



UNIVERSITAT ROVIRA i VIRGILI



DISEÑO DE UN SISTEMA DE *UPGRADING* DE BIOGÁS PARA PODER SER INYECTADO A RED O EMPLEADO EN VEHÍCULOS

Grado de Ingeniería Química

Trabajo de Fin de Grado

Identificador: TFGEQ_2009

Autores: Josselyne Sarango Torres

Sara Rodríguez Rubio

Mihàità Daniel Romea

Tutor: Jaume Tarragó

Tarragona, 29 de junio de 2020

Departament d'Enginyeria Química. Universitat Rovira i Virgili.

Vist i plau pel lliurament i defensa del TFG del grau d'Enginyeria Química.

TÍTOL DEL TFGEQ: Diseño de un sistema de *upgrading* de biogas para poder ser inyectado a la red o empleado en vehículos.

SUBTÍTOL

AUTOR: Josselyne Sarango Torres , Sara Rodríguez Rubio, Mihàità Daniel Romea

CURS ACADÈMIC: 2019-2020

VIST I PLAU DEL TUTOR ACADÈMIC

En/NaJaume Tarragó Masalles.....

en la seva capacitat de tutor acadèmic fa constar que considera que el TFGEQ

és adequat i en conseqüència recomana la seva defensa

no en recomana la defensa per presentar les mancances exposades en el document annex

Signatura:



Data: 26/06/2020

DECLARACIÓ D'ABSÈNCIA DE CONFLICTES DE CONFIDENCIALITAT

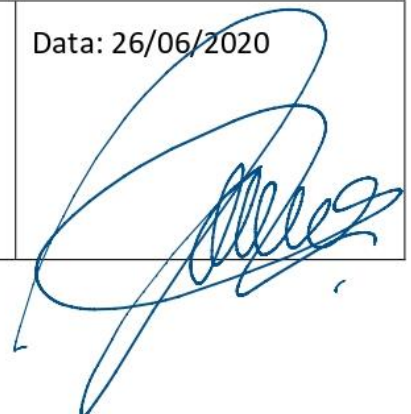
En/Na Jaume Tarragó Masalles..... , en la seva capacitat de supervisor extern^(*) del treball fa constar que ha revisat el contingut del TFGEQ i que no conté cap informació que pugui ser considerada com confidencial per part de l'empresa

(*) Cas que el TFGEQ no sigui extern serà el professor tutor qui emplenarà aquesta secció

Signatura:



Data: 26/06/2020



ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	8
1.1. AGRADECIMIENTOS	8
1.2. RESUMEN	9
2. ETAPA PRELIMINAR	10
2.1. DEFINICIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO	10
2.2. ALCANCE DEL PROYECTO	10
2.3. ANÁLISIS DE LA COMPOSICIÓN DEL BIOGÁS Y SUS APLICACIONES	10
2.3.1. Composición del biogás	11
2.3.2. Características de las impurezas presentes en el biogás.....	11
2.3.3. Usos del biogás	13
2.3.3.1. Producción de electricidad y/o calor en turbinas de gas o motores	13
2.3.3.2. Combustible para vehículos	13
2.3.3.3. Inyección en la red de gas natural	14
2.4. ESTUDIO DE ALTERNATIVAS	14
2.4.1. Absorción química con aminas	14
2.4.1.1. Descripción del proceso	15
2.4.2. Adsorción por oscilación de presión (PSA)	16
2.4.2.1. Descripción del proceso	16
2.4.2.2. Consumibles	17
2.4.3. Separación mediante membranas	17
2.4.3.1. Descripción del proceso	17
2.4.3.2. Consumibles	21
2.4.4. Absorción química con agua	21
2.4.4.1. Descripción del proceso	21
2.4.4.2. Consumibles	24
2.4.5. Absorción física con compuestos orgánicos	25
2.4.5.1. Descripción del proceso	25
2.4.6. Separación criogénica	26
2.4.6.1. Descripción del proceso	26
2.4.6.2. Costes de inversión y consumibles	27
2.4.7. Comparación entre las diferentes tecnologías.....	27
2.4.7.1. Pureza de gas	27
2.4.7.2. Demanda energética	28
2.4.7.3. Methane slip	28
2.5. PLANIFICACIÓN DEL PROYECTO	29
3. BASES DE DISEÑO PARA EL DESARROLLO DEL PROYECTO	31
3.1. ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACIÓN Y DE LOS PRODUCTOS.....	31
3.1.1. Especificación de alimentación	31
3.1.2. Especificación del producto	31
3.2. ESPECIFICACIÓN DE LOS SERVICIOS DISPONIBLES	32
3.3. RECUPERACIÓN DEL CO ₂	32
3.3.1. Medio de refrigeración en las industrias	33
3.3.2. Industria alimentaria.....	33

3.3.3. Invernaderos	33
3.4. USO FINAL DEL BIOMETANO	34
4. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA	35
4.1. DIAGRAMA DE BLOQUES.....	35
4.2. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO (PFD)	36
4.3. DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID).....	37
4.4. SIMBOLOGÍA P&ID	39
4.5. PLOT PLAN.....	40
4.6. DISEÑO DE LAS TUBERÍAS.....	41
4.6.1. Selección de materiales	41
4.6.2. Cálculo de la pérdida de carga	41
4.6.3. Cálculo del diámetro de las tuberías	42
4.6.4. Cálculo del grosor de tubería	42
4.6.5. Cálculo de la presión máxima de diseño.....	43
4.6.6. Listado de tuberías del proceso	43
4.7. LISTADO DE INSTRUMENTACIÓN.....	46
4.8. DISEÑO DE OPERACIONES DE INTERCAMBIO DE CALOR.....	55
4.8.1. Diseño y simulación E-100	55
4.8.1.1. Consideraciones de diseño	56
4.8.1.2. Procedimiento del cálculo	56
4.8.1.3. Chiller.....	58
4.8.2. Simulación E-101.....	59
4.8.3. Simulación E-102.....	60
4.8.4. Simulación E-103.....	60
4.8.5. Aislamiento térmico	61
4.9. DISEÑO DE LA SOPLANTE.....	61
4.10. DISEÑO DE LAS COLUMNAS DE CARBÓN ACTIVO.....	62
4.11. DISEÑO DEL COMPRESOR.....	63
4.11.1. Condiciones de entrada y salida del compresor	64
4.11.2. Planteamiento del proceso de compresión	64
4.11.3. Optimización del sistema de compresión.....	65
4.12. DISEÑO DEL SISTEMA DE MEMBRANAS	66
5. MANUAL DE OPERACIÓN	71
6. SEGURIDAD.....	74
6.1. HAZARD AND OPERABILITY ANALYSIS (HAZOP).....	74
6.1.1. Definición del área de estudio	74
6.1.2. Definición de los nudos.....	74
6.1.3. Definición de las desviaciones a estudiar.....	74
6.1.4. Análisis de la probabilidad.....	75
6.1.5. Caracterización de consecuencias	76
6.1.6. Perfil de riesgo	79
6.1.7. Diseño de la tabla del HAZOP	79
6.1.8. Tabla del HAZOP	80

7. EVALUACIÓN ECONÓMICA	86
7.1. ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN INICIAL	86
7.2. ESTIMACIÓN DE LOS COSTES.....	88
7.3. ESTIMACIÓN DE INGRESOS POR VENTAS	89
7.4. FLUJOS DE CAJA.....	89
7.5. CÁLCULO DEL VALOR ACTUAL NETO (VAN) Y LA TASA INTERNA DE RENTABILIDAD (TIR)	90
7.6. ESTUDIO DE SENSIBILIDAD	91
8. CONCLUSIONES	93
9. BIBLIOGRAFIA.....	94
ANEXOS.....	97
A.1. CÁLCULO DE LA PÉRDIDA DE CARGA.....	98
A.2. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LAS TUBERIAS.....	99
A.3. CÁLCULO DEL GROSOR DE LAS TUBERIAS.....	100
A.4. CÁLCULO DE LA PRESIÓN MÁX. DE DISEÑO DE LAS TUBERIAS	101
A.5. DISEÑO DE LA SOPLANTE	101
A.5.1. CONDICIONES DE ENTRADA Y SALIDA DEL SOPLANTE.....	101
A.5.2. PARÁMETROS DE OPERACIÓN	102
A.6. DISEÑO DEL COMPRESOR	103
A.7. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN	108
A.7.1. HOJA DE ESPECIFICACIÓN DEL INTERCAMBIADOR E-100.....	108
A.7.2. HOJA DE ESPECIFICACIÓN DEL INTERCAMBIADOR E-101	109
A.7.3. HOJA DE ESPECIFICACIÓN DEL INTERCAMBIADOR E-102.....	110
A.7.4. HOJA DE ESPECIFICACIÓN DEL INTERCAMBIADOR E-103.....	111
A.7.5. HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE LA SOPLANTE	112
A.7.6. HOJA DE ESPECIFICACIÓN DEL COMPRESOR	113
A.7.7. HOJA DE ESPECIFICACIÓN DE LAS COLUMNAS DE CARBÓN ACTIVO.....	114
A.7.8. HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LAS MEMBRANAS	116

1. INTRODUCCIÓN

Título	Diseño de un sistema de <i>upgrading</i> de biogás para poder ser inyectado a red o empleado en vehículos	
Identificador	TFGEQ_2009	
Tutor	Jaume Tarragó	
Fecha	29 de junio de 2020	
	Josselyne Sarango Torres	Color Azul
Autores	Sara Rodríguez Rubio	Color Verde
	Mihàità Daniel Romea	Color Rojo

1.1. Agradecimientos

En agradecimiento a los familiares y amigos que han estado dando apoyo durante el período de realización del proyecto. También mencionar al tutor del proyecto por su seguimiento constante a lo largo de estos meses. Por último, dar las gracias a todas las empresas que nos han facilitado información sobre el sistema de *upgrading* de biogás.

1.2. Resumen

En este proyecto se realiza el diseño conceptual de una planta de limpieza de biogás procedente de una planta de biogás agroindustrial con el propósito de obtener biometano que cumpla con toda la normativa y especificaciones para poder ser inyectado en la red de gas natural o bien utilizado como combustible en los automóviles.

El diseño conceptual de la planta de limpieza de biogás incluye el acondicionamiento del biogás y el dimensionamiento de los equipos del proceso implicados. El acondicionamiento del biogás se divide principalmente en dos etapas de limpieza. En la primera etapa se reducen o se eliminan las impurezas presentes en la corriente de biogás que llega a la planta y en la segunda etapa se procede a la valorización del biogás para obtener biometano con la pureza deseada. Para el dimensionamiento de los equipos se ha tenido en consideración el caudal procedente de la planta de biogás agroindustrial y se ha realizado una simulación del proceso para obtener los datos del balance de materia y energía.

A su vez, se ha estudiado la viabilidad de la planta realizando un estudio económico, para ello, se ha tenido en cuenta los costes de inversión y mantenimiento de los equipos como también los costos operacionales de los mismos.

2. ETAPA PRELIMINAR

2.1. Definición y descripción del proyecto

La descarbonización de los combustibles hace necesario pensar en alternativas a los combustibles fósiles. Una alternativa que se está estudiando es la posibilidad de emplear biometano proveniente de plantas de biogás agroindustriales.

Este proyecto quiere estudiar la viabilidad tanto técnica como económica de un sistema de lavado de biogás para poder ser inyectado en la red o bien empleado como combustible en automóviles. El sistema de lavado, también llamado *upgrading*, es un tratamiento al que se somete el biogás que tiene como objetivo purificar y concentrar el metano. De manera que se alcanzan las proporciones del gas natural y así se puede utilizar el biometano resultante como fuente de energía para lo anteriormente mencionado. Se eliminan las impurezas presentes como pueden ser los siloxanos, los compuestos orgánicos volátiles, el dióxido de carbono o el ácido sulfhídrico entre otros para obtener la mayor pureza de biometano posible.

Además, el subproducto generado se aprovechará para generar más ingresos y a su vez evitar una emisión innecesaria a la par que perjudicial para el medio ambiente.

2.2. Alcance del proyecto

El objetivo principal es diseñar una planta que incluya todos los elementos necesarios para adecuar una corriente de 200 Nm³/h de biogás proveniente de una planta de biogás para poder ser inyectado en red o bien empleado como combustible en vehículos. Por lo tanto, el alcance del proyecto incluye el estudio de la normativa así como de las mejores técnicas disponibles para realizar el *upgrading*, el diseño preliminar de las diferentes operaciones unitarias y diagrama conceptual, la elaboración de los balances de materia y energía, el diseño final de las diferentes operaciones unitarias y elaboración del diagrama de flujo de procesos (PFD), el diseño del control e instrumentación y elaboración del P&ID y finalmente evaluar la viabilidad del proyecto mediante un estudio económico.

Queda fuera de los límites del proyecto, la distancia a la que se encuentra la planta de producción de biogás y todo el proceso de acondicionamiento posterior a la salida, desde las unidades de membrana, de producto (biometano) y subproducto (CO₂).

2.3. Análisis de la composición del biogás y sus aplicaciones

El biogás es un combustible que puede producirse a partir de diferentes sustratos orgánicos. Dependiendo del origen, su composición puede variar significativamente, por este motivo es importante saber de dónde proviene y así definir el método de purificación más

adecuado. Además, es necesario definir cuáles serán sus aplicaciones, ya que esto determinará el nivel de eliminación de impurezas al cual será sometido.

2.3.1. Composición del biogás

El biogás está formado principalmente por metano y dióxido de carbono, además de otros compuestos secundarios como: ácido sulfhídrico, oxígeno, nitrógeno, siloxanos y otros compuestos orgánicos volátiles. Las composiciones de esta mezcla, como se ha mencionado anteriormente, varían en función del origen del biogás.

En este proyecto el biogás procede de una planta agroindustrial de procesamiento de purines de cerdo que en la digestión anaerobia tiene una corriente de salida de gas. En la Tabla 2.1. se puede observar una composición aproximada del biogás que se tratara en este proyecto.

Tabla 2.1. Especificaciones de biogás de origen agrícola. (Ref. 1)

Parámetro	Biogás de origen agrícola	Unidades
Poder calorífico	17	MJ/m ³
Índice de Wobbe	27	MJ/m ³
Densidad	0,8	kg/m ³
CH ₄	45	% mol
H ₂	1,5	% mol
CO ₂	40	% mol
N ₂	15	% mol
O ₂	1,0	% mol
H ₂ S	<100	mg/m ³
NH ₃	5	mg/m ³
Clorito	0-800	mg/m ³
Fluorita	10	mg/m ³
Siloxanos	0-50	mg/m ³

2.3.2. Características de las impurezas presentes en el biogás

A continuación, se describirán los diferentes compuestos que pueden encontrarse en la corriente de biogás juntamente con el metano y que si no son eliminados o se encuentran en cantidades muy reducidas pueden provocar grandes problemas en el proceso de tratamiento de la corriente de biogás:

-
- **Sulfuro de hidrógeno:** El sulfuro de hidrógeno es uno de los contaminantes que pueden presentar en mayor cantidad y que es más tóxico. Su combinación con el vapor de agua presente en la corriente de biogás tiende a formar ácido sulfúrico (H_2SO_4), un compuesto que se caracteriza por ser muy corrosivo para los motores y componentes del proceso.
 - **Agua:** El biogás al salir del digestor, generalmente, se satura con vapor y puede suponer un grave problema para los equipos y las tuberías del proceso debido a que si supera el 60% de humedad relativa es muy probable que se cree condensado y juntamente con otras impurezas del biogás acabe formando ácidos, los cuales pueden atacar y provocar corrosión en las paredes de los equipos y tuberías. Además, una fracción elevada de agua disminuye el contenido energético del biogás.
 - **Dióxido de carbono:** El dióxido de carbono es el subproducto que se encuentra en mayor proporción dentro de la corriente de biogás y su presencia provoca una reducción de la energía del biogás, así como, que como mayor sea el contenido de dióxido de carbono menor será el contenido de metano.
 - **Siloxanos:** Los siloxanos son compuestos que son capaces de convertirse en SiO_2 , un compuesto orgánico que tiene unas propiedades físicas y químicas parecidas a las del vidrio y es capaz de provocar graves problemas de funcionamiento si se depositan sobre motores, intercambiadores de calor, tuberías o bien, sobre los demás equipos del proceso.
 - **Nitrógeno:** El nitrógeno provoca una reducción del contenido energético del biogás ya que es capaz de diluir el metano de la corriente.
 - **Oxígeno:** El oxígeno es un compuesto que al igual que el nitrógeno, se introduce en la corriente mediante el aire y es capaz de provocar el crecimiento de microbios o bien provocar una atmosfera explosiva si se encuentra en concentraciones elevadas.
 - **Compuestos orgánicos volátiles (VOCs):** Los compuestos orgánicos volátiles se caracterizan por ser contaminantes y por tener capacidad de formar compuestos con un alto contenido de toxicidad en su combustión.

2.3.3. Usos del biogás

El contenido de metano del biogás posibilita su uso para aplicaciones con tecnologías que utilizan gas natural como combustible. Dentro de estas, destacan la producción de electricidad y/o calor, usarlo como combustible para vehículos o bien, su inyección en la red de gas natural.

2.3.3.1. Producción de electricidad y/o calor en turbinas de gas o motores

Gran variedad de sistemas combinados de calor y electricidad hacen uso de la electricidad generado por el combustible y el calor residual que se genera.

2.3.3.2. Combustible para vehículos

La hibridación de motores para vehículos mediante el empleo de un segundo combustible complementario al principal es una alternativa cada vez más estudiada por muchos países, dado su planteamiento a corto y medio plazo. Sin embargo, para poder cumplir con los requerimientos técnicos del motor, el biometano, en este caso, debe utilizarse en las especificaciones. Para ello, el biogás se debe someter a diversos procesos de limpieza y purificación con la finalidad de obtener una calidad del biogás similar a la del gas natural.

A continuación, en la Tabla 2.2 se observa las especificaciones del biogás para su uso en automoción. Los valores han sido extraídos de la normativa UNE 16723-2 del año 2018.

Tabla 2.2. Especificaciones de calidad del gas natural y biometano procedente de fuentes no convencionales como combustible en automoción. (Ref. 2)

Parámetro	Valores límite		Unidad
	Mín.	Máx	
Número de metano	65*	-	Número
Silicio volátil total (calculado como Si)	-	0,3	mgSi/m ³
H ₂	-	2	% mol/mol
Temperatura de rocío del hidrocarburo (de 0,1 a 7 Mpa presión absoluta)	-	-2	°C
O ₂	-	1	% mol/mol
H ₂ S + COS (calculado como S)	-	5	mg/m ³
S total	-	30	mgS/m ³
Contaminación máxima de partículas	-	10	mg/l
Aminas	-	10	mg/m ³

Tabla expresada en condiciones normalizadas: [15 °C / 1,01325 bar(a)]

*El número de metano depende de la composición del gas natural distribuido. Se debería observar que sólo una pequeña fracción del gas natural distribuido tiene un número de metano por debajo de (MWM) de 70.

2.3.3.3. Inyección en la red de gas natural

De la misma manera que en el apartado anterior, el biogás después de someterse al proceso de limpieza y purificación tiene la posibilidad de inyectarse en la red de gas natural, ya que posee características similares a éste.

A continuación, en la Tabla 2.3. se observan las especificaciones del biogás para poder ser inyectado en la red de gas natural en España. Los datos han sido extraídos del boletín oficial del estado (BOE) publicado el año 2018. (Estos valores también se pueden encontrar en la normativa UNE 16723-1.) (Ref. 3)

Tabla 2.3. Especificaciones de calidad del gas procedente de fuentes no convencionales introducido en el sistema gasista. (Ref. 3)

Parámetro	Valores límite		Unidad
	Mín.	Máx	
CH ₄	90	-	% mol/mol
CO	-	2	% mol/mol
H ₂	-	5	% mol/mol
F/Cl	-	10/1	mg/m ³
NH ₃	-	3	mg/m ³
Hg	-	1	µg/m ³
Siloxanos	-	10	mg/m ³
BTX	-	500	mg/m ³
CO ₂	-	2	% mol/mol
H ₂ S+ COS	-	15	mg/m ³

Tabla expresada en las siguientes condiciones de referencia: [0 °C / 1,01325 bar(a)].

2.4. Estudio de alternativas

Las principales tecnologías desarrolladas y disponibles a escala industrial para la mejora del biogás incluyen absorción (química y física), adsorción, separación mediante membranas y separación criogénica. (Ref. 4) Estas tecnologías se utilizan principalmente para la separación del CO₂ y/o reducir las altas concentraciones de contaminantes como H₂O, H₂S, N₂, O₂ o bien los VOCs.

2.4.1. Absorción química con aminas

Se lleva a cabo en un absorbedor en el que entra en contacto el biogás con una solución acuosa de aminas. Las aminas comúnmente utilizadas en mezcla son metildietanolamina (MDEA) y piperazina (PZ), conocidas como MDEA activada (AMDEA). Se usan en mezcla

porque la AMDEA tiene una capacidad de absorción muy superior a la MDEA. El CO_2 presente en el gas reacciona con la solución y es absorbido por ésta, dejando así la corriente de gas libre de dióxido de carbono.

2.4.1.1. Descripción del proceso

La corriente de gas entra a la columna de absorción por el fondo mientras que la solución de aminas entra por cabeza de columna para que los dos flujos entren en contacto en contracorriente. La presión de operación es de 1-2 bar(a). El CO_2 reacciona y es absorbido por la solución subiendo la temperatura del absorbedor de los 20-40 a los 45-65°C. La solubilidad del CO_2 en agua disminuye cuando aumenta la temperatura, pero la reacción que se está efectuando se ve favorecida por el aumento de temperatura, lo que conlleva una mayor absorción de CO_2 que contrarresta lo mencionado anteriormente.

El biometano finalmente sale por cabeza de columna y el líquido de fondo va a un intercambiador de calor y seguidamente a una bomba que lo impulsa a la cabeza de un desorbedor donde se liberará el CO_2 absorbido. El fondo de la columna de desorción cuenta con un rehervidor donde la solución de amina se hierve a unos 120-150°C. Este rehervidor proporciona el calor de reacción suficiente para liberar el CO_2 de la solución y así poder regenerarla para poder volver a ser utilizada.

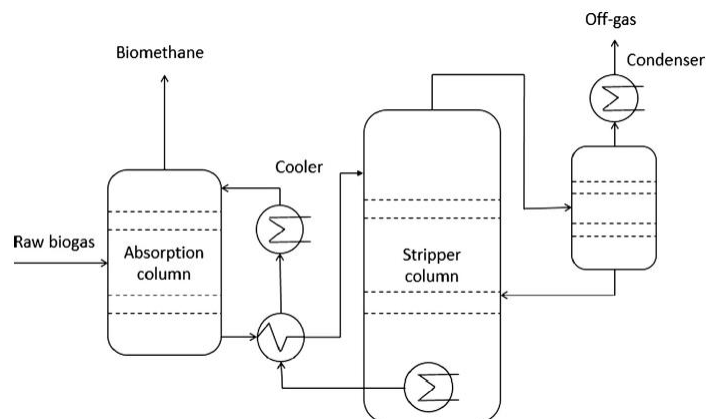


Figura 2.1. Diagrama de proceso de absorción con aminas.

Con este proceso se obtiene el biometano muy concentrado, más del 99% en la salida. Los costes de operación son bajos, sin embargo, la inversión inicial de los dos equipos y el coste de la energía para la regeneración de las aminas es más alto. Además, se deberá tener en cuenta que si estos equipos entran en contacto con el H_2S de la corriente principal de biogás se necesitará más temperatura en la regeneración de las aminas del desorbedor porque el ácido también habrá sido absorbido. Esto también encarecería la operación.

2.4.2. Adsorción por oscilación de presión (PSA)

La adsorción por oscilación de presión (PSA) es una tecnología de separación de gases mediante propiedades físicas. Se basa en una columna de adsorción, la cual contiene un material adsorbente que captura las impurezas de la corriente a alta presión y después las libera a baja presión, debido a que la concentración que tolera el material adsorbente a alta presión es más elevada que a baja presión. Se dispone de varias columnas conectadas en serie para lograr una producción continua y con una pureza de 99,9%.

2.4.2.1. Descripción del proceso

Durante la fase de alimentación, la columna se alimenta de la corriente de biogás. El CO₂ es absorbido por el material de la columna mientras que el metano sigue circulando. Cuando el material de la columna está saturado, lo que significa que no puede absorber más CO₂, se cierra la alimentación y se inicia una fase de purga.

Se reduce la presión considerablemente para invertir el proceso de adsorción y se bombea todo el CO₂ fuera de la columna. Seguidamente, se introduce gas mejorado a través de la columna para vaciarla totalmente de todo el CO₂ que puede haber quedado atrapado y se inicia la fase de regeneración. Finalmente, se puede volver a presurizar con biogás. Este proceso se realiza en serie, de modo que mientras una columna de adsorción se está regenerando, las otras pueden seguir trabajando. A continuación, en la Figura 2.2 se puede observar un diagrama del proceso simplificado:

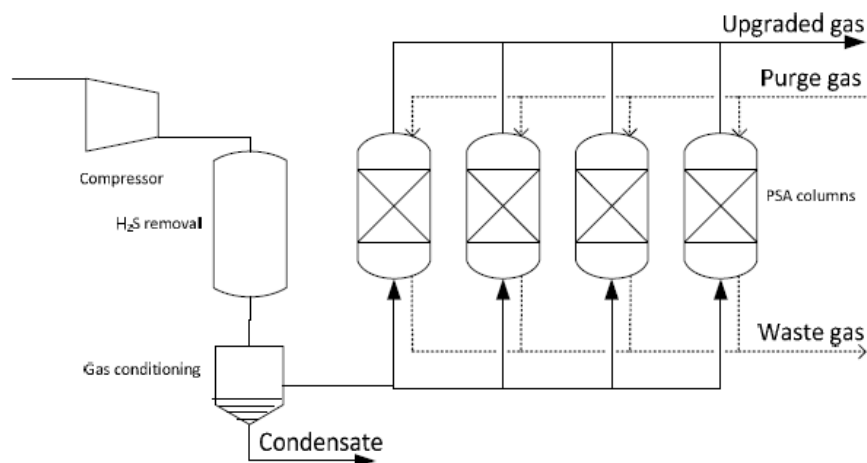


Figura 2.2. Diagrama del proceso de *upgrading* del biogás mediante PSA.

Este proceso sigue el ciclo de *Skarstrom*, el cual consta de cuatro fases, una para cada unidad de PSA. Este ciclo tiene un principio de funcionamiento en el que mientras una columna participa en la adsorción, las otras tres se encuentran en diferentes fases de regeneración.

En el proceso, las columnas suelen estar interconectadas de modo que el flujo de gas que sale de una columna durante la purga se usa para presurizar otra y cada ciclo de columna de PSA suele durar de 2 a 10 minutos. Al usar varias columnas, hay muchas formas de modificar el ciclo del proceso para aumentar el rendimiento del biogás mejorado, de modo que hay diversas alternativas de realizar este proceso. (Ref. 5)

Las principales emisiones que genera este tipo de tecnología de *upgrading* del biogás es el gas rico en CO₂ que sale durante purga y purga. Como se ha mencionado anteriormente, este gas se recircula para aumentar la pureza del metano, sin embargo, como también contiene pequeñas trazas de metano, si la cantidad de este es lo suficientemente elevada puede enviarse en una antorcha o bien se puede oxidar catalíticamente en una unidad especial, con la finalidad de tener una mínima fuga de metano a la atmósfera.

2.4.2.2. Consumibles

El consumo de electricidad para el *upgrading* del biogás mediante PSA tiene unos valores de 0,15 a 0,30 kWh/Nm³ de biogás, aunque el consumo puede aumentar unos 0,17 kWh/Nm³ adicionales en caso de secar y realizar una compresión final al producto. En caso de utilizar un oxidante catalítico también se tiene que sumar al consumo de energía, que tendrá una demanda de 0,30 kWh/Nm³ aproximadamente.

2.4.3. Separación mediante membranas

La tecnología de membranas es una operación de separación de uno o más componentes de una fase líquida o gas, utilizando una membrana de permeabilidad selectiva. El transporte a través de la membrana se efectúa por la acción de una fuerza impulsora un gradiente de presión.

Para el proceso de *upgrading* se emplea una unidad, en la que se permea dióxido de carbono y se retiene metano, obteniéndose biometano con una concentración de entorno el 98%. Alcanzar estos valores de pureza, y simultáneamente una elevada recuperación del metano, solo es posible si se utiliza un proceso multietapa. (Ref. 5) Acorde con las especificaciones establecidas, posteriormente podrá ser inyectado en la red de gas, o utilizado como combustible de automóviles.

2.4.3.1. Descripción del proceso

En la Figura 2.3, se puede observar un diseño simplificado del proceso de *upgrading* basado en el uso de membranas.

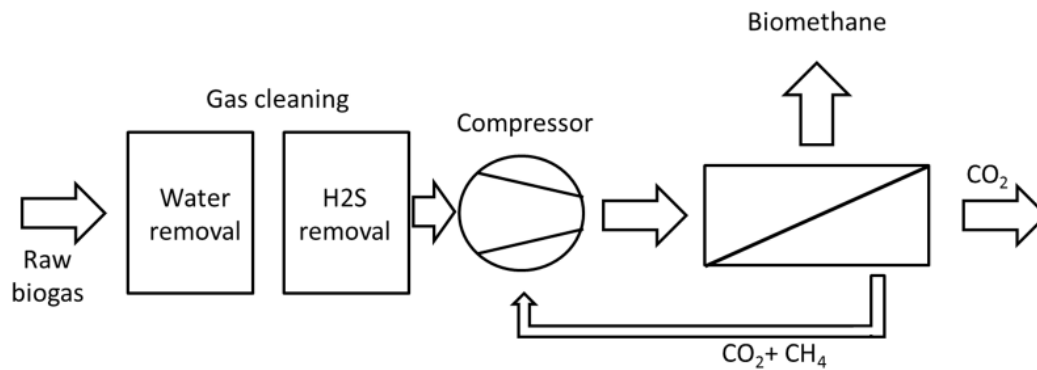


Figura 2.3. Diseño típico de un biogás *upgrading* con membranas.

Para evitar que lleguen al compresor agua y sulfuro de hidrógeno, se realizará una etapa previa de limpieza del gas, seguido de un filtro de partículas. El objetivo, es evitar la condensación del agua durante la compresión, y una eliminación más efectiva del sulfuro de hidrógeno, que no se conseguiría únicamente con la unidad de membrana. Pese a esta limpieza, se debe tener constancia de que quedarán cantidades significativas de estos compuestos, por ello, el material de las membranas tiene que ser químicamente resistente. Durante la compresión, el gas pasa a una presión de 16-20bar(a), de manera que la membrana deberá resistir presiones de hasta 25bar(a) y temperaturas mayores de 40°C. (Ref. 6)

Aplicar un sistema multi etapa es una estrategia para obtener una mayor pureza y una recuperación mayor del metano. A continuación, se analizarán de manera más concreta, diferentes configuraciones del proceso con dos y tres etapas:

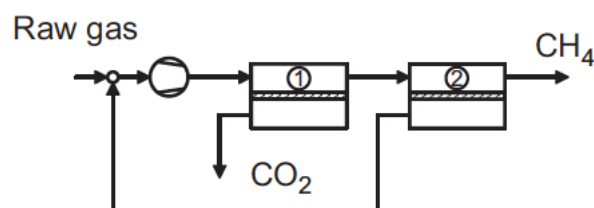


Figura 2.4. Proceso de dos etapas de separación con membrana (a).

Como se puede observar en la configuración “a”, el proceso consta de dos etapas de separación con una unidad de compresión previa. Del primer módulo, se obtiene en el retenido una corriente de gas, con una pureza en metano demasiado baja. Es el paso a través de ese segundo módulo, el que consigue una pureza óptima del biometano. La corriente de permeado contiene cantidades significativas de metano, por lo que se recircula al proceso para su posterior recuperación.

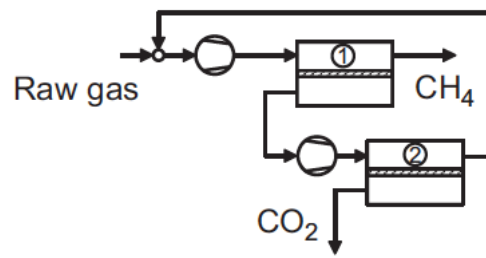


Figura 2.5. Proceso de dos etapas de separación con membrana (b).

En esta segunda configuración “b”, la pureza de metano deseada se consigue en una única etapa. Sin embargo, se pierden cantidades bastantes representativas de metano por el permeado, de manera que se emplea una etapa más para recuperarlo (corriente rica en metano se recircula a la entrada de la operación). En este caso son necesarios dos compresores, uno en cada una de las etapas, para mantener el diferencial de presión.

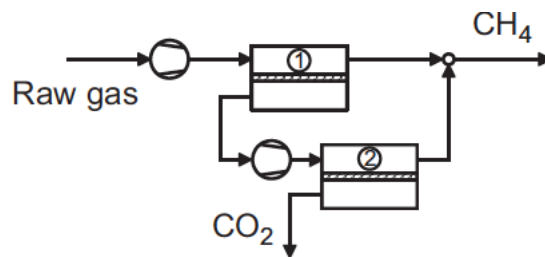


Figura 2.6. Proceso de dos etapas de separación con membranas (c).

Esta configuración “c”, es muy similar a la anterior. La corriente de permeado que sale de la primera unidad de membrana recupera el metano en la segunda etapa, y más adelante, se mezcla con el retenido, rico en metano, del primer módulo.

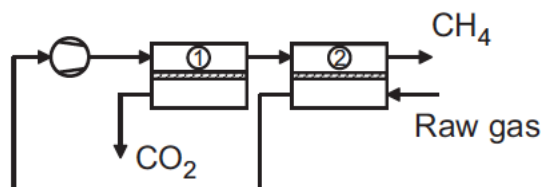


Figura 2.7. Proceso de dos etapas de separación con membranas (d).

Esta forma “d”, emplea una corriente de barrido, que de la misma manera que un compresor, genera ese diferencial de presión que actúa como fuerza conductora. El diseño es

muy similar al de la configuración “a”, sin embargo, esta forma sólo es útil si la fracción molar de CO₂ en el permeado de la segunda etapa es mayor que la de alimentación.

En la Tabla 2.4. se puede ver una comparativa de tres de las alternativas de dos etapas, evaluando algunos parámetros clave.

Tabla 2.4. Comparativa de tres de las alternativas bietapa.

	Recuperación CH ₄	Energía específica (kW·h/ m ³)	Área específica (m ² ·h/m ³)	Presión (bar(a))
Configuración a	0,957	0,318	1,92	20,0
Configuración b	0,997	0,286	1,69	20,0
Configuración c	0,993	0,295	1,57	20,0

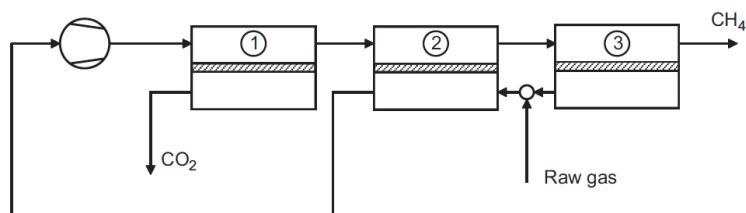


Figura 2.8. Proceso de tres etapas de separación con membranas.

Como se puede observar en la Figura 2.8, se trata de un proceso muy similar al anterior. La corriente de alimentación, no presurizada, se mezcla con la corriente de permeado de la tercera etapa. Esta mezcla supone una dilución del permeado del segundo módulo, de manera que será necesaria una menor área de membrana sin un incremento de la corriente de recirculación.

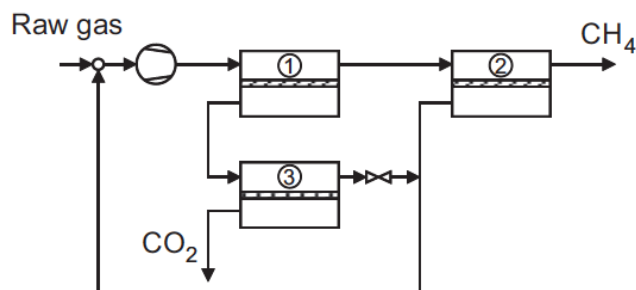


Figura 2.9. Proceso híbrido de separación con membranas.

En la primera etapa de este proceso, se elimina el CO₂ de la corriente de alimentación. El retenido del primer módulo, pasará a través de una segunda unidad para conseguir una corriente con la pureza deseada.

El permeado de la segunda unidad tienen una cantidad significativa de metano, por lo que se recirculará para su posterior recuperación. Con el mismo objetivo de recuperación de metano, la corriente de permeado de la segunda unidad pasará a través de una tercera etapa, donde se recupera el metano en el retenido.

En el mercado del año 2013, se pueden conseguir concentraciones de metano en la corriente de salida por encima del 98%. Las corrientes residuales, en las que tenemos una cantidad significativa de metano y CO₂, tienen diferentes formas de uso.

Se distingue por ejemplo su uso como oxidante térmico regenerativo, o el licuado del dióxido de carbono mediante una separación criogénica donde se recupera el 100% de metano. El CO₂ puede entregarse tanto en forma líquida, como en gas, dependiendo del cliente.

2.4.3.2. Consumibles

Los consumibles de esta operación son reducidos. Hay que tener presente el aceite de los compresores y el componente encargado de la eliminación de los H₂S. Además, el tiempo de vida medio de una membrana es de entorno los 5-10 años.

En cuanto al consumo de energía, se puede garantizar una demanda en el intervalo de 0,20-0,30 kWh/Nm³. Son muchos los parámetros que hacen variar el consumo energético: *methane slip*, área de membrana, presión. La relación área-presión, sigue la tendencia, de que a mayor área de membrana es necesaria una presión más baja.

2.4.4. Absorción química con agua

La absorción química con agua es una técnica de separación que utiliza el hecho de que el dióxido de carbono tiene una solubilidad mucho mayor que el metano en agua, de esta forma se consigue separar el dióxido de carbono disolviéndolo en agua a una presión relativamente alta, de entre 6 a 10bar. Luego, el dióxido de carbono se vuelve a separar del agua mediante la adición de aire a presión atmosférica en una columna de desabsorción.

2.4.4.1. Descripción del proceso

La corriente de biogás llega a una temperatura de hasta 40°C a la planta de *upgrading* se baja la temperatura hasta la temperatura del agua de alimentación a la columna de absorción y

se incrementa la presión hasta un valor de entre 6 a 10bar(a) (dependiendo del fabricante y aplicación) antes de que entre en la columna de absorción.

Al aumentar la presión y reducir la temperatura la mayor parte del agua condensa y se separa del gas. La corriente de gas es inyectada por el fondo de la comuna de absorción y la corriente de agua por la cabeza de esta, es decir, en contracorriente ya que permite minimizar el consumo de energía y realizar una separación más eficiente (separar la mayor cantidad de dióxido de carbono de la corriente y la menor cantidad de metano).

Normalmente, las columnas de absorción se llenan con unos empaques para aumentar la superficie de contacto entre el agua y el biogás. En la Figura 2.10 se puede observar un diseño típico del empaquetamiento que se puede utilizar.



Figura 2.10. Diseño típico del empaquetamiento en una columna de absorción de agua.

Seguidamente, la corriente de salida de la comuna de absorción se transporta a una columna de separación *flash*, donde se reduce la presión hasta un valor de 2,5 a 3,5bar(a), para separar parte del metano que se ha absorbido el agua junto con el dióxido de carbono y así poder recircular-lo. Se obtiene una corriente con una composición de entre 80-90% de dióxido de carbono y 10-20% de metano.

Después de reducir la concentración de metano del agua en la columna de separación *flash*, la corriente de salida entra por la parte superior a una columna de desabsorción mientras que por la parte inferior entra aire. Esta columna también cuenta con un material de empaquetamiento para aumentar la superficie de intercambio.

El bajo porcentaje de dióxido de carbono en el aire en combinación con la alta presión de la columna produce una presión parcial de dióxido de carbono cercana a cero de forma que produce una muy baja solubilidad del dióxido de carbono en el agua, de esta forma, la corriente de salida del agua está prácticamente libre de dióxido de carbono y puede ser

recirculada hasta la columna de absorción. A continuación, en la Figura 2.11 se puede observar el diagrama de proceso:

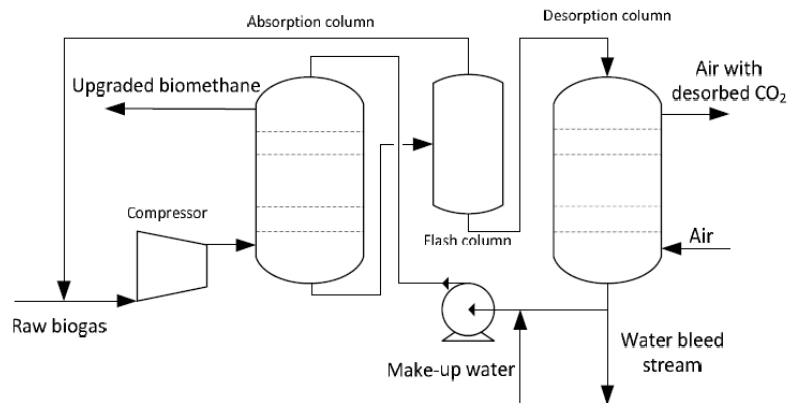


Figura 2.11. Diagrama del proceso de absorción con agua.

A continuación, en la Tabla 2.5, se puede observar el caudal volumétrico mínimo de agua necesario para diferentes presiones y temperatura del agua para un caudal de 1000 Nm³/h de biogás, valores obtenidos a partir de un estudio del año 2013 (Ref. 5):

Tabla 2.5. Caudal volumétrico de agua necesario para tratar 1000 Nm³/h de biogás.

Presión (bar(a))	Temperatura del agua (°C)	Caudal de agua (m ³ /h)
6,5	14	210-230
8,0	14	180-200
8,0	20	210-230

El sulfuro de hidrógeno procedente con la corriente de biogás es absorbido por el agua de manera efectiva en la primera columna de absorción y liberado durante el proceso de desabsorción. A la atmósfera no se pueden emitir unas cantidades muy elevadas de este compuesto, es por eso, que generalmente se pasa por un filtro de carbón activo o por algún tipo de oxidación térmica regenerativa (RTO).

En la columna de desorción, en la cual se introduce aire, el sulfuro de hidrógeno será oxidado parcialmente a azufre elemental y ácido sulfúrico. La tasa de oxidación del sulfuro de hidrógeno en agua saturada de aire ha sido estudiada y se ha obtenido una clara correlación tanto con la temperatura como con el pH del agua. Se ha determinado que la velocidad de oxidación aumenta el triple cuando la temperatura incrementa en 20°C y aumenta unas 4 veces cuando se aumenta el pH de 4 a 8 en las condiciones investigadas. Si el sulfuro de hidrógeno se oxida a ácido sulfúrico, la alcalinidad disminuirá y el pH bajará.

Esto se ha experimentado en varias plantas y podría causar corrosión en muchos componentes, como bombas de agua y tuberías, especialmente si estos están hechos de hierro fundido. La velocidad de corrosión también depende de la concentración de cloro en el agua. Una mayor concentración de cloro da como resultado una corrosión más severa. Este problema se puede evitar agregando alcalinidad durante la operación o cambiando un mayor volumen de agua en el sistema.

Otro problema en este proceso es la creación de espuma en las columnas de absorción de agua tanto por moléculas excretadas de microorganismos como por los carbohidratos o por los compuestos transportados con el biogás que se disuelve en agua., es por eso por lo que algunas plantas usan agentes antiespumantes, biocidas y/o medicamentos de limpieza.

En muchos casos, el crecimiento de estos microorganismos se detecta en una disminución en el rendimiento del proceso ya que provocar una disminución entre el agua y el biogás lo cual provoca una pérdida de eficiencia. A continuación, en la Figura 2.12 se puede observar el crecimiento de microorganismos en el empaquetamiento de la columna de absorción.



Figura 2.12. Crecimiento microbiano en los anillos de empaquetamiento.

2.4.4.2. Consumibles

Se utilizan cantidades muy bajas de consumibles en la absorción con agua, pero necesita ser reemplazada para evitar la acumulación de sustancias indeseadas del biogás y también para evitar la disminución del pH originado por sulfuro de hidrógeno oxidado. El consumo de agua varía entre las diferentes plantas, pero un consumo de agua común es de alrededor 0,50 a 5,0 m³/día y el coste de mantenimiento es de alrededor de un 2,0 al 3,0% del coste de adquisición. La cantidad de energía consumida por estas unidades depende de las propiedades del biogás a tratar, el diseño del depurador de agua y del clima.

2.4.5. Absorción física con compuestos orgánicos

Este método se basa en el mismo principio que la absorción con agua, con la diferencia de que en este caso el agua se sustituye por disolventes orgánicos como el metanol o dimetiléter del polietilenglicol que tienen más afinidad con el CO₂ que el agua. La solubilidad del CO₂ en este disolvente es cinco veces más alta que en el agua, lo que hace que se necesite menos cantidad de disolvente para la operación.

2.4.5.1. Descripción del proceso

La corriente de gas principal se comprime a 6-8 bar(a) y se enfría antes de ser inyectada a los fondos de la columna de absorción. El disolvente orgánico se suministra por cabeza de columna para crear dos flujos en contracorriente, uno gas y otro líquido.

También debe ser enfriado antes de ser inyectado a la columna para mantener una temperatura de unos 20°C para la absorción. El disolvente orgánico que sale por los fondos de la columna de absorción va a un intercambiador de calor que lo conduce a un *flash* donde metano y CO₂ disueltos son liberados por la reducción de la presión y se recirculan a la corriente de gas principal.

Para regenerar el disolvente orgánico se calienta en un intercambiador hasta los 40°C y lleva a cabo una desorción. El disolvente se inyecta por cabeza de columna y la presión se disminuye a 1 bar(a). El disolvente regenerado se inyecta de nuevo a la columna de absorción.

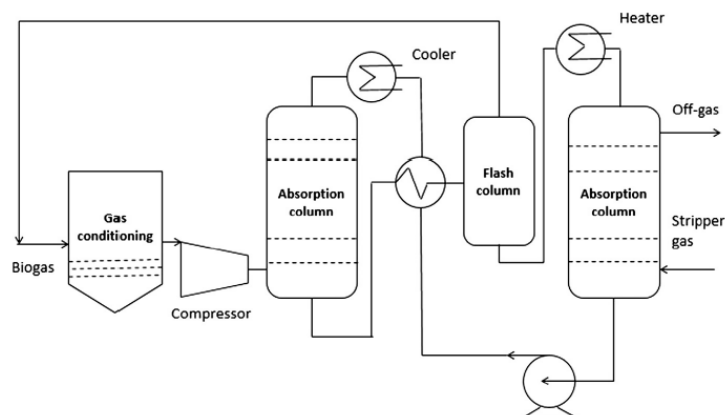


Figura 2.13. Diagrama de proceso de absorción con disolventes orgánicos. (Ref. 7)

Aunque este proceso mejora la eficiencia de la absorción con agua en cuanto a lo que se refiere a la separación del dióxido de carbono del metano, se necesita más energía para la regeneración de este disolvente. También se debe tener en cuenta que los diámetros de las columnas serán más pequeños puesto que se necesita menor cantidad de disolvente. En este proceso el disolvente orgánico se debe calentar antes de entrar a la columna de desorción y

enfriar antes de la columna de absorción. La regeneración del disolvente se complica si no se elimina con anterioridad el ácido sulfhídrico. Se consigue una concentración de más del 97% de metano en la corriente de salida.

2.4.6. Separación criogénica

La separación criogénica es una técnica que se basa en el uso de bajas temperaturas para obtener el *upgrading* del biogás, utilizando el hecho de que el CO_2 y el CH_4 tienen diferentes puntos de ebullición (-161°C para el CH_4 y -78°C para el CO_2 a 1atm). Cuando es biogás se enfría a estas bajas temperaturas, la destilación criogénica es posible y por lo tanto permite la separación del CH_4 y CO_2 . A continuación, en la Figura 2.14, se puede observar el punto de condensación de algunos de los gases comunes en el biogás a presión atmosférica:

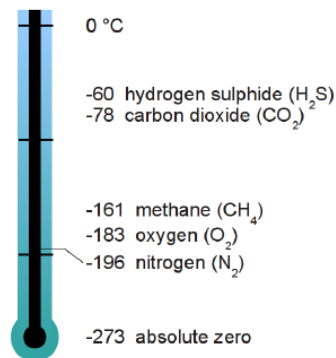


Figura 2.14. Punto de ebullición a presión atmosféricas de algunos gases.

2.4.6.1. Descripción del proceso

El principio de funcionamiento de este sistema se basa en que el biogás crudo es comprimido a una presión elevada, aproximadamente 80bar(a), ya que a presión atmosférica el dióxido de carbono se sublimaría, pasando directamente de estado gaseoso a sólido. La compresión se realiza en múltiples etapas y el gas comprimido se seca para evitar que se congele durante el proceso de enfriado. El biogás se enfría mediante intercambiadores y el dióxido de carbono condensado se elimina mediante un separador. Además, el dióxido de carbono es procesado para recuperar el metano disuelto, el cual es reciclado a la entrada del gas. Mediante este proceso se obtiene metano con una pureza del 97% o mayor. A continuación, en la Figura 2.15 se puede observar un diagrama del proceso simplificado:

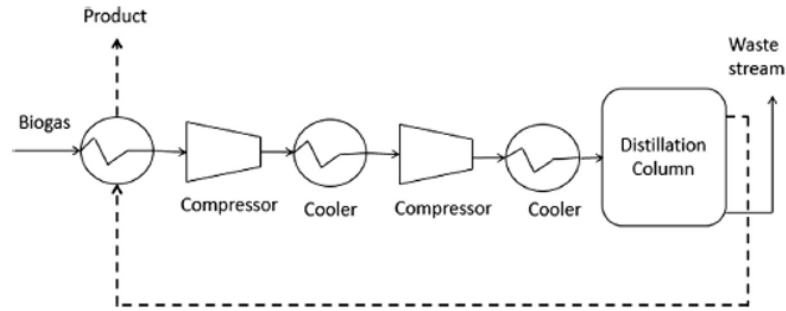


Figura 2.15. Diagrama del proceso de la separación criogénica.

2.4.6.2. Costes de inversión y consumibles

La técnica de separación criogénica de *upgrading* del biogás es una técnica que todavía se encuentra en desarrollo, por lo que no hay una gran variedad de datos disponibles sobre costos operacionales y de inversión. En la actualidad, existen pocas plantas en el mundo que utilicen esta técnica a gran escala, la mayoría de ellas son plantas a escala piloto. A partir de un estudio del año 2012 se ha podido determinar, la separación criogénica es una de las técnicas más caras del mercado, con un coste de aproximadamente 910000€ anuales y con un consumo eléctrico de unos 0,80 kWh/Nm³ de biogás para un rango de caudales de 50 a 2400 Nm³/h. (Ref. 5)

2.4.7. Comparación entre las diferentes tecnologías

Se ha decidido realizar una comparación entre las alternativas anteriormente descritas basándose en la pureza que se obtiene al final del proceso, su demanda energética, el *methane slip* y finalmente el coste económico o la inversión que se tendría que hacer para cada tecnología.

2.4.7.1. Pureza de gas

Uno de los aspectos más importantes a la hora de escoger una alternativa es la capacidad que esta tiene para eliminar las sustancias indeseables del biogás para obtener un producto con la máxima pureza posible.

La tecnología que más rendimiento presenta y, por lo tanto, mediante la cual se obtiene un producto con más pureza es realizando una absorción química con aminas, esta tecnología es capaz de obtener un producto con más del 99% de pureza, normalmente un 99,8%. Seguidamente, tenemos la tecnología PSA que es capaz de alcanzar el 99% de pureza y finalmente, las otras tecnologías donde obtienen purzas del biogás del 97-98%.

2.4.7.2. Demanda energética

La demanda energética es otro aspecto a tener en cuenta debido a que no todas las tecnologías utilizan la misma cantidad de energía ya que como más energía se requiera, más aumenta el coste de esta tecnología.

A partir de un estudio realizado en 2015 (Ref. 8) se ha determinado que las tecnologías que tienen una demanda energética más baja son la separación mediante el uso de membranas y la absorción química con aminas con valores cercanos al 0,30 kWh/Nm³. La resta de tecnologías tiene unas demandas energéticas con valores cercanos a 0,50 kWh/Nm³.

2.4.7.3. Methane slip

El *methane slip* indica la pérdida de metano que hay a lo largo del proceso de *upgrading* del biogás usando las diferentes tecnologías de mejora. Por lo que, un porcentaje de *methane slip* más bajo significa que hay una menor pérdida de metano durante el proceso.

De todas las tecnologías anteriormente mencionadas, la separación que usa absorción química con aminas es la que tiene un porcentaje de *methane slip* más bajo, con un valor de 0,10%, en segundo lugar, encontramos la separación mediante el uso de membranas con un valor de 0,5% y en tercer lugar la separación criogénica, en la que se consigue valores inferiores al 1,0%.

A continuación, en la Tabla 2.6. se puede observar de forma más clara la comparación entre las diferentes tecnologías de *upgrading* del biogás.

Tabla 2.6. Comparación entre las tecnologías de *upgrading* del biogás.

Parámetro	Absorción			Absorción química con agua	Absorción física con compuestos orgánicos	Separación criogénica
	química con aminas	PSA	Membranas			
Pureza del gas	< 99%	98-99%	98%	95-96%	98%	97-98%
Demanda energética (kWh/Nm ³)	0,27	< 0,46	0,25-0,40	0,46	0,49-0,67	<0,50
<i>Methane slip</i>	0,10%	< 2,0%	0,50%	1,0%	0,5-2,0%	< 1,0%

Una vez realizada la comparación entre todas las anteriores tecnologías de separación, se ha determinado que para este proyecto se llevará a cabo una separación mediante el uso de

membranas. Aunque pueda parecer que la tecnología seleccionada por los aspectos comparados es la absorción química con aminas, se ha seleccionado la separación con membranas. El motivo es que, para el caudal de biogás que llega a la planta (200 Nm³/h), realizar esta técnica supondría una inversión y un coste operacional relativamente grande en comparación con la tecnología de separación mediante membranas. Esta tecnología, aunque en algunos parámetros es menos efectiva, sí que cumple con todos ellos y los costes no muy elevados. Cabe decir, que más adelante, concretamente en el apartado 4.2 se demuestra que el *methane slip* para el sistema de membranas se puede disminuir considerablemente con una configuración adecuada de las etapas.

2.5. Planificación del proyecto

En este apartado se presenta la planificación del proyecto. Se han establecido todas las tareas que componen nuestro proyecto, así como sus respectivas revisiones, y su organización en el tiempo.

Esta planificación ha estado elaborada mediante el programa *Gantt Project* y se ha ido modificando a medida que ha ido avanzando el proyecto debido a variaciones en la durada de las tareas. En la Figura 2.16, se presenta la versión final del diagrama de *Gantt*.

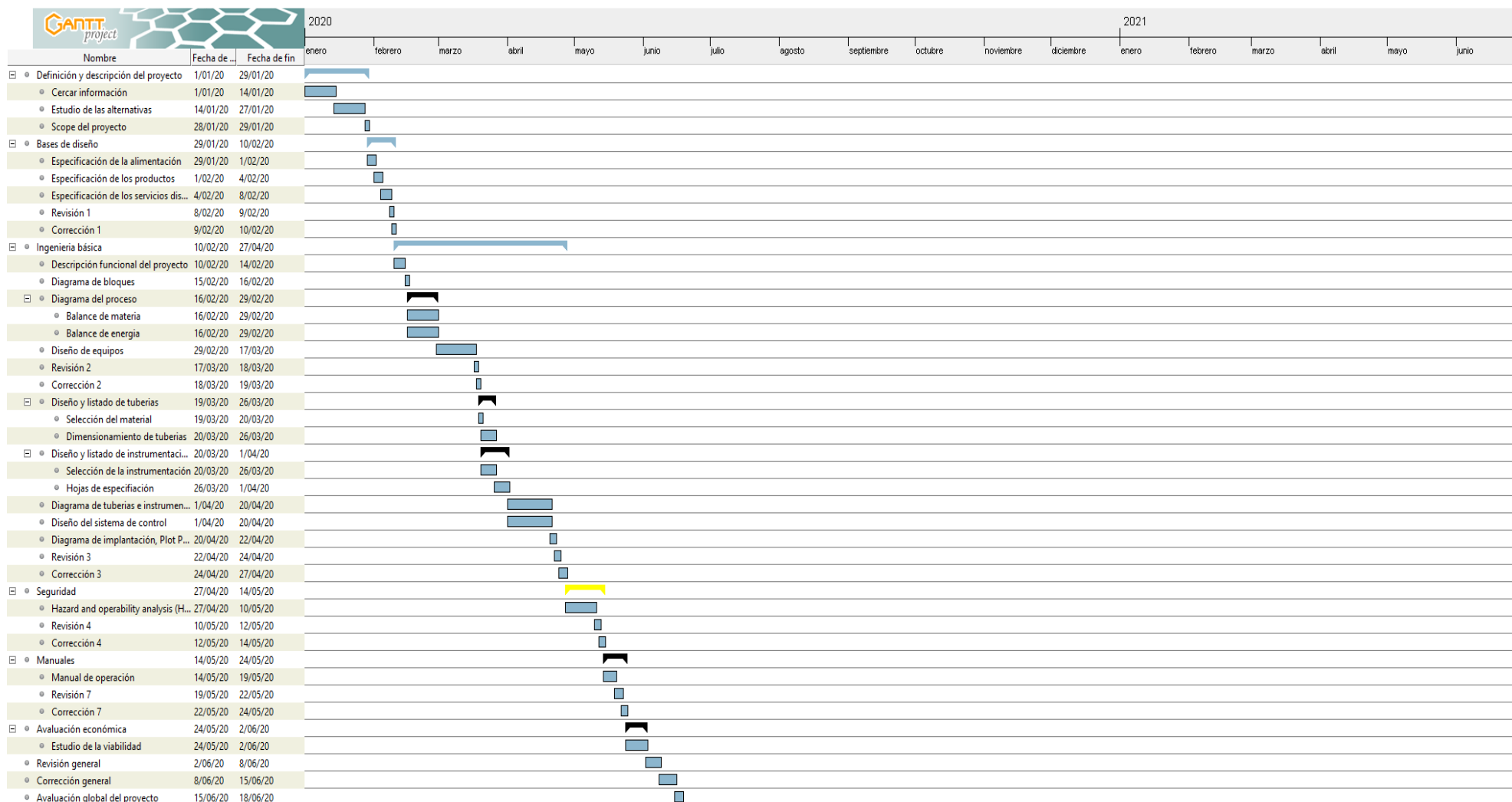


Figura 2.16. Planificación del proyecto mediante el programa *Gantt Project*.

3. BASES DE DISEÑO PARA EL DESARROLLO DEL PROYECTO

Las bases de diseño para el desarrollo del proyecto constan de los parámetros básicos y las principales especificaciones del proyecto, como son las especificaciones de la alimentación y del producto y las especificaciones de los servicios disponibles (*utilities*) de la planta de limpieza del biogás.

3.1. Especificaciones de la alimentación y de los productos

3.1.1. Especificación de alimentación

La composición de biogás que se ha considerado para hacer la simulación y por lo tanto para definir el balance de materia y de energía del proceso se puede apreciar en la siguiente Tabla 3.1. La corriente llega a la planta con un caudal de 200 Nm³/h a una temperatura de 40°C y una presión de 1 bar(a).

Tabla 3.1. Especificación de la corriente de alimentación a la planta.

Compuesto	Composición molar
CH ₄	0,620
CO ₂	0,351
N ₂	0,010
H ₂ O	0,016
H ₂ S	0,001
O ₂	0,002

No se han tenido en cuenta los siloxanos y otros compuestos que puede llegar a tener esta corriente de biogás debido a que se encuentran en trazas muy pequeñas y despreciables en comparación con los otros compuestos que son más relevantes.

3.1.2. Especificación del producto

La especificación que se ha marcado para el producto de salida es conseguir obtener biometano con una composición molar igual o superior al 95%, ya que es lo mínimo aceptado, según los principales requerimientos, para poder ser inyectado en la red de gas natural o bien utilizado como combustible para automóviles. De la manera, también se ha marcado como objetivo obtener un *methane slip* inferior a 1 y obtener la mayor cantidad con la mayor pureza de CO₂, otro de los productos del proceso.

3.2. Especificación de los servicios disponibles

Los principales servicios disponibles que se tendrán en cuenta en la planta de limpieza del biogás son el aire para los instrumentos, el nitrógeno que se utilizara para la inertización y finalmente el agua de refrigeración.

- Aire para instrumentos: El aire que se utilizará para los instrumentos del proceso que lo necesiten tendrá una presión aproximada de 7 bar(a), una temperatura de 38°C y especialmente, se precisará que sea aire seco, sin partículas, polvo ni aceites.
- Nitrógeno de inertización: El nitrógeno de inertización que se utilizará se comprará a la empresa Linde en forma de botellas de nitrógeno seco comprimido con una pureza superior al 99,9%.
- Agua de refrigeración: El agua de refrigeración que se utilizará para los intercambiadores de calor, es agua de refrigeración glicolada que se encuentra en un sistema de refrigeración cerrado. Se ha seleccionado este fluido debido a que responde a las demandas medioambientales y de ahorro energético, como también es capaz de funcionar con oscilaciones de temperaturas mínimas.

3.3. Recuperación del CO₂

Además de la obtención de una gran cantidad de biometano y con una pureza muy elevada también se consigue recuperar casi la totalidad del dióxido de carbono presente en la corriente de biogás que llega al proceso. Para aprovechar, dar un uso y obtener una fuente extra de ingresos para la planta, se ha optado por pasar por un proceso de licuefacción el CO₂ que se obtiene en la etapa de separación mediante membranas.

Para el proceso de licuación se comprime el CO₂ en un compresor de dos etapas no lubricado. Seguidamente se pasa por un filtro fino para eliminar los compuestos o impurezas restantes, como odorizantes o polvo. El gas purificado se envía a un licuador de gases donde se baja la temperatura al dióxido de carbono hasta que condensa y permanecen las trazas no condensables en fase gas. A continuación, se conduce la mezcla a una torre *stripping* donde las dos fases, líquida y gaseosa, se separarán. Finalmente, el CO₂ líquido puro se lleva a un tanque de almacenamiento a las condiciones adecuadas para su conservación.

Hoy en día, las aplicaciones del CO₂ son múltiples, se usa para procesos de refrigeración, en la industria alimentaria o en invernaderos entre muchos casos.

3.3.1. Medio de refrigeración en las industrias

El dióxido de carbono en estado sólido se puede usar como medio de enfriamiento en el transporte de productos alimenticios congelados. En cambio, el dióxido de carbono líquido, desde este punto de vista, es el que tiene una mayor utilidad. Se toma como ejemplo el R744, el cual es un refrigerante a base de dióxido de carbono muy utilizado en muchas industrias ya que se caracteriza por no ser tóxico ni inflamable. Se puede usar como refrigerante en sistemas de aire acondicionado, bombas de calor de agua o bien para la refrigeración industrial.

3.3.2. Industria alimentaria

En la industria alimentaria, el dióxido de carbono también tiene un papel muy importante, por ejemplo, es bastante común utilizar el CO₂ para la producción de bebidas gaseosas y agua de soda, pero también es ampliamente usado en los envasados al vacío.

El proceso de envasado al vacío se basa en reducir el contenido de oxígeno presente en los paquetes de alimentos, como pueden ser los paquetes de frutas, verduras o carne, de esta forma se consigue una tasa de oxidación más lenta y los alimentos perduran más tiempo en buen estado. El principal inconveniente en estos casos es que se requiere una pureza muy elevada, cercana al 99,9%.

3.3.3. Invernaderos

En algunas plantas es necesario el dióxido de carbono para permitir un crecimiento más rápido. Esto sucede en la mayoría de los invernaderos, donde tienen como objetivo aumentar la tasa de crecimiento de las plantas para obtener una mayor productividad y una forma de hacerlo es aumentar los niveles de dióxido de carbono. Normalmente, hay una unidad de CO₂ almacenada en tanques fuera de los invernaderos y mediante el uso de una unidad de vaporización se distribuye por el interior del invernadero.

No todas las plantas responden de la misma manera al dióxido de carbono, es por eso, que hay estudios en los que se ha comparado como aumenta la tasa de crecimiento de diferentes tipos de plantas al suministrarles CO₂.

Por ejemplo, un estudio realizado por *Kirschbaum* (Ref. 9) ha determinado que las plantas herbáceas y leñosas pueden incrementar su crecimiento hasta valores cercanos al 45%, en cambio, el crecimiento forestal utilizando dióxido de carbono puede aumentar hasta más del 23%.

3.4. Uso final del biometano

El biometano que se obtiene, una vez sometido el biogás al proceso de limpieza, alcanza una pureza y unas características que hace que se pueda usar tanto para ser inyectado en la red de gas natural como para ser utilizado como combustible en los automóviles, ya que, cumple con las normativas, legislaciones y límites requeridos de ambos. Por este motivo, no se ha optado por ningún proceso en concreto porque desde el punto de vista industrial no hay mucha diferencia entre las dos alternativas.

La mayor diferencia que se puede encontrar entre las dos alternativas se encuentra en la presión que se requiere para ser inyectado a la red o para ser usado como combustible en automóviles. Para el primer caso, se requiere una presión de unos 14 bar(a) aproximadamente, por lo que una vez se obtiene el biometano con la pureza y con los límites deseados, ya se podría inyectar a la red de gas natural ya que sale a una presión muy similar (16 bar(a)) y no sería necesaria otra etapa de compresión.

La diferencia llega si se quiere usar el biometano como combustible en los automóviles, ya que, para este caso, se requiere una presión muy superior, cercana a los 250 bar(a), es por este motivo de que, para este caso en concreto, al salir del sistema de separación con membranas haría falta otra etapa de compresión para llegar a la presión deseada.

4. DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA

4.1. Diagrama de bloques

La corriente de biogás procedente de la digestión anaerobia llega a la planta y pasa a través de un proceso de pretratamiento que consiste en la eliminación y/o disminución de los principales contaminantes, seguidamente, se procede a la valorización del biogás donde es sometido a una separación mediante membranas con el objetivo de conseguir la pureza deseada. A continuación, en la Figura 4.1 se presenta el diagrama de bloques del proceso.

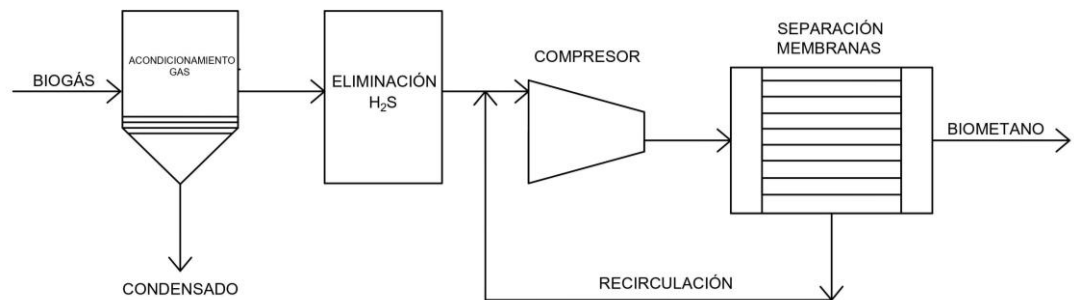
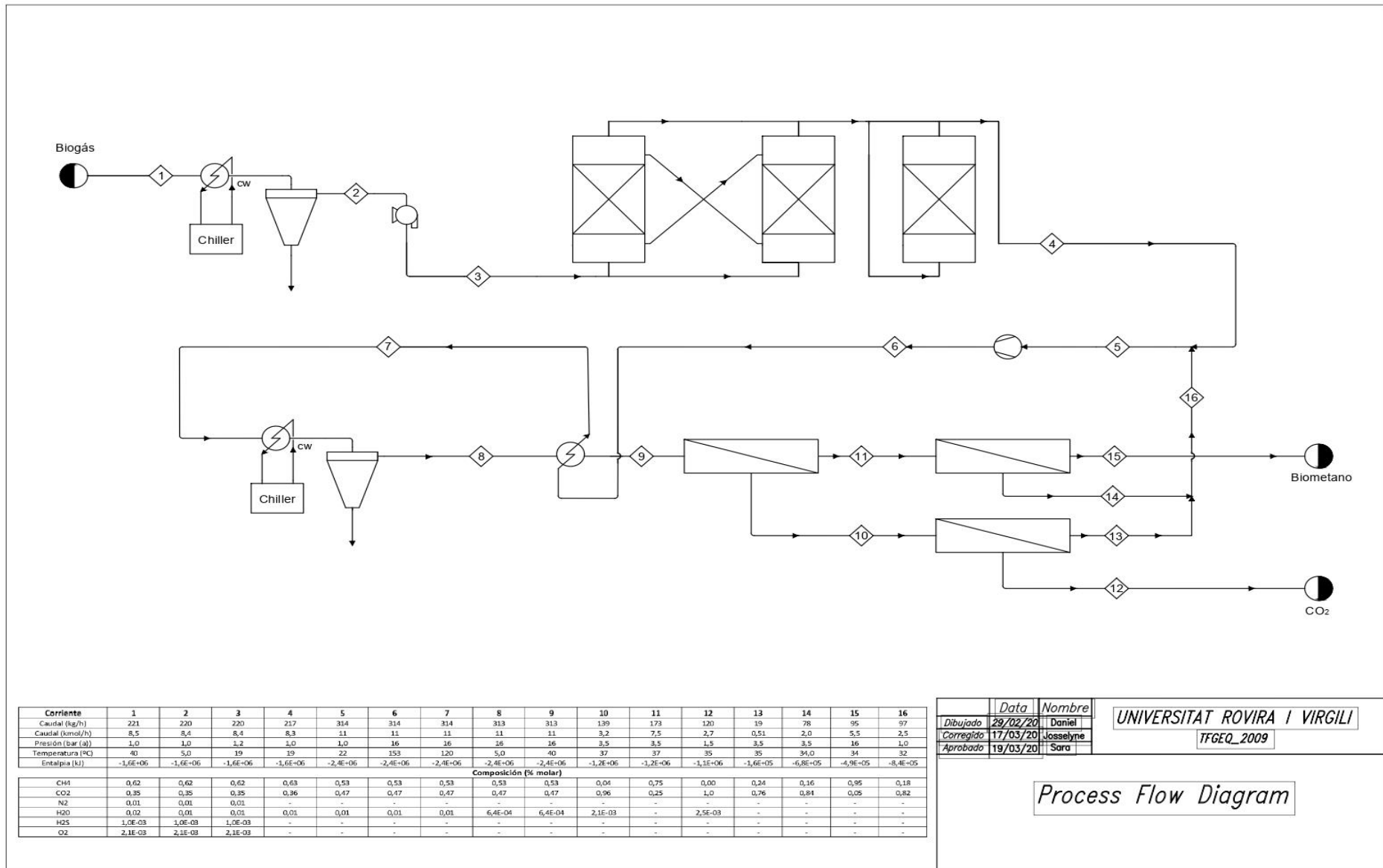
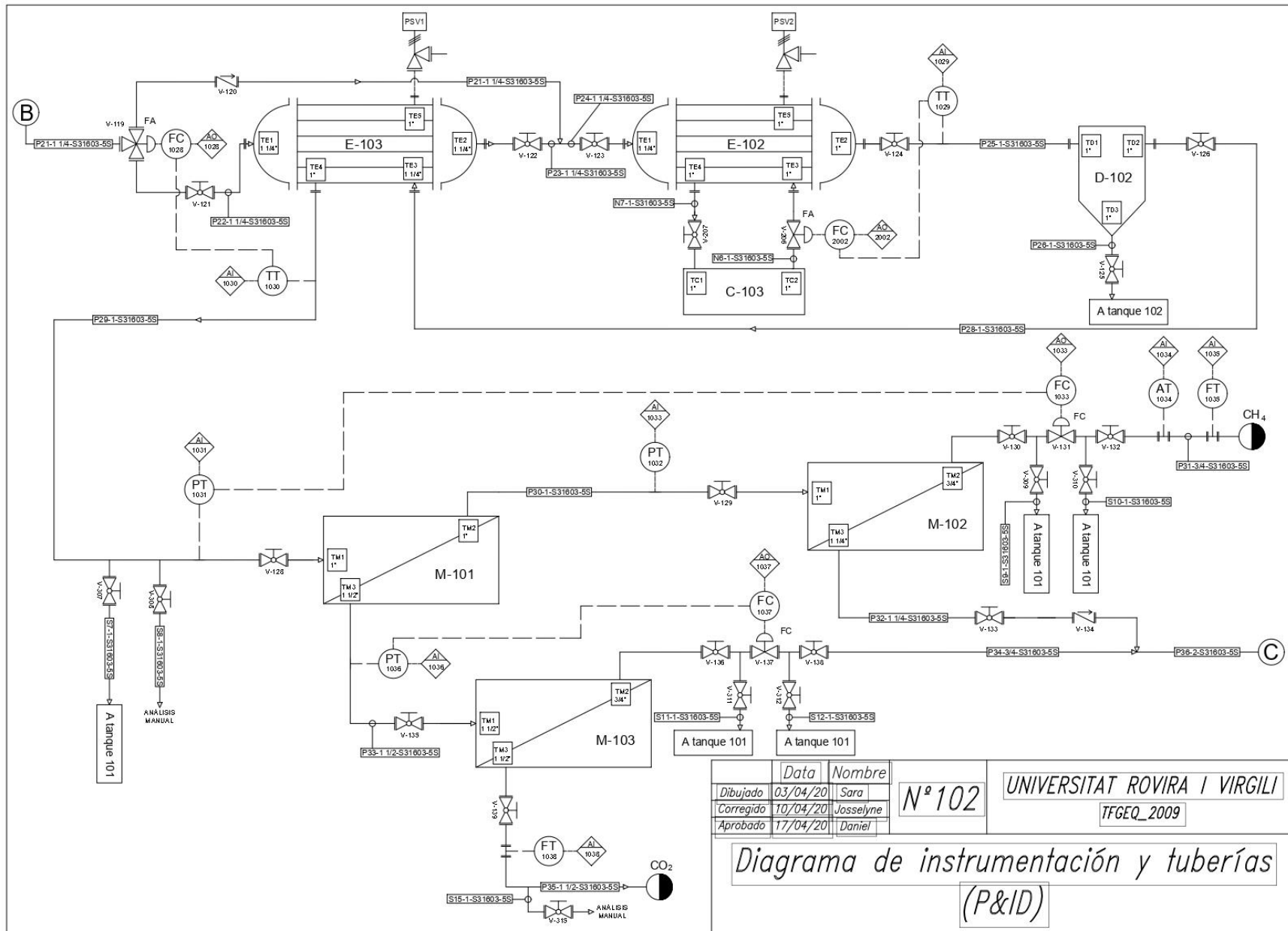


















Figura 4.1. Diagrama de bloques del proceso.

4.2. Diagrama de flujo del proceso (PFD)

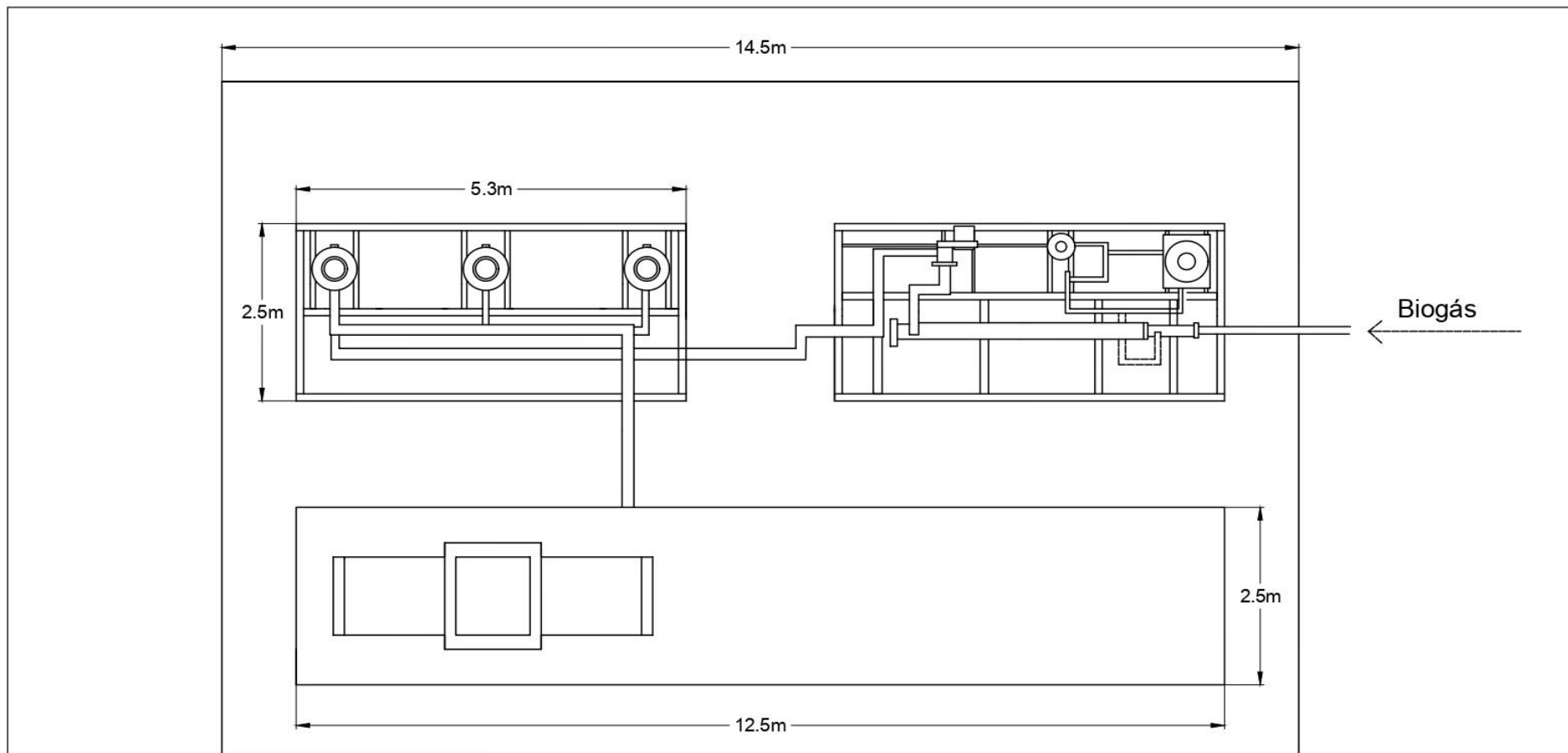




4.4. Simbología P&ID

D-100 Ciclón	E-100 Intercambiador de calor	K-100 Soplante o compresor	A-100 Torre de adsorción	M-100 Membrana	 Transmisor de composición	 Transmisor de revoluciones del motor														
 Válvula de aislamiento automática	 Motor eléctrico	 Válvula manual de bola	 Válvula de alivio de presión	 Válvula de tres vías	 Transmisor de caudal	 Controlador de revoluciones del motor														
 Señal analógica de entrada a panel	 Válvula <i>check</i> con clapeta	 Válvula controladora de globo	 Transmisor de temperatura	 Señal digital de entrada a panel	 Transmisor de presión	 Controlador de caudal														
				<table border="1"> <thead> <tr> <th></th> <th>Data</th> <th>Nombre</th> <th rowspan="4">Nº 103</th> <th rowspan="4">UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Dibujado</td> <td>03/04/20</td> <td>Sara</td> </tr> <tr> <td>Corregido</td> <td>10/04/20</td> <td>Josselyne</td> </tr> <tr> <td>Aprobado</td> <td>17/04/20</td> <td>Daniel</td> </tr> </tbody> </table>				Data	Nombre	Nº 103	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI	Dibujado	03/04/20	Sara	Corregido	10/04/20	Josselyne	Aprobado	17/04/20	Daniel
	Data	Nombre	Nº 103	UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI																
Dibujado	03/04/20	Sara																		
Corregido	10/04/20	Josselyne																		
Aprobado	17/04/20	Daniel																		
				<div style="border: 1px solid black; padding: 5px; display: inline-block;">Simbología</div>																

4.5. PLOT PLAN



	<i>Data</i>	<i>Nombre</i>
<i>Dibujado</i>	22/04/20	Daniel
<i>Corregido</i>	24/04/20	Sara
<i>Aprobado</i>	27/04/20	Josselyne

UNIVERSITAT ROVIRA I VIRGILI
TFGEQ_2009

PLOT PLAN

4.6. Diseño de las tuberías

Las tuberías son una parte imprescindible en cualquier planta ya que permiten conectar los diferentes equipos del proceso y a través de ellas se da circulación del fluido. A partir de factores como el material, corrosión, grosor, temperatura y presión de diseño se ha determinado que material es el más adecuado para el proceso. Seguidamente, se han realizado los cálculos de la pérdida de carga, del diámetro, del grosor y de la presión de diseño máxima permitida de cada tramo de tuberías para poder finalmente, definir correctamente el listado de tuberías de la planta. Todos los cálculos, fórmulas y resultados obtenidos bibliográficamente que se describirán a continuación han tenido como referencia el libro Perry, Manual del Ingeniero Químico. (Ref. 10)

4.6.1. Selección de materiales

Un factor muy importante a la hora de decidir el material de fabricación de las diferentes tuberías de la planta es conocer perfectamente las características del fluido del proceso para evitar o minimizar al máximo la aparición de corrosión en la instalación. Por este motivo, se ha determinado seleccionar siempre que ha sido posible el mismo material o materiales compatible entre sí en todos los equipos, tuberías, tubuladuras, instrumentos, soldaduras y válvulas.

Otro factor que se ha tenido en cuenta es que el biogás llega a la planta contiene impurezas, como por ejemplo el sulfuro de hidrógeno, que juntamente con el vapor de agua, es capaz de formar ácido sulfúrico, un compuesto muy corrosivo. Es imprescindible que el material seleccionado para el proceso sea capaz de resistir a la perfección las condiciones de este.

Finalmente, se ha buscado que el material sea industrialmente muy usado y accesible, ya que eso facilitaría su obtención y también su coste. Por lo que por todo lo anteriormente mencionado, se ha determinado seleccionar como material del proceso acero inoxidable (S31603), un material que cumple con todo lo especificado.

4.6.2. Cálculo de la pérdida de carga

Para determinar la pérdida de carga que sufre una tubería es necesario conocer el tipo de flujo que circula a través de ellas y caracterizarlo. También es necesario saber más o menos la dimensión de la planta, ya que eso permite conocer o tener una idea de la longitud de las tuberías por las que circula el fluido.

Las plantas de *upgrading* de biogás, suelen ser de dimensiones relativamente pequeñas (200 m² o menos) por lo que la longitud de las tuberías también. Por este motivo, conociendo

estas características a primera vista ya se pueden conocer que las pérdidas de carga que sufren las tuberías de este tipo de plantas suelen tener un valor muy pequeño.

En el Anexo A.1 se ha usado la ecuación de *Renouard* cuadrática (ya que se trabaja a presiones superiores a 0,1bar(a)) (Ref. 11) para determinar las pérdidas de carga por una tubería del proceso y se ha corroborado que las pérdidas de carga en este sistema en la mayoría de los casos son casi nulas por lo que se ha decidido menospreciarlas en todos los casos en que se obtiene un valor muy cercano a cero.

4.6.3. Cálculo del diámetro de las tuberías

Un aspecto muy importante para el cálculo de los diámetros de las tuberías del proceso es tener claro las velocidades máximas permitidas para que el fluido circule. En las tuberías en las que circula un fluido en estado líquido, no se debe sobrepasar los 3 m/s de velocidad, en cambio, para fluidos en estado gaseoso, las velocidades son mucho mayores y pueden llegar hasta los 20 o 30 m/s.

Para las tuberías de este proceso, al tratarse de biogás, se han supuesto velocidades de 15 m/s. De esta forma, para un caudal determinado de biogás y a partir de la velocidad del fluido, se puede determinar rápidamente el diámetro mínimo necesario para las tuberías del proceso mediante la Ecuación 4.1.

$$Q = A \cdot v \quad (\text{Ec. 4.1})$$

donde la Q es el caudal volumétrico en m³/s, la A es el área de paso de la tubería y la v es la velocidad del fluido (15 m/s) (Ref. 11).

En el Anexo A.2 hay un ejemplo de un cálculo para una sección determinada de tubería.

4.6.4. Cálculo del grosor de tubería

El otro factor importante a tener en cuenta a parte del diámetro de las tuberías es su grosor. En función de las especificaciones, de las características del proceso y de los requerimientos de operación de la planta se han determinado los grosores de todas las tuberías de la planta. A partir de la Ecuación 4.2 se ha calculado el grosor mínimo necesario para cada tubería del proceso.

$$t = \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot (S \cdot E + P_d \cdot \gamma)} + A \quad (\text{Ec. 4.2.})$$

donde Pd es la presión de diseño en MPa, D es el diámetro externo de tubería en mm, S es la tensión máxima admisible del material a la temperatura de diseño, E es la eficiencia de las

soldaduras, y es un factor adimensional que depende de la temperatura y A es un grosor de protección que se les puede añadir para compensar esfuerzos mecánicos, por ejemplo.

A partir de los grosores obtenidos, se han seleccionado unas tuberías con un grosor inmediatamente superior al calculado. En el Anexo A.3 se encuentra un ejemplo del cálculo para un tramo del proceso.

4.6.5. Cálculo de la presión máxima de diseño

Después de conocer el diámetro y el grosor de las tuberías, también es muy importante determinar la presión máxima de diseño permitida en cada tramo de tubería del proceso. Para ello, utilizando la misma ecuación que en el apartado anterior pero esta vez sustituyendo el valor del grosor (t) por el valor de grosor seleccionado se ha calculado el parámetro (Pd) correspondiente a la presión de diseño máxima en las condiciones de trabajo especificadas.

$$P_{d \text{ m}\acute{a}x} = \frac{2SEt}{D-2yt} \quad (\text{Ec. 4.3.})$$

En el Anexo A.4 se encuentra los cálculos para un tramo de tubería del proceso.

4.6.6. Listado de tuberías del proceso

Una vez determinados todos los parámetros anteriores, se han podido caracterizar y especificar todas las tuberías que comunican los diferentes equipos de la planta. En las Tablas 4.1 y 4.2 se encuentran los valores obtenidos.

Tabla 4.1. Listado de tuberías de la planta.

Número de línea	DN (mm)	Des de	A	Fluido	Fase del fluido*	Temperatura de operación (°C)	Presión de operación (bar(a))	Schedule
P1	80	Entrada biogás	Intercambiador E-100	Biogás	Gas	40	1,0	5S
P2	80	Intercambiador E-100	Ciclón D-101	Biogás	Gas	5,0	1,0	5S
P4	80	Intercambiador E-100	Soplante	Biogás	Gas	5,0	1,0	5S
P3	25	Deshumidificador 1	Condensado 1	Agua	Líquido	5,0	1,0	5S
P5	80	Soplante	Columnas de adsorción	Biogás	Gas	19	1,2	5S
P18	80	Columnas de adsorción	Compresor	Biogás	Gas	22	1,0	5S
P21	32	Compresor	Intercambiador E-103	Biogás	Gas	153	16	5S
P23	32	Intercambiador E-103	Deshumidificador 2	Biogás	Gas	120	16	5S
P28	25	Deshumidificador 2	Intercambiador E-103	Biogás	Gas	5,0	16	5S
P26	25	Deshumidificador 2	Condensado 2	Agua	Líquido	5,0	16	5S
P29	25	Intercambiador E-103	Membrana 1	Biogás	Gas	40	16	5S
P30	25	Membrana 1	Membrana 2	Biogás	Gas	37	16	5S
P33	40	Membrana 1	Membrana 3	Biogás	Gas	37	3,5	5S
P31	20	Membrana 2	Biometano	Biometano	Gas	34	16	5S
P32	32	Membrana 2	Retenido membrana 3	Biogás	Gas	34	3,5	5S

*La fase del fluido corresponde a las condiciones de operación.

Tabla 4.1. Listado de tuberías de la planta. (Continuación)

Número de línea	DN (mm)	Des de	A	Fluido	Fase del fluido*	Temperatura de operación (°C)	Presión de operación (bar(a))	Schedule
P34	20	Membrana 3	Permeado membrana 2	Biogás	Gas	35	3,5	5S
P35	40	Membrana 3	CO ₂	CO ₂	Gas	35	1,5	5S
P36	50	Sistema de membranas	Recirculación	Biogás	Gas	32	1,0	5S
N1	25	Inertización nitrógeno 1	Proceso	Biogás	Gas	20	1,0	5S

*La fase del fluido corresponde a las condiciones de operación.

Tabla 4.2. Listado de tuberías de la planta. (Continuación)

Número de línea	Material	T° diseño (°C)	P. diseño (bar(a))	Diámetro interior (mm)	Longitud (m)	Grosor nominal (mm)	Peso específico (kg/m ³)
P1	S31603	60	2,0	77,9	-	80	7950
P4	S31603	25	2,0	77,9	1,4	80	7950
P3	S31603	25	2,0	23,3	0,2	25	7950
P5	S31603	39	2,2	77,9	2,5	80	7950
P18	S31603	42	2,0	77,9	4,0	80	7950
P21	S31603	173	17,6	30,3	2,0	32	7950
P23	S31603	140	17,6	30,3	2,0	32	7950
P28	S31603	25	17,6	23,3	1,0	25	7950
P26	S31603	25	17,6	23,3	0,2	25	7950
P29	S31603	60	17,6	23,3	1,7	25	7950
P30	S31603	57	17,6	23,3	0,4	25	7950
P33	S31603	57	4,5	38,3	0,4	40	7950
P31	S31603	54	17,6	18,3	3,5	20	7950
P32	S31603	54	4,5	30,3	0,4	32	7950
P34	S31603	54	4,5	18,3	0,4	20	7950
P35	S31603	55	3,5	38,3	2,0	40	7950
P36	S31603	52	2,0	48,3	4,0	50	7950
N1	S31603	40	2,0	23,3	0,5	25	7950

4.7. Listado de instrumentación

A continuación, en la Tabla 4. 3 se encuentra el listado de instrumentación de la planta.

Tabla 4.3. Listado de instrumentación.

Nombre instrumento	Descripción del instrumento	Temperatura de trabajo (°C)	Presión de trabajo (bar(a))	Tipo de conexión	Temperatura máx. de trabajo (°C)	DN válvula (inch)	DN tubería (inch)	Número de línea/equipo	Actuador	Material
V-101	Válvula manual de bola	40	1,0	Bridada	60	3	3	P1	Manual	S30400
V-102	Válvula manual de bola	5,0	1,0	Bridada	25	3	3	P2	Manual	S30400
V-104	Válvula manual de bola	5,0	1,0	Bridada	25	3	3	P4	Manual	S30400
V-106	Válvula manual de bola	19	1,2	Bridada	39	3	3	P5	Manual	S30400
V-116	Válvula manual de bola	22	1,0	Bridada	42	3	3	P19	Manual	S30400
V-118	Válvula manual de bola	153	16	Bridada	173	1 1/4	1 1/4	P20	Manual	S30400
V-121	Válvula manual de bola	153	16	Bridada	173	1 1/4	1 1/4	P22	Manual	S30400
V-122	Válvula manual de bola	120	16	Bridada	140	1 1/4	1 1/4	P23	Manual	S30400

V-123	Válvula manual de bola	120	16	Bridada	140	1 1/4	1 1/4	P24	Manual	S30400
V-124	Válvula manual de bola	5,0	16	Bridada	25	1	1	P25	Manual	S30400
V-126	Válvula manual de bola	5,0	16	Bridada	25	1	1	P28	Manual	S30400
V-127	Válvula manual de bola	40	16	Bridada	60	1	1	P29	Manual	S30400
V-129	Válvula manual de bola	37	16	Bridada	57	1	1	P30	Manual	S30400
V-13	Válvula manual de bola	37	3,5	Bridada	57	1 1/2	1 1/2	P33	Manual	S30400
V-130	Válvula manual de bola	34	16	Bridada	54	3/4	3/4	P31	Manual	S30400
V-132	Válvula manual de bola	34	16	Bridada	54	3/4	3/4	P31	Manual	S30400
V-133	Válvula manual de bola	34	3,5	Bridada	54	1 1/2	1 1/2	P32	Manual	S30400
V-136	Válvula manual de bola	35	3,5	Bridada	55	3/4	3/4	P34	Manual	S30400

V-138	Válvula manual de bola	35	3,5	Bridada	55	3/4	3/4	P34	Manual	S30400
V-139	Válvula manual de bola	35	1,5	Bridada	55	1 1/2	1 1/2	P35	Manual	S30400
V-201	Válvula manual de bola	22	7,0	Bridada	52	1	1	N1	Manual	S30400
V-204	Válvula manual de bola	2,8	1,0	Bridada	22,8	1 1/4	1 1/4	E-100	Manual	S30400
V-103	Válvula manual de bola	5,0	1,0	Bridada	25	1	1	P3	Manual	S30400
V-301	Válvula manual de bola	5,0	1,0	Bridada	25	1	1	S1	Manual	S30400
V-302	Válvula manual de bola	19	1,2	Bridada	39	1	1	S2	Manual	S30400
V-303	Válvula manual de bola	19	1,2	Bridada	39	1	1	A-101	Manual	S30400
V-304	Válvula manual de bola	19	1,2	Bridada	39	1	1	A-102	Manual	S30400
V-305	Válvula manual de bola	19	1,2	Bridada	39	1	1	A-103	Manual	S30400

V-306	Válvula manual de bola	153	16	Bridada	173	1	1	S6	Manual	S30400
V-207	Válvula manual de bola	5,0	16	Bridada	25	1	1	E-102	Manual	S30400
V-125	Válvula manual de bola	5,0	16	Bridada	25	1	1	P26	Manual	S30400
V-307	Válvula manual de bola	40	16	Bridada	60	1	1	S7	Manual	S30400
V-308	Válvula manual de bola	40	16	Bridada	60	1	1	S8	Manual	S30400
V-309	Válvula manual de bola	34	16	Bridada	54	1	1	S9	Manual	S30400
V-310	Válvula manual de bola	34	16	Bridada	54	1	1	S10	Manual	S30400
V-311	Válvula manual de bola	35	3,5	Bridada	55	1	1	S11	Manual	S30400
V-312	Válvula manual de bola	35	3,5	Bridada	55	1	1	S12	Manual	S30400
V-315	Válvula manual de bola	35	1,5	Bridada	55	1	1	S15	Manual	S30400

V-202	Válvula <i>check</i> con clapeta	22	7,0	Bridada	44	3	3	N1	-	S30400
V-105	Válvula <i>check</i> con clapeta	19	1,2	Bridada	39	3	3	P5	-	S30400
V-117	Válvula <i>check</i> con clapeta	153	16	Bridada	173	1 1/4	1 1/4	P20	-	S30400
V-120	Válvula <i>check</i> con clapeta	153	16	Bridada	173	1 1/4	1 1/4	P21	-	S30400
V-134	Válvula <i>check</i> con clapeta	34	3,5	Bridada	54	3/4	3/4	P32	-	S30400
V-142	Válvula controladora de globo	32	1,0	Bridada	52	1	2	P36	Neumático	S31603
V-203	Válvula controladora de globo	1,0	1,0	Bridada	21	3/4	1	N2	Neumático	S31603
V-206	Válvula controladora de globo	1,0	1,0	Bridada	21	3/4	1	N6	Neumático	S31603
V-131	Válvula controladora de globo	34	16	Bridada	54	1/2	3/4	P31	Neumático	S31603
V-137	Válvula controladora de globo	35	3,5	Bridada	55	1/2	3/4	P34	Neumático	S31603

V-107	Válvula de aislamiento automática	19	1,2	Bridada	39	3	3	P6	Neumático	S30400
V-109	Válvula de aislamiento automática	19	1,2	Bridada	39	3	3	P12	Neumático	S30400
V-111	Válvula de aislamiento automática	19	1,2	Bridada	39	3	3	P10	Neumático	S30400
V-112	Válvula de aislamiento automática	19	1,2	Bridada	39	3	3	P11	Neumático	S30400
V-110	Válvula de aislamiento automática	19	1,2	Bridada	39	3	3	P13	Neumático	S30400
V-113	Válvula de aislamiento automática	19	1,2	Bridada	39	3	3	P17	Neumático	S30400
V-114	Válvula de aislamiento	19	1,2	Bridada	39	3	3	P15	Neumático	S30400

	automática									
	Válvula de									
V-115	aislamiento	19	1,2	Bridada	39	3	3	P16	Neumático	S30400
	automática									
PSV-1	Válvula de seguridad PSV	40	16	Bridada	60	1	1	E-102	-	S31603
PSV-2	Válvula de seguridad PSV	40	16	Bridada	60	1	1	E-103	-	S31603
PT-1002	Transmisor de presión	40	1,0	Atornillado	60	-	3	P1	-	S31603
PT-1005	Transmisor de presión	19	1,2	Atornillado	39	-	3	P5	-	S31603
PT-1027	Transmisor de presión	153	16	Atornillado	173	-	1 1/4	P8	-	S31603
PT-1031	Transmisor de presión	40	16	Atornillado	60	-	1	P29	-	S31603
PT-1032	Transmisor de presión	40	16	Atornillado	60	-	1	P30	-	S31603
PT-1036	Transmisor de presión	37	3,5	Atornillado	57	-	1 1/2	P33	-	S31603
TT-1003	Transmisor de Temperatura	40	1,0	Bridada	60	-	3	P1	-	S31603
TT-1004	Transmisor de Temperatura	5,0	1,0	Bridada	25	-	3	P2	-	S30400
TT-1030	Transmisor de Temperatura	40	16	Bridada	60	-	-	P29	-	S30400
TT-1029	Transmisor de	5,0	16	Bridada	25	-	1	P25	-	S30400

Temperatura										
AT-1006	Analizador de composición	19	1,2	Bridada	39	-	3	P5	-	S31603
AT-1025	Analizador de composición	19	1,2	Bridada	39	-	3	P18	-	S31603
AT-1034	Analizador de composición	34	16	Bridada	54	-	-	P31	-	S31603
FT-1001	Transmisor de caudal	40	1,0	Bridada	60	-	3	P1	-	S31603
FT-1026	Transmisor de caudal	22	1,0	Bridada	44	-	2	P6	-	S31603
FT-1035	Transmisor de caudal	34	16	Bridada	54	-	3/4	P31	-	S31603
FT-1038	Transmisor de caudal	35	1,5	Bridada	55	-	1 1/4	P35	-	S31603

*El catálogo de todas las válvulas seleccionadas se puede consultar en Ref. 29

4.8. Diseño de operaciones de intercambio de calor

A continuación, se lleva a cabo el diseño y la simulación, de las diferentes unidades de intercambio de calor que hay presentes en la instalación de *upgrading*. Serán los equipos encargados de retirar la humedad del biogás, y los que acondicionarán las corrientes para un correcto funcionamiento de la planta. De las 4 unidades (E-100 a E-104) que se van a comentar, 3 son condensadores (E-100 y E-102), ya que, se enfriará la corriente de gas hasta alcanzar el punto de rocío, en el cual condensará la totalidad o la mayor parte del agua.

4.8.1. Diseño y simulación E-100

Para poder llevar a cabo el proceso de limpieza del biogás, y antes de pasar por el soplante, es necesario eliminar el agua que pueda contener esta corriente de alimentación al proceso. Se asegura de esta manera que no ocurrirá una condensación indeseada en alguna etapa posterior que pueda provocar erosión en los componentes.

El biogás llega a la instalación con una temperatura de entre 36 a 40 °C, temperatura en las que se encuentra dentro del digestor anaeróbico del que procede, y a 1 bar(a) de presión. El objetivo de este equipo es disminuir la temperatura a unos 5 - 7 °C, ya que por debajo de los 4°C aparecería el riesgo de que el condensado se solidifique. De esta manera todo el condensado que se produzca, se retirará del proceso por medio de un ciclón.

En la Figura 4.2 se puede observar el perfil de temperatura de los fluidos frío y caliente.

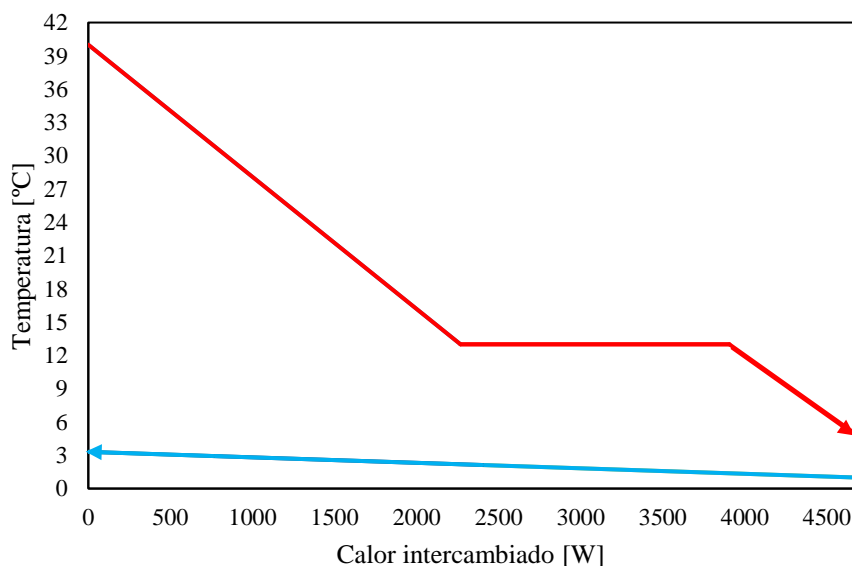


Figura 4.2. Perfil de temperaturas del intercambiador.

Como se ha comentado anteriormente, el fluido caliente se corresponde con el biogás (línea roja), mientras que el fluido frío hace referencia al agua de refrigeración (línea azul).

Además, se observa, que, a los 13°C, ocurre la condensación del agua que hay presente en la corriente de gas.

4.8.1.1. Consideraciones de diseño

El diseño, se ha realizado empleando el método *Kern* (Ref. 12) en conjunto con la normativa TEMA, estableciéndose las siguientes consideraciones iniciales:

- La TEMA seleccionada será de tipo BEM, pues es el diseño con menor coste por metro cuadrado de superficie de transferencia de calor. Se trata de un intercambiador con placa tubular fija (soldada a la carcasa), además de tener, un solo paso por carcasa y por tubos, ya que la operación no exigirá una longitud de intercambiador superior a los 2 m.
- En este caso, dada la temperatura a la que entra en el proceso (40°C) y por contener compuestos que intensifican la corrosión, se ha establecido que el biogás pase por tubos.
- Para el lado carcasa se utilizará agua glicolada al 20% wt, dado que el fluido frío entrará al proceso a 1°C. El proceso se realizará a contracorriente, pues se mantiene, durante toda la operación, un salto térmico mayor entre la corriente fría y la caliente.
- Tanto el lado en contacto con el biogás, como el lado en contacto con el agua glicolada, estarán fabricados con UNS S30400. La selección de este material se ha realizado en base a las buenas compatibilidades que comparte con los compuestos del sistema (Ref. 13).
- La disposición de los tubos se realizará de manera triangular, ya que, aumenta el número de tubos y por consecuencia el área de transferencia de calor.
- En todo momento se estandarizarán las dimensiones (Diámetros de tubería, grosor, longitud), para poder economizar.

4.8.1.2. Procedimiento del cálculo

Para llevar a cabo este diseño, se debe tener en cuenta que no se sigue el método *Kern* común, ya que suceden varias fases de transferencia de calor que se deben considerar, estas son: etapa de enfriamiento (De 40°C a 13°C), etapa de condensación (Ocurre a los 13°C) y etapa de subenfriamiento (De 13°C a 5°C).

Teniendo en cuenta esto, se puede determinar el calor total de transferencia de calor (Q), y posteriormente la temperatura media logarítmica (ΔT_{LM}) del proceso, mediante la fórmula:

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_{e,c} - T_{s,f}) - (T_{s,c} - T_{e,f})}{\ln \left(\frac{T_{e,c} - T_{s,f}}{T_{s,c} - T_{e,f}} \right)} \text{ [K]} \quad (\text{Ec. 4.4.})$$

Los subíndices de la temperaturas se corresponden con: *e,c* (entrada caliente), *e,f* (entrada fría), *s,c* (salida caliente), *s,f* (salida fría). Para el tipo de intercambiador que se va a diseñar, el factor de corrección “F” que se le aplica es igual a uno.

Una vez conocido este resultado, y después de haber seleccionado un valor bibliográfico aproximado del coeficiente global de transferencia de calor se podrá calcular un área de intercambio mediante la Ecuación 4.5 En este caso, como ocurren una operación de enfriamiento (enfriamiento + subenfriamiento) y otra de condensación, se elegirán dos coeficientes globales (Ref. 12) para comenzar la iteración.

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T} \text{ [m}^2\text{]} \quad (\text{Ec. 4.5.})$$

Tras determinar el área disponible total, teniendo en cuenta las dos operaciones, se procederá con la elección de las características de los tubos: longitud (L), diámetros interiores y exteriores (D_o y D_i), y el grosor (t). El área disponible total se recalculará más adelante teniendo en cuenta el número de tubos (N_T).

Posteriormente, será necesario conocer los coeficientes de convección del lado carcasa y del lado tubos, que permitan determinar el coeficiente global de transferencia de calor, y por consecuente, usando la Ecuación 4.5, el área requerida. El valor de estos coeficientes estará influenciado por la velocidad de los fluidos, el Reynolds (Re), el Prandtl (Pr), el Nusselt (Nu) y la geometría del sistema. El área requerida tiene que ser menor que el área disponible, pero esta diferencia no puede ser superior al 15%, ya que, en este caso, se estaría sobredimensionando el equipo.

Con tal de garantizar que no hay una caída de presión demasiado elevada, se ha calculado el valor de pérdida de carga en lado carcasa y en lado tubos, sabiendo que este valor no debería ser mayor a 0,5bar(a).

A partir de todas las especificaciones de geometría y valores de entrada que se han determinado con el diseño en excel (Tabla 4.4), se ha podido seleccionar el modelo *Hypercool BioEnergy WFB265*, del fabricante Parker. Toda la información técnica se encuentra recogida en el catálogo adjuntado en Ref. 29.

Tabla 4.4. Especificaciones de geometría y valores de entrada.

Magnitud	Valor	Unidades
P_c	1,0	bar(a)
P_f	2,0	bar(a)
$T_{e,c}$	40	°C
$T_{s,c}$	5,0	°C
\dot{m}_c	221,3	kg/h
$R''_{f,c}$ (Ref. 14)	$1,0 \cdot 10^{-4}$	$m^2 \cdot K/W$
$T_{e,f}$	1	°C
$T_{s,f}$	3,3	°C
\dot{m}_f	1850	kg/h
$R''_{f,f}$ (Ref. 14)	$2,0 \cdot 10^{-4}$	$m^2 \cdot K/W$
$D_{o,tub}$ (Ref. 15)	9,5	mm
$D_{i,tub}$ (Ref. 15)	7,0	mm
$D_{o,car}$ (Ref. 15)	140,0	mm
$D_{i,car}$ (Ref. 15)	134,46	mm
L_T (Ref. 16)	2438,4	mm
U_{est} (Ref. 16)	81,4 y 226,0	$W/m^2 \cdot K$

Como ha sido a partir de estos valores que se ha seleccionado un modelo real ajustado a los requerimientos de la instalación, algunos de los parámetros que se introducirán en los inputs del *Aspen Exchanger* se han cogido directamente del catálogo. Estas variaciones se recogen en la Tabla 4.5

Tabla 4.5. Valores cogidos del catálogo para el intercambiador.

Magnitud	Valor	Unidades
L_T	1990	mm
D_o	140,0	mm

Otros parámetros, como por ejemplo los coeficientes de fouling, R''_f , se han recalculado a partir de todos los valores de entrada, para que sean más acordes con el funcionamiento real del intercambiador. En el Anexo A.7.1 se encuentran la hoja de especificaciones del equipo E-100.

4.8.1.3. Chiller

Una vez determinada la necesidad de refrigeración del intercambiador y sabiendo que se utiliza agua glicolada al 20%wt como fluido frío, se procede con la selección del equipo

encargado de reacondicionar el agua una vez se ha llevado a cabo la operación de intercambio de calor.

De acuerdo con la necesidad de cubrir unos requerimientos térmicos se selecciona un *Chiller* modelo ICEP 005, del fabricante Parker (Catálogo disponible en Ref. 29). Este equipo contiene dos líneas de refrigeración, por un lado, la del agua glicolada que viene de proceso, y por otro, la del gas de refrigeración (R407c).

- **Circuito del agua glicolada:** El agua caliente que viene de proceso pasa a través de un evaporador que refrigera a partir de la evaporación de R407c. A continuación, esta agua ya fría se almacena en un tanque del que saldrá impulsada por una bomba de nuevo al proceso. La línea de aspiración de la bomba tiene un *bypass*, pues el caudal de la corriente que vuelve al proceso variará en función del caudal de biogás que entre a la instalación.
- **Circuito de gas de refrigeración:** En la etapa de refrigeración del agua glicolada, el fluido refrigerante se evapora y se conduce hasta un compresor en el que se aumenta la presión. Posteriormente, atraviesa un condensador aerorefrigerante, en el que vuelve a adquirir las condiciones óptimas para su reutilización.

4.8.2. Simulación E-101

Será el encargado de refrigerar el biogás que pasa por el compresor K-101, pues el aumento de la presión tras la primera etapa provoca un incremento muy elevado de la temperatura, hasta alcanzar los 141,8°C.

De la misma manera y sabiendo que el compresor de doble etapa puede estar regulado por un intercambiador aero-refrigerante o bien uno de turbo y carcasa, se selecciona aquel que supone un menor gasto dada su estructura. Al igual que el intercambiador E-100 los fluidos que van a estar en contacto con las paredes de tubos y carcasa necesitan un material resistente a la corrosión, pues en ambos casos existen factores que la acentúan. Se selecciona así el UNS S30400.

Tras fijar una salida de 30°C para el biogás, y después de haber introducido los diferentes parámetros de diseño se realiza una primera simulación para determinar la geometría del intercambiador. Una vez se conoce la geometría, se utiliza el modo de búsqueda del *fouling*, y se calculan unos valores ajustados a la operación de cada fluido.

El intercambiador utilizado es un intercambiador de tubos y carcasa (TEMA BEM), con un solo paso por ambos y que se ha diseñado a 5 bar(a) de presión y 180°C. La distribución de los tubos es triangular (30°), de manera que el haz está constituido por 130 tubos de 1,22 m de

longitud. Para evitar y reducir el efecto de las vibraciones se utilizan baffles en forma de U con un corte de 24,24% y a una distancia entre ellos de 81,37 mm. Se determina así una transferencia de calor de 20,6 kW. En el Anexo A.7.2, se encuentra la hoja de especificaciones del equipo E-101.

4.8.3. Simulación E-102

La corriente de proceso saldrá del compresor (K-101) a una temperatura de 152,9 °C, por lo que, con el objetivo de ahorrar energía de proceso, se utiliza este biogás para calentar la corriente de salida de E-102.

Se ha seleccionado el intercambiador que supone un menor gasto dada su estructura, uno de TEMA BEM. En este caso los 2 fluidos que van a estar en contacto con las paredes de tubos y carcasa contienen compuestos que aceleran la corrosión, por lo que siguiendo la línea de todo el proceso se selecciona el UNS S30400. Dada la elevada temperatura del biogás que sale del compresor, será este el que vaya por tubos y la salida de E-102 la que vaya por carcasa.

Tras fijar una salida de 5°C para el biogás, y después de haber introducido los diferentes parámetros de diseño, se realiza una primera simulación para determinar la geometría del intercambiador. Una vez se conoce la geometría, se utiliza el modo de búsqueda del *fouling*, y se calculan unos valores ajustados a la operación de cada fluido.

En este caso el intercambiador utilizado, es un intercambiador de tubos y carcasa, con un solo paso por ambos, que se ha diseñado a 17 bar(a) de presión y 160°C. La distribución de los tubos es triangular (30°), de manera que el haz está constituido por 81 tubos de 1,99 m de longitud. Para evitar y reducir el efecto de las vibraciones se utilizan *baffles* en forma de U con un corte de 42,33% y a una distancia entre ellos de 81,37 mm. Se determina así una transferencia de calor de 14,2 kW. En el Anexo A.7.3, se encuentra la hoja de especificaciones del equipo E-102.

4.8.4. Simulación E-103

Se trata de la segunda etapa de deshumificación del proceso, en la que se eliminarán los restos de vapor de agua que todavía se encuentren dentro la corriente de biogás. El equipo será bastante similar al que se utiliza en E-100, pero en este caso se debe diseñar a una presión y temperatura mucho más elevada, de entorno a los 17 bar(a) y 193 °C.

La temperatura a la que llega la corriente tiene una temperatura inferior a la que debería tener si viniera directamente desde el compresor. Esto se debe a que solo una parte de la corriente se utiliza para calentar la salida de E-102, por lo que previamente a la entrada, esas dos corrientes se juntan y se estabilizan a una temperatura de 152,9 °C.

De la misma forma que en el resto, la distribución de los tubos es triangulas (30°), pues maximiza el área de intercambio de calor al suponer un mayor número de tubos, y que en este caso es de 40 con una longitud de 1,22 m. También se utilizan *baffles* con un corte de 39,78% para reducir los efectos de la vibración. Como resultado, se consigue una transferencia de calor de 4,1 kW con un área de 1,8 m².

En el Anexo A.7.4, se puede consultar de forma completa la hoja de especificaciones.

4.8.5. Aislamiento térmico

En todas las unidades de refrigeración y calentamiento, es fundamental que no exista transferencia de calor con el entorno que pueda afectar al rendimiento de la operación. Es por esto, y para la protección de los operarios y bienes, que se emplea el aislamiento térmico.

De entre los diferentes aislantes que están normalizados en Europa, se ha seleccionado la fibra de vidrio por su elevada reciclabilidad (100%), su menor coste y su resistencia y elasticidad (Ref. 17).

Dentro de su efectividad, garantizan una alta durabilidad, pues, aunque se deba realizar un recubrimiento contra la intemperie, es un material ignífugo e hidrófugo, por lo que reducirá el efecto de corrosión sobre las paredes del intercambiador (Ref. 18)

4.9. Diseño de la soplante

La soplante por diseñar es la encargada de impulsar el biogás desde la salida del equipo deshumidificador hasta las columnas de carbón activo. Deberá proporcionar la presión necesaria a la corriente de biogás para que este fluya correctamente por las tuberías.

Al tratarse de una instalación de biogás y ser de un tamaño relativamente pequeño, las pérdidas de carga en las tuberías, como se ha mencionado anteriormente, son tan pequeñas que se pueden menospreciar, por lo que se ha determinado que con un incremento de 200 mbar(a) de presión es suficiente para lograr desplazar el biogás.

La soplante deberá impulsar un caudal de 199 Nm³/h de biogás, de una presión de 1 bar(a) a una presión de aproximadamente 1,2 bar(a). Para ello, se ha seleccionado, una soplante de desplazamiento positivo de la marca AERZEN, más específicamente, el modelo AERZEN GM 4S (Ref. 19), con una potencia absorbida de 1,70 kW aproximadamente y una potencia de motor de unos 3kW.

A continuación, en la Figura 4.4 se puede observar la soplante seleccionada.



Figura 4.4. Soplante de desplazamiento positivo de la marca AERZEN, modelo GM 4S.

A partir de los cálculos realizados, se ha contactado con la empresa AERZEN y han podido simular el proceso con los datos proporcionados y han enviado una oferta de la soplante con todas las características de ésta, datos de funcionamiento y presupuesto entre muchos otros (Ref. 29).

4.10. Diseño de las columnas de carbón activo

Las columnas de carbón activo se utilizan para eliminar el ácido sulfhídrico de la corriente de biogás. Es necesario suprimirlo puesto que en los equipos posteriores puede ser perjudicial, ya que puede dar lugar a corrosión o a una obstrucción en las membranas de fibras huecas. El diseño se ha realizado de manera que se pueda trabajar en continuo, sin necesidad de parar el proceso para la regeneración de los lechos fijos de carbón activo. Se cuenta con tres columnas que trabajan de forma alternativa dos de las tres columnas, mientras una de ellas se regenera y espera a ser utilizada cuando sea necesario, las restantes trabajan en serie. La regeneración del lecho es térmica, es decir, se somete a temperaturas elevadas, consiguiendo azufre elemental como residuo. La regeneración es desconocida en lo que se refiere a la operación, puesto que sería una empresa externa la que gestionaría la recuperación de los compuestos adsorbidos.

El proveedor del lecho adsorbente escogido es *CalgonCarbon*, y el carbón utilizado se denomina *ST I X* (Ref. 20).

Los parámetros del diseño inicial se realizan para una columna, que posteriormente se dividirá en dos para operar, es decir, la operación que realizaría dicha columna en realidad, la hacen dos en serie. Se ha especificado que el tiempo de trabajo antes de la regeneración de la columna sea de seis meses. De esta manera se ha podido calcular la cantidad necesaria de

adsorbente para cubrir esta especificación, teniendo en cuenta que también debe eliminar los 100 ppm, en el peor de los casos, de ácido sulfhídrico que entran a la primera torre.

Tabla 4.7. Especificaciones del lecho.

Parámetro	Valor	Unidades
Caudal volumétrico	199	Nm ³ /h
<i>Breakthrough capacity</i>	0,25	g H ₂ S/g carbón activo
Diámetro de las columnas	0,5	m
Altura de las columnas	1,5	m
Masa de carbón	340	kg
Temperatura de operación	19,0	°C
Densidad del carbón activo	0,59	g/cm ³
Volumen de la columna	0,29	m ³

La masa de 340 kg de carbón activo peletizado sería la de una columna. Puesto que hay dos en operación, la masa por columna es de 170 kg. Con la densidad del carbón activo se concluye que el volumen que ocupa en la columna es de 0,28 m³.

Con los datos de la Tabla 4.7 se ha podido estimar el tiempo de contacto del gas con el adsorbente y basándonos en la hoja de especificaciones del lecho utilizado (Ref. 20), se ha podido saber cuál sería la pérdida de carga en cada una de las columnas.

Tabla 4.8. Caída de presión en cada una de las columnas.

Parámetro	Valor	Unidades
Velocidad superficial del gas	0,27	m/s
Caída de presión	0,0125	bar(a)
Presión de operación	1,09	bar(a)

Uno de los motivos por los que se ha escogido este adsorbente es que puede trabajar proporcionando alta eficiencia aun trabajando a presión atmosférica y temperatura ambiente.

4.11. Diseño del compresor

El compresor por diseñar es el encargado de comprimir la corriente de biogás previo a la etapa de separación mediante membranas. Esta corriente sale de las columnas de carbón activo a una presión de 1 bar(a) aproximadamente y es necesario comprimirla hasta 16 bar(a) para lograr una eficiente separación en el sistema de membranas.

4.11.1. Condiciones de entrada y salida del compresor

La corriente de biogás a la entrada del compresor está compuesta principalmente por metano y dióxido de carbono, aparte de pequeñas trazas de agua y otros compuestos. Llega a una temperatura de unos 22°C y una presión de 1 bar(a), y como se ha comentado anteriormente, es necesario realizar una compresión hasta 16 bar(a).

Tabla 4.9. Caudal y condiciones de entrada y salida del compresor.

Parámetro	Valor
Caudal volumétrico (Nm ³ /h)	254
Caudal másico (kg/m ³)	313
Presión de entrada (bar(a))	1,00
Temperatura de entrada (°C)	22,0
Presión de salida (bar(a))	16,0

4.11.2. Planteamiento del proceso de compresión

El proceso de compresión junto al aumento de la presión hasta la deseada también supone un incremento en la temperatura del biogás. Como más grande sea la diferencia de presiones entre la entrada y la salida del compresor, más grande será el incremento de la temperatura. En este caso, la diferencia de presión es de unos 15 bar(a) aproximadamente, por lo que suponiendo una sola etapa de compresión sin refrigeración la temperatura podría alcanzar valores de 300 °C.

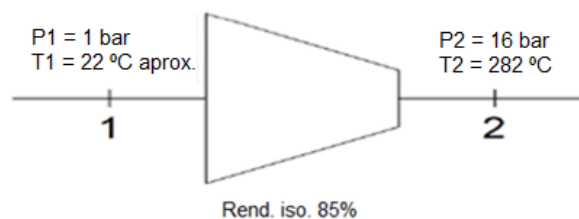


Figura 4.5. Una sola etapa de compresión.

Teniendo en cuenta este gran incremento de temperatura, se ha optado por diseñar un sistema de compresión de dos etapas con un enfriamiento intermedio. De este modo, se podrá evitar alcanzar temperaturas tan elevadas y peligrosas en el proceso y también optimizar el proceso para tener un mínimo requerimiento energético.

4.11.3. Optimización del sistema de compresión

Teniendo en cuenta los valores de entrada en el sistema de compresión fijados en la tabla anterior y considerando el proceso totalmente adiabático ($Q=0$) con un rendimiento isoentrópico del compresor de 85% se ha optado no solo por la optimización del proceso de compresión teniendo en cuenta también el equipo deshumidificador a la salida del compresor.

Al tener biogás como fluido en el proceso, no se han podido realizar los cálculos mediante tablas de gases ideales con entalpías y entropías, es por eso por lo que la optimización se ha realizado mediante el programa *Aspen Hysys*. En la Figura 4.6 se puede observar un esquema del proceso.

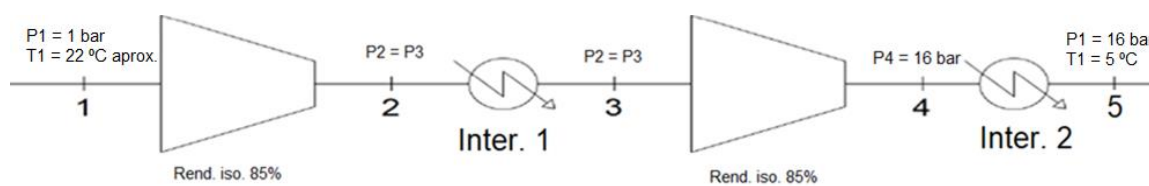


Figura 4.6. Esquema del proceso.

Conociendo las condiciones de entrada en la primera etapa de compresión (punto 1), la presión requerida al final (punto 4), que el deshumidificador después del compresor (punto 5) necesita enfriar la corriente hasta unos 5°C y suponiendo que las presiones intermedias son iguales ($P2=P3$), variando los valores de estas presiones y la temperatura a la salida de la refrigeración intermedia se ha podido determinar cuáles son las condiciones más óptimas para este proceso con un mínimo requerimiento energético.

Tabla 4.10. Especificaciones iniciales de cada corriente.

Parámetro/corriente	1	2	3	4	5
Presión (bar(a))	1,0	-	-	16	16
Temperatura (°C)	22	-	-	-	5,0

Variando los valores de las presiones intermedias del sistema de compresión y la temperatura a la salida de la refrigeración intermedia, se ha obtenido el requerimiento energético para cada equipo y trasladando estos datos en una hoja de Excel se ha podido analizar las diferentes situaciones y determinar cuál es la óptima para el proceso. Para ello, se han tenido en cuenta varios factores como por ejemplo alejarse de las temperaturas de inflamabilidad o de auto ignición de los compuestos presentes en el biogás siempre teniendo

en cuenta las temperaturas las que el compresor elegido puede operar o que en el compresor no se produzca una condensación de agua.

Teniendo en cuenta estos factores y que se busca que haya un mínimo requerimiento energético, se ha obtenido la configuración que se cree más adecuada para este proceso. En la Tabla 4.11 se puede observar el requerimiento energético de cada equipo del sistema.

Tabla 4.11. Requerimiento energético de cada equipo del sistema.

Parámetro	Requerimiento energético (kW)
Etapa compresión 1-2	14,0
Refrigeración 2-3	13,3
Etapa compresión 3-4	14,1
Deshumidificador 4-5	18,9
Total compresiones	28,1
TOTAL	60,4

Finalmente, en la Tabla 4.12 se han determinado las especificaciones finales de cada corriente.

Tabla 4.12. Especificaciones finales de cada corriente.

Parámetro/corriente	1	2	3	4	5
Presión (bar(a))	1,00	4,00	4,00	16,0	16,0
Temperatura (°C)	22,0	142	30,0	153	5,00

El compresor elegido para este proceso con sus respectivas características y especificaciones se puede encontrar en las hojas de especificaciones situadas en los correspondientes Anexos.

En los Anexos A.6 también se encuentran los datos que se han sacado del programa *Aspen Hysys* para determinar que parámetros se escogen para este sistema de compresión.

4.12. Diseño del sistema de membranas

Al separar el metano del dióxido de carbono se emplean varias etapas de membrana para garantizar una mejor separación de los productos. Para realizar el diseño de este equipo, se parte de varias suposiciones: que no entrarán más compuestos a parte de los anteriormente mencionados (CO₂ y CH₄) y que el gas se comporta como un gas ideal.

Las membranas poliméricas de fibra hueca que se han cogido de referencia para el diseño son del fabricante *EVONIK*. Los módulos empleados son *SEPURAN® Green*, que son los que

se utilizan para el proceso de mejora de biogás (*upgrading*), pues tienen una permeabilidad para el dióxido de carbono 50 veces mayor a la del metano, proporcionando una selectividad a la membrana que garantiza una separación muy conveniente para el proceso. Con una buena configuración de estos módulos se alcanzan valores de pérdida de metano (*methane slip*) muy bajos, en este caso de 0,05%.

Para el diseño son necesarios: el caudal de alimentación a la membrana, una pureza objetivo y una temperatura y presión de operación que dependerán del material de la membrana. Los caudales de alimentación se obtienen de la simulación con *Aspen HYSYS®* y la pureza se fija según la legislación vigente. (Ref. 2)

Tabla 4.13. Valores de entrada al equipo de membranas.

	Valor	Unidades
Caudal total alimentación	312,6	kg/h
Fracción másica de CH ₄	0,29	-
Fracción másica de CO ₂	0,71	-
Presión de la entrada	16	bar(a)
Presión del permeado	3,5	bar(a)
Temperatura	40	°C

El diseño de las membranas se ha hecho considerando que se tendrán tres etapas de separación, de esta manera se recuperará gran parte de metano y se obtendrán corrientes de salida del proceso que cumplen con las especificaciones necesarias para su venta.

En la Tabla 4.14 se recogen los valores de las permeabilidades y otras características de las membranas que ofrece públicamente *EVONIK* en su catálogo.

Tabla 4.14. Valores recogidos del catálogo.

	Valor	Unidades
Rango de temperaturas	1-70	°C
Rango de presiones	≤ 20	bar(g)
Selectividad CO ₂ /CH ₄	50	-
Permeabilidad CH ₄	0,6	GPU (<i>Gas Permeance Unit</i>)
Permeabilidad CO ₂	30	GPU (<i>Gas Permeance Unit</i>)

Las unidades de *Gas Permeance Unit* que da el catálogo hay que ajustarlas para poder continuar con los cálculos. En la Ecuación 4.8 (Ref. 21) se muestra el factor utilizado.

$$1 \text{ GPU} = 2,7 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}^3(\text{STD})}{\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}} \quad (\text{Ec. 4.8.})$$

Con los volúmenes estándar de cada compuesto proporcionados por el simulador y los datos de alimentación se consiguen las densidades. Una vez se tienen las densidades y las permeabilidades con las unidades adecuadas se sustituye en la Ecuación 4.9 y se consiguen las corrientes de permeado y el área de la membrana. Estos resultados dependen de que se cumpla el balance de materia, por lo que se realiza una iteración hasta que convergen todas las ecuaciones. Una vez hallados estos valores se habrá completado el diseño y se buscará la distribución del área de cada etapa en los diferentes módulos.

$$Q_i = J_i \cdot \rho_i \cdot A(P_f x_i - P_p y_i) \quad (\text{Ec. 4.9.})$$

En la Ecuación 4.9: Q_i corresponde al caudal de permeado del componente i (kg/h), J_i corresponde a la permeabilidad del componente i ($\text{m}^3(\text{STD})/\text{m}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{bar}$), ρ_i es la densidad del componente i ($\text{kg}/\text{m}^3(\text{STD})$), A es el área de la membrana (m^2), P_f es la presión de la alimentación (bar), x_i es la fracción molar del componente i en la alimentación, P_p es la presión del permeado (bar), y_i es la fracción molar del componente i en el permeado.

Con este método se han hecho el resto de las etapas de membrana. Se ha visto que hay dos configuraciones posibles que ofrecen rendimientos altos, por lo que se han analizado ambas. Las dos configuraciones constan de dos o tres etapas de membrana.

La configuración que cuenta con dos etapas tiene una primera membrana donde se separan los productos en mayor medida y otra a la salida del permeado de la primera. Esta segunda ofrece una purificación del dióxido de carbono mayor y la corriente de retenido se recircularía para aprovechar el metano residual.

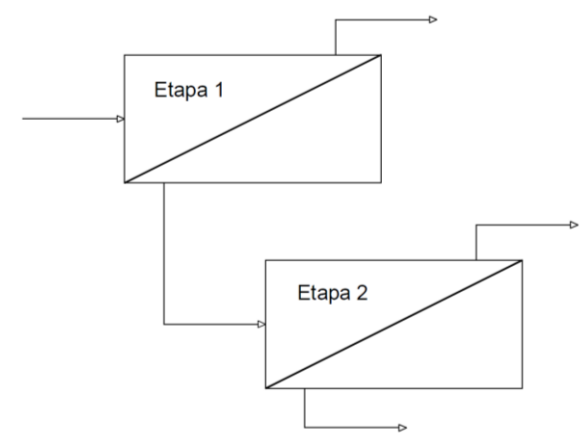


Figura 4.7. Configuración de dos etapas.

La configuración que tiene 3 etapas, y por lo tanto 3 membranas dispuestas como se indica en la Figura 4.8. Los cálculos teóricos resultaban en una

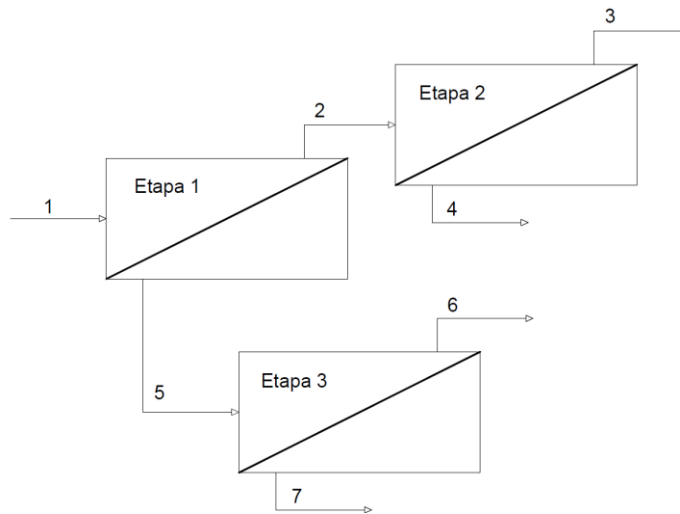


Figura 4.8. Configuración de tres etapas.

Se ha podido comprobar que la última configuración además de recuperar mayor fracción de metano también cuenta con una mejor separación puesto que se hacen pasar los compuestos por dos membranas, lo que incrementa la calidad de los productos; tanto del dióxido de carbono, como del metano. Por estas razones se ha escogido que el equipo tenga la segunda configuración. En la Tabla 4.15 se muestran los resultados obtenidos por la configuración seleccionada.

Tabla 4.15. Balance en el sistema de membranas de 3 etapas

Corriente	Caudal total (kmol/h)	Fracción molar CH ₄	Fracción molar CO ₂
1	10,7	0,53	0,47
2	7,49	0,75	0,25
3	5,51	0,95	0,05
4	1,98	0,16	0,84
5	3,24	0,04	0,96
6	0,5	0,24	0,76
7	2,74	0,003	0,997

La corriente 3 pertenece al producto final (metano) y la corriente 7 pertenece a subproducto que tendrá un tratamiento de licuefacción (dióxido de carbono).

En la Tabla 4.16 se puede ver el área que tendría cada etapa, que a su vez estarían repartidas en diferentes módulos. Cada uno de estos módulos tiene las características que se muestran en las hojas de especificaciones (Anexo A.7.8).

Tabla 4.16. Área de las membranas por etapa

	Etapa 1	Etapa 2	Etapa 3
Área de membrana (m ²)	176	117	253

5. MANUAL DE OPERACIÓN

Durante el proceso de *upgrading* de biogás, se realizarán dos tipos de operación. Por un lado, y de forma continua (se estima de unas 8000h/año), la actuación normal, en la que el biogás de origen agroindustrial (purines de cerdo) entra a la instalación, y se limpia a través de su paso por diferentes etapas de separación: deshumificadores, columnas de adsorción con carbón activo, y el sistema de membranas. Sin embargo, aunque el proceso es continuo, existen pequeños periodos de tiempo en los que los adsorbentes de las columnas se deben regenerar para poder continuar operando eficientemente. En ambos casos se necesita seguir una operativa muy específica y que se explica a continuación

El proceso comienza con la entrada de biogás a 40 °C, temperatura a la que se encuentra dentro del digestor anaeróbico en el que se genera, y a 1 bar(a) de presión. Generalmente el biogás procedente de los digestores está saturado de agua y otras impurezas, de manera que al ser utilizado como combustible, puede provocar corrosión o daños en los equipos y sistemas en los que trabaje.

El tratamiento del biogás, hasta la obtención del biometano en las condiciones que interesan, ha de ser efectivo, pues de esto depende una mayor generación de energía renovable, una reducción de la energía consumida y un coste mínimo de operación. Es por todo esto, que a través de E-100, se conseguirá separar cualquier cantidad de agua, en forma de vapor, que pueda estar presente en la corriente de alimentación. Este condensador estará refrigerado mediante una corriente de agua glicolada al 20%wt, que se reacondicionará dentro del *chiller*. Para garantizar un correcto atemperamiento de la corriente de proceso, se utiliza TT-104 con el que se podrá controlar la temperatura, y en caso de que fuese necesario, regular el caudal de refrigerante por medio de V-203.

A continuación, y después de haber condensado el agua, se separará del biogás en la unidad siguiente, el ciclón (D-101). Este equipo aprovecha la diferencia de inercia, debido a la densidad, existente entre el gas y el condensado, de forma que al no poder seguir la fuerte curva ascendente que se genera en la parte inferior del ciclón, choca con las paredes y cae por el conducto inferior para ser almacenado (Tanque 102) y posteriormente tratado.

La salida de biogás, ya sin agua, es impulsado por una soplante (K-100) que elevará ligeramente la presión 0,2 bar(a). Esta presión será la necesaria que le permitirá circular por la tubería y pasar a través de los filtros de carbón activo, pues la pérdida de carga que se produce es muy pequeña. Por medio de PT-105 se asegurará que la presión de salida es la que corresponde, mientras que con ST-1040 se contralará que la temperatura del motor no sea

muy elevada, en caso contrario, usando SC-1042, se regulará la velocidad del motor para que se estabilicen ambas variables.

Previamente a la entrada a las columnas de adsorción (A-101, A-102 y A-103) se encuentra una línea por la que poder recoger muestras y realizar un análisis manual. Aunque la instalación cuenta con tres columnas, en una operación normal, únicamente dos serán funcionales, la otra estará en proceso de regeneración, de forma que cuando el carbón activo de una se sature, se dejará fuera de servicio, y se pondrá operativa la columna que está totalmente lista para funcionar. Suponiendo que están funcionando las columnas A-101 y A-103, a continuación, se realizará una breve explicación de cómo se lleva a cabo la operación:

- Las válvulas V-110 a V-114, V-303 a V-305 permanecerán cerradas, aislando la columna A-102. De esta manera, y manteniendo abiertas V-108, V-109, V-115 y V-116, se conseguirá una operación normal, en la que el biogás entra por la parte inferior, asciende a través de carbón activo, que retendrá los compuestos sulfurados y los VOC's, y saldrá por un conducto superior, en dirección a la siguiente unidad en la que se repite este mismo procedimiento.
- Como bien se ha especificado, A-102 permanecerá aislada del proceso. Partiendo del momento en el que aún estaba operativa, se sigue el siguiente proceso para el aislamiento: se abre V-114 y V-115, de manera que el flujo de proceso tiene ya una segunda vía de salida a través de A-103. Posteriormente, cerrando V-110 y V-111 se corta el paso de biogás por la columna A-102, quedando totalmente fuera de servicio y lista para regenerar el carbón activo.

Se ha decidido que la regeneración se llevará a cabo *ex situ*, la misma empresa proveedora del carbón activo proporciona el servicio de regeneración de este, de forma que, a través de la entrada de cada columna (TA3 10"), se podrá recoger el carbón activo saturado.

En este punto del proceso el biogás ya se encuentra limpio de compuestos cuyas cantidades no eran para nada relevantes y que carecían de valor comercial. Es a partir de este punto en el que el proceso pasa a la etapa de purificación. Para ello, se necesita elevar la presión del proceso, pues en las unidades de membrana la fuerza de impulsión que consigue la separación entre el CO₂ y el CH₄, el diferencial de presión que se genera entre el permeado y el retenido de estos equipos. Se emplea así, un compresor refrigerado (K-101), pues el aumento de la presión supone también un elevado valor de temperatura que se debe controlar. Con PT-1027 se vigilará la presión de salida para que se mantenga siempre a 16 bar(a) y no a un valor

inferior, en caso de que se de esa situación, se enviará una señal a SC-1041 para que regule la velocidad del motor.

La corriente de proceso saldrá de este equipo a una temperatura de 152,9 °C, por lo que, con el objetivo de ahorrar energía de proceso, se ha utilizado este fluido para calentar la corriente de salida de E-102. De esta manera, se necesitará una menor cantidad de agua de refrigeración en este segundo deshumificador porque la alimentación vendrá más fría. En el recuperador de calor E-103, el biogás que sale del compresor pasará a través de los tubos, mientras que la corriente de salida de E-102 circulará a través de carcasa.

Dado que ambos fluidos son de proceso, se ha garantizado un control bastante preciso, por si se diera el caso en el que la salida que va en dirección a las membranas no llevara la temperatura marcada, que son 40°C. El control se basa en un transmisor de temperatura (TT-1030) que avisará en caso de exceso de temperatura, regulando V-120 y desviando el fluido directamente al intercambiador refrigerante. Como en la primera etapa de deshumificación posteriormente a E-102 se coloca un ciclón (D-102) que recogerá todo el condensado que haya presente. Todos los intercambiadores que hay después del compresor poseen una PSV, pues trabajan a una presión de 16 bar(a).

En el final del proceso, se encuentran las diferentes unidades de membrana (M-101, M-102, M-103) En total, está constituida por tres etapas diferentes con sus correspondientes módulos cada una. La corriente de entrada cuenta con una línea de recolección de muestras para su posterior análisis en el laboratorio.

Se debe conocer que, dada la selectividad de los módulos con el CH₄, el permeado será rico en CO₂ y el retenido en CH₄. Siendo así, en la primera etapa (M-101), el biogás se purifica al quitarse una cantidad bastante noble de CO₂. Se busca tener el menor *methane slip* posible, por lo que tanto la salida del retenido como la del permeado pasarán por una etapa más de membrana cada uno. Mientras que en M-102 se consigue alcanzar una pureza de metano del 95%, en M-103 se llega a una pureza muy elevada del CO₂, que se venderá como subproducto. Las líneas de permeado de M-102 y de retenido de M-103 se recircularán a la alimentación del compresor para que vuelvan a pasar por el proceso de purificación

6. SEGURIDAD

6.1. HAZARD AND OPERABILITY ANALYSIS (HAZOP)

El *HAZOP* (*Hazard and Operability Analysis*) o AFO (Análisis Funcional de Operatividad) es una técnica muy utilizada industrialmente que consiste en un estudio estructurado y sistemático cuantitativo que se basa en la examinación de los procesos y operaciones con el fin de identificar y evaluar accidentes y problemas que pueden surgir por desviaciones de las variables del proceso con respecto de los parámetros normales de operación y pueden representar riesgos para el personal o los equipos de la planta.

6.1.1. Definición del área de estudio

La primera fase del estudio consiste en delimitar las áreas de la planta a la cual se le aplicara esta técnica. En caso de esta planta, se ha seleccionado como área de principal riesgo y en la cual se le realizara el estudio la que corresponde a la etapa de compresión del biogás.

6.1.2. Definición de los nudos

En cada área de estudio, se pueden encontrar diferentes nudos o partes específicas del proceso a las cuales se les aplicará la técnica. Para el área de estudio seleccionada, se ha definido solamente un nudo, este nudo corresponde al compresor K-102. El motivo de esta elección es que después de analizar y estudiar detalladamente los puntos más críticos de la planta, se ha determinado que este es como “el corazón del proceso” ya que es el que suministra las condiciones óptimas y necesarias para la separación y también es el equipo más crítico.

6.1.3. Definición de las desviaciones a estudiar

Para el nudo seleccionado, se planteará una serie de desviaciones de las variables del proceso aplicando a cada variable una palabra guía. En la Tabla 6.1 se presentan las principales palabras guía utilizadas para este estudio y en la Tabla 6.2 las principales variables de estudio.

Tabla 6.1. Palabras guía y su uso en el estudio *HAZOP*.

Palabra Guía	Uso
No	Se usará para analizar la ausencia o pérdida de la variable a la que se le aplica.
Menos	Se usará para analizar la disminución cuantitativa de la variable a la que se le aplica.
Mas	Se usará para analizar el incremento cuantitativo de la variable a la que se le aplica.
Inverso	Se usará solamente para una única variable del proceso, el caudal.

Tabla 6.2. Variables con su definición utilizadas en el estudio *HAZOP*.

Variabes	Definición
Caudal	Corresponde a la cantidad de materia por unidad de tiempo que le entra al sistema analizado.
Presión	Corresponde a las presiones que puede adquirir las tuberías que une el equipo analizado o la presión interna del propio equipo.
Temperatura	Corresponde a las temperaturas que puede adquirir las tuberías que une el equipo analizado o la presión interna del propio equipo.
<i>Utilities</i>	Corresponde a los suministros necesarios para el funcionamiento de sistema seleccionado.

6.1.4. Análisis de la probabilidad

La probabilidad de suceso de desviaciones en las variables y por lo tanto de provocar una fallada en el sistema se ha caracterizado en la Tabla 6.3 donde se pueden observar dos filas,

en donde, en la primera se encuentra el nivel de probabilidad de sucesos de fallos y en la segunda se encuentra el identificador asignado para cada caso.

Tabla 6.3. Probabilidades de fallada.

Nivel de probabilidad	Identificador
Muy frecuentemente	A
Frecuentemente	B
Ocasionalmente	C
Improbable	D
Muy improbable	E

6.1.5. Caracterización de consecuencias

La caracterización de las consecuencias se ha dividido en 5 niveles de gravedad, en los cuales el primer nivel significa que casi no hay consecuencias negativas y el quinto nivel significa que las consecuencias son muy críticas y pueden tener un impacto muy grande. A continuación, en la Tabla 6.4 se han definido todos los niveles de consecuencias con sus respectivas caracterizaciones.

Tabla 6.4. Caracterización de las consecuencias. (Ref. 22)

Nivel de gravedad	Personas	Comunidad	Medio Ambiente	Reputación	Equipos
1	Sin consecuencias o herida sin baja. Ligero efecto sobre la salud.	Sin efecto o molestia al público.	Incidente que no implica notificación a las Autoridades o violación de la Licencia Ambiental.	Limitado efecto local	Daño (incl. fuego.) mínimo con coste estimado de 35.000 a 350.000€
2	Herida no severa con posible baja. Efecto menor y reversible sobre la salud.	Molestia al público por ruido y olor.	Incidente que implica notificación a las Autoridades o violación de la Licencia Ambiental	Efecto adverso sobre la opinión pública regional, autoridades locales o grupos de acción.	Daño (incl. fuego.) mínimo con coste estimado de 350.000 a 3.500.000€
3	Una o más heridas severas con baja. Daño mayor e irreversible sobre la salud.	Heridas menores.	Fuga de sustancias que puedan poner en riesgo la salud/seguridad del público.	Efecto adverso sobre la opinión pública nacional o sobre la modificación de licencias ambientales.	Daño (incl. fuego.) mínimo con coste estimado de 3,5MM a 35MM€

4	De 1 a 3 muertes o deshabilitación permanente.	Heridas mayores.	Fuga que implique la evacuación o paro de instalaciones no-Basell, restricciones en la circulación o afectación al suministro de agua potable.	Efecto adverso sobre la opinión pública internacional o sobre la concesión de nuevas licencias ambientales.	Gran/total (incl. fuego) destrucción de un área de producción con un coste estimado superior a 35MM€
5	Incidente mayor con amplias implicaciones, incluido muertes múltiples.		Fuga causante de daños permanentes y severos al medio ambiente externo al <i>site</i> .		

6.1.6. Perfil de riesgo

Una vez realizado el análisis de las probabilidades y la caracterización de las consecuencias, se puede determinar el perfil de riesgo para cada caso en concreto. En la Tabla 6.5 se muestran los diferentes perfiles de riesgo con su grado de aceptación.

Tabla 6.5. Perfiles de riesgo con su grado de aceptación.

Nivel de probabilidad	Perfil de riesgo				
	1	2	3	4	5
Muy frecuentemente	Yellow	Red	Red	Red	Red
Frecuentemente	Blue	Yellow	Red	Red	Red
Ocasionalmente	Green	Blue	Yellow	Red	Red
Improbable	Green	Green	Blue	Yellow	Red
Muy improbable	Green	Green	Blue	Blue	Yellow

El color verde corresponde a los riesgos que pueden ser aceptados, en cambio, el color rojo corresponde a esos riesgos que no pueden ser aceptados de ninguna manera. Seguidamente, también se pueden ver los colores amarillo y azul, los cuales corresponden a estados de transición entre los riesgos aceptables y los no aceptables.

Mediante el análisis *HAZOP* se intentará disminuir en la medida de lo posible todos los riesgos que conlleva el sistema del proceso analizado y de esta forma tener una planta más segura.

6.1.7. Diseño de la tabla del *HAZOP*

Una vez determinada la metodología del estudio *HAZOP*, todas las variables mencionadas en los anteriores apartados se han plasmado en una tabla. La tabla se ha dividido en 10 columnas y diversas filas en función de las variaciones estudiadas. A continuación, se citan los parámetros que forman la tabla y se detalla la información que se encontrará en cada uno de ellos.

1. **Palabra guía (PG)**
2. **Desviación**
3. **Causas:** posibles causas que pueden provocar las desviaciones.
4. **Consecuencias:** resultado consecuente a las desviaciones.

5. **Salvaguardas:** medidas de seguridad correctoras o para evitar las desviaciones.
6. **Acciones:** medidas de seguridad “extra” para reforzar aún más el sistema en caso de desviaciones.
7. **Probabilidad (P):** probabilidad de que el escenario se produzca en el estado actual.
8. **Nivel de gravedad (N):** nivel de gravedad calculado para el estado actual.
9. **Probabilidad una vez aplicada la acción (P_f):** probabilidad final de que el escenario se produzca una vez aplicadas las medidas correctoras.
10. **Nivel de gravedad una vez aplicada la acción (N_f):** nivel de gravedad final calculado una vez aplicadas las medidas correctoras.

6.1.8. Tabla del *HAZOP*

Tabla 6.6. Tabla del *Hazop* del compresor K-101

PG	Desviación	Causas	Consecuencias	Salvaguardas	Acciones	P	N	P _f	N _f
			Sin consecuencias						
Mas	Más caudal a la entrada de K-101	La válvula V-141 se quede totalmente abierta	de seguridad, se verían afectadas las condiciones del proceso			E	1	E	1
Menos	Menos caudal a la entrada de K-101	La válvula V-141 se queda totalmente cerrada	Posible cavitación de K-101			E	1	E	1
No	No caudal a la entrada de K-101	Fallo en suministro de biogás o fuga en algún tramo del proceso	Posible cavitación de K-101	Actúa FC-1039 dejando pasar caudal de recirculación		E	1	E	1
Inverso	Fujo inverso	Parada instantánea K-101	Flujo en retroceso con posibilidad de pérdida con integridad mecánica	Válvula antirretorno a la salida del K-101		E	1	E	1
Mas	Mas presión en la salida de K-101	El fluido de aspiración llegue a una presión alta	Una gran presión puede provocar que se produzca fugas de	Abrir la válvula de la purga a la salida del equipo para aliviar la	Poner alarma de alta presión	D	3	D	2

	<p>biogás entre las bridas. En este caso el compresor está diseñado a una presión superior para este tipo de fallos. Una gran presión puede provocar que se produzca fugas de biogás entre las bridas. En este caso el compresor está diseñado a una presión superior para este tipo de fallos. Una gran presión puede provocar que se produzca fugas de biogás entre las bridas. En este caso el compresor está</p>	<p>presión del sistema</p> <p>Abrir la válvula de la purga a la salida del equipo para aliviar la presión del sistema</p> <p>Saltará la válvula de seguridad de E-103</p>	<p>Poner alarma de alta presión</p>	<p>E 1 E 1</p> <p>E 1 E 1</p>
--	--	---	---	-------------------------------

			diseñado a una presión superior para este tipo de fallos.						
Menos	Menos presión en la salida de K-101	El fluido de aspiración llegue a una presión baja Fallo de lectura del PT-1027 de la salida de K-101 ya que lee alta presión	No consecuencias de seguridad		Poner alarma de baja presión	D	1	D	1
			No consecuencias de seguridad			D	1	D	1
Mas	Mas temperatura en la salida de K-101	El fluido de aspiración llegue a una temperatura alta y/o fallo de refrigeración del compresor	Posibilidad de sobrepasar la temperatura de diseño del E-103 y/o de la tuberías y posibilidad de rotura mecánica del compresor.	Diseñar el E-103 a una temperatura de diseño 200°C (conservador)	Poner alarma de alta temperatura en el compresor	D	3	D	2

	Fallo de lectura del PT-1027 de la salida de K-101 ya que lee menos temperatura	Posibilidad de sobrepasar la temperatura de diseño del E-103 y/o de la tuberías y posibilidad de rotura mecánica del compresor.	Diseñar el E-103 a una temperatura de diseño 200°C (conservador)	Poner alarma de alta temperatura en el compresor	D	3	D	2
	Fuego externo	Posibilidad de sobrepasar la temperatura de diseño del E-103 y de las tuberías.	Diseñar el E-103 a una temperatura de diseño 200°C (conservador)	Poner alarma de alta temperatura en el compresor	E	4	E	2
Menos	Menos temperatura en la salida de K-101	El fluido de aspiración llegue a una temperatura muy baja	No consecuencias de seguridad		D	1	D	1
	Fallo de lectura del PT-1027 de la salida de K-101 ya	No consecuencias de seguridad			D	1	D	1

		que lee alta temperatura					
			Parada instantánea K-101 y flujo en retroceso con posibilidad de pérdida con integridad mecánica	Válvula antirretorno a la salida del K-101			
No	<i>No utilities</i>	Fallo energía eléctrica			E	1	E 1
		Fallo aire de instrumentos	Fallo válvulas y se quedarán abiertas o cerradas en función de si se han diseñado FA o FC		E	1	E 1

7. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Para poder determinar la viabilidad real de este proyecto de inversión, se llevará a cabo un estudio económico que permitirá calcular dos marcadores dinámicos: el VAN (Valor Actual Neto) y la TIR (Tasa Interna de Retorno). Se trata de dos criterios de selección de inversión que tienen en cuenta el valor del dinero en el tiempo.

En primer lugar, y para continuar con los cálculos, se deben estimar algunos costes e ingresos que se tendrán en cuenta en el balance final, estos son: estimación de la inversión inicial, estimación de costes y estimación de ingresos por ventas.

7.1. Estimación de la inversión inicial

Este parámetro, I_0 , está constituido por el dinero que hay que invertir en la realización del proyecto, la construcción de la planta y el conseguir que ésta funcione. Siendo así, se conseguirá adquirir unos bienes y servicios, que se estima sean favorables, y que lleven, por tanto, a un beneficio económico.

En la determinación de esta cuantía se sigue el método de Vian, uno de los más precisos y conocidos para el cálculo de capital (Ref. 23).

Tabla 7.1. Inversiones del método Vian.

Inversión	Definición	Cálculo
I1	Equipos	X
I2	Gastos de instalación	Entre $0,35 \cdot X$ y $0,5 \cdot X$
I3	Tuberías y válvulas	$0,6 \cdot X$
I4	Instrumentos de medición y control	Entre $0,5 \cdot X$ y $0,3 \cdot X$
I5	Aislamientos térmicos	Entre $0,03 \cdot X$ y $0,1 \cdot X$
I6	Instalación eléctrica	Entre $0,1 \cdot X$ y $0,2 \cdot X$
I7	Terrenos y edificios	Edificios interiores entre $0,2 \cdot X$ y $0,3 \cdot X$
		Edificios mixtos entre $0,12 \cdot X$ y $0,15 \cdot X$
I8	Instalaciones auxiliares	Edificios exteriores $0,05 \cdot X$
		Entre $0,25 \cdot X$ y $0,7 \cdot X$
Y	Capital físico o primario	$\sum_{i=1}^8 I_i$

I9	Honorarios de proyecto y dirección de montaje	Entre $0,2 \cdot Y$ y $0,3 \cdot Y$
Z	Capital secundario o directo	$Y+I9$
I10	Contrato de obras	Entre $0,04 \cdot Z$ y $0,1 \cdot Z$
I11	Gastos imprevistos	Entre $0,1 \cdot Z$ Y $0,3 \cdot Z$

Como se puede observar en la Tabla 7.1, se parte de la determinación del coste de los equipos. Sin embargo, para este caso, también se han aproximado los costes de tuberías y válvulas, e instrumentos de medición y control. Lo referente al coste de terreno, se negligirá, ya que, en ningún momento del desarrollo del proyecto se ha fijado una localización.

Para este proyecto I1 equivaldrá al coste de todos los equipos principales, las tuberías, las válvulas y los instrumentos de control. Los costes unitarios se han estimado a partir de la búsqueda de equipos con especificaciones similares a los que se utilizan realmente, suponiendo que se encontrarían en los mismos rangos de precio. En la Tabla 7.2 se recoge el listado de los diferentes *ítems* del proceso con sus respectivos costes:

Tabla 7.2. Precios de los equipos e instrumentos de la instalación.

Ítem	Coste (€)	Unidades	Coste Total (€)
E-100	8736,2*	1	8736,2
E-101	8736,2*	1	8736,2
E-102	8736,2*	1	8736,2
E-103	8736,2*	1	8736,2
M-101 a M-103 (Ref. 24)	53,4*	545 m ²	29103
A-101 a A-103 (Ref. 25)	53450,5*	3	160351,5
K-101	45000	1	45000,0
Ciclón (Ref. 26)	7209*	2	14418,0
Chiller (Ref. 25)	39430,7*	2	78861,4
K-100	30000	1	30000
Válvula check clapeta	146,3	8	1170,3
Válvula de bola automática	913,8	7	6396,3
Válvula de bola manual	393,2	37	14546,6
Válvula de 3 vías controladora	1300	1	1300

Válvula de seguridad PSV	1700	2	3400
Transmisor de presión	800	6	4800
Transmisor de temperatura	400	5	2000
Analizador de biogás	12200	3	36600
Válvula controladora	500	5	2500
Transmisor de caudal	6000	4	24000
Tuberías (28,1 m) (Ref. 27)	2451,3 ^γ	1	2451,3

*Valor extraído en US\$, en el que se utiliza una conversión de divisa de 0,89€/€ (A 19/06/2020). ^γ Valor extraído en Rs, en el que se utiliza una conversión de divisa de 0,012€/Rs (A 19/06/2020).

Una vez se conoce el valor de I1, el resto de los cálculos derivarán siguiendo las proporciones que se muestran en la Tabla X.1. Como ya se ha comentado anteriormente las inversiones I3, I4 e I7 se encuentran ya incluidas dentro de la inversión de maquinaria y aparatos. De esta manera, y sabiendo el balance global será el resultado de la suma Z, I10 e I1, se obtiene un valor de 1,26 M€ como inversión inicial.

7.2. Estimación de los costes

Después de haber determinado la inversión inicial, se procede con el cálculo de los costes asociados a la producción de bio-metano, considerando los valores de bienes y servicios usados. Se diferencian así, los costes fijos y los variables. Mientras que los costes fijos no dependen del nivel de producción, ni de la actividad de la empresa, los costes variables, son aquellos que sí son sensibles a cambios menores en la actividad productiva.

Para este proyecto se han considerado como costes fijos los costes de mantenimiento (3% de la I₀) y de suministros (1% de la I₀), ya que, al ser una planta relativamente pequeña, el gasto salarial no es para nada crítico en el balance de costes.

Como costes variables, se engloban: la compra de MP's (Materias Primas) y los *utilities* (Electricidad, Agua de refrigeración, Nitrógeno para inertizar y Aire de instrumentos). El proceso comienza con la entrada de una corriente de 200Nm³/h de biogás de origen agroindustrial, cuyo precio ronda los 6,64 €/m³/h. Conociendo las 8000 horas de operación anuales, se calculan el coste, empleando precios estándares, de: la energía consumida a partir de la potencia de cada equipo, el agua de refrigeración atendiendo a las necesidades de los

intercambiadores de calor, el nitrógeno empleado para inertizar, y el aire de instrumentos en que se ha establecido un consumo unitario por válvula de 1,4-2 Nm³/h.

Teniendo en cuenta todo esto, se suma un total anual de 324711,5 €.

7.3. Estimación de ingresos por ventas

Como producto principal del proceso se obtiene biometano al 95%, libre de compuestos sulfurados y de CO₂, que tiene un precio de venta de 0,529€/m³/h. En caso de no ser tratado correctamente no podrá comercializarse, pues no cumplirá con los requerimientos establecidos para su reinyección a la red de gas natural o para su uso como combustible en coches.

Además, también se ha tenido en cuenta como beneficio la cantidad de CO₂ que ha sido extraída de la corriente de biogás, y que se comercializa con un precio de 25€/T CO₂. De manera que se consigue un ingreso total anual de 605682 €.

7.4. Flujos de caja

En un sentido dinámico, viene determinado por las corrientes de cobros y pagos que se producen en un periodo de tiempo. Estos flujos de caja o *cash flows*, se considerarán iguales durante todos los años de vida útil (10 años), en los que la amortización tiene una tendencia lineal. Para poder conocerlos se debe realizar una cuenta de resultados anual, como la que se observa en la Figura 7.1.

+	BENEFICIOS

-	GASTOS

-	AMORTIZACIÓN

=	BAI

-	IMPUESTOS (31%)

=	BDI

+	AMORTIZACIÓN

=	CASH FLOW

Figura 7.1. Cuenta de resultados del proyecto de inversión.

En primer lugar y dado que anteriormente ya se ha podido conocer el valor de los beneficios y de los gastos, se procede con el cálculo de la amortización, utilizando la Ecuación 7.1, que se muestra a continuación:

$$A = \frac{I-VR}{n} \quad (\text{Ec. 7.1.})$$

Se entiende como I, a la inversión inicial, VR, el valor residual pasada la vida útil y n los años que durará la inversión. Una vez se ha determinado el balance antes de impuestos (BAI), se le descuentan la cantidad correspondiente a esta tasa, que adquieren un valor del 31%. Para poder observar de una manera más clara el flujo de monetario que ocurre cada año, se recoge en la Tabla 7.3. los valores obtenidos para la cuenta de resultados.

Tabla 7.3. Cuenta de resultados anual (Mil €).

Beneficios	Gastos	Amortización	BAI	Impuestos (31%)	BDI	CF
605,7	324,7	125,7	155,2	48,1	107,1	232,8

7.5. Cálculo del valor actual neto (VAN) y la tasa interna de rentabilidad (TIR)

Se parte de los *Cash Flow* que se han calculado en el apartado anterior, y que posteriormente van a ser utilizados en métodos que tienen en cuenta el tiempo que se tarda en recuperar la inversión inicial. Es gracias a estos, que se tiene una idea más real del riesgo que se asume al llevar a cabo una inversión.

Utilizando la Ecuación 7.2, se conocerá el valor actual neto, resultado de la suma de los valore actuales de los futuros ingresos y costes.

$$\text{VAN} = -I_0 + \sum_{i=1}^n \frac{\text{CF}}{(1+k)^i} \quad (\text{Ec. 7.2.})$$

Donde k se corresponde con la tasa de descuento, que en este caso alberga un valor de 10%, dando como resultado un VAN de 173,4 Mil €. Pese a que el valor obtenido es positivo, y, por tanto, sea un proyecto rentable, se mueve en intereses bastante bajos. Esto quiere decir que, si se alcanzase un interés de mercado elevado, la inversión dejaría de ser viable.

Siguiendo con esta línea, se ha determinado también la TIR para saber cuál es la tasa de interés máxima que permite la viabilidad del proyecto. Adquiere un valor de 13,1%, lo que quiere decir, que bajo esta tasa solamente se recuperará la inversión inicial.

7.6. Estudio de sensibilidad

Como ya se ha podido observar se trata de un proyecto muy susceptible a los cambios económicos externos, pues un ligero cambio en algunos de los parámetros que se han comentado hasta el momento puede suponer la inviabilidad de la inversión.

Para poder observarlo de una manera más visual, se han realizado tres gráficas en las que se varían tres parámetros diferentes: el precio de compra del biogás, el precio de venta del biometano y las variaciones de la tasa de descuento.

En la Figura 7.2, se muestran diferentes puntos que han sido resultado del aumento y la disminución de un 10% y 20% sobre el precio de compra de biogás. El quinto punto, que ocupa la posición central, es el valor de venta con el que se ha realizado el balance de resultados real.

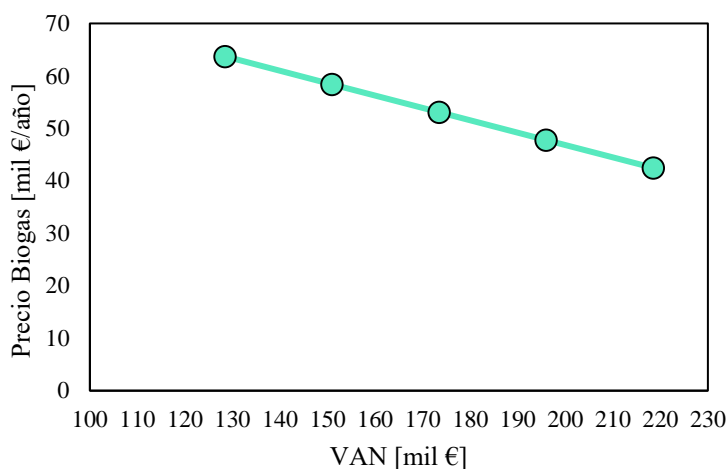


Figura 7.2. Fluctuaciones del VAN por la variación del precio de compra de biogás.

Como se puede observar, los cambios en el precio de compra, es decir un aumento de los costes, no es un parámetro que resulte demasiado crítico dentro de la inversión. Está claro, que, si se disparara el precio del biogás, en un momento u otro, el proyecto dejaría de ser viable.

En este caso se fluctuará el precio de venta del biometano producido, suponiendo un incremento y una disminución del 10% y 20%. También, en la Figura 7.3, se observa un punto central que se corresponde con el valor real de venta.

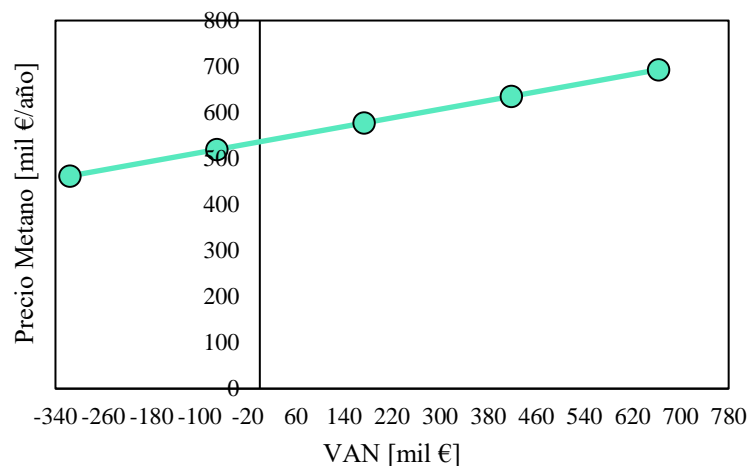


Figura 7.3. Fluctuaciones del VAN por la variación del precio de venta del metano.

En esta ocasión las variaciones que se han supuesto han provocado fluctuaciones bastante notables en el valor resultante del VAN. Esto es razonable, ya que, se trata de un proyecto con inversión alta para la capacidad de tratamiento que tiene, que son $200 \text{ Nm}^3/\text{h}$. Prueba de ello es que con una reducción de tan solo el 10%, la inversión deja de ser viable.

Por último, se evalúa la afectación que supone un cambio en la tasa de descuento. Como ya se ha comentado anteriormente, este parámetro se ha calificado como el más sensible, pues el rango de valores en los que se puede mover para que el proyecto se pueda tirar para adelante, es de un máximo de 13,1%. Esta sensibilidad puede degenerar en que si en años posteriores el mercado llega a intereses superiores al 13,1% el proyecto dejará de ser factible.

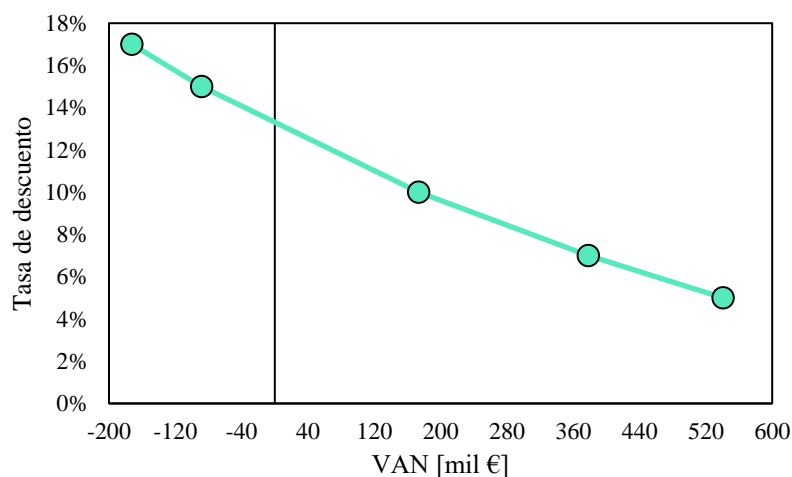


Figura 7.4. Fluctuaciones del VAN por la variación de la tasa de descuento.

8. CONCLUSIONES

El objetivo principal de este proyecto era diseñar un sistema de *upgrading* del biogás para poder ser inyectado en la red de gas natural o bien, ser utilizado como combustible en automóviles. Se ha determinado, que la instalación en ambos casos es similar, y que la única etapa que variará será la posterior a la salida de membranas, en la que se deberá comprimir la corriente de biometano a mayor o menor presión. En todo momento se debe garantizar el cumplimiento de las normativas y legislaciones vigentes, pues el producto debe cumplir con unas especificaciones de composición muy estrictas.

Del mismo modo, se ha realizado el diseño de la ingeniería básica y conceptual, que tiene como resultado un proceso eficiente, fabricado con materiales compatibles con las características de los compuestos presentes y con un control óptimo del funcionamiento del proceso. Todos y cada uno de los instrumentos y equipos, han sido seleccionados de catálogos especializados, y tienen adjuntados sus hojas de especificaciones.

Tras haber determinado la configuración de toda la instalación, se lleva a cabo la simulación del proceso, obteniéndose el correspondiente balance de materia y energía, por medio de programas como *Aspen Hysys* o *Aspen Exchanger*.

Dada la relevancia que está alcanzando esta nueva alternativa que puede en algún momento llegar a reducir el consumo de los combustibles convencionales y a la posibilidad de generación de gas natural siguiendo una economía circular, se ha realizado también un estudio de la viabilidad del proceso. De forma global se trata de un proyecto rentable, pero que viene fuertemente influenciada por los agentes económicos externos del momento. Se ha podido observar que un ligero cambio en el precio de venta de producto puede provocar el alcanzar un VAN negativo, al igual que si varía la tasa de descuento.

9. BIBLIOGRAFIA

1. Nagy G, Wopera Á. Biogas Production From Pig Slurry-Feasibility and Challenges. *Mater Sci Eng.* 2012;37(2):65-75.
2. España B. Resolución de 8 de octubre de 2018, de la Dirección General de Política Energética y Minas, por la que se modifican las normas de gestión técnica del sistema NGTS-06, NGTS-07 y los protocolos de detalle PD-01 y PD-02. *Boletín Of del estado* .2018;102917-48.
3. Normalización CE de. Gas natural y biometano para uso en transporte y biometano para inyección en la red de gas natural Parte 2: Especificaciones del combustible para automoción . 2018. p. 30.
4. Fao, Minenergia, Pnud, Gef. Manual del Biogás. Proy CHI/00/G32 2011;120.
5. Bauer F, Hulteberg C, Persson T, Tamm D. Biogas upgrading – Review of commercial technologies. *Swedish Gas Center Report SGC* 2013:270
6. Scholz M, Melin T, Wessling M. Transforming biogas into biomethane using membrane technology. *Renewable and Sustainable Energy Reviews.* 2013;199-212.
7. Ullah Khan I, Hafiz Dzarfan Othman M, Hashim H, Matsuura T, Ismail AF, Rezaei-DashtArzhandi M, et al. Biogas as a renewable energy fuel – A review of biogas upgrading, utilisation and storage. *Energy Convers Manag.* 2017;150(October):277-94.
8. Awe OW, Zhao Y, Nzihou A, Minh DP, Awe OW, Zhao Y, et al. A Review of Biogas Utilisation , Purification and Upgrading Technologies To cite this version : HAL Id : hal-01619254 A Review of Biogas Utilisation , Purification and Upgrading Technologies. *Waste Biomass Valoriza- tion.* 2017;8(2):267-83.
9. Kirschbaum MUF. Does enhanced photosynthesis enhance growth? Lessons learned from CO₂ enrichment studies. *Plant Physiol.* 2011;155(1):117-24.

10. H. Perry R. PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK. Sexta edic. W.Green D, Maloney JO, editores. México; 1992. 525 p.
11. ITRAE desarrollos urbanisticos SL. ANEJO n° 13. RED DE GAS. :1-13.
12. Robert W. Serth. Process Heat Transfer: Principles and Applications. 2007. Kingsville, Texas, USA.
13. 304 Stainless Steel Corrosion Compatibility Chart. Thomas and Betts. Disponible en: www.tnb.com
14. Fouling Factors. H&C Heat Transfer Solutions. Disponible en: www.hcheattransfer.com
15. Shell and Tube Heat Exchangers. 3.3.5 Input Data and Recommended Practices. Table 3. Shell dimensions and inside Shell diameter for fixed tube-sheets
16. Robert W. Serth. Process Heat Transfer: Principles and Applications. 2007. Kingsville, Texas, USA.
17. Ventajas y diferencias entre lana de vidrio y lana mineral. CiR62: Expertos en aislamiento y suministro industrial. Disponible en: www.cir62.com
18. Gilbert Hernández A, Retirado Mediaceja Y. Procedimiento para la selección de espesor de aislamiento térmico en tuberías de transporte de combustible con trazas de vapor. 2016;Pag15
19. Aerzener ÉR. Soplantes de émbolos rotativos aerzener. 2010;1-16.
20. Bulletin P. PRODUCT BULLETIN Estimated ST I X H 2 S Breakthrough Capacity Usage H 2 S Capacity.

21. Lin H, He Z, Sun Z, Vu J, Ng A, Mohammed M, et al. CO₂-selective membranes for hydrogen production and CO₂ capture - Part I: Membrane development. *J Memb Sci.* 2014;457:149-61.
22. Casal, E Montiel E Planas, J A Vílchez 2001 Análisis del riesgo en instalaciones industriales Ed UPC, Capítol 2
23. Cachá E, Del Pozo I, Ilzarbe E, Ortego S, Tsvetkova P. Planta de producción de CFC-13. Universitat Autònoma de Barcelona. Escola d'enginyeria. 2015.
24. Abbas Jawad Z. Membrane Technology for CO₂ Sequestration and Separation. CRC Press. Taylor & Francis Group. 2019
25. Fernández Prado B. Ingeniería básica de una planta de acondicionamiento de biogás para uso en pilas de combustible de carbonatos fundidos (MCFC). Departamento de Ingeniería Química y Ambiental. Escuela Técnica Superior de Ingeniería. Universidad de Sevilla 2014;Pag 92
26. Matches. Disponible en: www.matche.com
27. Stainless Steel Seamless Pipes & Tubes (316). Neelcon Steel Industries. Disponible en: www.neelconsteel.com
28. Hojas de seguridad. Disponible en:
<https://drive.google.com/drive/folders/1heP4CnrAfOW9O5EJLrCJde7pNIw8dcJg?usp=sharing>
29. Catálogos. Disponible en:
<https://drive.google.com/drive/folders/19VUzkkDxpeK3EdftaLyg74LXuWkW-BYD?usp=sharing>

ANEXOS

A.1. CÁLCULO DE LA PÉRDIDA DE CARGA

Se ha calculado la pérdida de carga en la tubería de biogás que llega a la planta de *upgrading*. Para el cálculo la ecuación utilizada en esta tubería en el que el fluido se encuentra en estado gaseoso es la ecuación de *Renouard*:

$$P_1^2 - P_2^2 = CR_c \cdot s \cdot L_e \cdot Q^{1,82} \cdot D^{-4,82} \quad (\text{Ec. A.1.1.})$$

donde:

P_1 : Presión absoluta inicial (bar)

P_2 : Presión absoluta final (bar)

CR_c : Coeficiente constante de la fórmula de *Renouard* cuadrática. Habitualmente se toma un valor de 48,66 para presiones entre 0.1 y 4 bar(a) y un valor de 51,5 para presiones hasta los 16 bar(a)

s : densidad ficticia o de cálculo (sin unidades)

L_e : longitud equivalente de la tubería (m)

Q : caudal que circula por la tubería (Nm³/h)

D : diámetro interior de la tubería (mm)

Para el cálculo se ha seleccionado un valor de densidad ficticia (s) de 0,81, un valor de caudal (Q) de 200 Nm³/h, un diámetro interno de tubería (D) de 100mm (DN100) y se ha supuesto una longitud de tubería (L) de 1,5 m.

Se ha considerado que el valor de la longitud equivalente de las tuberías es 1,2 veces el valor de la longitud real y se han sustituido los valores en la ecuación:

$$\Delta P = 48,66 \cdot 0,81 \cdot 1,80 \cdot 200^{1,82} \cdot 100^{-4,82} \quad (\text{Ec. A.1.2.})$$

El valor de la pérdida de carga obtenido es de $3 \cdot 10^{-4}$ bar(a).

Como se puede apreciar, este valor de pérdida de carga tiene un valor muy pequeño, esto es debido a que el fluido se encuentra en estado gaseoso y las dimensiones de la planta son pequeñas y por consiguiente la longitud de las tuberías también. A partir de este cálculo, se ha creído conveniente considerar una caída de presión negligible en el proceso.

A.2. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LAS TUBERIAS

El cálculo del diámetro de las tuberías del proceso se ha realizado a partir de la ecuación Ec. A.2.1, en la que a partir del caudal de fluido que circula por cada tramo y suponiendo una velocidad de esto (15 m/s ya que se trata de un fluido en estado gas).

$$Q = A \cdot v \quad (\text{Ec. A.2.1.})$$

Donde la Q es el caudal volumétrico en m³/s, la A es el área de paso de la tubería y la v es la velocidad del fluido (15 m/s).

Sabiendo que la fórmula del área de paso de la tubería es:

$$A = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad (\text{Ec. A.2.2.})$$

Se ha aislado el diámetro de la fórmula y finalmente se ha obtenido la siguiente ecuación:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot v}} \quad (\text{Ec. A.2.3.})$$

Donde el diámetro tiene unidades de m, el caudal se encuentra en m³/s y finalmente la velocidad en m/s.

Por ejemplo, para la tubería que conecta el equipo deshumidificador con la soplante del proceso, se conoce que el caudal tiene un valor de 195 m³/h, que corresponde a 0,054 m³/s y suponiendo la velocidad de 15 m/s, se ha calculado el diámetro mínimo.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 0,054}{\pi \cdot 15}} = 0,068 \text{ m} = 68,0 \text{ mm}$$

Conociendo el diámetro mínimo que debería tener esta tubería, se ha cogido un diámetro inmediatamente superior a este, es decir de 80 mm, que corresponde a un Schedule de tubería de 3.

De la misma manera se han realizado los cálculos para la resta de tuberías del proceso.

A.3. CÁLCULO DEL GROSOR DE LAS TUBERIAS

Para el cálculo del grosor de las tuberías de la planta, se ha utilizado la Ecuación A.3.1. A partir del diámetro anteriormente calculado de cada tubería y otros parámetros definidos por el material y por las especificaciones del proceso se han realizado los cálculos para cada tramo de tubería. A continuación, se mostrará un ejemplo del cálculo hecho para el tramo que conecta el deshumidificador con la soplante.

$$t = \frac{P_d \cdot D}{2 \cdot (S \cdot E + P_d \cdot \gamma)} + A \quad (\text{Ec. A.3.1.})$$

Donde:

P_d es la presión de diseño en MPa

D es el diámetro externo de tubería en mm

S es la tensión máxima admisible del material a la temperatura de diseño

E es la eficiencia de las soldaduras

γ es un factor adimensional que depende de la temperatura

A es un grosor de protección que se les puede añadir para compensar esfuerzos mecánicos

El tramo de tubería que se calculará estará fabricado por tuberías de acero inoxidable, tiene un diámetro nominal de 80 mm, una P_d de 0,2 MPa y considerando una eficiencia de las soldaduras de 1,0 sin aplicar ningún grosor extra de protección porque al tratarse de acero inoxidable se ha creído innecesario, tenemos:

$$t = \frac{0.20 \text{MPa} \cdot 80 \text{mm}}{2 \cdot (115 \cdot 1 + 0.20 \text{MPa} \cdot 0.4)} + 0 \quad (\text{Ec. A.3.2.})$$

Se obtiene un grosor mínimo de 0,070mm.

A partir de este resultado, se ha seleccionado un grosor de tubería inmediatamente superior.

A.4. CÁLCULO DE LA PRESIÓN MÁXIMA DE DISEÑO DE LAS TUBERIAS

Una vez determinado el grosor de cada tubería, se ha utilizado nuevamente la ecuación anterior para determinar la presión máximo de diseño para el grosor de tubería seleccionado. Esta vez se ha sustituido el grosor y se ha aislador para calcular el termino Pd máx.

$$P_{d\ máx} = \frac{2SEt}{D-2yt} \quad (\text{Ec. A.4.1.})$$

Por ejemplo, para el mismo tramo de tubería que anteriormente (deshumidificador-soplante), se ha obtenido una presión máxima de diseño de 62 bar(a).

$$P_{d\ máx} = \frac{2 \cdot 115 \cdot 1 \cdot 2,11\text{mm}}{80\text{mm} - 2 \cdot 0,4 \cdot 2,11\text{mm}} = 6,2 \text{ MPa} \quad (\text{Ec. A.4.2.})$$

A.5. DISEÑO DE LA SOPLANTE

Para el cálculo de la soplante de biogás, en primer lugar, se han determinado las condiciones de entrada y salida que debería cumplir el equipo. Considerando una pérdida de carga despreciable en la instalación se ha determinado que es suficiente un diferencial de presión de 200 mbar(a) para lograr impulsar el fluido correctamente por el tramo de tuberías requerido.

A.5.1. Condiciones de entrada y salida del soplante

La corriente de biogás a la entrada de la soplante llega a una temperatura de unos 5°C y una presión de 1 bar(a), y como se ha comentado anteriormente, es necesario realizar una compresión hasta unos 1,2 bar(a).

Tabla A.5.1. Caudal y condiciones de entrada y salida del compresor.

Parámetro	Valor
Caudal volumétrico (Nm ³ /h)	
Caudal másico (kg/m3)	
Presión de entrada (bar(a))	1,00
Temperatura de entrada (°C)	5,00
Presión de salida (bar(a))	1,20

A.5.2. Parámetros de operación

Una vez conocidas las condiciones de entrada y salida de la soplante y la diferencia de presión requerida, se ha buscado en los catálogos del fabricante que modelo de soplante es el más adecuado para el proceso. A partir del catálogo se ha determinado que el modelo GM 4S cumple con las condiciones establecidas, pero al no poder encontrar datos bibliográficos para un diferencial de presión de 200 mbar(a) y si de 300 mbar(a) hasta unos 1000 mbar(a), para poder realizar un cálculo aproximado, a partir de estos valores se han podido extrapolar los valores que necesitaría este mismo equipo soplante con un diferencial de presión de 200 mbar(a). A continuación, en la Tabla A.5.2 se encuentran los valores obtenidos.

Tabla A.5.2. Valores de operación extrapolados del soplante AERZEN modelo GM 4S para un diferencial de presión de 200 mbar(a).

Caudal (m ³ /min)	1,15	1,82	2,13	3,1	3,66	4,26	4,92	5,55	5,82
Pk (kW)	0,82	1,07	1,13	1,61	1,88	2,18	2,57	2,95	3,15
Pmot (kW)	1,5	2,2	2,2	3	3	4	5,5	5,5	5,5

Se han representado estos valores en una gráfica mediante el programa *Excel*, y se ha determinado que para un cabal de 200 Nm³/h aproximadamente, que equivale a unos 3,33 m³/h se necesitaría una soplante con una potencia absorbida de 1,70 kW y una potencia de motor de 3 kW.

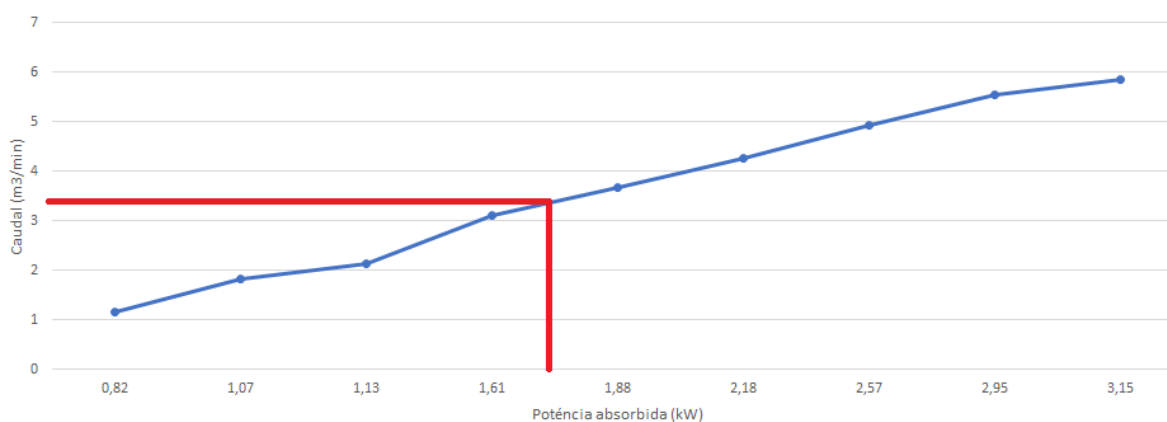


Figura A.5.1. Representación del caudal frente a la potencia absorbida del soplante.

Con tal de corroborar estos datos, ya que se han extrapolado y son bastante aproximados, se ha contactado con la empresa AERZEN y se les ha presentado el problema y las condiciones de operación que se requieren para el proceso. A partir de estos datos, la empresa ha hecho la simulación del proceso y ha presentado una oferta del modelo de la soplante GM 4S para biogás como fluido. A continuación, en la Tabla A.5.3 se encuentran algunos de los valores de suministrados.

Tabla A.5.3. Algunos datos de funcionamiento de la soplante GM 4S de AERZEN.

Parámetros	Valores
Caudal entregado (m ³ /min)	3,420
Presión de aspiración (bar(a))	1,013
Presión de impulsión (bar(a))	1,213
Presión diferencial (mbar(a))	200,0
Nº de revoluciones del rotor principal (rpm)	3031
Velocidad del motor (rpm)	2870
Potencia absorbida (kW)	1,750
Potencia del motor (kW)	2,200

A partir de estos valores, se puede apreciar que los cálculos que se ha hecho a partir de los valores extrapolados, no se han alejado demasiado de los valores proporcionados por la empresa. Todos los detalles de la oferta proporcionada con características de la soplante, datos de funcionamiento y presupuesto entre otros, se encuentran en Ref. 29.

A.6. DISEÑO DEL COMPRESOR

En las siguientes tablas se pueden observar los valores de cada parámetro que se ha creído necesario analizar para poder determinar y escoger una temperatura 3 y una presión intermedia para el sistema de compresión del proceso.

Se ha observado que con el aumento de la temperatura 3 también se produce un aumento en el requerimiento energético total del sistema, y a partir de los factores comentados en el apartado de diseño del compresor se ha decidido escoger una presión intermedia de 5 bar(a) y una temperatura 3 de 30°C.

Cabe destacar que en las tablas que no aparecen valores es porque se producía condensador dentro del compresor y por lo tanto el programa no podía simular el proceso.

Tabla A.6.1. Valores para un rend. isoentrópico de 85% y una temperatura 3 de 22°C.

T2 (°C)	P2=P3 (bar(a))	T4 (°C)	Pot. Inter. 1 (kW)	Pot. Comp. 1 (kW)	Pot. Comp. 2 (kW)	Pot. Inter. 2 (kW)	Total comp. (kW)	Total (kW)
79,1	2,0	210,3	6,5	6,5	22,5	26,5	29,0	62,1
115,1	3,0	170,3	10,9	10,7	17,3	21,2	28,0	60,1
141,8	4,0	142,9	14,2	14,0	13,8	17,7	27,8	59,7
163,0	5,0	-	-	-	-	-	-	-
180,8	6,0	-	-	-	-	-	-	-
196,1	7,0	-	-	-	-	-	-	-
209,5	8,0	-	-	-	-	-	-	-
221,5	9,0	-	-	-	-	-	-	-
232,3	10,0	-	-	-	-	-	-	-

Tabla A.6.2. Valores para un rend. isoentrópico de 85% y una temperatura 3 de 25 °C.

T2 (°C)	P2=P3 (bar(a))	T4 (°C)	Pot. Inter. 1 (kW)	Pot. Comp. 1 (kW)	Pot. Comp. 2 (kW)	Pot. Inter. 2 (kW)	Total comp. (kW)	Total (kW)
79,1	2,0	214,4	6,2	6,5	22,8	27,1	29,2	62,5
115,1	3,0	174,2	10,6	10,7	17,5	21,7	28,2	60,4
141,8	4,0	146,7	13,9	14,0	14,0	18,1	27,9	59,9
163,0	5,0	125,6	16,6	16,6	11,4	15,5	28,0	60,1
180,8	6,0	-	-	-	-	-	-	-
196,1	7,0	-	-	-	-	-	-	-
209,5	8,0	-	-	-	-	-	-	-
221,5	9,0	-	-	-	-	-	-	-
232,3	10,0	-	-	-	-	-	-	-

Tabla A.6.3. Valores para un rend. isoentrópico de 85% y una temperatura 3 de 30 °C.

T2 (°C)	P2=P3 (bar(a))	T4 (°C)	Pot. Inter. 1 (kW)	Pot. Comp. 1 (kW)	Pot. Comp. 2 (kW)	Pot. Inter. 2 (kW)	Total comp. (kW)	Total (kW)
79,1	2,0	221,1	5,7	6,5	23,1	28,0	29,6	63,2
115,1	3,0	180,7	10,0	10,7	17,7	22,6	28,5	61,0
141,8	4,0	152,9	13,3	14,0	14,2	18,9	28,2	60,4
163,0	5,0	131,8	16,1	16,6	11,6	16,2	28,2	60,5
180,8	6,0	115,0	18,4	18,9	9,5	14,1	28,4	60,9
196,1	7,0	100,6	20,5	20,8	7,9	12,3	28,7	61,5
209,5	8,0	-	-	-	-	-	-	-
221,5	9,0	-	-	-	-	-	-	-
232,3	10,0	-	-	-	-	-	-	-

Tabla A.6.4. Valores para un rend. isoentrópico de 85% y una temperatura 3 de 35 °C.

T2 (°C)	P2=P3 (bar(a))	T4 (°C)	Pot. Inter. 1 (kW)	Pot. Comp. 1 (kW)	Pot. Comp. 2 (kW)	Pot. Inter. 2 (kW)	Total comp. (kW)	Total (kW)
79,1	2,0	227,8	5,1	6,5	23,5	28,9	29,9	64,0
115,1	3,0	187,1	9,4	10,7	18,0	23,4	28,8	61,6
141,8	4,0	159,0	12,7	14,0	14,4	19,7	28,4	60,9
163,0	5,0	137,8	15,5	16,6	11,8	17,0	28,4	60,9
180,8	6,0	120,9	17,8	18,9	9,7	14,9	28,6	61,2
196,1	7,0	106,8	19,9	20,8	8,0	13,1	28,9	61,8
209,5	8,0	94,7	21,7	22,6	6,6	11,6	29,2	62,5
221,5	9,0	84,2	23,4	24,2	5,4	10,3	29,6	63,3
232,3	10,0	74,3	25,0	25,6	4,3	9,1	30,0	64,0

Tabla A.6.5. Valores para un rend. isentrópico de 85% y una temperatura 3 de 40 °C.

T2 (°C)	P2=P3 (bar(a))	T4 (°C)	Pot. Inter. 1 (kW)	Pot. Comp. 1 (kW)	Pot. Comp. 2 (kW)	Pot. Inter. 2 (kW)	Total comp. (kW)	Total (kW)
79,1	2,0	234,5	4,5	6,5	23,8	29,9	30,3	64,7
115,1	3,0	193,5	8,9	10,7	18,3	24,3	29,0	62,2
141,8	4,0	165,2	12,2	14,0	14,7	20,5	28,6	61,3
163,0	5,0	143,8	14,9	16,6	12,0	17,8	28,6	61,3
180,8	6,0	126,7	17,2	18,9	9,9	15,6	28,7	61,6
196,1	7,0	112,5	19,3	20,8	8,2	13,8	29,0	62,1
209,5	8,0	100,3	21,1	22,6	6,7	12,3	29,3	62,7
221,5	9,0	89,7	22,8	24,2	5,5	11,0	29,7	63,5
232,3	10,0	80,4	24,3	25,6	4,4	9,8	30,1	64,2

Tabla A.6.6. Valores para un rend. isentrópico de 85% y una temperatura 3 de 50 °C.

T2 (°C)	P2=P3 (bar(a))	T4 (°C)	Pot. Inter. 1 (kW)	Pot. Comp. 1 (kW)	Pot. Comp. 2 (kW)	Pot. Inter. 2 (kW)	Total comp. (kW)	Total (kW)
79,1	2,0	247,8	3,4	6,5	24,5	31,7	31,0	66,1
115,1	3,0	206,2	7,7	10,7	18,9	26,0	29,6	63,3
141,8	4,0	177,5	11,0	14,0	15,1	22,1	29,1	62,3
163,0	5,0	155,8	13,8	16,6	12,4	19,3	29,0	62,0
180,8	6,0	138,3	16,1	18,9	10,2	17,1	29,1	62,2
196,1	7,0	123,9	18,1	20,8	8,4	15,2	29,3	62,6
209,5	8,0	111,5	20,0	22,6	6,9	13,7	29,5	63,2
221,5	9,0	100,7	21,6	24,2	5,7	12,3	29,9	63,8
232,3	10,0	91,2	23,1	25,6	4,6	11,2	30,2	64,5

Tabla A.6.7. Valores para un rend. isoentrópico de 85% y una temperatura 3 de 60 °C.

T2 (°C)	P2=P3 (bar(a))	T4 (°C)	Pot.	Pot.	Pot.	Pot.	Total	Total (kW)
			Inter. 1 (kW)	Comp. 1 (kW)	Comp. 2 (kW)	Inter. 2 (kW)	comp. (kW)	
79,1	2,0	261,0	2,2	6,5	25,3	33,6	31,7	67,5
115,1	3,0	218,8	6,6	10,7	19,4	27,7	30,2	64,4
141,8	4,0	189,7	9,9	14,0	15,6	23,8	29,5	63,2
163,0	5,0	167,6	12,6	16,6	12,7	20,9	29,4	62,8
180,8	6,0	149,9	14,9	18,9	10,5	18,6	29,4	62,9
196,1	7,0	135,2	17,0	20,8	8,7	16,7	29,5	63,2
209,5	8,0	122,6	18,8	22,6	7,2	15,1	29,8	63,6
221,5	9,0	111,7	20,4	24,2	5,9	13,7	30,1	64,2
232,3	10,0	102,0	22,0	25,6	4,7	12,5	30,4	64,8

Tabla A.6.8. Valores para un rend. isoentrópico de 85% y una temperatura 3 de 60 °C.

T2 (°C)	P2=P3 (bar(a))	T4 (°C)	Pot.	Pot.	Pot.	Pot.	Total	Total (kW)
			Inter. 1 (kW)	Comp. 1 (kW)	Comp. 2 (kW)	Inter. 2 (kW)	comp. (kW)	
79,1	2,0	274,1	1,1	6,5	26,0	35,5	32,4	69,0
115,1	3,0	231,3	5,4	10,7	20,0	29,4	30,7	65,5
141,8	4,0	201,8	8,7	14,0	16,0	25,4	30,0	64,1
163,0	5,0	179,4	11,4	16,6	13,1	22,4	29,7	63,6
180,8	6,0	161,5	13,7	18,9	10,8	20,0	29,7	63,5
196,1	7,0	146,5	15,8	20,8	9,0	18,1	29,8	63,7
209,5	8,0	133,7	17,6	22,6	7,4	16,5	30,0	64,1
221,5	9,0	122,6	19,3	24,2	6,0	15,1	30,2	64,6
232,3	10,0	112,7	20,8	25,6	4,9	13,8	30,5	65,1

A.7. HOJAS DE ESPECIFICACIÓN

A.7.1. Hoja de especificación del intercambiador E-100

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company: Biogas Upgrading					
2	Location: Tarragona					
3	Service of Unit: Biogas Deshumification Our Reference:					
4	Item No.: E-100			Your Reference:		
5	Date: 13/05/2020		Rev No: 07/06/2020		Job No.:	
6	Size:	134 - 1990	mm	Type:	BEM Horizontal	Connected in: 1 parallel 1 series
7	Surf/unit(ef.)	4,7	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(ef.) 4,7 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT					
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side	
10	Fluid name	Agua glicolada			Biogas	
11	Fluid quantity, Total	0,514			0,061	
12	Vapor (In/Out)	0			0,0007	
13	Liquid	0,514			0,0003	
14	Noncondensable	0			0,0603	
15						
16	Temperature (In/Out)	1			40	
17	Bubble / Dew point	/			-242,57 / 14,64	
18	Density Vapor/Liquid	/ 1028,96			1 / 1,1	
19	Viscosity	/ 2,8581			0,0145 / 0,0131	
20	Molecular wt, Vap				26,07	
21	Molecular wt, NC				26,2	
22	Specific heat	/ 3,872			1,416 / 1,361	
23	Thermal conductivity	/ 0,4788			0,0289 / 0,0253	
24	Latent heat				2425,1	
25	Pressure (abs)	1			1	
26	Velocity (Mean/Max)	0,13 / 1,45			12,86 / 13,55	
27	Pressure drop, allow./calc.	0,2			0,11	
28	Fouling resistance (min)	0,00445			0,00393 0,00445 Ao based	
29	Heat exchanged	3,5 kW		MTD (corrected) 13,91 °C		
30	Transfer rate, Service	54,4 Dirty		105,3 Clean W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				Sketch	
32		Shell Side		Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure	3 / /		3 / /		
34	Design temperature / MDMT	75 /		75 /		
35	Number passes per shell	1		1		
36	Corrosion allowance	0		0		
37	Connections	In	mm	1	25,4 / -	
38	Size/Rating	Out	mm	1	25,4 / -	
39	Nominal	Intermediate	mm	1	25,4 / -	
40	Tube #:	81	OD:	9,52	Tks. Average	0,56
41	Tube type:	Plain	Insert:	None	Fin#:	#/m
42	Shell	SS 304	ID	134,46	OD	140
43	Channel or bonnet	SS 304	Shell cover -			
44	Tube-sheet-stationary	SS 304	Channel cover -			
45	Floating head cover	-	Tube-sheet-floating -			
46	Baffle-cross	SS 304	Type	Single segmental	Cut(%d)	19,33
47	Baffle-long	-	Seal Type	Impingement protection None		
48	Supports-tube	U-bend	0	Inlet 92,44 mm		
49	Bypass seal	Type		Type		
50	Expansion joint	Type		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')		
51	RhoV2-Inlet nozzle	826	Bundle entrance	37	Bundle exit	37
52	Gaskets - Shell side	Type		kg/(m-s ²)		
53	Floating head	Type		Flat Metal Jacket Fibe		
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class R - refinery service		
55	Weight/Shell	124,8	Filled with water	152	Bundle	34,8
56	Remarks					
57						
58						

A.7.2. Hoja de especificación del intercambiador E-101**Heat Exchanger Specification Sheet**

1	Company: Biogas Upgrading					
2	Location: Tarragona					
3	Service of Unit: Compressor Refrigerant Our Reference:					
4	Item No.: E-101			Your Reference:		
5	Date: 23/05/2020		Rev No.: 07/06/2020		Job No.:	
6	Size: 213 - 1219,2 mm		Type: BEM Horizontal		Connected in: 1 parallel 1 series	
7	Surf/unit(eff.) 6 m ²		Shells/unit 1		Surf/shell(eff.) 6 m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT					
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side	
10	Fluid name		Agua glicolada		Biogas	
11	Fluid quantity, Total kg/s		0,3333		0,0872	
12	Vapor (In/Out) kg/s		0 0		0,0035 0,0004	
13	Liquid kg/s		0,3333 0,3333		0 0,0031	
14	Noncondensable kg/s		0 0		0,0837 0,0837	
15						
16	Temperature (In/Out) °C		1 16,85		141,8 31,3	
17	Bubble / Dew point °C		/ /		236,51 / 65,92 -236,53 / 65,77	
18	Density Vapor/Liquid kg/m ³		/ 1028,96 / 1025,13		3,31 / 4,61 / 931,41	
19	Viscosity mPa-s		/ 2,8581 / 1,9172		0,0189 / 0,0148 / 0,7161	
20	Molecular wt, Vap				28,44 29	
21	Molecular wt, NC				29,14 29,14	
22	Specific heat kJ/(kg-K)		/ 3,872 / 3,909		1,484 / 1,294 / 4,216	
23	Thermal conductivity W/(m-K)		/ 0,4788 / 0,5068		0,0377 / 0,0266 / 0,5736	
24	Latent heat kJ/kg				2275,7 2080,2	
25	Pressure (abs) bar		4 3,98276		4 3,974	
26	Velocity (Mean/Max) m/s		0,06 / 1,66		1,57 / 27,27	
27	Pressure drop, allow./calc. bar		0,5 0,01724		0,26 0,026	
28	Fouling resistance (min) m ² -K/W		0,00256		0,00233 0,00255 Ao based	
29	Heat exchanged 20,6 kW		MTD (corrected) 57,47 °C			
30	Transfer rate, Service 59,8		Dirty 59,8		Clean 86,1 W/(m ² -K)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				Sketch	
32			Shell Side		Tube Side	
33	Design/Vacuum/test pressure bar		5 / /		5 / /	
34	Design temperature / MDMT °C		180 /		180 /	
35	Number passes per shell		1		1	
36	Corrosion allowance mm		0		0	
37	Connections In mm		1 25,4 / -		1 31,75 / -	
38	Size/Rating Out		1 25,4 / -		1 31,75 / -	
39	ID Intermediate		/ -		/ -	
40	Tube #: 130		OD: 12,7 Tks. Average 0,56 mm		Length: 1219,2 mm Pitch: 15,88 mm Tube pattern:30	
41	Tube type: Plain		Insert:None		Fin#: #/m Material:SS 304	
42	Shell SS 304		ID 213,46 OD 219 mm		Shell cover -	
43	Channel or bonnet SS 304				Channel cover -	
44	Tubesheet-stationary SS 304				Tubesheet-floating -	
45	Floating head cover -				Impingement protection None	
46	Baffle-cross SS 304		Type Single segmental		Cut(%d) 24,24 HorizSpacing: c/c 81,37 mm	
47	Baffle-long -		Seal Type		Inlet 88,86 mm	
48	Supports-tube U-bend		0		Type	
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')	
50	Expansion joint -		Type None			
51	RhoV2-Inlet nozzle 912		Bundle entrance 9		Bundle exit 9 kg/(m-s ²)	
52	Gaskets - Shell side -		Tube side		Flat Metal Jacket Fibe	
53	Floating head -					
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class R - refinery service			
55	Weight/Shell 160,5		Filled with water 203,6		Bundle 56,6 kg	
56	Remarks					
57						
58						


A.7.3. Hoja de especificación del intercambiador E-102

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company: Biogas Upgrading							
2	Location: Tarragona							
3	Service of Unit: Biogas Deshumification			Our Reference:				
4	Item No.: E-102			Your Reference:				
5	Date: 13/05/2020	Rev No.: 07/06/2020	Job No.:					
6	Size: 127 - 1990	mm	Type: BEM	Horizontal	Connected in: 1 parallel	1 series		
7	Surf/unit(ef.)	4,7	m ²	Shells/unit	1	Surf/shell(ef.) 4,7 m ²		
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT							
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side			
10	Fluid name							
11	Fluid quantity, Total	kg/s	0,9722		0,0872			
12	Vapor (In/Out)	kg/s	0	0	0,0618	0,0613		
13	Liquid	kg/s	0,9722	0,9722	0	0,0005		
14	Noncondensable	kg/s	0	0	0,0254	0,0254		
15								
16	Temperature (In/Out)	°C	1	4,78	120,6	10,4		
17	Bubble / Dew point	°C	/	/	-232,69 / 49,4	-232,69 / 49,36		
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 1028,96	/ 1028,2	14,5 /	20,96 / 875,28		
19	Viscosity	mPa-s	/ 2,8581	/ 2,5997	0,0186 /	0,0142 / 0,7523		
20	Molecular wt, Vap				29,07	29,12		
21	Molecular wt, NC				16,04	16,04		
22	Specific heat	kJ/(kg-K)	/ 3,872	/ 3,882	1,452 /	1,351 / 3,746		
23	Thermal conductivity	W/(m-K)	/ 0,4788	/ 0,4861	0,0366 /	0,0255 / 0,4079		
24	Latent heat	kJ/kg			1980,1	843,9		
25	Pressure (abs)	bar	16	15,90226	16	15,96731		
26	Velocity (Mean/Max)	m/s	0,14 / 0,18		1,09 / 1,34			
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0,49987	0,09774	0,26	0,03269		
28	Fouling resistance (min)	m ² -K/W	0,00187		0,00165	0,00187 Ao based		
29	Heat exchanged	14,2	kW		MTD (corrected)	41,76 °C		
30	Transfer rate, Service	73	Dirty	73	Clean	100,5 W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL				Sketch			
32			Shell Side		Tube Side			
33	Design/Vacuum/test pressure	bar	17 / / /	17 / / /				
34	Design temperature / MDMT	°C	160 / /	160 / /				
35	Number passes per shell		1	1				
36	Corrosion allowance	mm	0	0				
37	Connections	In mm	1 25,4 / -	1 31,75 / -				
38	Size/Rating	Out	1 25,4 / -	1 25,4 / -				
39	ID	Intermediate	/ -	/ -				
40	Tube #: 81	OD: 9,52	Tks. Average 0,56	mm			Length: 1990	mm
41	Tube type: Plain	Insert: None	Fin#: /	#/m			Material: SS 304	
42	Shell SS 304	ID 134,46	OD 140	mm			Shell cover	-
43	Channel or bonnet	SS 304			Channel cover	-		
44	Tubesheet-stationary	SS 304			Tubesheet-floating	-		
45	Floating head cover	-			Impingement protection	None		
46	Baffle-cross	SS 304	Type Single segmental	Cut(%d) 42,33	Horiz Spacing: c/c	81,37 mm		
47	Baffle-long	-	Seal Type		Inlet	469,9 mm		
48	Supports-tube	U-bend	0	Type				
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint	Expanded only (2 grooves)(App.A i')				
50	Expansion joint	-	Type	None				
51	RhoV2-Inlet nozzle	7761	Bundle entrance	5	Bundle exit	47 kg/(m-s ²)		
52	Gaskets - Shell side	-	Tube side		Flat Metal Jacket Fibe			
53	Floating head	-						
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1	TEMA class	R - refinery service				
55	Weight/Shell	121,4	Filled with water	147,3	Bundle	32,7 kg		
56	Remarks							
57								
58								

A.7.4. Hoja de especificación del intercambiador E-103

Heat Exchanger Specification Sheet

1	Company: Biogas Upgrading											
2	Location: Tarragona											
3	Service of Unit: Recuperator					Our Reference:						
4	Item No.: E-103					Your Reference:						
5	Date: 23/05/2020			Rev No.: 07/06/2020			Job No.:					
6	Size: 127 - 1219,2		mm		Type: BEM		Horizontal		Connected in: 1 parallel 1 series			
7	Surf/unit(eff.)		1,8		m ²		Shells/unit 1		Surf/shell(eff.) 1,8 m ²			
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT											
9	Fluid allocation					Shell Side			Tube Side			
10	Fluid name					Biogas			Biogas			
11	Fluid quantity, Total					313			100			
12	Vapor (In/Out)					kg/s		0,0868		0,0278 0,0278		
13	Liquid					kg/s		0		0		
14	Noncondensable					kg/s		0		0		
15												
16	Temperature (In/Out)					°C		5 39,95		152,9 48,78		
17	Bubble / Dew point					°C		-232,69 / 10,79 -232,69 / 10,66		/ /		
18	Density Vapor/Liquid					kg/m ³		21,51 / 884,08 18,69 /		13,33 / 18,08 /		
19	Viscosity					mPa-s		0,014 / 0,8038 0,0155 /		0,0197 / 0,0159 /		
20	Molecular wt, Vap							29,14 29,14		29,07 29,07		
21	Molecular wt, NC											
22	Specific heat					kJ/(kg-K)		1,35 / 3,612 1,364 /		1,496 / 1,374 /		
23	Thermal conductivity					W/(m-K)		0,025 / 0,3861 0,0284 /		0,04 / 0,0292 /		
24	Latent heat					kJ/kg		1575,7 1640,2				
25	Pressure (abs)					bar		16 15,97624		16 15,98908		
26	Velocity (Mean/Max)					m/s		1,19 / 13,51		0,43 /		
27	Pressure drop, allow./calc.					bar		0,49987 0,02377		0,26 0,01092		
28	Fouling resistance (min)					m ² -KW		0,00178		0,00162 0,00178 Ao based		
29	Heat exchanged					kW		4,1		MTD (corrected) 73,82 °C		
30	Transfer rate, Service					30,4		Dirty 30,4		Clean 34 W/(m ² -K)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL											
32						Shell Side			Tube Side			
33	Design/Vacuum/test pressure					bar		17 / /		17 / /		
34	Design temperature / MDMT					°C		76,67 /		193,33 /		
35	Number passes per shell							1		1		
36	Corrosion allowance					mm		0		0		
37	Connections		In		mm		1 31,75 / -		1 31,75 / -			
38	Size/Rating		Out				1 31,75 / -		1 25,4 / -			
39	ID		Intermediate				/ -		/ -			
40	Tube #: 40		OD: 12,7		Tks. Average 0,56		mm		Length: 1219,2 mm Pitch: 15,88 mm Tube pattern:30			
41	Tube type: Plain		Insert:None		Fin#:		#/m		Material:SS 304			
42	Shell SS 304		ID 134,46		OD 140		mm		Shell cover -			
43	Channel or bonnet		SS 304						Channel cover -			
44	Tubesheet-stationary		SS 304						Tubesheet-floating -			
45	Floating head cover								Impingement protection None			
46	Baffle-cross SS 304		Type		Single segmental		Cut(%d) 39,78		HorizSpacing: c/c 50,8 mm			
47	Baffle-long -		Seal Type						Inlet 212,72 mm			
48	Supports-tube		U-bend		0		Type					
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')					
50	Expansion joint				Type		None					
51	RhoV2-Inlet nozzle		376		Bundle entrance		7		Bundle exit 58 kg/(m-s ²)			
52	Gaskets - Shell side				Tube side				Flat Metal Jacket Fibe			
53	Floating head											
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class		R - refinery service					
55	Weight/Shell		101,5		Filled with water		117,5		Bundle 21,1 kg			
56	Remarks											
57												
58												

A.7.5. Hoja de especificación de la soplante

1	PROYECTO	Biogás Upgrading	ESPECIFICACION		Nº	
2	EMPRESA	ADICOMP	Soplante		HOJA Nº	1 de 1
3	PLANTA	-			FECHA	-
4	PLANTA	P&ID 1 sección C8			PREPARADO	22/04/2020
5	PLANTA	P&ID 1 sección C8	K-100		REVISADO	01/05/2020
6	ITEM	-			APROBADO	05/05/2020
7	ITEM	-	Nº UNIDADES	1		
8	SERVICIO	Impulsar el biogás para superar las pérdidas de carga de equipos/tuberías				
9	GENERAL	DESCRIPCIÓN				
10		CANTIDAD EN OPERACIÓN/RESERVA	1+1	unidad		
11		TIPO	Émbolos rotativos			
12		TIPO ACCIONAMIENTO	Desplazamiento positivo			
13	PROPIEDADES FLUIDO	COMPOSICIÓN MOLAR				
14		CH4	0,62	%		
15		CO2	0,35	%		
16		N2	0,01	%		
17		H2O	0,01	%		
18		H2S	0,00	%		
19		O2	0,00	%		
20		PESO MOLECULAR	26,10			
21		DENSIDAD	1,13	kg/m ³		
22		VISCOSIDAD	0,01	cP		
23		RELACION CP/CV	1,30			
24		FACTOR DE COMPESIBILIDAD	1,00			
25	OPERACIÓN	Condiciones aspiración				
26		CAUDAL	Normal	198,00	Nm ³ /h	
27			Máximo	220,00	Nm ³ /h	
28		PRESIÓN ASPIRACION		1,00	bar(a)	
29		TEMPERATURA ASPIRACION		5,00	°C	
30		Condiciones descarga				
31		PRESIÓN DESCARGA		1,20	bar(a)	
32		PRESIÓN DIFERENCIAL		200,00	mbar (a)	
33	RENDIMIENTO		85,00	%		
34	POTENCIA (ESTIMADA)		1,20	kW		
35	DISEÑO	CÓDIGO		ASME		
36		CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERAT.	30	°C	
37			PRESIÓN	2,0	bar(a)	
38			DENSIDAD	1,6	kg/m ³	
39		PRESIÓN SONORA SIN CABINA APROX.		86	dB(A)	
40		PRESIÓN SONORA CON CABINA APROX.		63	Db(A)	
41	COJINETES		Rodamientos			
42	LUBRICACIÓN		Por barboteo			
43	MATERIALES	DESCRIPCIÓN				
44		CUERPO	S31603			
45		TUBULADURAS	S31603			
46		BRIDAS CUERPO	S31603			
47		BRIDAS TUBULADUR.	S31603			
48						
49						
50						
51		TORNILLOS/TUERCAS INT.	S31603			
52		TORNILLOS/TUERCAS EXTER.	S31603			
53	JUNTAS INTERIOR	Según fabricante				
54	JUNTAS EXTERNAS	Según fabricante				
55	SOPORTES EXTERIORES	S31603				
56						
57						
58	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING
59		-	1	Aspiración biogás	80	150,00
60		-	1	Impulsión biogás	80	150,00
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67	NOTAS					
68						
69						
70						

A.7.6. Hoja de especificación del compresor

1	PROYECTO	Biogás Upgrading	ESPECIFICACION		Nº	1
2	EMPRESA	ADICOMP	Compresor		HOJA Nº	1 de 1
3	PLANTA	-			FECHA	-
4	PLANO	P&ID 1 sección E8			PREPARADO	12/04/2020
5	ÍTEM	-	K-101		REVISADO	26/04/2020
6	SERVICIO	Compresión de 1 bar (a) a 16 bar (a) antes de la separación mediante membranas			APROBADO	05/05/2020
7	DESCRIPCIÓN			Nº UNIDADES	1	
8	GENERAL	CANTIDAD EN OPERACIÓN/RESERVA	1+1		unidad	
9		TIPO	Cargol			
10		TIPO ACCIONAMIENTO	Motor eléctrico			
11						
12	PROPIEDADES FLUIDO	FLUIDO	Biogás			
13		COMPOSICIÓN	CH4	0,53	%	
14			MOLAR	CO2	0,47	%
15			PESO MOLECULAR	29,07		
16			DENSIDAD	1,19	kg/m3	
17			VISCOSIDAD	0,01	cP	
18			RELACION CP/CV	1,29		
19		FACTOR DE COMPESIBILIDAD	1,00			
20	OPERACIÓN	Condiciones aspiración				
21		CAUDAL	Normal	254,00	Nm ³ /h	
22			Máximo	300,00	Nm ³ /h	
23			PRESIÓN ASPIRACIÓN	1,00	bar (a)	
24			TEMPERATURA ASPIRACIÓN	22,00	°C	
25			Condiciones descarga			
26			PRESIÓN DESCARGA	16,00	bar (a)	
27			PRESIÓN DIFERENCIAL	15,00	bar (a)	
28			RENDIMIENTO	85,00	%	
29			POTENCIA (ESTIMADA)	35,00	kW	
30	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGO		ASME		
31		CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERATURA	200 °C		
32			PRESIÓN	20,00 bar (a)		
33			DENSIDAD	4,5 kg/m3		
34			TIPO DE CIERRE	-		
35			NIVEL DE SONIDO (a 1 m)	65 dB(A) - 80 dB(A)		
36		SISTEMA LUBRIFICACION	Aceite			
37	MATERIALES			DESCRIPCIÓN		
38		CUERPO	S31603			
39		TUBULADURAS	S31603			
40		BRIDAS CUERPO	S31603			
41		BRIDAS TUBULADUR.	S31603			
42						
43						
44			TORNILLOS/TUERCAS INT.	S31603		
45			TORNILLOS/TUERCAS EXTER.	S31603		
46			JUNTAS INTERIOR	Según fabricante		
47		JUNTAS EXTERNAS	Según fabricante			
48		SOPORTES EXTERIORES	S31603			
49	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.	RATING
50		-	1	Entrada biogás	80	150,00
51		-	1	Salida biogás	32	150,00
52		-	1	Entrada refrigerante	40	150,00
53		-	1	Salida refrigerante	32	150,00
54		-	1	Entrada aceite	25	150,00
55		-	1	Purga aceite	25	150,00
56						
57	NOTAS	El motor eléctrico utilizado es de eficiencia IE1 a IE3 con aislamiento de clase F y rodamientos blindados, de cierto tamaño, para soportar temperaturas de clase B y un grado de protección IP55.				
58						

A.7.7. Hoja de especificación de las columnas de carbón activo

1	PROYECTO	Biogás Upgrading	ESPECIFICACIÓN		Nº	1
2	EMPRESA				HOJA Nº	1 de 1
3	PLANTA	-			FECHA	-
4	PLANO	Nº 101			PREPARADO	05/06/2020
5	Columna A-101			REVISADO	10/06/2020	
6				APROBADO	16/06/2020	
7	ÍTEM	-	Nº UNIDADES	1		
8	SERVICIO	Adsorción de contaminante				
9	OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN				
10		PRODUCTO	Biogás			
11		TEMPERATURA	20,00	°C		
12		PRESIÓN	1,01	bar (a)		
13	DENSIDAD	1,30 kg/m3				
14	CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO	0,50	m	
15			ALTURA	1,50	m	
16			ESPESOR		mm	
17		FONDOS	SUPERIOR			
18			INFERIOR			
19		VOL. / PESO	VOL. ÚTIL	0,26	m3	
20			VOL. TOTAL	0,29	m3	
21			PESO		kg	
22		INSTALACIÓN				
23		AISLAMIENTO				
24	PINTURA					
25						
26	MATERIALES	DESCRIPCIÓN		ESQUEMA		
27		CUERPO	S31603			
28		FONDOS	S31603			
29		BRIDAS CUERPO	S31603			
30		VALONA BRIDAS CUERPO				
31		BRIDAS TUBULADUR.	S31603			
32		TUBULADURAS	S31603			
33		PLACA PARTICIÓN				
34		CORTACORRIENTES				
35		SOPORTES PARA INTERNOS				
36		TORNILLOS/TUERCAS INT.	S31603			
37		TORNILLOS/TUERCAS EXTER.	S31603			
38		JUNTAS INTERIOR	S31603			
39		JUNTAS EXTERNAS	S31603			
40		SOPORTES EXTERIORES	S31603			
41		INTERNOS - Relleno	ST I X (CARBÓN ACTIVO)			
42		INTERNOS - Soporte relleno				
43	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO		D.N.
44		1	1	Entrada del biogás	80	
45		2	1	Salida del biogás	80	
46		3	1	Entrada de carga/descarga	250	
47		4	1	Purga	25	
48		5	1	Salida alternativa del biogás	80	
49	6	1	Entrada alternativa del biogás	80		
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58	NOTAS					
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						

1	PROYECTO	Biogás Upgrading	ESPECIFICACIÓN		N°	1				
2	EMPRESA				HOJA N°	1 de 1				
3	PLANTA	-			FECHA	-				
4	PLANO	N° 101			PREPARADO	05/06/2020				
5	PLANO	N° 101	Columna A-102		REVISADO	10/06/2020				
6	ÍTEM	-			APROBADO	16/06/2020				
7	SERVICIO	Adsorción de contaminante			N° UNIDADES	1				
8	OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN								
9		PRODUCTO								
10		TEMPERATURA								
11		PRESIÓN								
12		DENSIDAD								
13	CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO	0,50	m	DISEÑO Y PRUEBA	CÓDIGOS			
14			ALTURA	1,50	m			CONDICIONES DE DISEÑO	TEMPERAT.	40
15		FONDOS	ESPEJOR		mm		PRESIÓN		1,01	bar (a)
16			SUPERIOR				DENSIDAD		kg/m3	
17		VOL. / PESO	INFERIOR				PRESIÓN DE PRUEBA	HIDRÁULICA		
18			VOL. ÚTIL	0,26	m3		NEUMÁTICA			
19			VOL. TOTAL	0,29	m3		ESPEJOR DE CORROSIÓN			mm
20			PESO		kg		EFICACIA DE SOLDADURA			
21			INSTALACIÓN				ALIVIO DE TENSIONES			
22			AISLAMIENTO				RADIOGRAFIADO			
23		PINTURA								
24										
25										
26	MATERIALES				DESCRIPCIÓN	ESQUEMA				
27					CUERPO					
28					FONDOS					
29					BRIDAS CUERPO					
30					VALONA BRIDAS CUERPO					
31					BRIDAS TUBULADUR.					
32					TUBULADURAS					
33					PLACA PARTICIÓN					
34					CORTACORRIENTES					
35					SOPORTES PARA INTERNOS					
36					TORNILLOS/TUERCAS INT					
37					TORNILLOS/TUERCAS EXTER.					
38					JUNTAS INTERIOR					
39					JUNTAS EXTERNAS					
40					SOPORTES EXTERIORES					
41				INTERNOS - Relleno						
42				INTERNOS - Soporte relleno						
43	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.					
44		1	1	Entrada del biogás	80					
45		2	1	Salida del biogás	80					
46		3	1	Entrada de carga/descarga	250					
47		4	1	Purga	25					
48		5	1	Salida alternativa del biogás	80					
49	6	1	Entrada alternativa del biogás	80						
50	NOTAS									
51										
52										
53										
54										
55										
56										
57										
58										
59										
60										
61										
62										
63										
64										
65										
66										
67										
68										
69										
70										

1	PROYECTO	Biogás Upgrading	ESPECIFICACIÓN		Nº	1	
2	EMPRESA				HOJA Nº	1 de 1	
3	PLANTA	-			FECHA	-	
4	PLANO	Nº 101			PREPARADO	05/06/2020	
5	ÍTEM	-	Columna A-103		REVISADO	10/06/2020	
6	SERVICIO	Adsorción de contaminante			APROBADO	16/06/2020	
7					Nº UNIDADES	1	
8	OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN					
9		PRODUCTO Biogás					
10		TEMPERATURA 20,00 °C					
11		PRESIÓN 1,01 bar (a)					
12		DENSIDAD 1,30 kg/m ³					
13	CONSTRUCCIÓN	DIMENSIONES	DIÁMETRO	0,50	m	DISEÑO Y PRUEBA	
14			ALTURA	1,50	m		
15		FONDOS	ESPELOR		mm		
16			SUPERIOR				
17		VOL. / PESO	INFERIOR				
18			VOL. ÚTIL	0,26	m ³		
19			VOL. TOTAL	0,29	m ³		
20			PESO		kg		
21		INSTALACIÓN					
22		AISLAMIENTO					
23	PINTURA						
24							
25							
26	MATERIALES				DESCRIPCIÓN	ESQUEMA 	
27		CUERPO	S31603				
28		FONDOS	S31603				
29		BRIDAS CUERPO	S31603				
30		VALONA BRIDAS CUERPO					
31		BRIDAS TUBULADUR.	S31603				
32		TUBULADURAS	S31603				
33		PLACA PARTICIÓN					
34		CORTACORRIENTES					
35		SOPORTES PARA INTERNOS					
36		TORNILLOS/TUERCAS INT.	S31603				
37		TORNILLOS/TUERCAS EXTER.	S31603				
38		JUNTAS INTERIOR	S31603				
39		JUNTAS EXTERNAS	S31603				
40		SOPORTES EXTERIORES	S31603				
41		INTERNOS - Relleno	ST I X (CARBÓN ACTIVO)				
42	INTERNOS - Soporte relleno						
43	TUBULADURAS	MARCA	CANT.	SERVICIO	D.N.		
44		1	1	Entrada del biogás	80		
45		2	1	Salida del biogás	80		
46		3	1	Entrada de carga/descarga	250		
47	4	1	Purga	25			
48							
49							
50							
51							
52							
53							
54							
55							
56							
57							
58	NOTAS						
59							
60							
61							
62							
63							
64							
65							
66							
67							
68							
69							
70							

A.7.8. Hojas de especificaciones de las membranas

1	PROYECTO	Biogás Upgrading	ESPECIFICACIÓN		Nº	1
2	EMPRESA				HOJA Nº	1 de 1
3	PLANTA	-			FECHA	-
4	PLANO	Nº 102			PREPARADO	27/04/2020
5			Membrana M-101		REVISADO	29/04/2020
6	ÍTEM	-			APROBADO	01/05/2020
7			Nº UNIDADES	-		
8	SERVICIO	Separación de metano y dióxido de carbono				
9	OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN				
10		TEMPERATURA OPERACIÓN	40,00	°C		
11		PRESIÓN OPERACIÓN	15,00	bar (g)		
12		Permeabilidad metano	0,60	GPU		
13		Permeabilidad CO2	30,00	GPU		
14		Selectividad CO2/CH4	50,00	-		
15		Rendimiento (configuración 3 etapas)	99,00	%		
16	Pureza (configuración 3 etapas)	99,00	%			
17	DIMENSIONES Y PESO	DESCRIPCIÓN				
18		Diámetro nominal de entrada	3/4	in		
19		Diámetro nominal de retenido	3/4	in		
20		Diámetro nominal de permeado	3/4	in		
21		Peso módulo	22,5	kg		
22		Longitud del módulo	50,9	in		
23		Diámetro del módulo	4,5	in		
24	Tipo de tubuladura	G-thread				
25	MATERIALES	DESCRIPCIÓN				
26		Carcasa	SS31603			
27		Membrana	polimérica			
28		Tubuladura retenido	SS31603			
29		Tubuladura entrada	SS31604			
30	Tubuladura permeado	SS31605				
31						
32						
33						
34						

1	PROYECTO	Biogás Upgrading	ESPECIFICACIÓN		Nº	1
2	EMPRESA				HOJA Nº	1 de 1
3	PLANTA	-			FECHA	-
4	PLANO	Nº 102			PREPARADO	27/04/2020
5			Membrana M-102		REVISADO	29/04/2020
6	ÍTEM	-			APROBADO	01/05/2020
7			Nº UNIDADES	-		
8	SERVICIO	Separación de metano y dióxido de carbono				
9	OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN				
10		TEMPERATURA OPERACIÓN	40,00	°C		
11		Presión entrada	15,00	bar (g)		
12		Presión retenido	15,00	bar (g)		
13		Presión permeado	2,50	bar (g)		
14		Permeabilidad metano	0,60	GPU		
15		Permeabilidad CO2	30,00	GPU		
16		Selectividad CO2/CH4	50,00	-		
17		Rendimiento (configuración 3 etapas)	99,00	%		
18	Pureza (configuración 3 etapas)	99,00	%			
19	DIMENSIONES Y PESO	DESCRIPCIÓN				
20		Diámetro nominal de entrada	3/4	in		
21		Diámetro nominal de retenido	3/4	in		
22		Diámetro nominal de permeado	3/4	in		
23		Peso módulo	22,5	kg		
24		Longitud del módulo	50,9	in		
25		Diámetro del módulo	4,5	in		
26	Tipo de tubuladura	G-thread				
27	MATERIALES	DESCRIPCIÓN				
28		Carcasa	SS31603			
29		Membrana	polimérica			
30		Tubuladura retenido	SS31603			
31		Tubuladura entrada	SS31604			
32	Tubuladura permeado	SS31605				
33						
34						
35						
36						

1	PROYECTO	Biogás Upgrading	ESPECIFICACIÓN		Nº	1
2	EMPRESA				HOJA Nº	1 de 1
3	PLANTA	-			FECHA	-
4	PLANO	Nº 102			PREPARADO	27/04/2020
5	PLANO	Nº 102	Membrana M-103		REVISADO	29/04/2020
6	ÍTEM	-			APROBADO	01/05/2020
7	ÍTEM	-			Nº UNIDADES	-
8	SERVICIO	Separación de metano y dióxido de carbono				
9	OPERACIÓN	DESCRIPCIÓN				
10		TEMPERATURA OPERACIÓN	40,00	°C		
11		Presión entrada	2,50	bar (g)		
12		Presión retenido	2,50	bar (g)		
13		Presión permeado	0,50	bar (g)		
14		Permeabilidad metano	0,60	GPU		
15		Permeabilidad CO2	30,00	GPU		
16		Selectividad CO2/CH4	50,00	-		
17		Rendimiento (configuración 3 etapas)	99,00	%		
18	Pureza (configuración 3 etapas)	99,00	%			
19	DIMENSIONES Y PESO	DESCRIPCIÓN				
20		Diámetro nominal de entrada	3/4	in		
21		Diámetro nominal de retenido	3/4	in		
22		Diámetro nominal de permeado	3/4	in		
23		Peso módulo	22,5	kg		
24		Longitud del módulo	50,9	in		
25		Diámetro del modulo	4,5	in		
26	Tipo de tubuladura	G-thread				
27	MATERIALES	DESCRIPCIÓN				
28		Carcasa	SS31603			
29		Membrana	polimérica			
30		Tubuladura retenido	SS31603			
31		Tubuladura entrada	SS31604			
32	Tubuladura permeado	SS31605				
33						
34						
35						
36						