseño	Unidades	Carcasa	Tubos	Datos de boquillas			Código TEMA: BEM			
				Ref	OD	Espesor	Standard	Tamaño:2591-7315		
Presión de diseño	bar	3	118	S1	168 mm	7,1 mm	Slip on	TEMA: B servicio químico		
Temperatura de diseño	°C	165	215	S2	762 mm	9,5 mm	Slip on	Resumen de peso		
Aspiración total		0	0	T1	1118 mm	50,8 mm	Slip on	Vacío	Inundado	Tubos
Corrosión admisible	mm	0,7938	0,7938	T2	864 mm	38,1 mm	Slip on	215007 kg	268497 kg	100369 kg
Test pressure	bar									
Número de pasos		1	1							
Radiografía		0	0							
PWHT		0	0							
Volumen interno	m³	16,3282	28,3344							



FACULTAD DE CIENCIAS

Grado en ingeniería de procesos químicos industriales

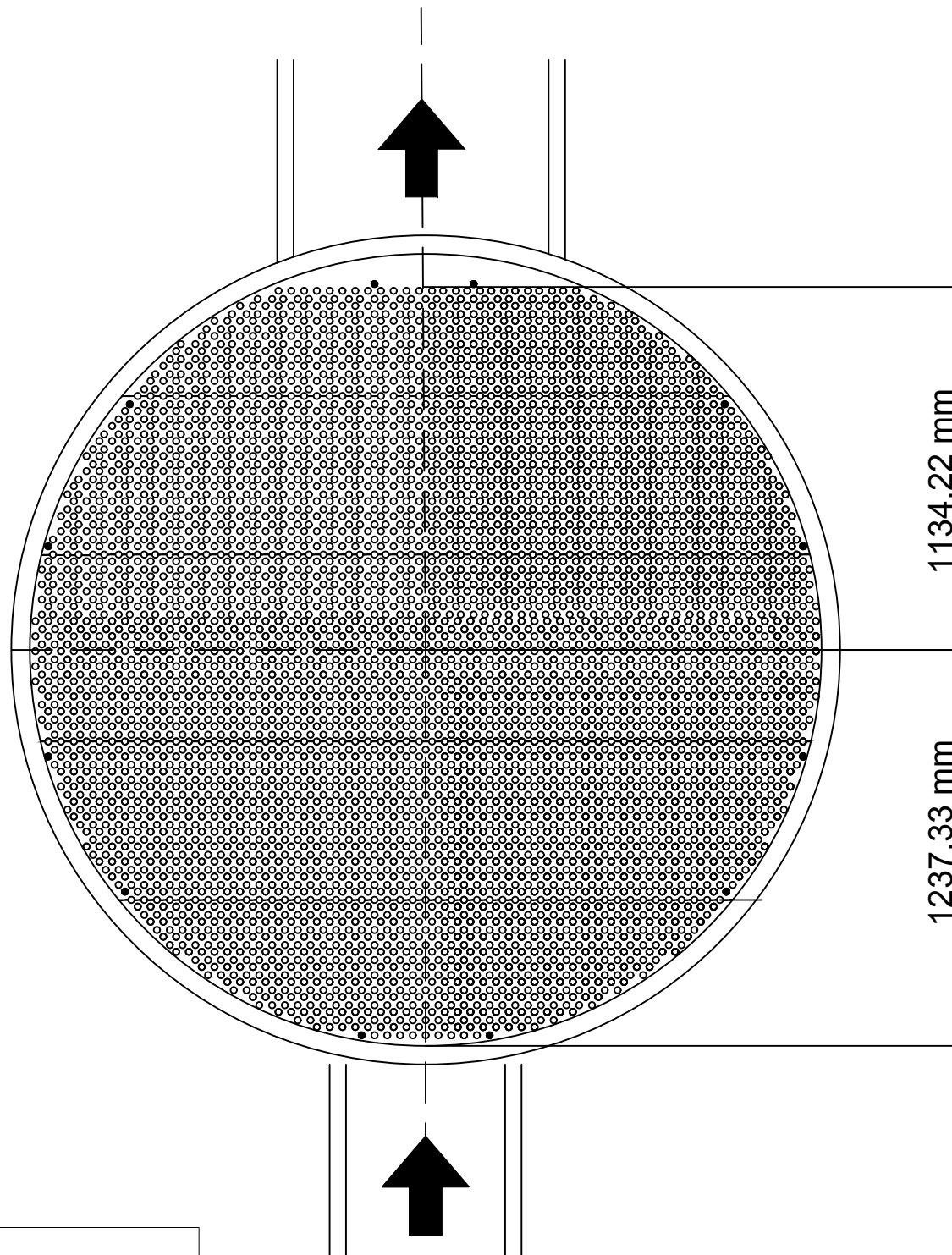
Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol

Plano: Plano equipo:E-103

Autor: Leon Felipe Sánchez Malaver Fecha: Julio 2022

Número de plano: 6 Escala: Varias escalas Firma:

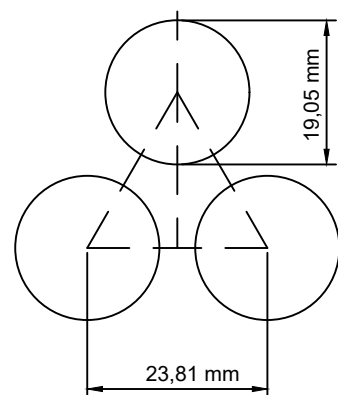
10208



Escala: 1:20

Disposición de Tubos

Escala: 1:1



Datos de diseño	Unidades	
Diámetro interior de la carcasa	mm	2590,8
Diámetro del cabezal delantero	mm	2590,8
Límite de tubos exterior	mm	2573,3
Número de tubos	Tubos	10208
Longitud de tubos	mm	7315,2
Diámetro exterior de tubos	mm	19,05
Distancia Pitch	mm	23,81
Patrón de tubos		30
Pasos por tubos		1
Tie rod		12
Tie rod diámetro	mm	15,9
Riras de sellado (parejas)		8
Pantalla deflectora		Doble segmentada
Corte del centro al exterior de la pantalla deflectora	mm	783,64
Corte del centro al interior de la pantalla deflectora	mm	288,71
Protección		Ninguna
Diámetro de la boquilla ala entrada	mm	154,051
Diámetro de la boquilla a la salida	mm	742,95
Código ASME: sec VII DIV 1		
Código TEMA: BEM		
Tamaño: 2591-7315		
Código TEMA: B servicio químico		



FACULTAD DE CIENCIAS

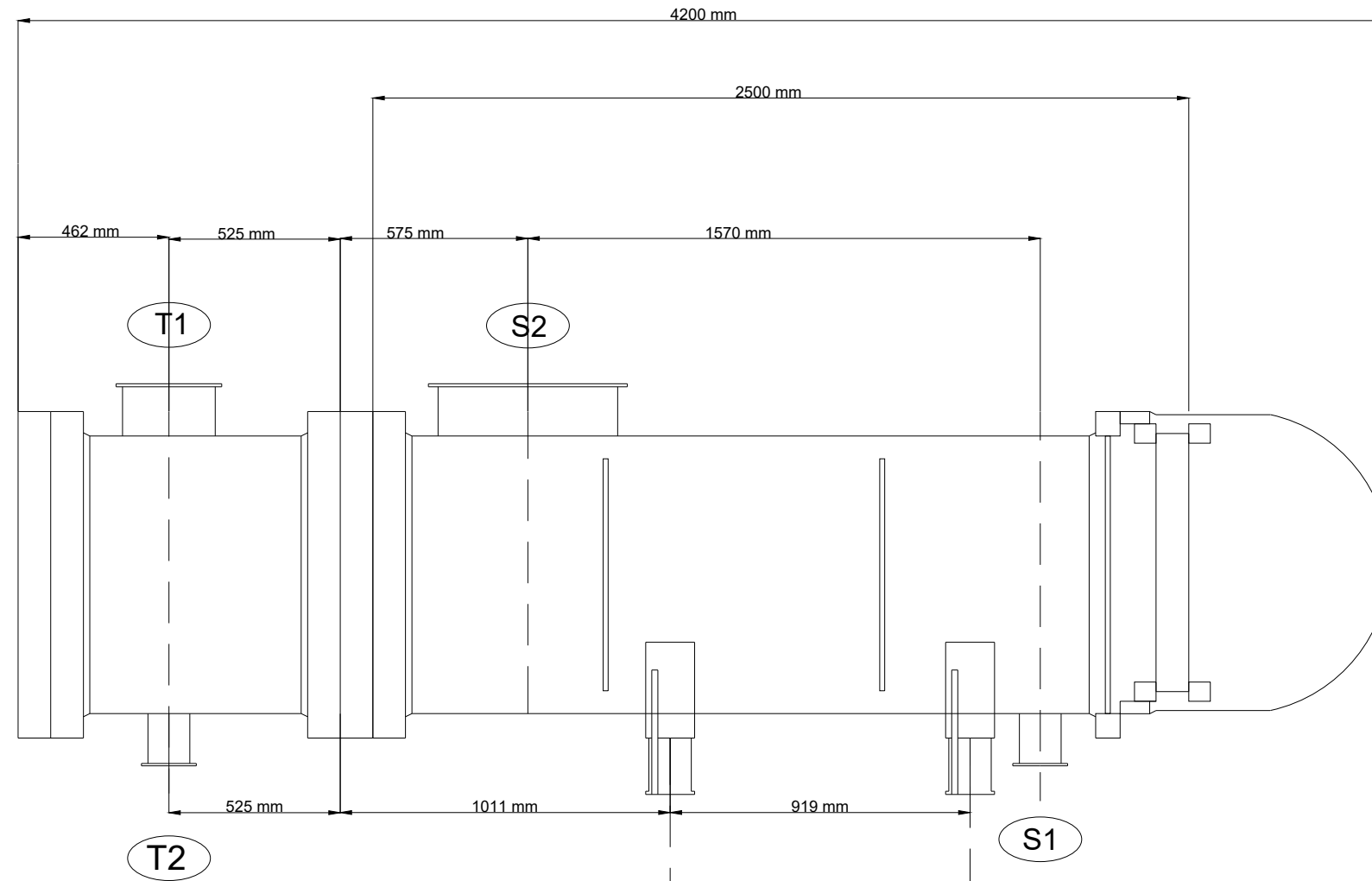
Grado en ingeniería de procesos químicos industriales

Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol

Plano: Plano de disposición de tubos del equipo E-103

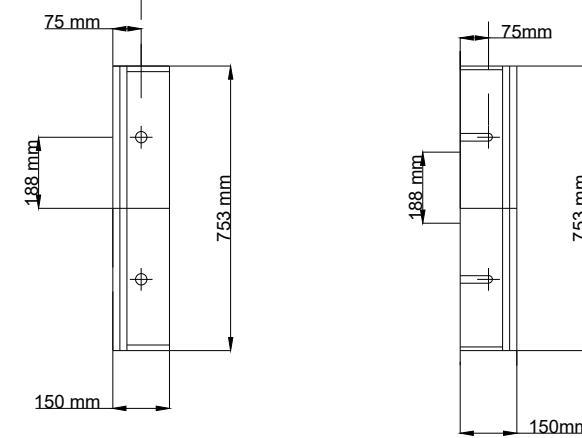
Autor: Leon Felipe Sanchez Malaver Fecha: Julio 2022

Número de plano: 7 Escala: Varias escalas Firma:



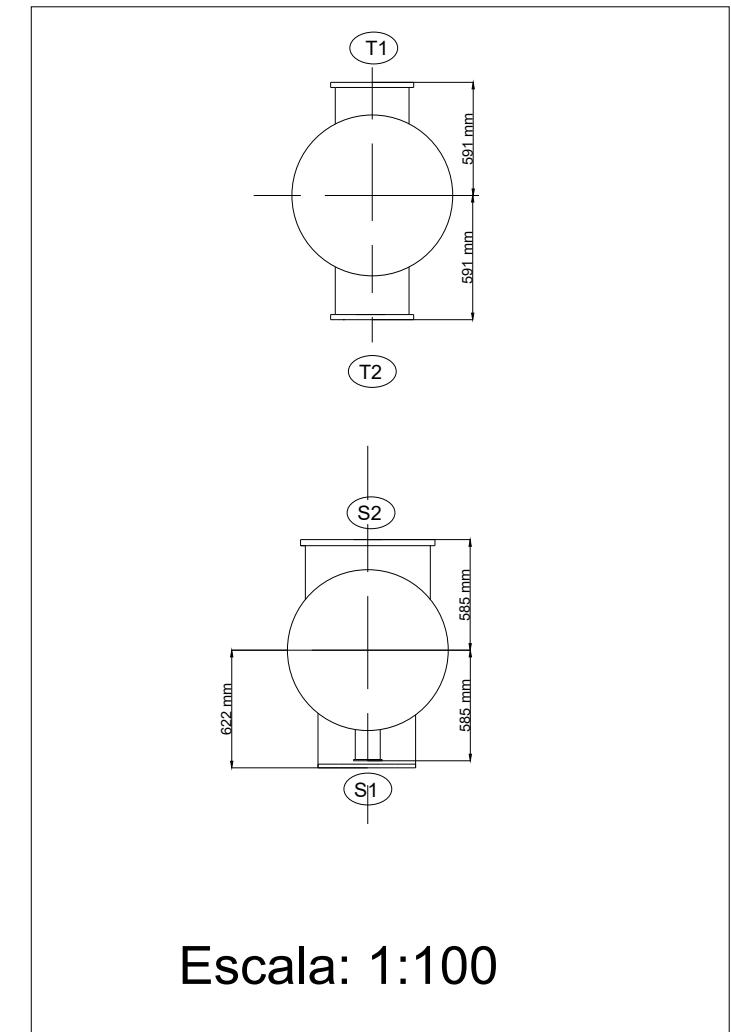
Vista en dirección A → A

Escala: 1:20



2 Bolts
Fixed

2 Bolts
Sliding



Escala: 1:100

Datos del diseño	Unidades	Carcasa	Tubos	Datos de boquillas			Código TEMA: AES			
				Ref	OD	espesor	Standard	Tamaño:850-2700	TEMA: B servicio químico	
Presión de diseño	bar	3	47	S1	168 mm	7,1 mm	Slip on	Resumen de peso		
Temperatura de diseño	°C	165	290	S2	610 mm	9,5 mm	Slip on	Vacío	Inundado	Tubos
Aspiración total		0	0	T1	324 mm	9,5 mm	Slip on	7780 kg	10045 kg	2989 kg
Corrosión admisible	mm	0,7938	0,7938	T2	168 mm	7,1 mm	Slip on			
Presión de prueba	bar									
Número de pasos		1	4							
Radiografía		0	0							
PWHT		0	0							
Volumen interno	m³	1,1568	1,0281							



FACULTAD DE CIENCIAS

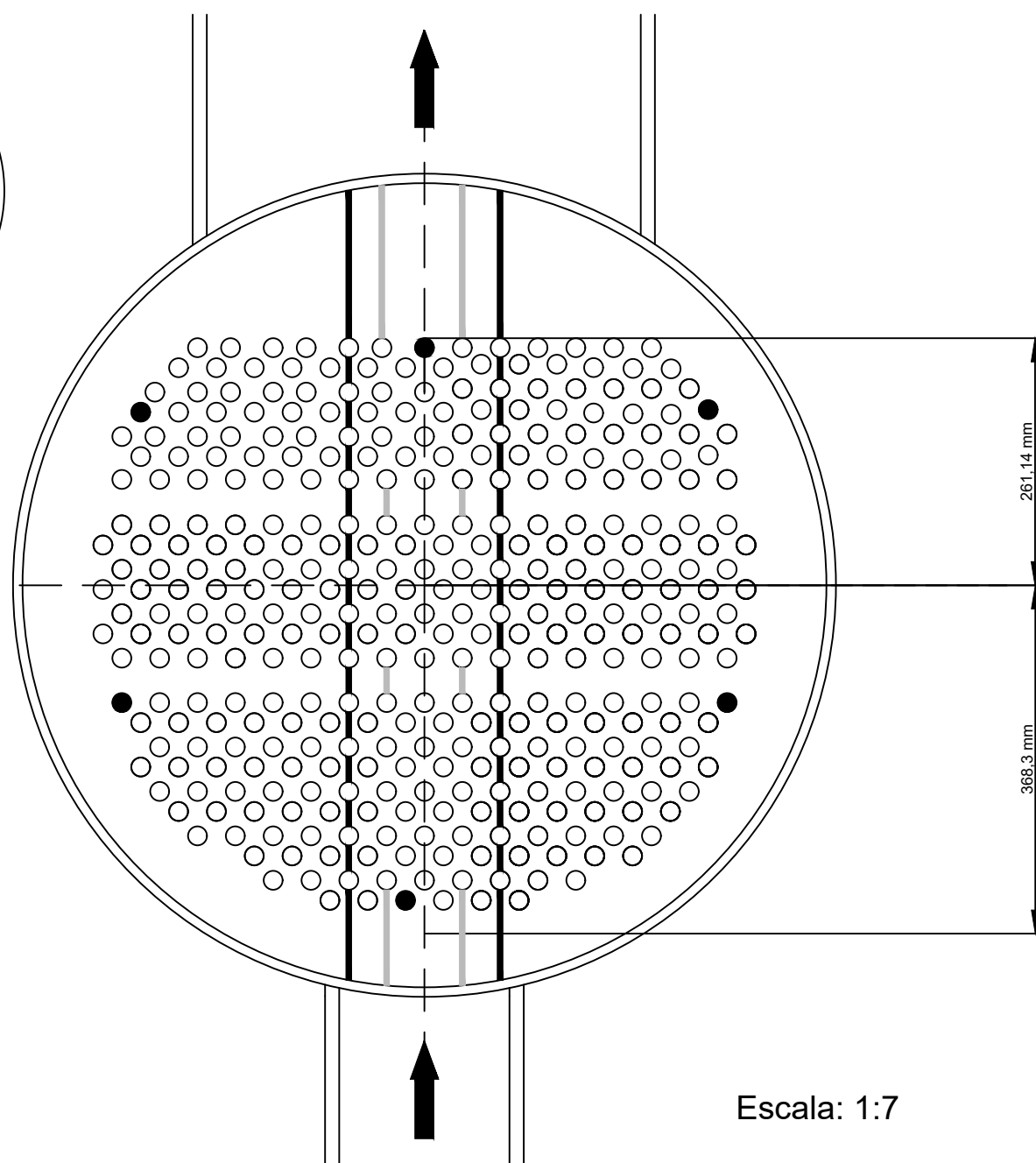
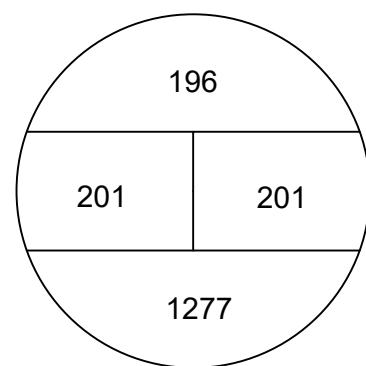
Grado en ingeniería de procesos químicos industriales

Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol

Plano: Plano equipo:E-104

Autor: Leon Felipe Sánchez Malaver Fecha: Julio 2022

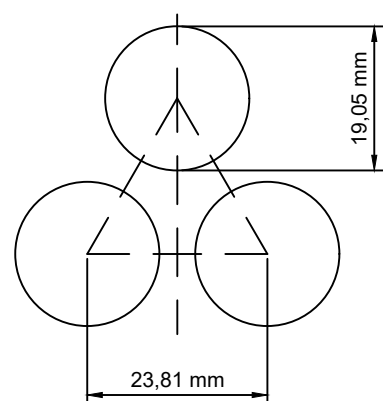
Número de plano: 8 Escala: Varias escalas Firma:



Escala: 1:7

Disposición de Tubos

Escala: 1:1



Datos de diseño	Unidades	
Diámetro interior de la carcasa	mm	850
Diámetro del cabezal delantero	mm	850
Límites de tubos exterior	mm	800,8
Número de tubos	Tubos	802
Longitud de tubos	mm	2700
Diámetro exterior de tubos	mm	19,05
Distancia Pitch	mm	23,81
Patrón de tubos		30
Pasos por tubos		4
Tie rod		6
Tie rod diámetro	mm	12,7
Tiras de sellado (Parejas)		2
Pantalla deflectora		Sencilla segmentada
Corte del centro al exterior de la pantalla deflectora	mm	79,3
Corte del centro al interior de la pantalla deflectora		
Protección		Ninguna
Diámetro de la boquilla a la entrada	mm	154,051
Diámetro de la boquilla a la salida	mm	590,55
Código ASME: sec VII DIV 1		
Código TEMA: AES		
Tamaño: 850-2700		
Código TEMA: B servicio químico		



FACULTAD DE CIENCIAS

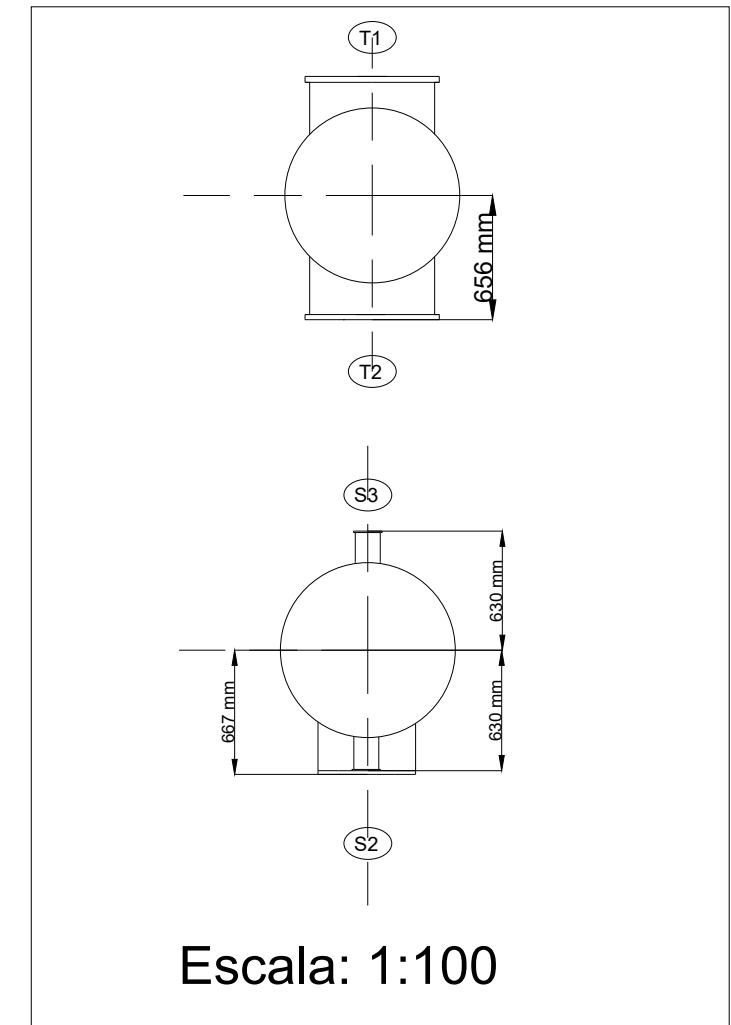
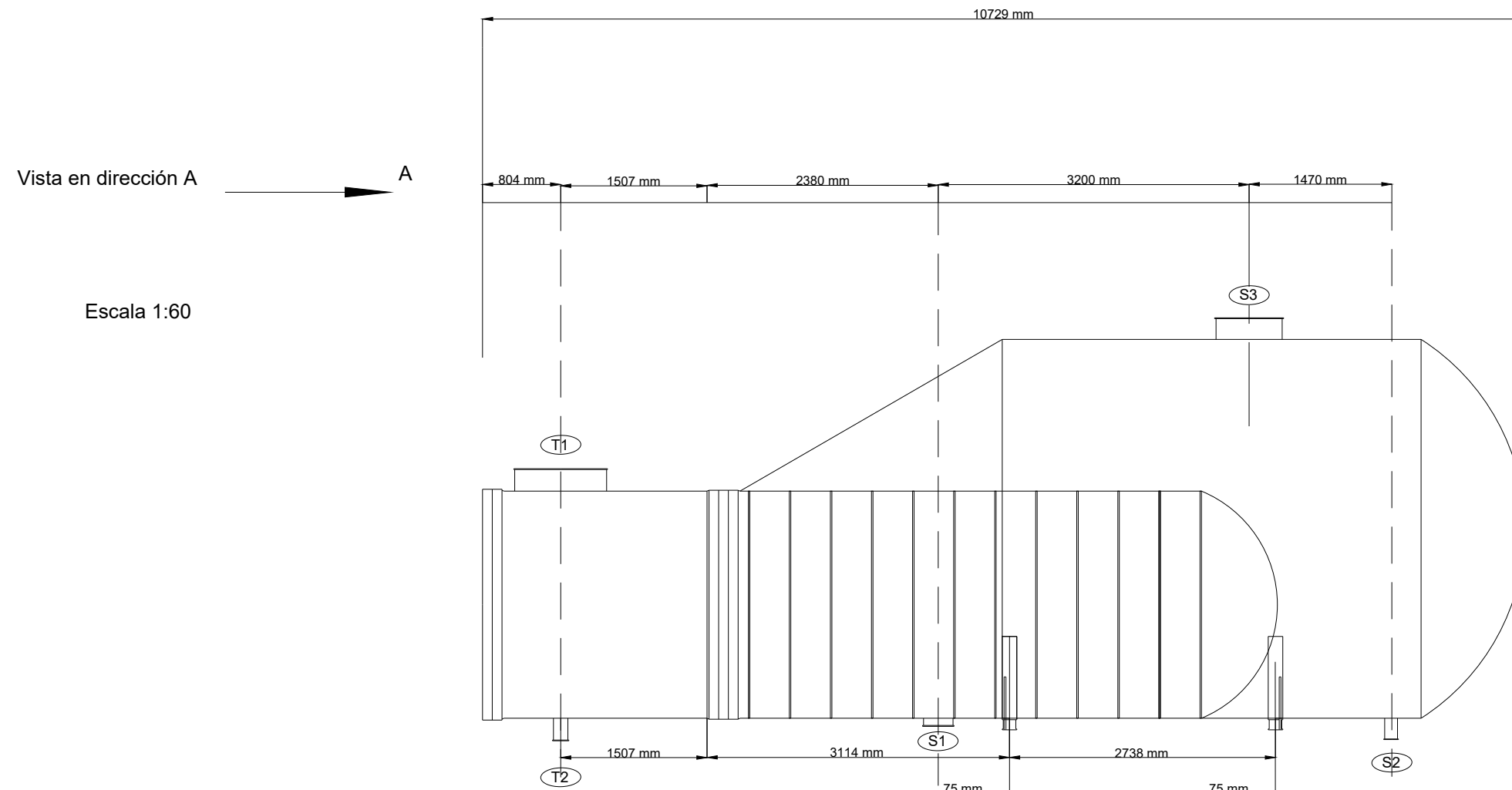
Grado en ingeniería de procesos químicos industriales

Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol

Plano: Plano de disposición de tubos del equipo E-104

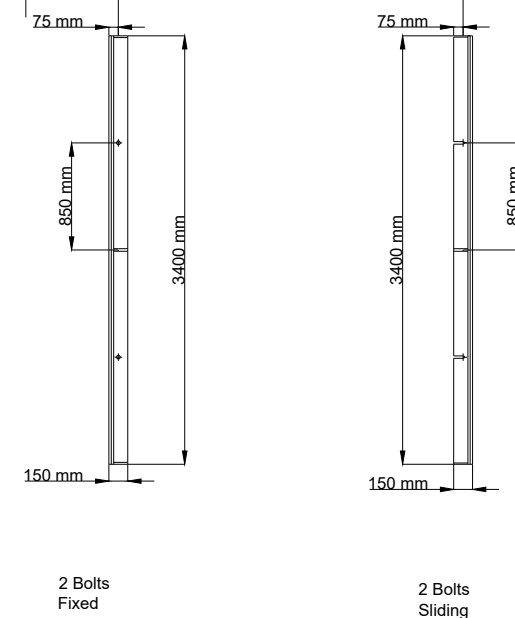
Autor: Leon Felipe Sanchez Malaver Fecha: Julio 2022

Número de plano: 9 Escala: Varias escalas Firma:

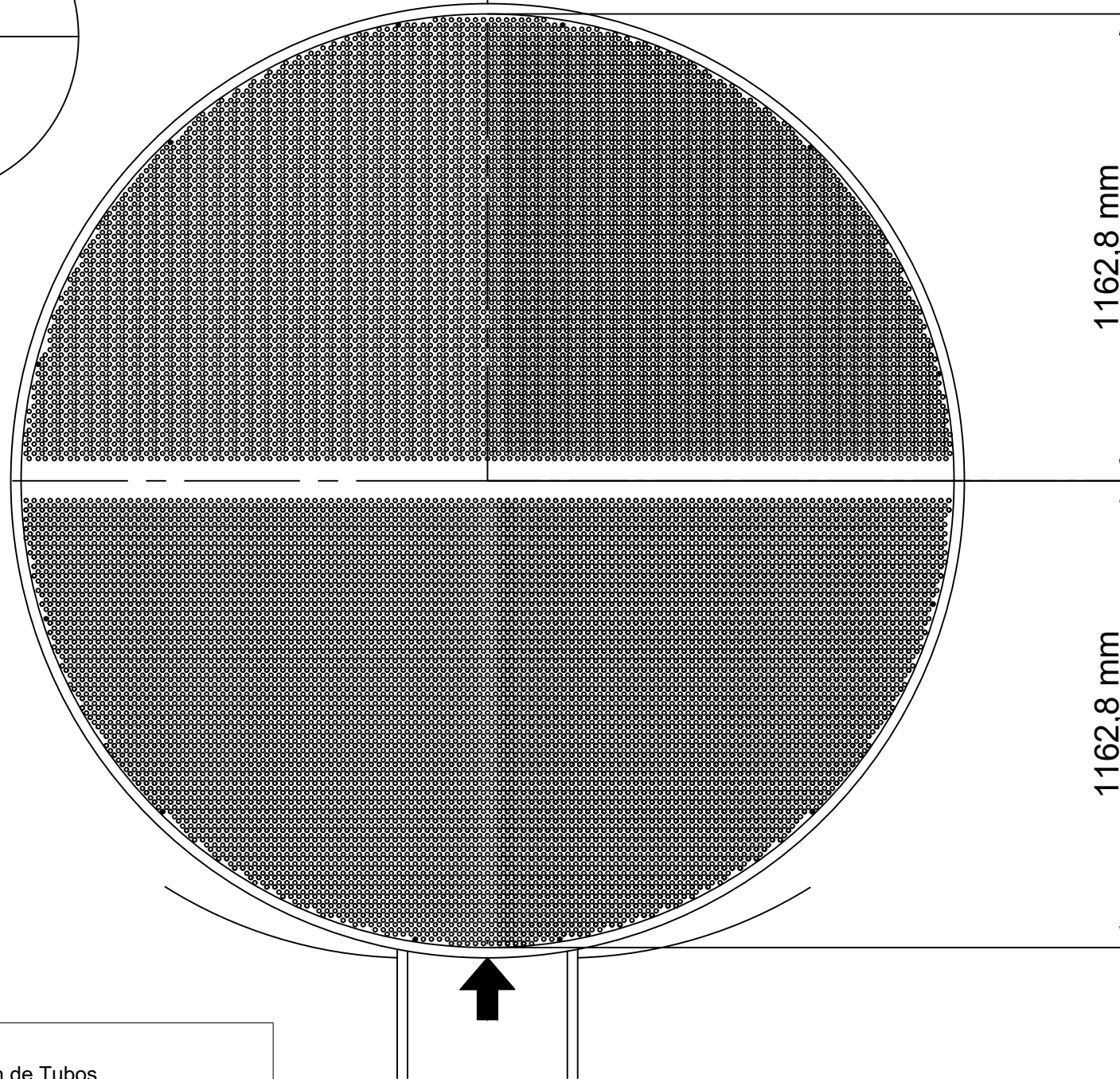
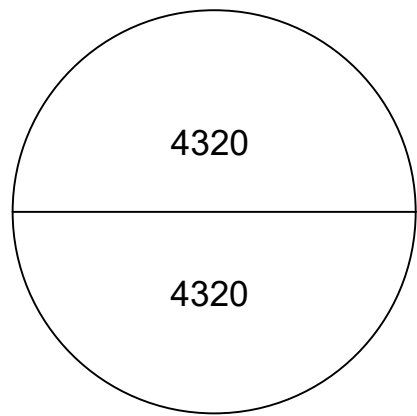


Datos de diseño	Unidades	Carcasa	Tubos
Presión de diseño	bar	3	3
Temperatura de diseño	°C	150	160
Aspiración total		0	0
Corrosión admisible	mm	0,7938	0,7938
Presión de prueba	bar		
Número de pasos		1	2
Radiografía		0	0
PWHT		0	0
Volumen interno	m³	68,0479	18,3382

Datos de boquillas				Código TEMA: AKU		
Ref	OD	Espesor	Standard	Tamaño :2377/3900-4650		
S1	324mm	9,5mm	Slip on	TEMA: B servicio químico		
S2	168mm	7,1mm	Slip on	Resumen de peso		
S3	711mm	9,5mm	Slip on	Vacío	Inundado	Tubos
T1	965mm	9,5mm	Slip on	69308 kg	163188 kg	48980 kg
T2	168mm	7,1mm	Slip on			



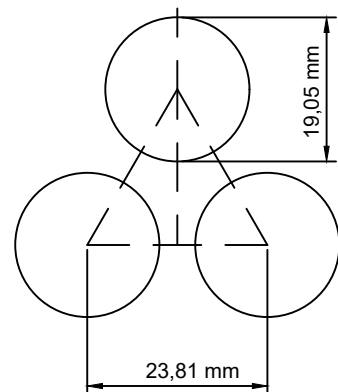
	FACULTAD DE CIENCIAS	
	Grado en ingeniería de procesos químicos industriales	
Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol		
Plano: Plano equipo:RB-100		
Autor: Leon Felipe Sánchez Malaver		Fecha: Julio 2022
Número de plano: 10	Escala: Varias escalas	Firma:




Datos del diseño	Unidades	
Diámetro interior de la carcasa	mm	2590,8
Diámetro del cabezal delantero	mm	2590,8
Limite de tubos exterior	mm	2573,3
Número de tubos	Tubos	10208
Longitud de tubos	mm	7315,2
Diámetro exterior del tubo	mm	19,05
Distancia Pitch	mm	23,81
Patrón de tubos		30
Pasos por tubos		1
Tie rod		12
Tie rod diámetro	mm	15,9
Tiras de sellado (Parejas)		8
Pantalla deflectora		Doble segmentada
Corte del centro al exterior de la pantalla deflectora	mm	783,64
Corte del centro al interior de la pantalla deflectora	mm	288,71
Protección		Ninguna
Diámetro de la boquilla a la entrada	mm	154,051
Diámetro de la boquilla a la salida	mm	742,95
Código ASME sec VII DIV 1		
Código TEMA: BEM		
Tamaño: 2591-7315		
Código TEMA : B servicio químico		

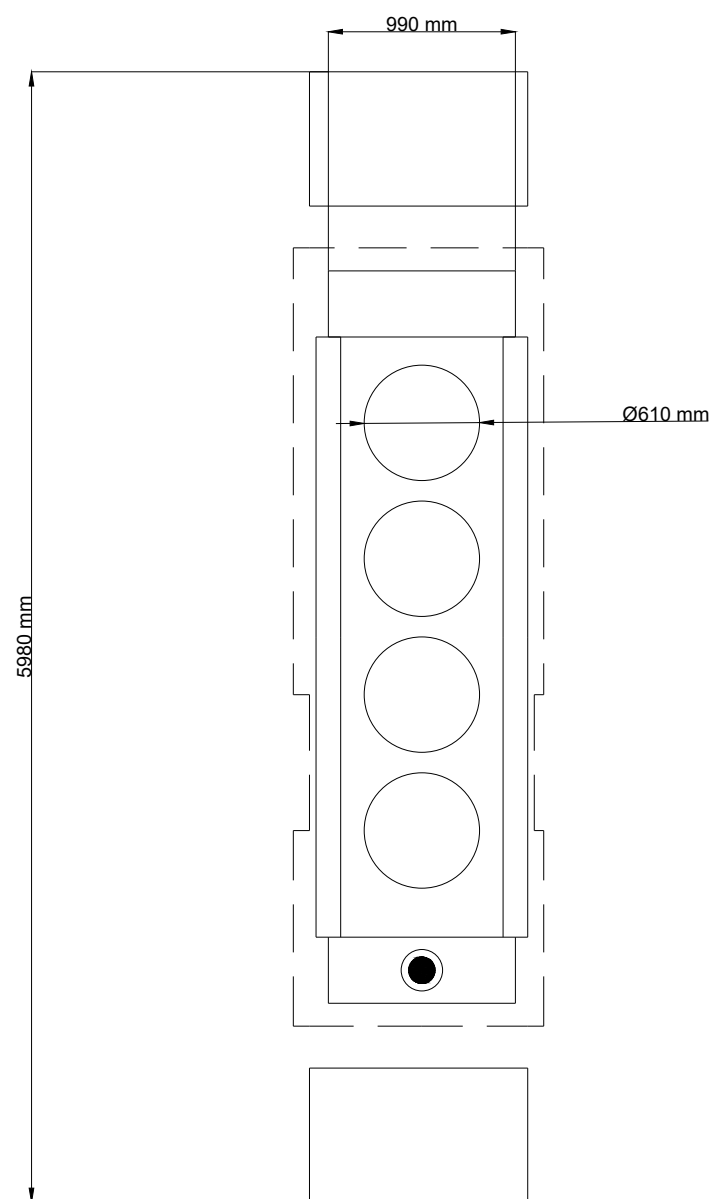
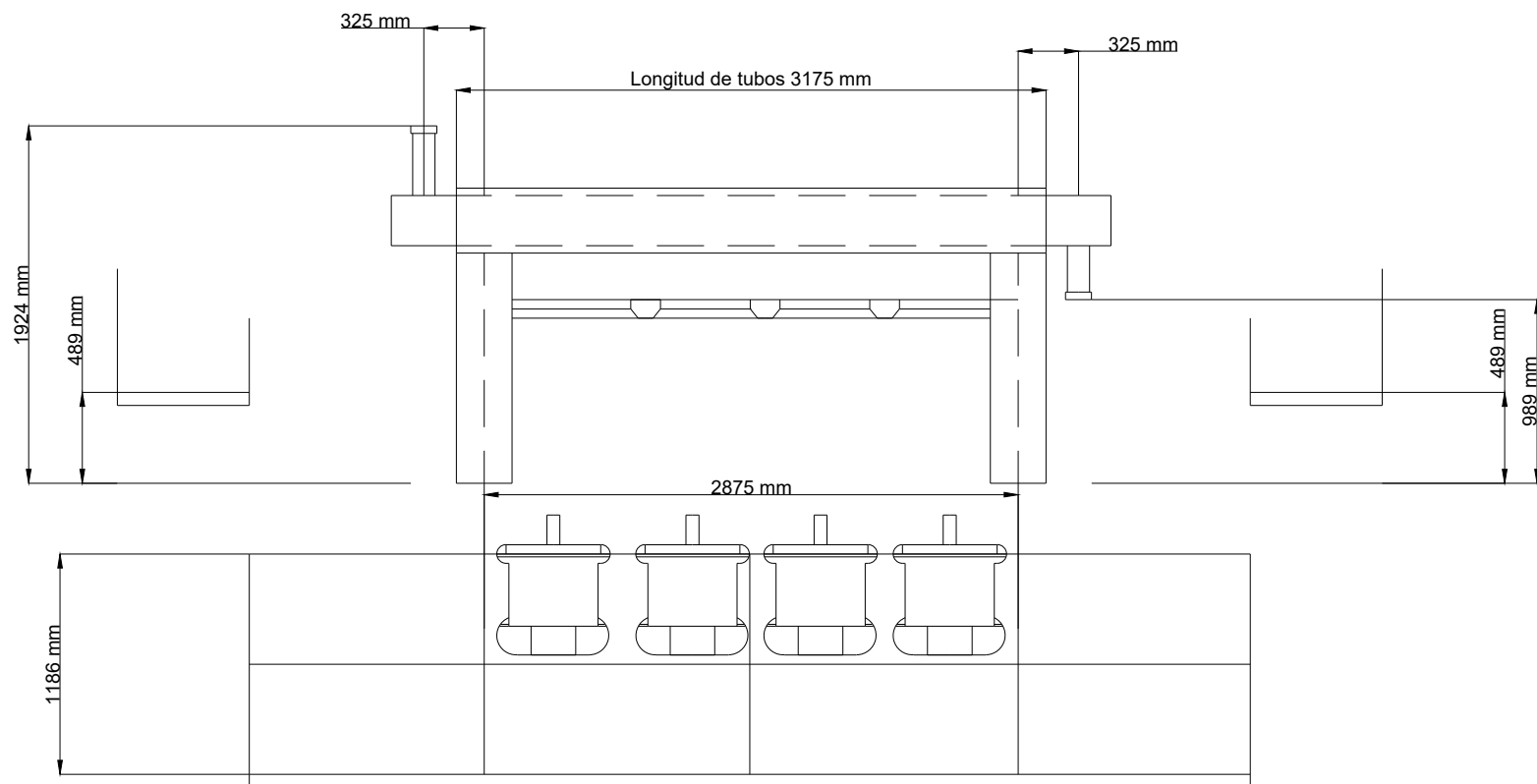
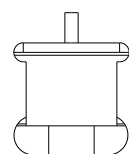
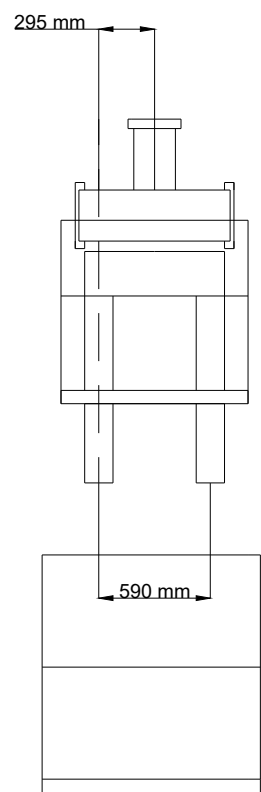
Disposición de Tubos

Esacala: 1:1



Escala 1:30

	FACULTAD DE CIENCIAS	
	Grado en ingeniería de procesos químicos industriales	
Título: Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol		
Plano: Plano de disposición de tubos del equipo RB-100		
Autor: Leon Felipe Sanchez Malaver		Fecha: Julio 2022
Número de plano: 11	Escala: Varias escalas	Firma:



FACULTAD DE CIENCIAS

Grado en ingeniería de procesos químicos industriales

Título:
Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol

Plano:
Plano equipo:AC-100

Autor:
Leon Felipe Sánchez Malaver

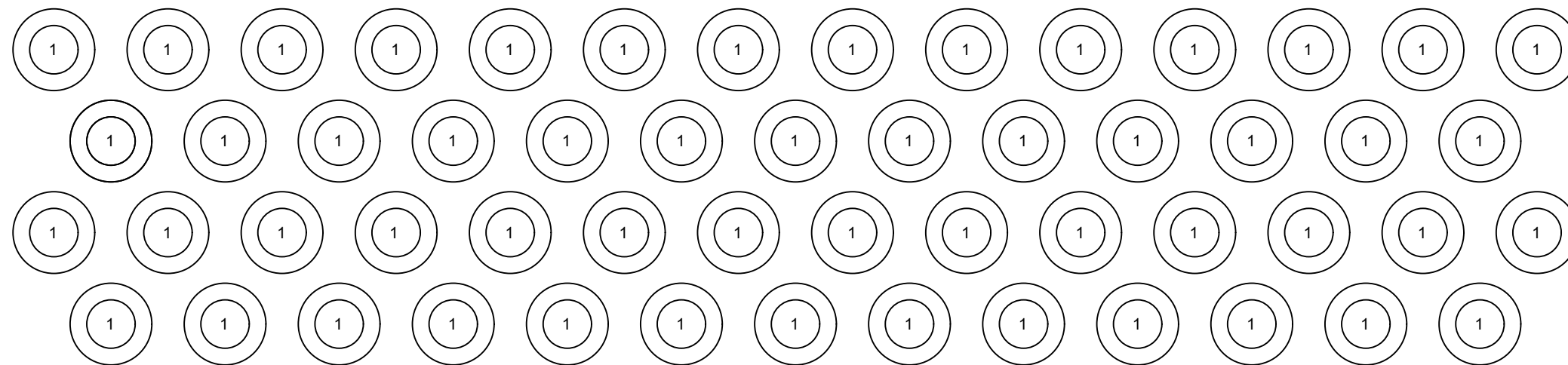
Fecha:
Julio 2022

Número de plano:
12

Escala:
1:40

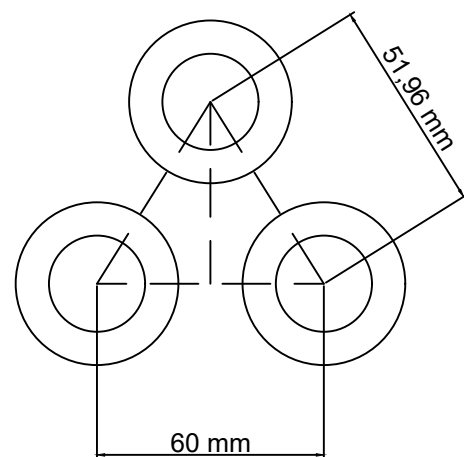
Firma:


Escala: Sin escala



↑ Dirección de flujo ↑

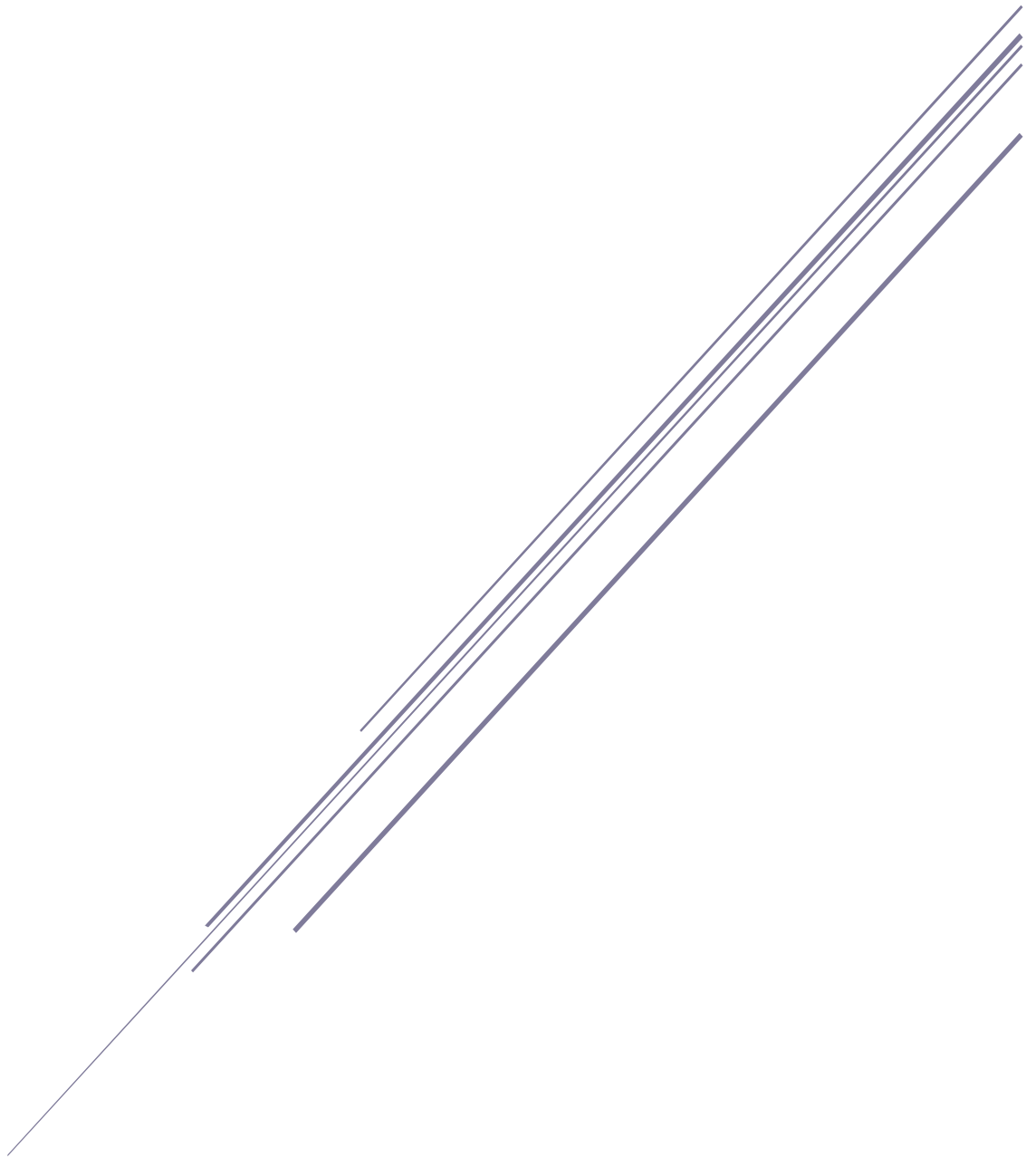
Disposición de Tubos
Escala: 1:2



 UNIVERSIDADE DE SANTIAGO DE COMPOSTELA	FACULTAD DE CIENCIAS	
	Grado en ingeniería de procesos químicos industriales	
Título:	Integración energética y diseño de intercambiadores de calor de una planta lurgi con 100 t/h de producción de metanol	
Plano:	Plano de disposición de tubos del equipo AC-100	
Autor:	Leon Felipe Sanchez Malaver	Fecha: Julio 2022
Número de plano:	13	Escala: Varias escalas
Firma:		

DOCUMENTO 3. PLIEGO DE CONDICIONES

Integración energética y diseño de intercambiadores de calor para una planta Lurgi con 100 t/h de producción de metanol



Índice de contenido

1.Disposiciones generales	2
1.1 Naturaleza y objetivo del pliego de condiciones	2
1.2 Documentos del proyecto.....	2
2.Pliego de condiciones técnicas	3
2.1 Normativa del proyecto	3
2.2 Responsabilidad del cumplimiento de normativa	4
2.3 Condiciones para la ejecución de instalaciones.....	4
2.4 Control de calidad	4
2.5 Puesta en marcha	5
2.6 Verificaciones de la instalación terminada	5
2.7 Materiales de construcción.....	5
2.8 Inconformidades	5

Índice de Tablas

1. Tabla 1: Materiales de construcción de cada equipo	5
---	---

1. Disposiciones generales

1.1 Naturaleza y objetivo del pliego de condiciones

El pliego de condiciones es un documento que tiene como propósito definir y regular las responsabilidades, obligaciones y garantías de todas las partes intervinientes en un proyecto. De forma particular, en el caso de este trabajo de fin de grado, el proyecto se basa en la optimización de un modelo teórico y, por lo tanto, este pliego de condiciones se centrará en las regulaciones pertinentes del diseño, instalación y ejecución de los equipos y no tendrá en cuenta otros agentes intervinientes que usualmente están en un proyecto, como directores de obras, contratistas o promotoras.

Este documento es de naturaleza jurídica y posee carácter contractual por lo que obliga a todas las partes intervinientes a cumplir cada una de las regulaciones dispuestas en este documento. Por el contrario, de llevarse a cabo un incumplimiento de las obligaciones y responsabilidades descritas en este documento los culpables de dichas acciones deberán enfrentar responsabilidades civiles e incluso penales.

El objetivo de este documento es servir de guía a la hora de realizar este proyecto y que se describen en la memoria, planos, hoja de especificaciones y presupuestos.

1.2 Documentos del proyecto

Este pliego de condiciones hace referencia a todos los documentos presentes en este trabajo de fin de grado y en el que se hace referencia a continuación.

- Documento 1. Memoria descriptiva
- Documento 2. Planos
- Documento 3. Pliego de condiciones
- Documento 4. Presupuestos y mediciones.

De producirse alguna contradicción entre las prescripciones técnicas recogidas en este documento y cualquiera de los documentos anteriores, el orden de prioridad para su resolución será el siguiente. Este orden está

establecido por la norma UNE 157001:2014 que recoge los criterios generales para la elaboración de un proyecto técnico.

1. Documento 2. Planos
2. Documento 3. Pliego de condiciones
3. Documento 4. Presupuestos y mediciones
4. Documento 1. Memoria descriptiva

2. Pliego de condiciones técnicas

2.1 Normativa del proyecto

Este documento recoge la normativa que ha de ser empleada y debe ser de obligado cumplimiento a la hora de diseñar los equipos necesarios para la realización del proyecto, estas normas sirven como guía para su diseño y garantizan la seguridad de los equipos y trabajadores. A continuación, se nombran las normas y sus capítulos o secciones específicas que hacen referencia en particular el diseño de intercambiadores de calor.

- Intercambiadores de carcasa y tubos:
 - -Normas TEMA, de Tubular Exchanger Manufacturers Association Inc.
 - Clase de servicio: Normal.
 - Clase TEMA: B (servicio químico).
- Aero-refrigerante:
 - -Norma API 661-Air-Cooler Heat Exchanger for General Refinery Service, de American Petroleum Institute, recogida en ISO 13706:2000.
- Recipientes a presión:
 - -Boiler & Pressure Vessel Code, Section VIII Division 1, de The American Society of Mechanical Engineers.
- Materiales de construcción:
 - Norma ASTM, de American Society for Testing and Materials.

- Medidas y dimensiones:
 - Norma ANSI, de American National Standards Institute.

2.2 Responsabilidad del cumplimiento de normativa

Las partes responsables de hacer cumplir la normativa en el diseño de los equipos y planos debe ser:

- La parte interviniente en el diseño, ejecución, instalación, mantenimiento de los equipos, por ejemplo, el diseñador.
- Las partes supervisoras del proyecto, por ejemplo, un director.

2.3 Condiciones para la ejecución de instalaciones

Los equipos diseñados han de ser instalados en la nueva red de la planta, para ello debe cumplir con los siguientes requisitos:

- Comprobar una vez instalados que cumplen los requisitos de operación establecidos previamente en el proceso productivo.
- Cada equipo ha de ser unido a las corrientes adecuada.
- Realizar ensayos y pruebas para comprobar un funcionamiento adecuado de cada equipo.
- Comprobar las dimensiones de cada equipo.

2.4 Control de calidad

Cada equipo ha de ser sometido a una serie de controles de calidad previos a su instalación. En primer lugar, controles de calidad por el diseñador y el fabricante y posteriormente se ha de realizar evaluaciones por agentes externos al proyecto para garantizar un equipo que cumpla con todas las regulaciones y criterios en el diseño.

2.5 Puesta en marcha

Una vez los equipos han sido integrados a la planta, se ha de realizar una puesta en marcha de cada uno de ellos para confirmar su correcto funcionamiento. En caso de no realizarse una puesta en marcha adecuada se deberá realizar una inspección para hallar el error y proceder a su rediseño.

2.6 Verificaciones de la instalación terminada

Una vez que los equipos estén en marcha, se debe realizar una verificación global del proceso asegurando que cumple todos los requisitos y no presenta ninguna anomalía. Todos los equipos diseñados deben cumplir con sus condiciones de operación, y solo pueden presentar variaciones de menos del 0.1%, de otra manera han de ser desinstalados y someterse a ensayos para su operación adecuada. Esta información ha de ser consultada en los planos o en las hojas de especificaciones técnicas.

2.7 Materiales de construcción

Los equipos han de ser construidos rigurosamente con los materiales diseñados. En la siguiente tabla se detalla el material de cada equipo.

Tabla 1.

Materiales de construcción de cada equipo

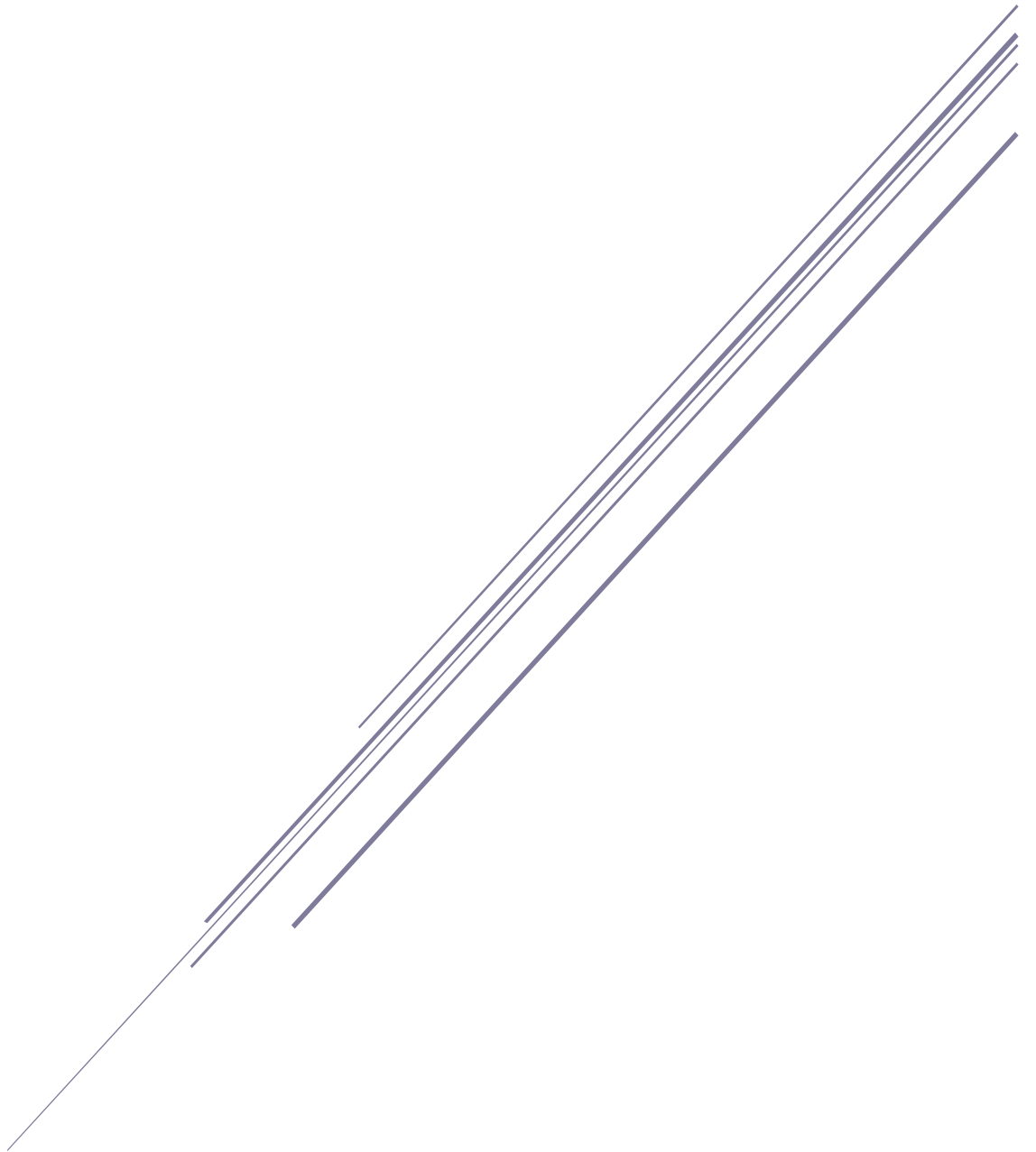
EQUIPO	MATERIAL
E-102	Acero al carbono
E-103	Acero al carbono
E-104	Acero al carbono
RB-100	Acero al carbono
AC-100	Acero al carbono/ Aluminio 3003

2.8 Inconformidades

En caso de que los equipos no cumplieran con ninguna de las condiciones anteriores descritos en este pliego, se deben retirar los equipos de la instalación y a proceder a su rediseño en un plazo máximo de 30 días hábiles.

DOCUMENTO 4. PRESUPUESTOS Y MEDICIONES

Integración energética y diseño de intercambiadores de calor para una planta Lurgi con 100 t/h de producción de metanol



Índice de contenido

1.Introducción	2
2.Cuadro de precios N°1	3
3. Cuadro de precios N°2	4
4. Mediciones	6
5.Presupuesto parcial	9
6.Presupuesto general	12

1.Introducción

Los presupuestos son un documento que sirve para determinar el coste de que se puede esperar de un proyecto y que servirá para la licitación de este mismo, en el caso particular de este trabajo de fin de grado se enfocará en los presupuestos de los principales equipos necesarios. Los presupuestos de este documento se estructuran de la siguiente manera:

- Mediciones
- Cuadro de precios N° 1
- Cuadro de precios N°2
- Presupuestos parciales
- Presupuestos generales

Las unidades de obras se pueden definir como la parte más elemental de un proyecto, lo que permite descomponerlo para después medirlo y valorarlo. Estos presupuestos se centrarán en las adquisiciones de los equipos necesarios para la integración energética, también los equipos auxiliares necesarios y finalmente un apartado de partidas alzadas en caso de imprevistos que se puedan presentar. A continuación, se describen los capítulos.

- Capítulo 1 equipos: En este apartado se recogen los principales equipos de intercambio de calor requeridos para llevar a cabo el proyecto.
- Capítulo 2 Equipos auxiliares: Son los equipos complementarios necesarios para el funcionamiento de los intercambiadores de calor.
- Partidas alzadas: Se estima una serie de cantidades como posibles contingencias, costes externos a la instalación y funcionamiento o el diseño e ingeniería

Cuadro de precios n° 1

N°	Designación	Importe	
		En cifra (dólares)	En letra (dólares)
	1 EQUIPOS		
E01	Ud equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubo BEM. Con una longitud de 1850,0 mm, 1277 número de tubos, diámetro interno de 925,0 mm y material de construcción acero al carbono.	1.133.488,65	UN MILLÓN CIENTO TREINTA Y TRES MIL CUATROCIENTOS OCHENTA Y OCHO DÓLARES CON SESENTA Y CINCO CÉNTIMOS
E02	Ud equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubo BEM. Con una longitud de 7315,2 mm, 10208 tubos y diámetro interno de la carcasa de 2590,8 mm y material de construcción acero al carbono.	2.633.530,04	DOS MILLONES SEISCIENTOS SESENTA Y TRES MIL QUINIENTOS TREINTA DÓLARES CON CUATRO CÉNTIMOS
E03	Ud equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubos AES. Con longitud de 2700,0 mm, número de tubos 802 y diámetro interno de la carcasa de 850,0 mm y material de construcción acero al carbono.	1.039.438,52	UN MILLÓN TREINTA Y NUEVE MIL CUATROCIENTOS TREINTA Y OCHO DÓLARES CON CINCUENTA Y DOS CÉNTIMOS
E04	Ud equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubo, AKU. Longitud 4650,0 mm, número de tubos 4320 y diámetro interno de la carcasa 2377,0 mm y material de construcción acero al carbono.	1.623.181,25	UN MILLÓN SEISCIENTOS VEINTE Y TRES MIL CIENTO OCHENTA Y UN DÓLARES CON VEINTE Y CINCO CÉNTIMOS
E05	Ud equipo de intercambio de calor tipo Aero-refrigerante. Longitud 3175 mm y material de construcción acero al carbono y aluminio.	971.244,16	NOVECIENTOS SETENTA Y UN MIL DOSCIENTOS VEINTE Y CUATRO DÓLARES CON DIESEISEIS CÉNTIMOS
	2 EQUIPOS AUXILIARES		
EA01	Ud Bomba centrífuga mono etapa para caudal de 18,6 L/s	158.310,70	CIENTO CINCUENTA Y OCHO MIL TRESCIENTOS DIEZ DÓLARES CON SETENTA CÉNTIMOS
EA02	Ud Bomba centrífuga mono etapa para un caudal de 28,6 L/s	161.097,14	CIENTO SESENTA Y UN MIL NOVENTA Y SIETE DÓLARES CON CATORCE CÉNTIMOS
	3 PARTIDAS ALZADAS		
PA01	Ud Partidas alzadas	5.962.974,12	CINCO MILLONES NOVECIENTOS SESENTA Y DOS MIL NOVECIENTOS SETENTA Y CUATRO DÓLARES CON DOCE CÉNTIMOS

Cuadro de precios nº 2

Nº	Designación	Importe	
		Parcial (dólares)	Total (dólares)
	1 EQUIPOS		
E01	E01 Equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubo BEM. Con una longitud de 1850,0 mm, 1277 número de tubos, diámetro interno de 925,0 mm y material de construcción acero al carbono.		812.273,65
	Instalación y funcionamiento	1,000	812.273,65
	Mano de obra	1,000	118.178,89
	Equipo de intercambio de calor	1,000	170.021,880
	Total		1.100.474,42
	3% Costes indirectos		33.014,23
			1.133.488,65
E02	E02 Equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tipo BEM. Con una longitud de 7315,2 mm, 10208 tubos y diámetro interno de la carcasa de 2590,8 mm y material de construcción acero al carbono.		812.273,65
	Instalación y funcionamiento	1,000	812.273,65
	Mano de obra	1,000	118.178,89
	Equipo de intercambio de calor	1,000	1.636.081,48
	Total		2.566.534,02
	3% Costes indirectos		76.996,02
			2.633.530,04
E03	E03 Equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubos AES. Con longitud de 2700,0 mm, número de tubos 802 y diámetro interno de la carcasa de 850,0 mm y material de construcción acero al carbono.		812.273,65
	Instalación y funcionamiento	1,000	812.273,65
	Mano de obra	1,000	118.178,89
	Equipo de intercambio de calor	1,000	78.711,960
	Total		1.009.164,50
	3% Costes indirectos		30.274,935
			1.039.438,52
E04	E04 Equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubo, AKU. Longitud 4650,0 mm, número de tubos 4320 y diámetro interno de la carcasa 2377,0 mm y material de construcción acero al carbono.		812.273,65
	Instalación y funcionamiento	1,000	812.273,65
	Mano de obra	1,000	118.178,89
	Equipo de intercambio de calor	1,000	645.441,600
	Total		1.575.904,13
	3% Costes indirectos		47.277,12
			1.623.181,25
E05	E05 Equipo de intercambio de calor tipo Aero-refrigerante. Longitud 3175 mm y material de construcción acero al carbono y aluminio.		812.273,65
	Instalación y funcionamiento	1,000	812.273,65
	Mano de obra	1,000	118.178,89
	Equipo de intercambio de calor	1,000	12.502,960
	Total		942.955,50
	3% Costes indirectos		28.288,66
			971.244,16
	2 EQUIPOS AUXILIARES		
EA01	E06 Bomba centrífuga mono etapa para caudal de 18,6 L/s		
	Mano de obra	1,000	134.178,89
	Bomba centrífuga	2,000	9.760,410
	Total		153.699,71
	3% Costes indirectos		4.610,99
			158.310,70

DOCUMENTO 4. PRESUPUESTOS Y MEDICIONES

Cuadro de precios nº 2				
Nº	Designación	Importe		
		Parcial (dólares)	Total (dólares)	
EA02	E07 Bomba centrífuga mono etapa para un caudal de 28,6 L/s			
	Mano de obra	1,000	134.178,89	
	Bomba centrífuga	2,000	11,113,050	
	Total			134.178,89 22.226,10
	3%Costes indirectos			156.404,99 4.692,15
				161.097,14
PA1	3 PARTIDAS ALZADAS			
	PA1 Paridas alzadas			
	Diseño e ingeniería	1,000	2.481.126,53	2.481.126,53
	Costes externos	1,000	2.481,126,53	2.481.126,53
	Contingencias	1,000	827.042,18	827.042,18
	Total			5.789.295,24
	3 %Costes indirectos			173.678,88
				5.962.974,12

Mediciones**1 EQUIPOS**

Nº	Ud	Descripción	Medición
E01	Ud	Equipo de intercambio de calor E01 Equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubo BEM. Con una longitud de 1850,0 mm, 1277 número de tubos, diámetro interno de 925,0 mm y material de construcción acero alcarbono.	
			Total ud : 1,000
E02	Ud	Equipo de intercambio de calor E02 Equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tipo BEM. Con una longitud de 7315,2 mm, 10208 tubos y diámetro interno de la carcasa de 2590,8 mm y material de construcción acero al carbono	
			Total ud: 1,000
E03	Ud	Equipo de intercambio de calor E03 Equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubos AES. Con longitud de 2700,0 mm, número de tubos 802 y diámetro interno de la carcasa de 850,0 mm y material de construcción acero al carbono.	
			Total ud: 1,000
E04	Ud	Equipo de intercambio de calor E04 Equipo de intercambio de calor de tipo carcasa y tubo, AKU. Longitud 4650,0 mm, número de tubos 4320 y diámetro interno de la carcasa 2377,0 mm y material de construcción acero alcarbono.	
			Total ud : 1,000
E05	Ud	Equipo de intercambio de calor E05 Equipo de intercambio de calor tipo Aero-refrigerante. Longitud 3175 mm y material de construcción acero al carbono y aluminio.	
			Total ud : 1,000

Mediciones**2 EQUIPOS AUXILIARES**

Nº	Ud	Descripción	Medición
EA01	Ud	Bomba centrífuga	
<hr/>			
		Bomba centrífuga mono etapa para caudal de 18 ,6 L/s	Total ud : 2,000
EA02	Ud	Bomba centrífuga	
<hr/>			
		Bomba centrífuga mono etapa para caudal de 28 ,6 L/s	Total ud : 2,000

Mediciones

3 PARTIDAS ALZADAS

Nº	Ud	Descripción	Medición
PA01	Ud	Partidas alzadas	
Total 01:			1,000

DOCUMENTO 4. PRESUPUESTOS Y MEDICIONES

Presupuesto parcial nº 1 EQUIPOS

Nº	Ud	Descripción	Medición	Precio	Importe
E01	Ud	Equipo de intercambio de calor			
			Total Ud :	1,000	1.133.488,65
					1.133.488,65
E02	Ud	Equipo de intercambio de calor			
			Total Ud :	1,000	1.685.173,92
					2.633.530,04
E03	Ud	Equipo de intercambio de calor			
			Total Ud :	1,000	1.039.438,52
					1.039.438,52
E04	Ud	Equipo de intercambio de calor			
			Total Ud:	1,000	1.623.181,25
					1.623.181,25
E05	Ud	Equipo de intercambio de calor			
			Total Ud:	1,000	971.244,16
					971.244,16
Total, Presupuesto parcial nº 1 EQUIPOS:					7.400.882,62

DOCUMENTO 4. PRESUPUESTOS Y MEDICIONES

Presupuesto parcial nº 2 EQUIPOS AUXILIARES

Nº	Ud	Descripción	Medición	Precio	Importe
EA01	Ud	Bomba centrífuga			
			Total Ud :	2,000	158.310,70
					158.310,70
EA02	Ud	Bomba centrífuga			
			Total ud :	2,000	161.097,14
					161.097,14
Total, Presupuesto parcial nº 2 EQUIPOS AUXILIARES:					319.407,84

DOCUMENTO 4. PRESUPUESTOS Y MEDICIONES

Presupuesto parcial nº 3 PARTIDAS ALZADAS

Nº	Ud	Descripción	Medición	Precio	Importe
PA01	Ud	Partidas Alzadas			
			Total Ud :	1,000	5.962.974,12
					5.962.974,12
			Total, Presupuesto parcial nº 3 PARTIDAS ALZADAS		5.962.974,12

DOCUMENTO 4. PRESUPUESTOS Y MEDICIONES

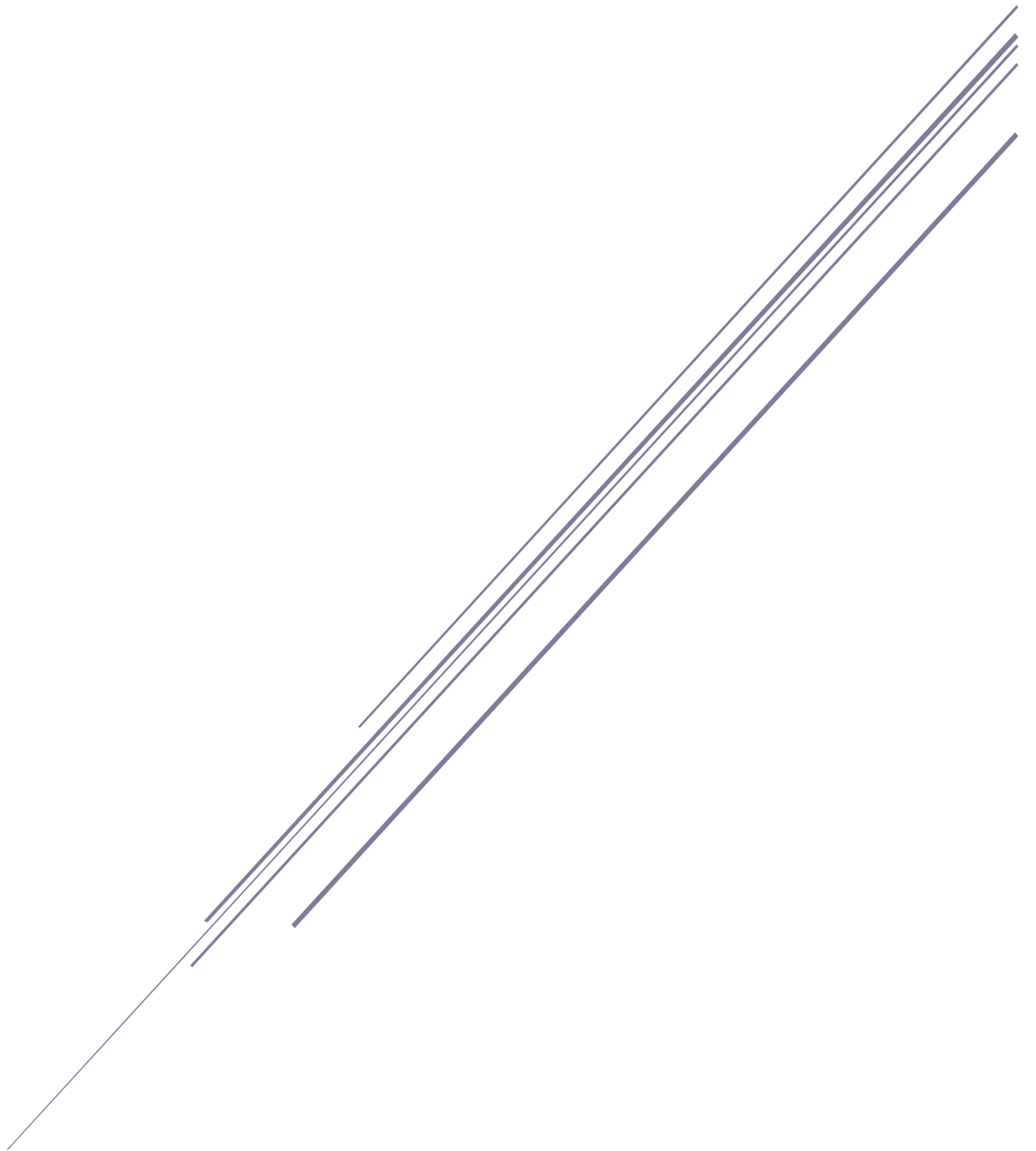
Capítulo	Importe (\$)
1 EQUIPOS	7.400.882,62
2 EQUIPOS AUXILIARES	319.407,84
3 PARTIDAS ALZADAS	5.962.974,12
Presupuesto de ejecución material (PEM)	13.683.264,58
0% de gastos generales	0,00
0% de beneficio industrial	0,00
Presupuesto de ejecución por contrata (PEC = PEM + GG + BI)	13.683.264,58
21% IVA	2.873.485,56
Presupuesto de ejecución por contrata con IVA (PEC = PEM + GG + BI + IVA)	16.556.750.14

Asciende el presupuesto de ejecución por contrata con IVA a la expresada cantidad de DIECISEIS MILLONES QUINIETOS CINCUNETA Y SEIS MIL SETECIENTOS CINCUENTA DÓLARES CON CATORCE CÉNTIMOS.

Leon Felipe Sanchez Malaver

DOCUEMENTO 5. BIBLIOGRAFÍA CONSULTADA

Integración energética y diseño de intercambiadores de calor para una planta Lurgi con 100 t/h de producción de metanol



Bibliografía

- Leiva, B. C. (2011 N°31). La utilización de metanol como combustible. *Realidad y reflexión*, 3-23. Obtenido de <http://ri.ufg.edu.sv/jspui/bitstream/11592/8331/1/La%20utilizaci%c3%b3n%20del%20metanol%20como%20biocombustible.pdf>
- Lewis, R. J. (2009). *Diccionario de química y productos químicos*. Barcelona: Omega.
- Luyben, W. L. (2011). *Principles and Case Studies of Simultaneous Design*. John Wiley & Sons INC.
- Miguel A, G. O. (1994). Transformación catalítica del gas natural. II Obtención de gas de síntesis. *Información tecnológica-Vol 5 N°2*, 19-27. Obtenido de <https://books.google.es/books?hl=es&lr=&id=ZGoe8YJcEYQC&oi=fnd&pg=PA29&dq=%22aplicaciones+del+metanol%22&ots=dNbEPEaqH8&sig=AZoTfEy0wq49JfxW47i41n9kTY4#v=onepage&q=%22aplicaciones%20del%20metanol%22&f=false>
- Sinnott R. y Towler, G. (2012). *Diseño en ingeniería química*. Reverté.
- Zamora, S. (2017). *Transformación catalítica selectiva de metanol sobre catalizadores basados en óxidos metálicos mixtos*. Obtenido de Instituto de tecnología química (UPV-CSIC): <https://m.riunet.upv.es/bitstream/handle/10251/90552/Zamora%20-%20TRANSFORMACI%C3%93N%20CATAL%C3%8DTICA%20SELEC TIVA%20DE%20METANOL%20SOBRE%20CATALIZADORES%20BAS ADOS%20EN%20%C3%93XIDOS%20MIX....pdf?sequence=1&isAllowed=y>

Webgrafía

About methanol. (s.f.). Obtenido de Methanex:

<https://www.methanex.com/about-methanol/how-methanol-made>

About Methanol. (2022). Obtenido de Methanol Institute :

<https://www.methanol.org/about-methanol/>

Applications. (Abril de 2022). Obtenido de Methanol institute:

<https://www.methanol.org/>

Industria. (s.f.). Obtenido de Diccionario de la Real Academia Española:

<https://dle.rae.es/industria>

Lurgi Mega Methanol. (s.f.). Obtenido de Air liquide engineering and construction : <https://www.engineering-airliquide.com/es/lurgi-megamethanol>

Metanol. (2022). Obtenido de Química.es:

<https://www.quimica.es/enciclopedia/Metanol.html>

Methanol . (2022). Obtenido de Methanol market service Asia(MMSA):

<https://www.methanolmsa.com/methanol/>

Methanol. (2022). Obtenido de National Library of Medicine. National Center for Biotechnology Information :

<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/Methanol>

Polimetilmetacrilato . (s.f.). Obtenido de Química.es:

<https://www.quimica.es/enciclopedia/Polimetilmetacrilato.html>

Renewable Methanol . (2022). Obtenido de Methanol institute:

<https://www.methanol.org/renewable/>