



PLANTA PRODUCCIÓN ACETALDEHÍDO

VOLUMEN I

Maria Serrano Amarelle
Alesander Hernández Lizarraga
Juli Haeffner Murt
Cecilia Reyes León
Valentina Buscio Olivera
Aran Solé i Garrigós
Eduardo Nicolás Martínez Ramón

2009/2010
Ingeniería Química

AGRADECEMENTOS

En primeiro lugar, desculparme por escribir en galego nunha terra que non é a miña, pero para agradecer dende o corazón hai que facelo na lingua na que este fala.

Esta recta final da carreira comezou como unha tolería. Viña a Barcelona de xeito inesperado, cos grupos de traballo xa feitos, sen casa e sen saber moi ben que arroutada me dera para chegar ata aquí. Pero o azar xa fixera por min a mellor das eleccións. Gracias aos seis pola cálida acollida, por facerme sentir como se levase convosco anos, por ser ademais de compañeiros, os meus profes de catalán, os meus guías nocturnos por Barcelona, porque sen vos esta aventura non sería o mesmo.

Pero como esta andaina xa tiña empezado moito tempo antes, non quero esquecerme de lembrar aos meus compañeiros durante todos estes anos, en especial a Jose e Oubiña, por todas esas dúbidas resoltas, por ser a miña visión 3D, por toda aquela noite rematando láminas de debuxo e por tantas outras cousas. Tamén a Nieves, Eva e Pau por coidarme con tanto agarimo, por estar aí sempre para o que fixese falta e porque gracias a vos sentínme como se Barcelona fose un barrio máis de Compostela.

Gracias a Tiago, Sabela e Manu por facer de Coimbra algo inesquecible.

E todos estes anos non serían o mesmo sen as miñas Lauras, Bibi, Tomás, Patri, Paula, Juan, Kasal, Vane, Manu, Libi, Tonecho e Pablo (espero despois desta retaíla non esquecerme de ninguén), gracias a todos por compartir comigo tantos momentos, por visitarme onde queira que vaia, polas caras de alegría que poñedes cando as cousas me saen ben e polas apertas cando non saen como esperaba. Sodes a mellor das compañías! E se a alguén lle debo toda a forza que me axudou a chegar ata aquí, ese eres ti Martín. Gracias por apoiar as miñas decisións coma se fosen túas, pola ilusión coa que recibes cada pequeno logro, por converter tantos momentos de stres en sorrisos e por entender mellor que ninguén todo o que isto significa.

E non tería chegado ata aquí, senón fose polo incondicional apoio dos meus pais e do meu irmán. Gracias por facerme ver que podía facer todo o que me propuxera, polas apertas e as palabras de ánimo fose cal fose o resultado e sobre todo, por ensinarme a vela vida dese xeito tan positivo e marabilloso no que vos a vedes. E aínda que nunca poderá lelo, non podo esquecerme do meu Luquiñas, pola compañía e a tranquilidade que me aportou todas esas noites durmido ao carón da mesa de estudio.

María.

Ikasten, beti irudimena zabaltzen, momentu oro. Milesker zeozer erakutsi didaten guztiei.

Ales

En primer lugar me gustaría agradecer a Cecy, María, Ales, Aran, Edu y Juli por las horas compartidas realizando este proyecto.

A Alba, Coral, Anna, Carmen, Sergio y Javi por compartir conmigo todos estos años y los que nos quedan aún...

A mis amigos “upeceros” que aunque ya no nos veamos cada día estáis ahí siempre que os he necesitado. Especialmente a Rubén, porque ya sabes que para mi eres como mi hermano mayor (aunque seas como un niño pequeño al que tengo que cuidar...)

Al INTEXTER, porque os he vuelto locos con mis horarios, porque “yo ya llegaré...”.

A Adelaida, Cris y Xavi por haber compartido conmigo estos últimos 2 años y haberme aceptado aunque fuera una “tecnicucha”. Porque habéis marcado mi época en la uab y me habéis dado momentos únicos que serán difíciles de olvidar.

A Álex por aguantarme todo este tiempo.

Finalmente me gustaría agradecer de forma especial a mi familia por apoyarme siempre en todo lo que hago.

Muchas gracias a todos!

Valentina.

“No por mucho trasnochar ni trasdiar acabarás más temprano”

“Gracias a los bescanviadores, las corazas, a los corrientes, a los cabales i....”

“Thank you to Jack, Jill, Peter , Patrick, indios, tomates y flechas”

“Merci Laura de Ercross per fer una obra caritativa”

“Gracias a Chayanne por su soporte moral i el regalo del collage”

“Danke Julius, Gracias Eduardo Nicolás, Grazas”

“Gracias a la canciones inside outside y alegría.....”

“Gracias de todo corazón a la imagen purple y a los logos guays”

Mío Cid

Quiero dar gracias a todo mi grupo: Valen, María, Aran, Ales, Juli y Edu por todo lo que hemos pasado haciendo este proyecto, y sobre todo, a los calendarios de Aran seguidos a raja tabla que nos han llevado a poder entregar este proyecto a tiempo.

También quiero agradecer a mis hermanas: Kity y Guchy que siempre han estado ahí dándome su apoyo. A Lidia (toto) y Didi: por la tortilla de spaguetis y las hamburguesas y la Coca-Cola.

Agradecer a mis padres que siempre están ahí para todo lo que necesite. A mi Janita, que aunque está lejos siempre está pensado en todas nosotras, sus nietas. Y a todos los que han estado a mi lado durante la realización de este proyecto.

Cecilia

Me gustaría agradecer a mi novia, familia y amigos por el apoyo recibido durante estos meses. También me gustaría agradecer a mis compañeros de promoción del 99 los momentos pasados durante la carrera. Pero sobre todo agradecer a mis compañeros de grupo Ales, Aran, Ceci, Juli, Maria y Valentina que se lo han currado un montón para poder tener un excelente proyecto final de carrera.

Edu

1. ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

- 1.1. *BASES DEL PROYECTO*
- 1.2. *MÉTODOS DE OBTENCIÓN*
- 1.3. *DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN*
- 1.4. *CONSTITUCIÓN DE LA PLANTA*
- 1.5. *BALANCE DE MATERIA*
- 1.6. *ESPECIFICACIONES Y NECESIDADES DE SERVICIO*
- 1.7. *BIBLIOGRAFÍA*

2. EQUIPOS

- 2.1. *DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS*
- 2.2. *LISTADO EQUIPOS*
- 2.3. *HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS*
- 2.4. *AISLAMIENTO*
- 2.5. *BILOGRAFÍA*

3. CONTROL E INSTRUMENTACIÓN

- 3.1. *INTRODUCCIÓN*
- 3.2. *ESTRATEGIA DE CONTROL*
- 3.3. *NOMENCLATURA*
- 3.4. *LISTADO DE LAZOS*
- 3.5. *DESCRIPCIÓN Y DIAGRAMAS*
- 3.6. *INSTRUMENTACIÓN*

3.7 *ELEMENTOS FINALES DE CONTROL. VÁLVULAS DE CONTROL*

3.8. *BIBLIOGRAFÍA*

4. TUBERÍAS, VÁLVULAS, ACCESORIOS Y BOMBAS

4.1. *TUBERÍAS*

4.2. *VÁLVULAS*

4.3. *ACCESORIOS*

4.4 *BOMBAS Y COMPRESORES*

4.5. *BIBLIOGRAFÍA*

4.6 *ANEXO*

5. SEGURIDAD

5.1. *INTRODUCCIÓN*

5.2. *DISPOSICIONES MÍNIMAS DE SEGURIDAD Y SALUD EN LOS LUGARES DE TRABAJO.*

5.3. *MANIPULACIÓN DE SUSTANCIAS PELIGROSAS*

5.4. *PRINCIPALES RIESGOS DE LA INDUSTRIA*

5.5. *SEGURIDAD EN LAS INSTALACIONES DE SERVICIOS*

5.6. *PLAN DE EMERGENCIA INTERIOR*

5.7. *PROTECCIÓN CONTRA INCENDIOS*

5.8. *EQUIPOS DE PROTECCIÓN INDIVIDUAL (EPI)*

5.9. *BIBLIOGRAFÍA*

6. MEDIO AMBIENTE

6.1. *INTRODUCCIÓN*

6.2. *TIPOS DE CONTAMINACIÓN*

6.3. *TRATAMIENTO DE GASES DE LA PLANTA*

6.4. *TRATAMIENTO EFLUENTES LÍQUIDOS DE LA PLANTA*

6.5. *BIBLIOGRAFIA*

7. EVALUACIÓN ECONÓMICA

7.1. *INTRODUCCIÓN*

7.2. *COSTES DE EQUIPOS*

7.3. *CAPITAL INMOVILIZADO*

7.4. *CAPITAL CIRCULANTE*

7.5. *COSTES DE MANUFACTURA Y GENERALES*

7.6. *DINERO POR VENTAS*

7.7. *CÁLCULO DE LA RENTABILIDAD DE LA PLANTA*

8. PUESTA EN MARCHA

8.1. *INTRODUCCIÓN*

8.2. *TAREAS PREVIAS A LA PUESTA EN MARCHA*

8.3. *PROCEDIMIENTO OPERATIVO*

9. OPERACIÓN EN PLANTA

9.1. *INTRODUCCIÓN*

9.2. *MANTENIMIENTO DE LOS EQUIPOS*

9.3. *LLENADO Y VACIADO DE TANQUES*

10. DIAGRAMAS Y PLANOS

- 10.1 *DIAGRAMA DE IMPLANTACIÓN LAYOUT*
- 10.2 *DIAGRAMA DE IMPLANTACIÓN SEGURIDAD*
- 10.3 *DIAGRAMA DE PROCESO*
- 10.4 *DIAGRAMA DE IMPLANTACIÓN: ÁREA 100 A*
- 10.5 *DIAGRAMA DE IMPLANTACIÓN: ÁREA 100 B*
- 10.6 *DIAGRAMA DE IMPLANTACIÓN: ÁREA 200 Y 300*
- 10.7 *PLANO DE INGENIERÍA: ÁREA 100A*
- 10.8 *PLANO DE INGENIERÍA: ÁREA 100B*
- 10.9 *PLANO DE INGENIERÍA: ÁREA 200*
- 10.10 *PLANO DE INGENIERÍA: ÁREA 300*
- 10.11 *PLANO DE INGENIERÍA: D-302*
- 10.12 *PLANO DE INGENIERÍA: ÁREA 700*
- 10.13 *PLANO DE INGENIERÍA: ÁREA 800 A*
- 10.14 *PLANO DE INGENIERÍA: ÁREA 800 B*

11. MANUAL DE CÁLCULO

- 11.1 *EQUIPOS 100/200/300*
- 11.2 *ÁREA TRATAMIENTO EFLUENTES GASEOSOS 700*
- 11.3 *ÁREA TRATAMIENTO EFLUENTES LÍQUIDOS 800*
- 11.4 *BOMBAS Y COMPRESORES*
- 11.5 *AGITADORES*
- 11.6 *BIBLIOGRAFÍA*

1. ESPECIFICACIONES DEL **PROYECTO**

1.1.	<i>BASES DEL PROYECTO</i>	4
1.1.1.	Bases del proyecto	4
1.1.2.	Especificaciones de la producción	4
1.1.3.	Alcance del proyecto	4
1.1.4.	Localización de la planta	5
1.1.4.1.	Características del polígono industrial	5
1.1.4.2.	Características de la zona de ubicación de la planta	5
1.1.4.3.	Redes de comunicación	6
a)	Redes de carretera	6
b)	Red ferroviaria	6
1.1.4.4.	Información sobre Castellbisbal	6
1.1.5.	Abreviaturas	8
1.2.	<i>MÉTODOS DE OBTENCIÓN</i>	10
1.2.1.	Introducción	10
1.2.2.	Procesos más destacados para la obtención de acetaldehído	12
1.2.2.1.	Acetaldehído a partir de la oxidación del etileno	12
a)	Proceso de una etapa	14
b)	Proceso de dos etapas	17
1.2.2.2.	Acetaldehído a partir de etanol	17
1.2.2.3.	Acetaldehído por oxidación de alcanos C3/C4	19
1.2.3.	Productos derivados del acetaldehído	19

1.3.	<i>DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN</i>	21
1.4.	<i>CONSTITUCIÓN DE LA PLANTA</i>	24
1.4.1.	Descripción de las áreas	24
1.4.2.	Plantilla de trabajadores	24
1.4.3.	Programación temporal de la construcción de la planta	27
1.5.	<i>BALANCE DE MATERIA</i>	28
1.5.1.	Área 200	29
1.5.2.	Área 300	33
1.5.3.	Comprobación producción de subproductos	41
1.6.	<i>ESPECIFICACIONES Y NECESIDADES DE SERVICIO</i>	43
1.6.1.	Agua de Red	43
1.6.2.	Gas Natural	43
1.6.3.	Agua de Refrigeración	44
1.6.4.	Grupos de frío	45
1.6.4.1.	Chiller de 15°C	45
1.6.4.2.	Chiller de 5°C	45
1.6.4.3.	Chiller de agua glicolada	45
1.6.5.	Agua Descalcificada	46
1.6.6.	Aire Comprimido	47
1.6.7.	Electricidad	48
1.6.7.1.	Introducción	48

1.6.7.2.	Cableado	49
1.6.7.3.	Elementos de seguridad	49
a)	Fusibles	49
b)	Interruptor automático	49
c)	Interruptores Diferenciales	49
1.6.7.4.	Dimensionado eléctrico	50
1.6.7.5.	Estación transformadora	55
1.6.7.6.	Grupos electrógenos	56
a)	Motor	56
b)	Alternador	56
c)	Tablero de comando	56
d)	Chasis	56
1.7.	<i>BIBLIOGRAFÍA</i>	58
1.7.1.	Localización de la planta	58
1.7.2.	Métodos de obtención	58
1.7.3.	Especificaciones y necesidades de servicios	58
1.7.3.1.	Electricidad	58
1.7.3.2.	Aislamiento	58

1.1. BASES DEL PROYECTO

1.1.1. Bases del proyecto

El objeto de este proyecto es el diseño y estudio de una planta de fabricación de acetaldehído a partir de etileno y oxígeno.

El proyecto debe incluir como mínimo las siguientes áreas:

- Unidades de proceso y reacción para la producción de acetaldehído
- Unidades de almacenamiento de materias primas y zona de carga y descarga
- Almacenamiento de producto acabado
- Área de servicios
- Oficinas, laboratorios y vestuarios
- Control de accesos y aparcamiento
- Tratamiento de aguas y gases
- Lucha contra incendios

1.1.2. Especificaciones de la producción

La capacidad de producción de la planta de acetaldehído será de 60.000 toneladas anuales.

La planta estará operativa 300 días al año, el resto de días se dedicarán a las paradas y mantenimiento de la misma.

La presentación del producto acabado será líquido para cisternas a granel.

1.1.3. Alcance del proyecto

- Diseño y especificaciones de todos los equipos presentes en el proceso
- Diseño de todo el sistema de control necesario para el correcto funcionamiento de la planta
- Diseño de las medidas de seguridad necesarias para la planta, así como para los trabajadores

- Cumplimiento de la normativa y legislación aplicable
- Evaluación económica de la planta

1.1.4. Localización de la planta

1.1.4.1. Características del polígono industrial

- La planta estará ubicada en un terreno ficticio en el Polígono Industrial “Metalls Pesants” en el término municipal de Castellbisbal.
- El proyecto deberá cumplir la normativa urbanística ficticia del Polígono detallada en la Tabla 1.
- En cuanto a la normativa sectorial, el proyecto deberá cumplir la normativa aplicable con especial atención a la parcela medioambiental y la de protección contra incendios.

Tabla 1

Edificabilidad	1,5 m2 techo / m2 suelo
Ocupación máxima de la parcela	75%
Ocupación mínima de la parcela	20% superficie ocupación máxima
Retranqueos a viales y vecinos	5 m
Altura máxima	16 m y 3 plantas (excepto en producción, justificando la necesidad del proceso)
Altura mínima	4 m y 1 planta
Aparcamientos	1 plaza / 150 m2 construidos
Distancia entre edificios	1/3 del edificio más alto con un mínimo de 5 m

1.1.4.2. Características de la zona de ubicación de la planta

Una de las cosas más importantes a tener en cuenta a la hora de escoger la ubicación para la construcción de una planta industrial, es que el lugar escogido disponga de una buena comunicación y accesibilidad.

El Polígono Industrial “Metalls Pesants” presenta las siguientes ventajas:

- Situado a unos 30 Km del Aeropuerto del Prat en Barcelona
- Situado a unos 34 Km del Puerto de Barcelona
- Posibilidad de compartir servicios con otras empresas del sector ubicadas en el mismo polígono
- La planta no provocará un impacto ambiental destacable

1.1.4.3. Redes de comunicación

a) Redes de carretera

Castellbisbal dispone de una buena comunicación por carreteras y autopistas al estar cerca de Barcelona ciudad.

b) Red ferroviaria

Castellbisbal tiene una buena comunicación ferroviaria a nivel de cercanías, es decir, en desplazamientos cortos. En desplazamientos de media y larga distancia, habría que desplazarse a poblaciones cercanas. Pero al igual que sucede con el aeropuerto y el puerto, este tipo de transporte se encuentra muy cerca.

1.1.4.4. Información sobre Castellbisbal

Castellbisbal es un municipio de la comarca del Vallés Occidental situado en la provincia de Barcelona.

Se encuentra a 132 metros de altura respecto el nivel del mar y tiene una extensión de 31,04 Km².

Tiene 18 núcleos de población:

Area Industrial del Llobregat, Can Costa, Can Nicolau de Dalt, Can Santeugini, Les Casetes de Ca n'Oliveró, Castellbisbal, Olonia del Carmen, Conde de Sert, Costablanca, Polígon Industrial Ca n'Esteper, Polígon Industrial Castellbisbal Sur, Polígon Industrial Can Cases del Riu, Polígon Industrial Conde de Sert, Polígon

Industrial San Vicente, Polígono Industrial de Can Galí y els Ferrers, Polígons Industrials de Santa Rita y Agripina y Santa Rita.

Dada la cercanía con Barcelona y el aumento de los precios de las viviendas, Castellbisbal ha aumentado mucho la población en pocos años. En el año 2000 la población era de 7.887 habitantes y en el año 2009 de 11.977 habitantes.

Castellbisbal presenta un clima mediterráneo de temperaturas suaves, con ausencia de un auténtico invierno climático.

En cuanto a la temperatura se puede decir que:

- La temperatura media anual es de 15 °C.
- Durante nueve meses, la temperatura media mensual es superior a 10º.
- La temperatura media del mes más frío (enero) es de 7º.
- De junio a setiembre, la temperatura media es superior a 20º.

En cuanto a la pluviosidad se puede decir que:

- La pluviosidad anual es de aproximadamente 600 mm, con grandes diferencias interanuales.
- Las precipitaciones máximas se registran en los meses de primavera y, especialmente, en los de otoño.
- En invierno y, sobre todo, en verano, la sequía es intensa.
- Las precipitaciones de finales de verano y otoño suelen tener carácter torrencial y, a menudo, provocan la crecida de ríos y rieras.

La vegetación natural del municipio en la actualidad es bastante escasa debido a la intensa intervención del hombre a favor de la agricultura y la urbanización. Se podría decir que sólo se conservan algunos bosques de encinas y roble con matorral en terrenos marginales.

La industria se ha visto favorecida en gran medida por su proximidad a Barcelona.

1.1.5. Abreviaturas

La relación de abreviaturas utilizadas es la siguiente:

EQUIPO	CÓDIGO
Intercambiador	E
Aerorefrigerador	A
Absorbedor	AB
Torre de destilación	D
Reactor	R
Regenerador	RE
Separador	S
Tanque de almacenamiento	T
Tanque de disolución	TD
Agitador	AG
Tanque pulmón	TP
Cinta Transportadora	CT
Sedimentador	SE
Filtro prensa	FP
Bomba	P
Compresor	CO
Silo	SI
Tornillo sin fin	TB
Caldera	CL
Chiller	CH
Torre Refrigeración	TR
Chimenea	X
Columna adsorción	CA
Centrífuga	CF

MATERIALES	CÓDIGO
PVC	P
AISI 304	IN
Acero al carbono	C

SUSTANCIA	CÓDIGO
Etileno	E
Oxígeno	O
Acetaldehído	AT
Acido acético	AA
Ácido Clorhídrico	C
Cloruro de cobre	CC
Cloruro de paladio	CP
Agua	A
Agua de refrigeración	AR
Cloruro de etilo o cloroetano	CE
Cloruro de metilo	CM
Crotonaldehído	CR
Cloroacetaldehído	CAT
Dicloroacetaldehído o cloroacetil cloruro	DCAT
Tricloroacetaldehído o dicloroacetil cloruro	TCAT
Etano	ET
Metano	M
Oxalato de cobre	OX
Vapor	S
Sulfato ferroso	SF
Ácido Sulfúrico	SF
Hidróxido cálcico	HC
Dióxido de carbono	CO
Aire	AI

1.2. MÉTODOS DE OBTENCIÓN

1.2.1. Introducción

El acetaldehído, también conocido como etanal, es un compuesto orgánico de fórmula CH_3CHO . Es un líquido volátil, incoloro y con un olor característico ligeramente afrutado.

El acetaldehído fue sintetizado por primera vez en 1782 por George Heinrich Adolf Scheele, un botánico alemán, mediante la oxidación de etanol con dióxido de manganeso. Pero su fórmula no fue averiguada hasta 1835 por Justus Von Liebig, un químico alemán.

El acetaldehído es usado primordialmente como producto intermedio en la producción de otros productos químicos orgánicos, medicamentos y plásticos, como por ejemplo, el ácido acético, el anhídrido acético, el n-butanol, el 2-etilhexanol, el cloral, la piridina, el crotonaldehído, el ácido láctico, las alquilaminas, etc...

Las materias primas principales para la obtención del acetaldehído han sido etanol, acetileno, etileno y fracciones de hidrocarburos. La elección de estas ha dependido de los países y ha estado influenciada por factores económicos e históricos.

En EEUU, Gran Bretaña y Francia a mediados de los años sesenta desempeñaban un gran papel los procesos de obtención de acetaldehído que partían del etileno, con etanol como intermedio. En Alemania e Italia en cambio se prefería la hidratación del acetileno por el elevado precio del etanol.

La oxidación de alcanos C_3 , C_4 constituyó una alternativa para la obtención de acetaldehído, que se utilizó con una extensión limitada en EEUU.

Con la oferta de etileno más barata, procedente de la disociación de gas natural y nafta, por una parte, y el desarrollo de procesos industriales de oxidación directa por Wacker-Hoechst por otra parte, los antiguos procesos fueron perdiendo presencia a lo largo de los años, sobre todo en EEUU y Japón.

Hoy en día el proceso de fabricación de acetaldehído a partir de etanol sólo ha sido capaz de sostenerse en algunos países de Europa Occidental, esto explica que

su producción sólo sea una pequeña parte respecto a la producción total de acetaldehído en el mundo.

El proceso a base de acetileno sólo es practicado en algunos países de Europa Oriental y en países como Suiza e Italia, donde el acetileno se puede adquirir a un muy buen precio. En 1968 EEUU y Japón cerraron sus últimas plantas de obtención de acetaldehído por este método.

El proceso de oxidación de butano/propano también perdió importancia, ya que se trataba de un método no selectivo, que solamente es rentable en grandes plantas donde los coproductos pueden ser recuperados.

Otro proceso desarrollado fue la oxidación directa del etileno. A mediados de los 70, alcanzó una producción máxima de $2,6 \times 10^6$ toneladas anuales a nivel mundial. La causa de la disminución de la producción en años venideros fue la fabricación de ácido acético, el producto más importante derivado del acetaldehído, por el proceso de carbonatación del metanol.

En el futuro, los nuevos procesos para productos químicos como el anhídrido acético y las alquilaminas, productos elaborados anteriormente a partir del acetaldehído, causarán una disminución en la importancia de obtención del acetaldehído.

Con el interés creciente en gases de síntesis como materia prima principal, la conversión de un paso de mezclas de CO/H_2 a acetaldehído y otros productos acidificados, podría limitar las necesidades restantes.

En 1993 la capacidad de producción mundial de acetaldehído fue de $2,4 \times 10^6$ toneladas anuales, de las cuales 0,65 fueron de Europa Occidental, 0,42 de Japón y 0,23 de EEUU.

En

Tabla 2 se observa como la tendencia mundial de producción mundial de acetaldehído ha ido decreciendo:

Tabla 2 Producción de acetaldehído en 106 toneladas

	1988	1990	1993
Europa Occ	0,66	0,58	0,61
Japón	0,33	0,38	0,35
EEUU	0,32	0,31	0,16

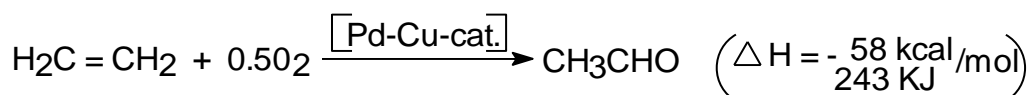
1.2.2. Procesos más destacados para la obtención de acetaldehído

1.2.2.1. Acetaldehído a partir de la oxidación del etileno

El principio de la oxidación parcial de etileno para la obtención de acetaldehído, resulta de la observación hecha por F.C. Phillips, ya en 1894, de que las sales de platino, en reacción estequiométrica, oxidaban selectivamente al etileno, dando acetaldehído con una reducción simultánea a platino metálico. Pero sólo el descubrimiento realizado por Wacker de un proceso catalítico con ayuda de un sistema rédox fue decisivo para el desarrollo de la tecnología adecuada por Wacker Hoechst, que permitió su aplicación industrial en gran escala.

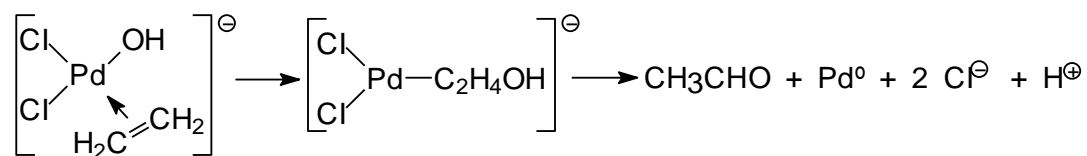
Actualmente el 85% de la producción mundial de acetaldehído se realiza mediante el proceso Wacker-Hoechst.

El proceso total desarrollado por Wacker y Hoechst entre 1957 y 1959, se representa sencillamente como una oxidación directa catalítica y exotérmica por:



El catalizador es un sistema de dos componentes que consta de PdCl_2 y CuCl_2 . En el PdCl_2 reside la propia función catalítica, que tiene lugar por la formación de un complejo con el etileno y un cambio de ligantes. Como pasos parciales más

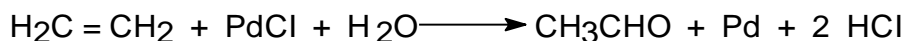
importantes en el mecanismo están la formación de un complejo π (complejo de transferencia de carga), el reordenamiento a un complejo σ y su disociación a los productos finales:



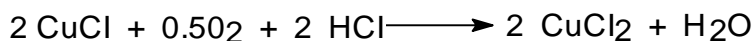
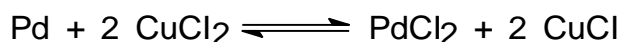
El CuCl_2 produce la reoxidación del paladio metálico (valencia cero) a su grado de valencia dos.

Otros numerosos medios de oxidación se pueden utilizar para transformar el Pd^0 a Pd^{2+} , pero sólo el cobre es ventajoso en el sistema rédox, ya que por el O_2 vuelve a pasar fácilmente de cobre monovalente a cobre divalente por oxidación.

La ecuación global anterior resume un conjunto de reacciones de varios pasos, que formalmente puede desglosarse en la oxidación rápida de la olefina:



y en la regeneración que determina la velocidad del proceso:



La velocidad de ambas reacciones parciales se puede regular entre las mismas ajustando el contenido en HCl , viéndose acelerada la regeneración por una concentración superior de HCl .

En total, las cantidades de sales de paladio necesarias para la oxidación selectiva del etileno se pueden reducir a cantidades catalíticas empleando un gran exceso de CuCl_2 .

La obtención industrial en gran escala de acetaldehído tiene lugar en un sistema de dos fases, es decir, gas/líquido. Los reactivos gaseosos, etileno, aire u O_2 reacciona con la disolución clorhídrica acuosa de los catalizadores en un reactor de columna de insuflación construido con titanio o revestido de cerámica.

Se han desarrollado simultáneamente dos variantes de su funcionamiento:

1. El proceso en una etapa, utilizado en este proyecto, donde en un sólo reactor se produce simultáneamente la reacción y la regeneración del catalizador, empleando O_2 como oxidante.
2. El proceso en dos etapas, en el cual reacción y regeneración se realizan en dos reactores separados. En este caso se puede utilizar como oxidante aire.

a) Proceso de una etapa

En la Figura 1 se observa el proceso de una etapa para la obtención de acetaldehído a partir de etileno en el que está basado este proyecto. Más adelante, en el capítulo 2.1. de este Volumen se explican detalladamente los equipos, y se observará que han habido algunas variaciones respecto al proceso original para poder llegar a los objetivos esperados.

Etileno gas (corriente 2), oxígeno (corriente 1) y una corriente de gas recirculado (corriente 31) alimentan continuamente al reactor que contiene una solución acuosa de $PdCl_2$ y $CuCl_2$. El reactor opera a 120° - 130° C y 3 atmósferas de presión. La corriente de salida del reactor (corriente 3) alimenta un separador líquido/gas que opera cerca de presión atmosférica. La corriente de líquido que sale del separador (corriente 4) se divide en dos corrientes; una corriente (corriente 6) es recirculada al reactor y la segunda corriente (corriente 5) es conducida a un regenerador, donde se mezcla con aire o oxígeno y calentada con vapor a 170° C para descomponer el oxalato de cobre y otros compuestos orgánicos formados y no deseados y retornar al reactor. La corriente de gas que sale del separador (corriente 11) que contiene el producto, acetaldehído, es enviada a una columna de absorción, donde es enfriada y lavada con agua para condensar el acetaldehído y otros compuestos condensables. Los gases no condensables (corriente 12) que consisten en etileno que no ha reaccionado, oxígeno e inertes salen por cabeza. Una parte de la corriente (corriente 13) es purgada hacia incineración para controlar la acumulación de

inertes en el sistema, y la restante (corriente 14) es recirculada al reactor. La corriente condensada (corriente 16), que contiene alrededor de 9% de acetaldehído en peso, es dividida en dos corrientes; una corriente (corriente 17) es recirculada al lavador, mientras la segunda corriente (corriente 18) es calentada y alimenta una columna de destilación donde los gases disueltos y las sustancias con bajo punto de ebullición (primordialmente alquinos clorados son eliminados por cabeza (corriente 19). La corriente que sale por la cola (corriente 20) de la columna de destilación alimenta la columna de recuperación del producto donde es eliminado como una corriente por cabeza (corriente 22) y una corriente de crotonaldehído (corriente 27) es eliminada como una corriente lateral de la mitad de la columna y enviada a tratamiento de aguas residuales. La columna de recuperación de producto trabaja a presión atmosférica. A causa del bajo punto de ebullición del acetaldehído, se tiene que usar agua refrigerada en la cabeza del condensador. Se debe mantener gas inerte en el reflujo para minimizar el riesgo de entrada de aire en contacto con el acetaldehído. Alternativamente, la columna puede operar bajo 2-5 atmósferas de presión.

Para evitar un aumento de gas inerte, que conduciría a una pérdida de etileno por expulsión, es por lo que es necesario el empleo de O_2 puro y también etileno (del 99,9% en volumen).

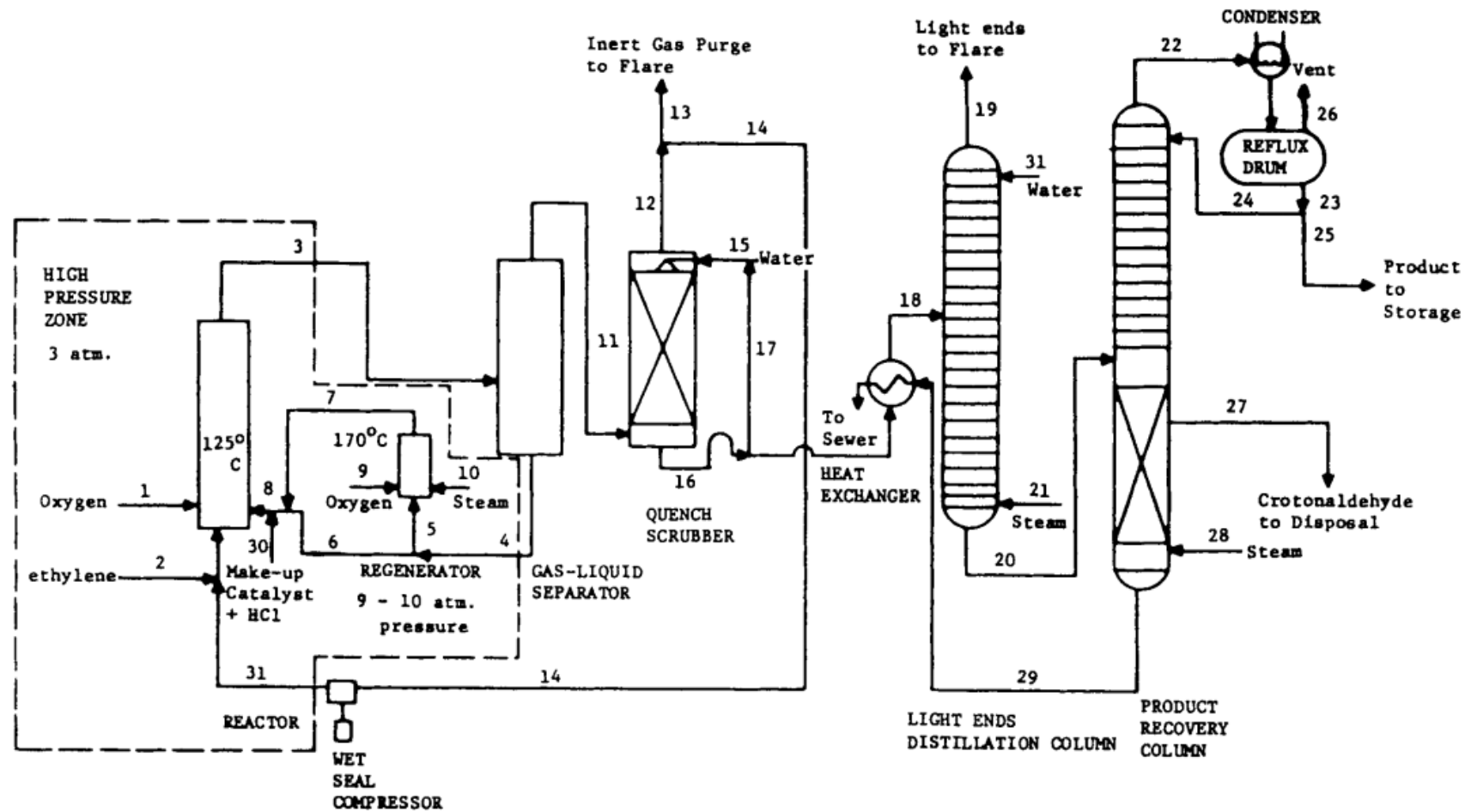


Figura 1. Proceso de una etapa para la producción de acetaldehído a partir de etileno

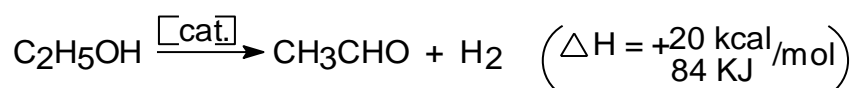
b) Proceso de dos etapas

En el proceso de dos etapas se hace reaccionar el etileno con la disolución catalítica a 105-110°C y 10 bars hasta casi transformación total. Tras la expansión y destilación de la mezcla acetaldehído/agua, la disolución catalítica se pasa al reactor de oxidación y a 100°C y 10 bars se regenera con aire y, finalmente, se lleva de nuevo al reactor. Con esto se produce un consumo de O₂ producto del aire empleado y queda así un gas residual con un elevado contenido de N₂ que se puede recuperar para su empleo como gas inerte. Frente a las ventajas de transformación completa del etileno empleado y de utilizar aire, se tiene el inconveniente de inversiones elevadas para el sistema de doble reactor con empleo de altas presiones y trasvasado de catalizador.

Si se comparan los dos procesos, la pureza del etileno puede ser menos en el proceso de dos etapas. Esto es debido a la necesidad de recircular etileno en el proceso de una etapa. La corriente recirculada debe ser purgada para minimizar la formación de inertes. La corriente de purga contiene un poco de etileno. Si la pureza del etileno fuese menor, el volumen de la corriente de purga sería mayor y, en consecuencia, más etileno se perdería por la corriente de purga. El uso de etileno de menos pureza en el proceso de dos etapas, puede, sin embargo incrementar la formación de subproductos. Ambos procesos usan la misma cantidad de catalizador, sin embargo, el proceso de dos etapas produce más subproductos clorados y, en consecuencia, requiere más ácido clorhídrico que el proceso de una etapa.

1.2.2.2. Acetaldehído a partir de etanol

El acetaldehído se puede obtener por deshidrogenación catalítica de etanol:



Para ello se realizan dos modificaciones de la deshidrogenación:

- Deshidrogenación sobre catalizadores de plata o preferentemente de cobre, así como
- Deshidrogenación oxidante sobre catalizadores de plata en presencia de oxígeno.

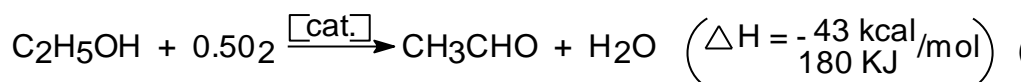
Paso 1:

La deshidrogenación de etanol se realiza, predominantemente sobre catalizadores de Cu, que están activados con Zn, Co o Cr. Un proceso, utilizado muchas veces, procede de la Carbide & Carbon Corporation.

La temperatura se mantiene a 270-300°C, de forma que la conversión del etanol quede limitada al 30-50%. Con ello se consigue una selectividad en acetaldehído del 90% - 95%. Como subproductos se obtienen cronotaldehído, acetato de etilo, alcoholes superiores y etileno. El hidrógeno que se produce simultáneamente se puede utilizar directamente para hidrogenaciones a causa de su pureza.

Paso 2:

Si se realiza la deshidrogenación del etanol en presencia de aire o O₂ (por ejemplo, según el proceso Veba), la combustión simultánea del hidrógeno formado proporciona el calor necesario para la deshidrogenación (oxidodeshidrogenación o deshidrogenación autotérmica):



En los procesos industriales se prefieren para la oxidodeshidrogenación catalizadores de plata en forma de redes metálicas o rellenos cristalinos. Los vapores de etanol mezclados con aire se dirigen sobre el catalizador a 3 bars y a 450-550°C. De acuerdo con la cantidad de aire se establece una temperatura a la cual el calor de oxidación compensa el calor necesario para la deshidrogenación. Según la temperatura de reacción resulta una conversión del etanol del 30-50%, por paso, con una selectividad de un 85-95%. Como subproductos se obtienen ácido acético, ácido fórmico, acetato de etilo, CO y CO₂.

En ambas modificaciones del proceso se separa el acetaldehído del alcohol sin transformar y subproductos, y se purifica por diferentes lavados y destilaciones. El etanol recuperado se emplea de nuevo en la reacción.

En 1994 sólo el 13% de la capacidad de producción de acetaldehído de Europa Occidental se basaba en este proceso. La última planta de producción de acetaldehído a partir de etanol se cerró en 1983. En Japón el acetaldehído sólo se produce por oxidación directa del etileno.

1.2.2.3. Acetaldehído por oxidación de alcanos C3/C4

Según un proceso desarrollado por Celanese, en EE.UU., y operativo de 1943 a 1980 se pueden oxidar el propano o las mezclas propano/butano en fase gaseosa, dando mezclas gaseosas que contienen acetaldehído. La reacción transcurre radicalmente sin empleo de catalizadores a 425-460°C y 7-20 bars. Una variante de este proceso de oxidación de butano, de Celanese, se puede realizar en fase líquida. Como oxidante se emplea aire u oxígeno. Alrededor del 15-20% del hidrocarburo se oxida totalmente. La mezcla de reacción compleja restante contiene, además de acetaldehído, principalmente formaldehído, metanol, acético, n-propanol, metiletilcetona, acetona y otros numerosos productos de oxidación inevitables.

La separación de los productos oxidados tiene lugar, después de la destrucción de los peróxidos, por medio de variadas y costosas combinaciones de extracciones y destilaciones.

1.2.3. Productos derivados del acetaldehído

El acetaldehído es un importante producto intermedio para la obtención de numerosos productos orgánicos básicos. Entre ellos se encuentra el ácido acético, anhídrido acético, cetena-dicetena, acetato de etilo, aldehído crotónico, n-butanol, 2-etilhexanol, pentaeritrita, cloral, piridinas y muchos más.

En la Tabla 3 se muestra claramente que la obtención de acético y su anhídrido consumen la mayor parte de la producción total de acetaldehído, aunque desde principio de los años ochenta haya estado disminuyendo.

Tabla 3. Acetaldehído usado (%).

Product	Western Europe		USA		Japan	
	1980	1995	1980	1993	1978	1993
Acetic acid	60	52	} 63	—	} 69	29
Acetic anhydride	11	8		—		—
1-Butanol	0.2	—		—		—
2-Ethylhexanol	0.8	—	—	—	—	—
Ethyl acetate ¹⁾	18	25	—	22	16	45
Miscellaneous (e. g., pyridines, pentaerythritol, peracetic acid)	10	15	37	78	13	26
Total use (in 10 ⁶ tonnes)	0.64	0.52	0.36	0.15	0.59	0.35

1.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN

El proceso de una etapa para la obtención de acetaldehído a partir de etileno y oxígeno consiste básicamente en un reactor catalítico bifásico, una columna de absorción y dos columnas de destilación.

El etileno gas y oxígeno (de alta pureza >99%) y una corriente de gas recirculado (etileno y oxígeno) alimentan continuamente al reactor que contiene una solución acuosa de PdCl_2 y CuCl_2 . El reactor opera a 130°C y 3 atmósferas de presión. La conversión por paso respecto al etileno es del 30 %. La corriente de salida del reactor alimenta un separador de fases líquido/gas que opera a dos atmósferas de presión. La corriente de líquido que sale del separador, la cual contiene principalmente agua y catalizador, se divide en dos corrientes; una corriente es recirculada al reactor, pero antes pasa por un tanque de disolución donde se le añade la cantidad de agua perdida por evaporación. Si se detecta pérdida de actividad del catalizador, es en este tanque de disolución donde se añade, en discontinuo solución de catalizador. La segunda corriente es conducida a un regenerador, donde es calentada con vapor a 170°C para descomponer el oxalato de cobre y otros compuestos orgánicos, formados en la reacción y no deseados, y retornar al reactor. De este modo se evita perder actividad del catalizador.

La corriente gas que sale del separador, que contiene el producto, acetaldehído, etileno y oxígeno, entre otros, es enviada a un aerorefrigerador para enfriar el gas. Debido a la bajada de temperatura, se forman condensados los cuales son separados de la fase gas a través de otro separador de fases gas/líquido. La corriente gas vuelve a ser enfriada antes de entrar a la columna de absorción, donde es enfriada y lavada con agua para condensar el acetaldehído y otros compuestos condensables.

Estos condensables, el acetaldehído, junto con la salida líquida del segundo separador y con la salida del líquido del intercambiador son recolectadas en un tanque pulmón.

Los gases no condensables que consisten en etileno que no ha reaccionado, oxígeno e inertes salen por cabeza de la columna de absorción. Una parte de la corriente es purgada hacia el área 700, para controlar la acumulación de inertes en el sistema y tratar los gases, y la restante es recirculada al reactor.

Del tanque pulmón sale una única corriente que alimenta una primera columna de destilación donde los gases disueltos y las sustancias con bajo punto de ebullición (primordialmente alquilos clorados) son eliminados por cabeza y juntados con la corriente que va a tratamiento de gases (área 700). La corriente que sale por la cola de la columna de destilación alimenta la columna de recuperación, también columna de destilación, del producto el cual sale por cabeza y es enviado a almacenamiento (área 100). Las otras dos salidas de la última columna de destilación son una lateral y una por colas, las cuales presentan características muy distintas en cuanto a composición. La corriente lateral contiene compuestos tóxicos, cloroacetaldehído, acetaldehído y cronoacetaldehído, entre otros, y no biodegradables, por lo que es conveniente un tratamiento previo al tratamiento biológico, es enviada al área 800.

Una parte del corriente que sale por colas corresponde a la purga (16%) y está pensado para evitar la acumulación de sustancias como el acético en el circuito de agua. El mayor componente en peso de la purga es agua (99,76 %) y seguidamente acético (0,238 %), por lo que será tratado biológicamente (área 800). La otra parte restante es recirculada, para aprovechar el agua, a la torre de absorción, y a la primera columna de destilación, pasando antes por un tanque pulmón.

Los gases enviados a tratar, área 700, pasan por un intercambiador de calor dónde son calentados, antes de entrar al reactor catalítico, a altas temperaturas aprovechando el calor de la corriente de salida del propio reactor catalítico. La salida del reactor, después de proporcionar calor a la entrada, va a una columna de adsorción de carbón activo impregnado con sosa. Esta columna está doblada puesto que el proceso es en continuo y el tiempo de colmatación del carbón activo es inferior al tiempo entre paradas de planta. Finalmente los gases son enviados a una chimenea para ser liberados a la atmosfera.

El área de tratamiento de líquidos está dividida en dos partes fundamentales, la primera, dónde se trata la corriente lateral con compuestos tóxicos y no biodegradables de la segunda torre de destilación antes mencionada. En esta primera parte, la corriente alimenta un reactor de tanque agitado dónde se produce una oxidación con peróxido de hidrógeno y hierro, conocido como proceso Fenton, seguidamente va a otro reactor agitado, de neutralización, dónde se añade lechada de cal al 25 % en peso para aumentar el pH, y así favorecer la precipitación del catalizador sobrante. El sedimentador es el encargado de separar los precipitados, sólidos, del efluente clarificado. Los lodos metálicos son deshidratados con un filtro

prensa y envasados para la gestión de residuos sólidos por parte de una empresa cualificada.

El líquido clarificado alimenta un primero un reactor biológico SBR, también doblado, con población biológica más específica y condiciones más controladas que en el segundo reactor biológico tipo EDAR. Un sedimentador secundario es el que permite la separación del agua limpia, dentro de los límites legales, de los lodos biológicos.

La corriente que es purgada de la salida por colas de la segunda columna destilación, que contiene agua y acético, es enviada en esta área a la entrada del reactor biológico aeróbico tipo EDAR, antes, pero es neutralizada con lechada de cal para tener el pH óptimo para los microorganismos.

En todo el diseño del proceso, sobre todo en el área de reacción, separación y tratamiento de aguas, se ha tenido en cuenta el aprovechamiento de agua, ya que es un bien escaso, así como el de energía en el área de reacción, separación y tratamiento de gases. Dichos aprovechamientos también serán visibles en la evaluación económica.

1.4. CONSTITUCIÓN DE LA PLANTA

1.4.1. Descripción de las áreas

En este proyecto, la planta de producción de acetaldehído se ha dividido en 8 áreas.

♦ **Área 100:** Almacenamiento. Se almacena el reactivo etileno, en fase líquida, en 8 tanques criogénicos y el producto, acetaldehído en 5 tanques.

♦ **Área 200:** Reacción. Reactor columna de burbujeo, separador de fases gas/líquido, aerorefrigerador y regenerador del catalizador.

♦ **Área 300:** Separación y purificación. Consta principalmente de una columna de absorción y dos columnas de destilación.

♦ **Área 400:** Servicios. Una torre de refrigeración, cuatro chillers para distintos circuitos de refrigeración, descalcificador y dos calderas pirotubulares con diferentes caudales de generación de vapor.

♦ **Área 500:** Oficinas, laboratorios y sala de control. Área administrativa, de despachos y laboratorios equipados para investigación y analíticas, y sala de control equipada con un sistema de monitorización del proceso.

♦ **Área 600:** Aparcamiento. Plazas de aparcamiento a disposición de los trabajadores y clientes.

♦ **Área 700:** Tratamiento de gases. Reactor catalítico, columna de adsorción con carbón activo doblada y chimenea.

♦ **Área 800:** Tratamiento de líquidos. Reactor de oxidación avanzada, dos reactores de neutralización, un sedimentador primario, dos SBR, un reactor aerobio biológico y dos sedimentadores secundarios. También se encuentra la zona de almacenamiento de reactivos necesarios para esta área, como peróxido de hidrógeno, cal y sulfato de hierro.

1.4.2. Plantilla de trabajadores

La planta estará operativa 300 días al año, 24 horas al día. La planta realizará 2 paradas al año para mantenimiento de la misma.

La plantilla de trabajadores se dividirá en dos grupos que tendrán turnos de trabajo diferentes:

- Administración
- Producción

Dentro de los trabajadores habrá diferentes grupos:

Personal directivo:

- Director general
- Director financiero

Responsables:

- Supervisor planta
- Supervisor área
- Supervisor mantenimiento
- Supervisor laboratorio
- Responsables seguridad, calidad y medioambiente
- Responsable RRHH

Especialistas:

- Técnico sala de control
- Técnico laboratorio
- Técnico de procesos

Operarios

Administrativos

Subcontratas:

- Limpieza
- Informática
- Seguridad privada

Los turnos de los trabajadores serán los siguientes:

Oficinas:

L	M	X	J	V	S	D
9 – 13	9 - 13	9 – 13	9 - 13	9 - 13	-	-
14 – 19	14 – 19	14 – 19	14 - 19	14 - 19		

Producción:

	L	M	X	J	V	S	D
Turno 1	6-18	6-18	-	-	6-18	6-18	6-18
Turno 2	-	-	6-18	6-18			
Turno 3	18-6	18-6	-	-	18-6	18-6	18-6
Turno 4	-	-	18-6	18-6	-	-	-

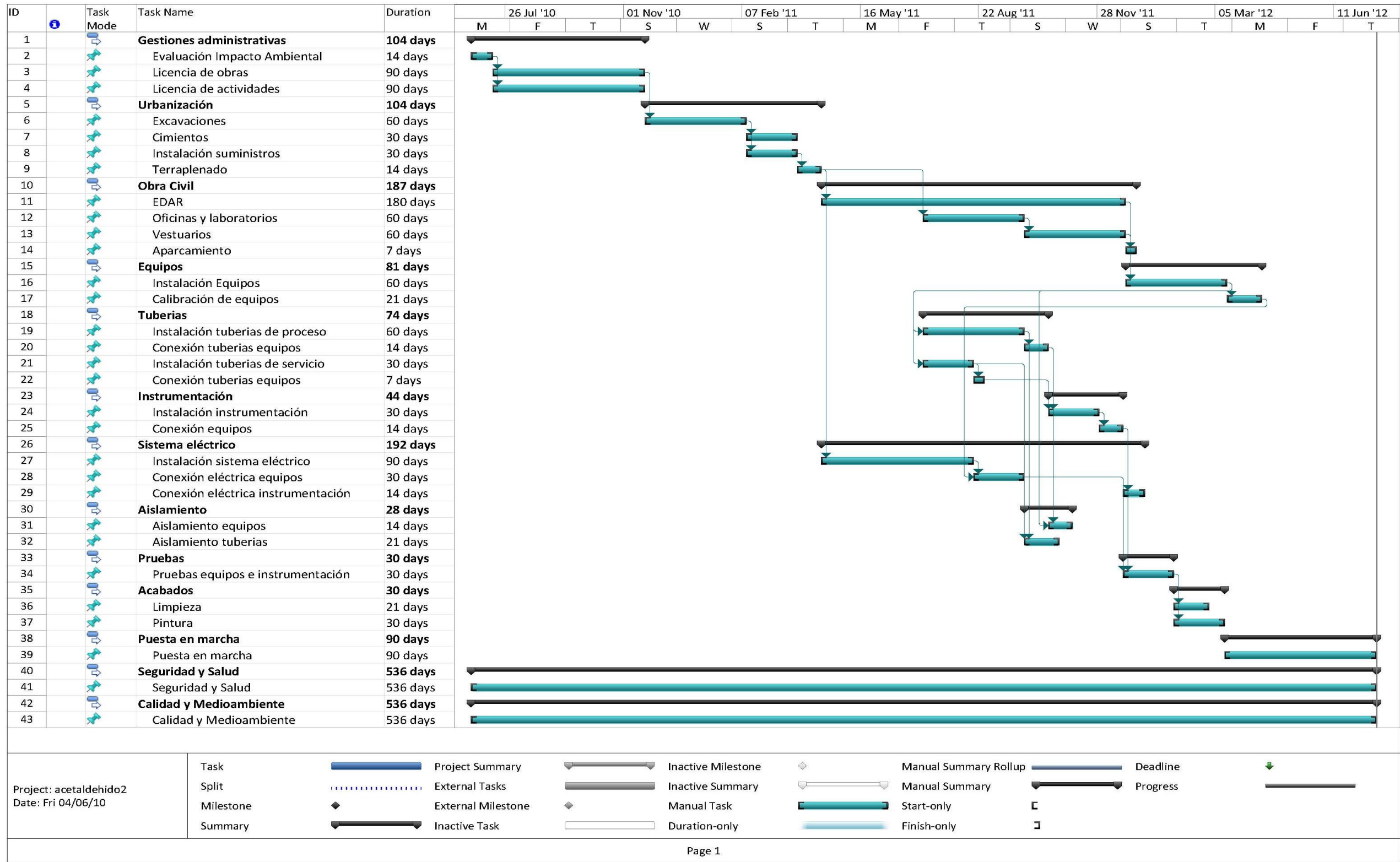
El horario del personal de producción se llevará a cabo en turnos basados en una variación del turno americano. Como se puede ver en la tabla anterior, cada turno tendrá un horario diferente. Cada turno tendrá mensualmente dos semanas largas y dos cortas de trabajo. Las semanas largas irán de lunes a domingo librando miércoles y jueves, y las cortas sólo se trabajará miércoles y jueves. Cada jornada laboral constará de 12 horas de trabajo, teniendo descansos reglamentarios y una hora para comer. Cuando acabe la primera semana de trabajo el turno 1 pasará a realizar el horario del turno 2 y así sucesivamente.

Lo relacionado con el sistema informático lo llevará una empresa externa, la cual estará a disposición de la empresa para solventar cualquier incidencia o actualizar el sistema cuando sea necesario.

La empresa de Seguridad privada cubrirá las necesidades de la planta con un vigilante de seguridad en la entrada cada 8 horas de lunes a domingo.

1.4.3. Programación temporal de la construcción de la planta

En el diagrama siguiente se muestran las actividades a realizar para la construcción de la planta con la duración y la precedencia de cada actividad.



1.5. BALANCE DE MATERIA

La presencia y la cantidad de las especies que forman parte del proceso se han determinado de dos formas diferentes, aunque se ha intentado en todo momento que éstas tengan una base en documentos bibliográficos. En primer lugar, se tienen las sustancias que forman parte de la reacción principal (reactivos y productos) y de las cuales se disponen datos cinéticos. Por otro lado, en la información consultada se menciona con mayor o menor detalle la formación de diferentes subproductos (algunos comunes a todas las fuentes), sobre los cuales no hay datos cinéticos y que en el mejor de los casos, se dice la relación de producción de éstos respecto a la cantidad de reactivos usados o producto final conseguido.

Para decidir la cantidad de reactivos frescos necesaria, se ha calculado la entrada total al reactor (alimento fresco más recirculación) necesaria para obtener la producción de acetaldehído requerida, considerando un 30% de conversión por paso y unas pérdidas del 5% por cada equipo de separación-purificación. De este modo, una vez diseñado y calculado el proceso y con la cantidad de reactivos que se recirculan desde el absorbedor conocida, se ha determinado la cantidad de etileno y oxígeno fresco. Se ha considerado una relación estequiométrica etileno:oxígeno (1:1/2), en base a la mayoría de documentación encontrada, principalmente la patente de un proceso industrial de características muy similares US 4,237,073, donde se especifica que se usan 9 toneladas de etileno y 5,3 de oxígeno para preparar 13 de acetaldehído (relación molar etileno: oxígeno = 1:0,52).

En los próximos apartados, se presenta la caracterización de las líneas de las áreas 200 y 300, incluyendo los caudales másicos de las especies principales y la composición.

1.5.1. Área 200

ÁREA 200		201		202		203		204		205		206 A	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	6607,00	1,0000	45016,50	1,0000	1910,77	1,0000	38409,50	1,0000	1910,77	1,0000	79923,14	1,0000
Acetaldehído	44,05	0,00	0,0000	166,28	0,0037	0,00	0,0000	166,28	0,0043	0,00	0,0000	10141,65	0,1269
Etileno	28,05	6607,00	1,0000	21531,35	0,4783	0,00	0,0000	14924,35	0,3886	0,00	0,0000	15040,35	0,1882
Oxígeno	32,00	0,00	0,0000	10368,98	0,2303	1910,77	1,0000	10368,98	0,2700	1910,77	1,0000	10436,16	0,1306
Agua	18,02	0,00	0,0000	385,72	0,0086	0,00	0,0000	385,72	0,0100	0,00	0,0000	31216,88	0,3906
Ácid acético	60,05	0,00	0,0000	1,59	0,0000	0,00	0,0000	1,59	0,0000	0,00	0,0000	190,20	0,0024
Dióxido de Carbono	44,00	0,00	0,0000	7617,14	0,1692	0,00	0,0000	7617,14	0,1983	0,00	0,0000	7701,00	0,0964
Crotonaldehído	70,10	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	10,84	0,0001
Cloruro de etilo	64,50	0,00	0,0000	226,12	0,0050	0,00	0,0000	226,12	0,0059	0,00	0,0000	235,94	0,0030
Clorur de metil	50,49	0,00	0,0000	61,40	0,0014	0,00	0,0000	61,40	0,0016	0,00	0,0000	71,14	0,0009
Cloroacetaldehído	78,50	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	68,26	0,0009
Dicloroacetaldehído	112,89	0,00	0,0000	0,02	0,0000	0,00	0,0000	0,02	0,0000	0,00	0,0000	67,82	0,0008
Tricloroacetaldehído	147,39	0,00	0,0000	477,85	0,0106	0,00	0,0000	477,85	0,0124	0,00	0,0000	541,25	0,0068
Etano	30,07	0,00	0,0000	2070,01	0,0460	0,00	0,0000	2070,01	0,0539	0,00	0,0000	2080,82	0,0260
Metano	16,04	0,00	0,0000	2110,01	0,0469	0,00	0,0000	2110,01	0,0549	0,00	0,0000	2120,83	0,0265
Cloruro de paladio (II)	177,33	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	2,54	0,0000
Cloruro de cobre (II)	134,45	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	222,78	0,0028
Ácido clorhídrico	36,50	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	1,51	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		1961,00		12600,00		858,90		10646,87		497,00		41589,07	
T (°C)		132,80		137,00		25,00		137,90		132,80		130,00	
Pe (atm)		1,00		1,00		1,00		2,00		2,00		3,00	
Ps (atm)		1,00		3,00		1,00		3,00		3,00		2,00	
Densidad másica (kg/m3)		3,37		3,57		2,22		3,61		2,22		1,92	
Calor de la corriente (kJ/h)		13550000,00		-43380000,00		0,00		-56930000,00		190900,00		-515344929,49	
Estado físico		G		G		G		G		G		G + L	
Fracción másica de gas		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00		0,92	

1.ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

ÁREA 200		206 B		206 C		207		208		209		210	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	6135,96	1,0000	73787,18	1,0000	4236,20	1,0000	2118,10	1,0000	2118,10	1,0000	2118,10	1,0000
Acetaldehído	44,05	36,95	0,0060	10104,70	0,1369	22,94	0,0054	11,47	0,0054	11,47	0,0054	11,47	0,0054
Etileno	28,05	1,14	0,0002	15039,22	0,2038	0,65	0,0002	0,33	0,0002	0,33	0,0002	0,33	0,0002
Oxígeno	32,00	0,72	0,0001	10435,44	0,1414	0,41	0,0001	0,21	0,0001	0,21	0,0001	0,21	0,0001
Agua	18,02	6073,53	0,9898	25143,35	0,3408	4196,54	0,9906	2098,27	0,9906	2098,27	0,9906	2098,27	0,9906
Ácid acético	60,05	21,95	0,0036	168,25	0,0023	14,65	0,0035	7,32	0,0035	7,32	0,0035	7,32	0,0035
Dióxido de Carbono	44,00	0,88	0,0001	7700,12	0,1044	0,51	0,0001	0,26	0,0001	0,26	0,0001	0,26	0,0001
Crotonaldehído	70,10	0,08	0,0000	10,76	0,0001	0,05	0,0000	0,02	0,0000	0,02	0,0000	0,02	0,0000
Cloruro de etilo	64,50	0,05	0,0000	235,89	0,0032	0,03	0,0000	0,01	0,0000	0,01	0,0000	0,01	0,0000
Clorur de metil	50,49	0,04	0,0000	71,10	0,0010	0,03	0,0000	0,01	0,0000	0,01	0,0000	0,01	0,0000
Cloroacetaldehído	78,50	0,26	0,0000	68,00	0,0009	0,16	0,0000	0,08	0,0000	0,08	0,0000	0,08	0,0000
Dicloroacetaldehído	112,89	0,22	0,0000	67,60	0,0009	0,13	0,0000	0,07	0,0000	0,07	0,0000	0,07	0,0000
Tricloroacetaldehído	147,39	0,14	0,0000	541,11	0,0073	0,08	0,0000	0,04	0,0000	0,04	0,0000	0,04	0,0000
Etano	30,07	0,01	0,0000	2080,81	0,0282	0,01	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Metano	16,04	0,01	0,0000	2120,82	0,0287	0,01	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloruro de paladio (II)	177,33	2,54	0,0004	0,00	0,0000	1,74	0,0004	0,87	0,0004	0,87	0,0004	0,87	0,0004
Cloruro de cobre (II)	134,45	222,78	0,0363	0,00	0,0000	152,26	0,0359	76,13	0,0359	76,13	0,0359	76,13	0,0359
Ácido clorhídrico	36,50	1,51	0,0002	0,00	0,0000	1,03	0,0002	0,51	0,0002	0,51	0,0002	0,51	0,0002
Caudal Volumétrico (m3/h)		6,55		41582,52		4,48		2,24		2,24		2,24	
T (°C)		130,00		130,00		100,25		100,25		100,25		100,25	
Pe (kPa)		3,00		3,00		2,00		2,00		2,00		2,00	
Ps (kPa)		2,00		2,00		2,00		1,00		2,00		9,00	
Densidad másica (kg/m3)		927,26		1,78		946,40		946,40		946,40		946,40	
Calor de la corriente (kJ/h)		-93508101,06		-421836828,43		-65247044,91		-32623522,46		-32623522,46		-32623522,46	
Estado físico		L		G		L		L		L		L	
Fracción másica de gas		0,00		1,00		0,00		0,00		0,00		0,00	

1.ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

ÁREA 200		211		212		213		214		215		217	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	2418,10	1,0000	28752,72	1,0000	28752,72	1,0000	300,00	1,0000	75686,94	1,0000	38409,50	1,0000
Acetaldehído	44,05	11,47	0,0047	11,47	0,0004	11,47	0,0004	0,00	0,0000	10118,71	0,1337	166,28	0,0043
Etileno	28,05	0,33	0,0001	0,33	0,0000	0,33	0,0000	0,00	0,0000	15039,70	0,1987	14924,35	0,3886
Oxígeno	32,00	0,21	0,0001	0,21	0,0000	0,21	0,0000	0,00	0,0000	10435,75	0,1379	10368,98	0,2700
Agua	18,02	2398,27	0,9918	28732,89	0,9993	28732,89	0,9993	300,00	1,0000	27020,34	0,3570	385,72	0,0100
Ácid acético	60,05	7,32	0,0030	7,32	0,0003	7,32	0,0003	0,00	0,0000	175,55	0,0023	1,59	0,0000
Dióxido de Carbono	44,00	0,26	0,0001	0,26	0,0000	0,26	0,0000	0,00	0,0000	7700,49	0,1017	7617,14	0,1983
Crotonaldehído	70,10	0,02	0,0000	0,02	0,0000	0,02	0,0000	0,00	0,0000	10,79	0,0001	0,00	0,0000
Cloruro de etilo	64,50	0,01	0,0000	0,01	0,0000	0,01	0,0000	0,00	0,0000	235,91	0,0031	226,12	0,0059
Clorur de metil	50,49	0,01	0,0000	0,01	0,0000	0,01	0,0000	0,00	0,0000	71,11	0,0009	61,40	0,0016
Cloroacetaldehído	78,50	0,08	0,0000	0,08	0,0000	0,08	0,0000	0,00	0,0000	68,10	0,0009	0,00	0,0000
Dicloroacetaldehído	112,89	0,07	0,0000	0,07	0,0000	0,07	0,0000	0,00	0,0000	67,69	0,0009	0,02	0,0000
Tricloroacetaldehído	147,39	0,04	0,0000	0,04	0,0000	0,04	0,0000	0,00	0,0000	541,17	0,0072	477,85	0,0124
Etano	30,07	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	2080,81	0,0275	2070,01	0,0539
Metano	16,04	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	2120,82	0,0280	2110,01	0,0549
Cloruro de paladio (II)	177,33	1,06	0,0004	11,16	0,0004	11,16	0,0004	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloruro de cobre (II)	134,45	0,81	0,0003	8,46	0,0003	8,46	0,0003	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Ácido clorhídrico	36,50	0,22	0,0001	2,30	0,0001	2,30	0,0001	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		2,74		28,75		28,75		70,32		45686,92		29868,57	
T (°C)		170,00		30,47		30,47		190,00		100,25		15,14	
Pe (atm)		9,00		1,00		1,00		9,00		2,00		2,00	
Ps (atm)		3,00		1,00		3,00		9,00		2,00		2,00	
Densidad másica (kg/m3)		883,21		1003,18		1003,18		4,27		1,66		1,29	
Calor de la corriente (kJ/h)		-36553272,20		-455191589,83		-455191589,83		-3931866,43		-450097884,58		-63410228,80	
Estado físico		L		L		L		G		G		G	
Fracción másica de gas		0,00		0,00		0,00		1,00		1,00		1,00	

ÁREA 200		218	
		kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	26634,62	1,0000
Acetaldehído	44,05	0,00	0,0000
Etileno	28,05	0,00	0,0000
Oxígeno	32,00	0,00	0,0000
Agua	18,02	26634,62	1,0000
Ácid acético	60,05	0,00	0,0000
Dióxido de Carbono	44,00	0,00	0,0000
Crotonaldehído	70,10	0,00	0,0000
Cloruro de etilo	64,50	0,00	0,0000
Clorur de metil	50,49	0,00	0,0000
Cloroacetaldehído	78,50	0,00	0,0000
Dicloroacetaldehído	112,89	0,00	0,0000
Tricloroacetaldehído	147,39	0,00	0,0000
Etano	30,07	0,00	0,0000
Metano	16,04	0,00	0,0000
Cloruro de paladio (II)	177,33	0,00	0,0000
Cloruro de cobre (II)	134,45	0,00	0,0000
Ácido clorhídrico	36,50	0,00	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		26,73	
T (°C)		25,00	
Pe (atm)		1,00	
Ps (atm)		1,00	
Densidad másica (kg/m3)		996,60	
Calor de la corriente (kJ/h)		-15814,67	
Estado físico		L	
Fracción másica de gas		0,00	

1.5.2. Área 300

ÁREA 300		301		302		303		304		305		306	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	52842,18	1,0000	52842,18	1,0000	49159,96	1,0000	22844,77	1,0000	22844,77	1,0000	22844,77	1,0000
Acetaldehído	44,05	9683,50	0,1833	9683,50	0,1833	9516,51	0,1936	435,21	0,0191	435,21	0,0191	435,21	0,0191
Etileno	28,05	15034,12	0,2845	15034,12	0,2845	15033,14	0,3058	5,58	0,0002	5,58	0,0002	5,58	0,0002
Oxígeno	32,00	10432,80	0,1974	10432,80	0,1974	10432,38	0,2122	2,95	0,0001	2,95	0,0001	2,95	0,0001
Agua	18,02	4759,79	0,0901	4759,79	0,0901	1282,50	0,0261	22260,55	0,9744	22260,55	0,9744	22260,55	0,9744
Ácid acético	60,05	51,18	0,0010	51,18	0,0010	21,27	0,0004	124,37	0,0054	124,37	0,0054	124,37	0,0054
Dióxido de Carbono	44,00	7695,55	0,1456	7695,55	0,1456	7694,54	0,1565	4,94	0,0002	4,94	0,0002	4,94	0,0002
Crotonaldehído	70,10	9,77	0,0002	9,77	0,0002	9,30	0,0002	1,02	0,0000	1,02	0,0000	1,02	0,0000
Cloruro de etilo	64,50	235,43	0,0045	235,43	0,0045	235,27	0,0048	0,48	0,0000	0,48	0,0000	0,48	0,0000
Clorur de metil	50,49	70,64	0,0013	70,64	0,0013	70,48	0,0014	0,47	0,0000	0,47	0,0000	0,47	0,0000
Cloroacetaldehído	78,50	63,77	0,0012	63,77	0,0012	61,32	0,0012	4,32	0,0002	4,32	0,0002	4,32	0,0002
Dicloroacetaldehído	112,89	64,70	0,0012	64,70	0,0012	63,23	0,0013	2,98	0,0001	2,98	0,0001	2,98	0,0001
Tricloroacetaldehído	147,39	539,39	0,0102	539,39	0,0102	538,51	0,0110	1,78	0,0001	1,78	0,0001	1,78	0,0001
Etano	30,07	2080,76	0,0394	2080,76	0,0394	2080,75	0,0423	0,05	0,0000	0,05	0,0000	0,05	0,0000
Metano	16,04	2120,77	0,0401	2120,77	0,0401	2120,76	0,0431	0,05	0,0000	0,05	0,0000	0,05	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		24402,50		24402,50		20047,42		23,60		23,60		23,12	
T (°C)		70		70		45		70		70		45	
Pe (atm)		2		2		2		2		2		2	
Ps (atm)		2		2		2		2		2		1	
Densidad másica (kg/m3)		2,17		2,17		2,45		968,08		968,08		987,92	
Calor de la corriente (kJ/h)		-155034051,57		-155034051,57		-109621314,88		-350651178,78		-350651178,78		-353027977,27	
Estado físico		G		G		G		L		L		L	
Fracción másica de gas		1		1		1		0		0		0	

1.ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

ÁREA 300		307		308		309		310		311		312	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	3682,21	1,0000	38594,48	1,0000	185,25	1,0000	131332,31	1,0000	157859,29	1,0000	157859,29	1,0000
Acetaldehído	44,05	166,99	0,0454	166,82	0,0043	0,80	0,0043	9349,69	0,0712	9951,90	0,0630	9951,90	0,0630
Etileno	28,05	0,99	0,0003	14996,33	0,3886	71,98	0,3886	36,80	0,0003	43,37	0,0003	43,37	0,0003
Oxígeno	32,00	0,42	0,0001	10418,99	0,2700	50,01	0,2700	13,39	0,0001	16,76	0,0001	16,76	0,0001
Agua	18,02	3477,28	0,9443	387,58	0,0100	1,86	0,0100	121455,05	0,9248	147192,88	0,9324	147192,88	0,9324
Ácid acético	60,05	29,91	0,0081	1,60	0,0000	0,01	0,0000	226,37	0,0017	380,65	0,0024	380,65	0,0024
Dióxido de Carbono	44,00	1,01	0,0003	7653,88	0,1983	36,74	0,1983	40,66	0,0003	46,61	0,0003	46,61	0,0003
Crotonaldehído	70,10	0,47	0,0001	0,00	0,0000	0,00	0,0000	9,30	0,0001	10,79	0,0001	10,79	0,0001
Cloruro de etilo	64,50	0,16	0,0000	227,21	0,0059	1,09	0,0059	8,06	0,0001	8,70	0,0001	8,70	0,0001
Clorur de metil	50,49	0,17	0,0000	61,70	0,0016	0,30	0,0016	8,78	0,0001	9,41	0,0001	9,41	0,0001
Cloroacetaldehído	78,50	2,45	0,0007	0,00	0,0000	0,00	0,0000	61,32	0,0005	68,10	0,0004	68,10	0,0004
Dicloroacetaldehído	112,89	1,47	0,0004	0,02	0,0000	0,00	0,0000	63,21	0,0005	67,67	0,0004	67,67	0,0004
Tricloroacetaldehído	147,39	0,87	0,0002	480,16	0,0124	2,30	0,0124	58,35	0,0004	61,01	0,0004	61,01	0,0004
Etano	30,07	0,01	0,0000	2080,00	0,0539	9,98	0,0539	0,75	0,0000	0,82	0,0000	0,82	0,0000
Metano	16,04	0,01	0,0000	2120,19	0,0549	10,18	0,0549	0,57	0,0000	0,63	0,0000	0,63	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		3,75		30012,63		144,06		133,32		160,21		160,21	
T (°C)		45,00		15,14		15,14		33,23		35,24		35,24	
Pe (atm)		2		2		2		2		1		1	
Ps (atm)		1		2		2		1		1		1	
Densidad másica (kg/m3)		981,94		1,29		1,29		985,06		985,35		985,35	
Calor de la corriente (kJ/h)		-55659403,22		-63716065,91		-305837,12		-1959178141,54		-2367865522,04		-2367865522,04	
Estado físico		L		G		G		L		L		L	
Fracción másica de gas		0		1		1		0		0		0	

1.ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

ÁREA 300		313		314 A		314 B		314 C		315		316	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	844,63	1,0000	1029,89	1,0000	1029,39	1,0000	0,49	1,0000	172503,09	1,0000	172503,09	1,0000
Acetaldehído	44,05	629,63	0,7455	630,43	0,6121	630,37	0,6124	0,06	0,1231	9322,26	0,0540	9322,26	0,0540
Etileno	28,05	43,37	0,0513	115,35	0,1120	115,35	0,1121	0,00	0,0001	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Oxígeno	32,00	16,76	0,0198	66,77	0,0648	66,77	0,0649	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Agua	18,02	27,38	0,0324	29,24	0,0284	28,81	0,0280	0,43	0,8727	162643,69	0,9428	162643,69	0,9428
Ácid acético	60,05	0,07	0,0001	0,08	0,0001	0,08	0,0001	0,00	0,0015	390,83	0,0023	390,83	0,0023
Dióxido de Carbono	44,00	46,61	0,0552	83,34	0,0809	83,34	0,0810	0,00	0,0001	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Crotonaldehído	70,10	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	10,79	0,0001	10,79	0,0001
Cloruro de etilo	64,50	8,70	0,0103	9,79	0,0095	9,79	0,0095	0,00	0,0001	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Clorur de metil	50,49	9,41	0,0111	9,71	0,0094	9,71	0,0094	0,00	0,0003	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloroacetaldehído	78,50	0,06	0,0001	0,06	0,0001	0,06	0,0001	0,00	0,0000	68,03	0,0004	68,03	0,0004
Dicloroacetaldehído	112,89	0,18	0,0002	0,18	0,0002	0,18	0,0002	0,00	0,0001	67,49	0,0004	67,49	0,0004
Tricloroacetaldehído	147,39	61,01	0,0722	63,31	0,0615	63,31	0,0615	0,00	0,0021	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Etano	30,07	0,82	0,0010	10,80	0,0105	10,80	0,0105	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Metano	16,04	0,63	0,0007	10,81	0,0105	10,81	0,0105	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		510,85		658,81		658,81		0,00		179,79		179,79	
T (°C)		42,14		37,91		37,91		37,91		70,16		70,16	
Pe (atm)		1,00		1,50		1,50		1,50		1,00		1,00	
Ps (atm)		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00	
Densidad másica (kg/m3)		1,65		1,56		1,56		969,74		959,49		959,49	
Calor de la corriente (kJ/h)		-3153144,35		-3458981,47		-3451935,42		-7046,05		-2583670969,47		-2583670969,47	
Estado físico		G		G + L		G		L		L		L	
Fracción másica de gas		1		1		1		0		0		0	

1.ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

ÁREA 300		317		318		319		320		321		322	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	9241,97	1,0000	9241,97	1,0000	12441,66	1,0000	9500,00	1,0000	150819,46	1,0000	24059,94	1,0000
Acetaldehído	44,05	9235,39	0,9993	9235,39	0,9993	86,88	0,0070	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Etileno	28,05	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Oxígeno	32,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Agua	18,02	6,19	0,0007	6,19	0,0007	12175,74	0,9786	9500,00	1,0000	150461,76	0,9976	24002,88	0,9976
Ácid acético	60,05	0,00	0,0000	0,00	0,0000	33,12	0,0027	0,00	0,0000	357,70	0,0024	57,06	0,0024
Dióxido de Carbono	44,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Crotonaldehído	70,10	0,00	0,0000	0,00	0,0000	10,79	0,0009	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloruro de etilo	64,50	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Clorur de metil	50,49	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloroacetaldehído	78,50	0,35	0,0000	0,35	0,0000	67,68	0,0054	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Dicloroacetaldehído	112,89	0,04	0,0000	0,04	0,0000	67,45	0,0054	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Tricloroacetaldehído	147,39	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Etano	30,07	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Metano	16,04	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		11,97		11,97		13,02		20040,97		159,10		25,38	
T (°C)		20,34		20,34		91,41		190,00		99,98		99,98	
Pe (atm)		1,00		1,00		1,00		9,00		1,00		1,00	
Ps (atm)		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00	
Densidad másica (kg/m3)		772,01		772,01		955,82		0,47		947,94		947,94	
Calor de la corriente (kJ/h)		-40014868,09		-40014868,09		-190103843,21		-124085731,01		-2334713812,78		-372452400,01	
Estado físico		L		L		L		G		L		L	
Fracción másica de gas		0		0		0		1		0		0	

1.ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

ÁREA 300		323		324		325		326		327		328	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	24059,94	1,0000	126759,53	1,0000	126759,53	1,0000	5988,64	1,0000	5988,64	1,0000	5988,64	1,0000
Acetaldehído	44,05	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Etileno	28,05	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Oxígeno	32,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Agua	18,02	24002,88	0,9976	126458,89	0,9976	126458,89	0,9976	5974,44	0,9976	5974,44	0,9976	5974,44	0,9976
Ácid acético	60,05	57,06	0,0024	300,64	0,0024	300,64	0,0024	14,20	0,0024	14,20	0,0024	14,20	0,0024
Dióxido de Carbono	44,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Crotonaldehído	70,10	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloruro de etilo	64,50	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Clorur de metil	50,49	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloroacetaldehído	78,50	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Dicloroacetaldehído	112,89	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Tricloroacetaldehído	147,39	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Etano	30,07	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Metano	16,04	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		25,38		133,72		133,72		6,32		6,32		5,90	
T (°C)		99,98		99,98		99,98		99,98		99,98		15,00	
Pe (atm)		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00	
Ps (atm)		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00	
Densidad másica (kg/m3)		947,94		947,94		947,94		947,94		947,94		1014,90	
Calor de la corriente (kJ/h)		-372452400,01		-1962261412,77		-1962261412,77		-92705263,80		-92705263,80		-94843877,93	
Estado físico		L		L		L		L		L		L	
Fracción másica de gas		0		0		0		0		0		0	

1.ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

ÁREA 300		329		330		331		332		333		334	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	120770,89	1,0000	120770,89	1,0000	120770,89	1,0000	12441,66	1,0000	1029,39	1,0000	1029,39	1,0000
Acetaldehído	44,05	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	86,88	0,0070	630,37	0,6124	630,37	0,6124
Etileno	28,05	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	115,35	0,1121	115,35	0,1121
Oxígeno	32,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	66,77	0,0649	66,77	0,0649
Agua	18,02	120484,45	0,9976	120484,45	0,9976	120484,45	0,9976	12175,74	0,9786	28,81	0,0280	28,81	0,0280
Ácid acético	60,05	286,43	0,0024	286,43	0,0024	286,43	0,0024	33,12	0,0027	0,08	0,0001	0,08	0,0001
Dióxido de Carbono	44,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	83,34	0,0810	83,34	0,0810
Crotonaldehído	70,10	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	10,79	0,0009	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloruro de etilo	64,50	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	9,79	0,0095	9,79	0,0095
Clorur de metil	50,49	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	9,71	0,0094	9,71	0,0094
Cloroacetaldehído	78,50	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	67,68	0,0054	0,06	0,0001	0,06	0,0001
Dicloroacetaldehído	112,89	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	67,45	0,0054	0,18	0,0002	0,18	0,0002
Tricloroacetaldehído	147,39	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	63,31	0,0615	63,31	0,0615
Etano	30,07	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	10,80	0,0105	10,80	0,0105
Metano	16,04	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000	10,81	0,0105	10,81	0,0105
Caudal Volumétrico (m3/h)		127,40		127,40		119,00		13,02		658,81		658,81	
T (°C)		99,98		99,98		15,00		91,41		37,91		37,91	
Pe (atm)		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00		1,00	
Ps (atm)		1,00		1,00		2,00		1,00		1,00		1,00	
Densidad másica (kg/m3)		947,94		947,94		1014,90		955,82		1,56		1,56	
Calor de la corriente (kJ/h)		-1869556148,97		-1869556148,97		-1912684867,05		-190103843,21		-3451935,42		-3451935,42	
Estado físico		L		L		L		L		G		G	
Fracción másica de gas		0		0		0		0		1		1	

1.ESPECIFICACIONES DEL PROYECTO

ÁREA 300		335		336 A		336 B		336 C		337		338	
		kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Total	PM (kg/mol)	0,49	1,0000	75686,94	1,0000	52842,18	1,0000	22844,77	1,0000	60993,32	1,0000	51751,35	1,0000
Acetaldehído	44,05	0,06	0,1231	10118,71	0,1337	9683,50	0,1833	435,21	0,0191	60949,88	0,9993	51714,49	0,9993
Etileno	28,05	0,00	0,0001	15039,70	0,1987	15034,12	0,2845	5,58	0,0002	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Oxígeno	32,00	0,00	0,0000	10435,75	0,1379	10432,80	0,1974	2,95	0,0001	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Agua	18,02	0,43	0,8727	27020,34	0,3570	4759,79	0,0901	22260,55	0,9744	40,85	0,0007	34,66	0,0007
Ácid acético	60,05	0,00	0,0015	175,55	0,0023	51,18	0,0010	124,37	0,0054	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Dióxido de Carbono	44,00	0,00	0,0001	7700,49	0,1017	7695,55	0,1456	4,94	0,0002	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Crotonaldehído	70,10	0,00	0,0000	10,79	0,0001	9,77	0,0002	1,02	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloruro de etilo	64,50	0,00	0,0001	235,91	0,0031	235,43	0,0045	0,48	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Clorur de metil	50,49	0,00	0,0003	71,11	0,0009	70,64	0,0013	0,47	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloroacetaldehído	78,50	0,00	0,0000	68,10	0,0009	63,77	0,0012	4,32	0,0002	2,31	0,0000	1,96	0,0000
Dicloroacetaldehído	112,89	0,00	0,0001	67,69	0,0009	64,70	0,0012	2,98	0,0001	0,27	0,0000	0,23	0,0000
Tricloroacetaldehído	147,39	0,00	0,0021	541,17	0,0072	539,39	0,0102	1,78	0,0001	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Etano	30,07	0,00	0,0000	2080,81	0,0275	2080,76	0,0394	0,05	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Metano	16,04	0,00	0,0000	2120,82	0,0280	2120,77	0,0401	0,05	0,0000	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		5,08E-04		24426,10		24402,50		23,60		33382,12		67,03	
T (°C)		37,91		70,00		70,00		70,00		20,41		15,00	
Pe (atm)		1,00		2,00		2,00		2,00		1,00		1,00	
Ps (atm)		1,00		2,00		2,00		2,00		1,00		1,00	
Densidad másica (kg/m3)		969,74		3,10		2,17		968,08		1,83		772,01	
Calor de la corriente (kJ/h)		-7046,05		-505700000,00		-155034051,57		-350651178,78		-228330644,66		-224067358,06	
Estado físico		L		G + L		G		L		G		L	
Fracción másica de gas		0		0,9990		1		0		1		0	

ÁREA 300		339		340	
Total	PM (kg/mol)	kg/h	Fracción	kg/h	Fracción
Acetaldehído	44,05	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Etileno	28,05	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Oxígeno	32,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Agua	18,02	174636,55	0,9973	24174,78	0,9955
Ácid acético	60,05	466,21	0,0027	108,50	0,0045
Óxido de Carbono	44,00	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Crotonaldehído	70,10	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloruro de etilo	64,50	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloruro de metilo	50,49	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloroacetaldehído	78,50	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloroacetaldehído	112,89	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Cloroacetaldehído	147,39	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Etano	30,07	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Metano	16,04	0,00	0,0000	0,00	0,0000
Caudal Volumétrico (m3/h)		184,72		41141,59	
T (°C)		99,98		99,98	
Pe (atm)		1,00		1,00	
Ps (atm)		1,00		1,00	
Densidad másica (kg/m3)		947,95		0,59	
Calor de la corriente (kJ/h)		-2710220587,57		-320911275,02	
Estado físico		L		G	
Fracción másica de gas		0		1	

1.5.3. Comprobación producción de subproductos

Una forma de saber si el diseño se ajusta a las fuentes de información en las que está basado, es comprobar si se cumplen las producciones indicadas en dichas fuentes.

Una de las fuentes es la publicación "Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry", en la que se da una relación entre reactivos, producto principal y subproductos: por cada 100 partes de etileno, se producen 95 de acetaldehído, 1,9 de aldehídos clorados (cloroacetaldehído, dicloroacetaldehído, tricloroacetaldehído y 2-cloro-2-butenal), 1,1 de etileno no reaccionado, 0,8 de dióxido de carbono, 0,7 de ácido acético, 0,1 de clorometano, 0,1 de cloruro de etilo y 0,3 de etano, metano y crotonaldehído. Para hacer los cálculos, se ha considerado que las partes están expresadas en relaciones másicas (no se indica, pero se deduce porque continuamente hace referencia a cantidades másicas); por otro lado, los aldehídos clorados se reparten a partes iguales entre cloro, di y tricloroacetaldehído y los 0,3 restantes, entre etano, metano y crotonaldehído. En la tabla 1.X, se pueden observar las relaciones bibliográficas y su normalización respecto a la producción de acetaldehído, así como la relación real teniendo en cuenta la producción real, calculada como la suma de todas las corrientes de salida del proceso principal (líneas 314, 317, 319 y 322).

$$Rel. \text{ bibl. de } i \text{ respecto } AT = \frac{Rel. \text{ bibl. } i}{Rel. \text{ bibl. } AT}$$

$$Rel. \text{ real de } i \text{ respecto } AT = \frac{Producción \text{ } i}{Producción \text{ } AT}$$

Ejemplo etileno:

$$Rel. \text{ bibl. de } i \text{ respecto } AT = \frac{1,10}{95} = 0,01158$$

$$Rel. \text{ real de } i \text{ respecto } AT = \frac{115,35 \frac{kg \text{ } E}{h}}{9952,70 \frac{kg \text{ } AT}{h}} = 0,01159 \frac{kg \text{ } E}{kg \text{ } AT}$$

	Producción real (kg/h)	Relación bibliográfica respecto AT	Relación real respecto AT
AT	9952,70	1,00000	1,00000
E	115,35	0,01158	0,01159
AA	90,27	0,00737	0,00907
CO	83,34	0,00842	0,00837
CR	10,79	0,00105	0,00108
CE	9,79	0,00105	0,00098
CM	9,71	0,00105	0,00098
CAT	68,10	0,00667	0,00684
DCAT	67,67	0,00667	0,00680
TCAT	63,31	0,00667	0,00636
ET	10,81	0,00105	0,00109
M	10,81	0,00105	0,00109

Comparando la segunda y tercera columna, se ve que la producción real es bastante fiel a los datos bibliográficos, hecho que refuerza la bonanza del diseño realizado. La única especie que se aleja de forma un poco más significativa es el ácido acético.

1.6. ESPECIFICACIONES Y NECESIDADES DE SERVICIO

En este apartado se especifican las distintas necesidades y servicios que requiere la operación de la planta.

1.6.1. Agua de Red

El agua para utilizar en la planta se suministra a pie de planta a una presión de 2 Kg/cm² en un colector de 200 mm. Ésta será usada para los servicios de planta, como el vapor de servicio, el agua de refrigeración, o el agua para incendios. A su vez, esta agua se usará para uso del personal, en oficinas, laboratorios, vestuarios, lavabos, etc.

1.6.2. Gas Natural

Este servicio llega a la planta a una presión media (1,5 Kg/cm²). Se utilizará como combustible de las calderas de la zona de servicio. A partir de las especificaciones proporcionadas por el fabricante (BONO ENERGIA) se conocen las necesidades de combustible de cada caldera para la producción de vapor a 190°C. En la Tabla 4 se pueden ver, tanto las necesidades de combustible, como la producción de vapor de agua de cada una de las calderas.

Tabla 4 – Necesidades de combustible i producción de calderas

Caldera	Caudal de Combustible (Nm ³ /h)	Producción de Vapor de Agua (Kg/h)
CL-401	575,4	10000
CL-402	1438,6	22500
TOTAL	2014	32500

Los modelos de las calderas serán de la serie SG, las especificaciones de las cuales, están detalladas en las hojas de especificaciones de cada equipo.

1.6.3. Agua de Refrigeración

Para el enfriamiento de ciertos caudales de servicio de la planta será necesaria la instalación de una torre de refrigeración. Estas corrientes serán las utilizadas para el enfriamiento de varios caudales de proceso. Sabiendo los caudales que se tienen que refrigerar i a qué temperaturas se tiene que hacer, se calcula la potencia necesaria que se tendrá que disipar de éstos. Los corrientes a enfriar entrarán en la torre a 45°C y se desea que salgan a 25°C

$$q = m \cdot Cp \cdot \Delta T$$

Donde,

q es la potencia de intercambio, expresada en KJ/h

m es el caudal total a enfriar, expresado en Kg/h

Cp es la capacidad calorífica de este caudal, expresada en KJ/Kg°C

ΔT es la diferencia de temperatura que sufre el líquido, expresada en °C

Así pues, se obtiene la siguiente potencia de intercambio

$$q = 428082 \frac{Kg}{h} \cdot 4,225 \frac{KJ}{Kg^{\circ}C} \cdot (45 - 25)^{\circ}C$$

$$q = 36172929 \frac{KJ}{h} = 10050 kW$$

De esta manera, se conoce que se tienen que intercambiar 10050 kW en la torre. En la consulta de catálogos de torres de refrigeración se ha encontrado que la más adecuada para nuestras necesidades es la torre de la marca EWK, y modelo EWB 7200, cuya potencia de disipación es de 11512 kW.

Una vez las corrientes estén a 25°C, se pasarán a distintos grupos de frío para bajar sus temperaturas antes de refrigerar.

1.6.4. Grupos de frío

Una vez el agua se ha enfriado hasta 25°C, la corriente será dividida en dos efluentes para enfriarlos hasta temperaturas deseadas. Este enfriamiento se realizará a partir de grupos de frío (*Chillers*). Será necesario obtener una de las corrientes a 15°C (para intercambiadores E-301, E-302 y E-802 → 158742 Kg/h) y la otra a 5 °C (para intercambiadores E-303 y E-304 → 269340 Kg/h).

Este tipo de equipos se basan en la combinación de compresión térmica i expansión adiabática de un gas en un circuito cerrado. Este gas es el R134a

1.6.4.1. Chiller de 15°C

La potencia necesaria de intercambio del Chiller (CH-401), se calcula de la misma forma que en la torre de refrigeración. Calculando que se necesita una potencia de 1853 kW. Se decide utilizar un equipo de la marca RHOSS, cuyo modelo TCATBZ tiene una potencia de refrigeración de 1957 kW. Las especificaciones de este Chiller están plasmadas en la hoja de especificaciones pertinente.

1.6.4.2. Chiller de 5°C

De la misma forma que se ha hecho anteriormente, se encuentra que la potencia necesaria de 6247 kW. Se decide utilizar un equipo de la marca McQuay, modelo WDC113, que se trata de un Chiller centrífugo con doble compresor. Éste tiene una potencia de intercambio de 6825 kW y es un equipo water-cooled, más compacto que los equipos refrigerados por aire. En la hoja de especificaciones correspondiente se pueden apreciar las propiedades de éste.

1.6.4.3. Chiller de agua glicolada

Por otro lado será necesaria la instalación de otro grupo de frío para el enfriamiento del agua glicolada utilizada en el condensador a la salida de la columna D-302. Éste bajará la temperatura del agua glicolada desde 5°C hasta -10°C. Utilizando, en este caso, la capacidad calorífica del agua glicolada i el caudal que se tiene que enfriar, se encuentra que la potencia necesaria de intercambio es de 10100kW. Se decide utilizar el mismo equipo que en el caso anterior, sólo que a éste tendrá que estar doblado para poder abastecer toda la capacidad de absorción. También se podría utilizar un equipo de la marca YORK, modelo YK (cuya potencia de

absorción es de 10500kW), pero no se dispone de la energía eléctrica necesaria para su funcionamiento. Ya que este parámetro es muy importante a la hora de escoger el equipo a utilizar, se decide escoger el modelo de la casa McQuay, del cual se dispone de la potencia requerida para su funcionamiento.

1.6.5. Agua Descalcificada

Para las corrientes de agua de proceso es necesario que ésta esté libre de iones. De esta manera se evita la posible precipitación de sales en las tuberías y así, la formación de incrustaciones que eviten la correcta circulación de la corriente en cuestión. El agua que tendrá que ser tratada de manera continua es la correspondiente a la realimentación del reactor por pérdidas debidas a la evaporación.

A la vez, también se tendrá que tratar el agua que se añade al circuito de agua de refrigeración, ya que al enfriar estas corrientes con una torre de refrigeración, se sufren unas pérdidas por evaporación. Estas pérdidas serán aproximadas al 5%. Los equipos para realizar esta tarea se situarán en el Área 400, junto con los demás equipos de servicio.

$$\text{Necesidades Reactor} = 27 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Caudal Total de Refrigeración} = 431,3 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{Necesidades Refrigeración} = 5\% \text{Caudal Total de Refrigeración}$$

$$\text{Necesidades Refrigeración} = 21,6 \text{ m}^3/\text{h}$$

Así pues:

Caudal Total a descalcificar → **49 m3/h**

Para la realización de este servicio se utilizará una columna de intercambio iónico con el fin de substituir los iones propensos a la precipitación por otros más solubles en el agua de servicio, que no provocan los problemas de incrustaciones. Ya que el intercambio debe ser continuo, para la realimentación del reactor, la columna de

intercambio estará doblada y así, mientras en una de las dos se produce el intercambio iónico para el proceso, en la otra se va produciendo la regeneración de la resina. Se instalarán dos equipos Duplex D-D 650 D de la empresa Baeza SA, con una capacidad máxima de 26 m³/h. Estos equipos estarán constituidos por dos tanques, de intercambio y regeneración, y por un tanque de salmuera.

Por otro lado, también se tendrá que instalar un equipo descalcificador en la sala de calderas, por la pérdida de agua en éstas debida a la condensación que se produce en el vapor que se produce. Estas pérdidas también serán aproximadas al 5%. Los equipos para realizar esta tarea se situarán en la misma sala de calderas.

$$Caudal\ Total\ de\ Vapor = 32500\ Kg/h$$

$$Vapor\ Condensado = 5\%Caudal\ Total\ de\ Vapor$$

$$Necesidades\ Agua\ Descalcificada\ para\ Calderas = 2\ m^3/h$$

Para este servicio se utilizará también una columna de intercambio iónico doblada para el funcionamiento continuo. Se utilizará el modelo Duplex D 75/9000 con una capacidad máxima de 4 m³/h.

1.6.6. Aire Comprimido

El aire comprimido es un servicio imprescindible en una planta industrial. Éste se utiliza para el accionamiento de las válvulas neumáticas y la instrumentación de la planta. El principio de compresión se basa en dos rotores helicoidales que giran entre sí. Uno de éstos consta de cuatro lóbulos, mientras que el otro consta de seis estrías. El rotor de los lóbulos gira un 50% más rápido que el de las estrías i así se produce el aire comprimido dentro de la carcasa que contiene los rotores. Finalmente, el aire sale por la salida, ya comprimido. En la Figura 2 se ve un esquema del mecanismo y posteriormente la explicación de cada paso del proceso de compresión^[1].



Figura2 – Progreso de Compresión

- 1 - Los extremos de los rotores dejan al descubierto la entrada y el aire penetra en la cámara de compresión.
- 2 - El aire queda atrapado en el "compartimento" formado por un lóbulo macho y una estría hembra.
- 3 - Cuando los rotores giran, el tamaño del compartimento se reduce progresivamente, comprimiendo así el aire atrapado
- 4 - El aire comprimido sale por la lumbrera de salida.

Se utiliza aire comprimido a una presión de 8 Kg/cm². El equipo que se usará para compresión del aire es de la empresa Atlas Copco, cuyo modelo ZT-75 ya será suficiente para nuestras necesidades. Este equipo va refrigerado por aire, hecho que nos ahorra agua de refrigeración. Otras cualidades importantes son que se puede regular con facilidad linealmente desde el 10% hasta el 100% y que el aire comprimido de servicio está exento de aceite.

1.6.7. Electricidad

1.6.7.1. Introducción

El consumo de electricidad es un gasto importante para una planta industrial química, como es el caso de este proyecto (5-10% coste total). A razón de dicha importancia es necesario un dimensionado del consumo de los equipos, iluminación general y de emergencia de toda la planta.

Se espera un consumo elevado de electricidad por lo que conlleva instalar una estación transformadora de media a baja tensión, la que es necesaria por un buen funcionamiento del equipo. Por lo tanto se comprará a la compañía eléctrica electricidad a media tensión y la transformación se hará *in-situ*.

El reglamento de BT (baja tensión) a seguir es el ITC-BT-10, donde se establecen los parámetros de grado de rectificación en instalaciones eléctricas de BT.

1.6.7.2. Cableado

Las líneas trifásicas (3 fases+Neutro+ toma tierra) conducirán la electricidad, transformada a baja tensión, desde la estación transformadora, hasta cada equipo que requiera dicha energía. La intensidad presente corresponde a 380 Voltios con una frecuencia de 50 Hz.

Los cables consisten en el material conductor (Cobre), Acero para obtener energía mecánica y aislante. Estarán especialmente aisladas si se requiere en una zona dónde el riesgo de incendio es elevado.

1.6.7.3. Elementos de seguridad

a) Fusibles

Dispositivo constituido por un soporte adecuado, un filamento o lámina de un metal o aleación de bajo punto de fusión que se intercala en un punto determinado de una instalación eléctrica para que se funda, por *Efecto Joule*, cuando la intensidad de corriente supere, por un cortocircuito o un exceso de carga, un determinado valor que pudiera hacer peligrar la integridad de los conductores de la instalación con el consiguiente riesgo de incendio o destrucción de otros elementos.

b) Interruptor automático

Dispositivo que tiene como función desconectar el circuito cuando la tensión o intensidad sobrepasen los límites fijados.

c) Interruptores Diferenciales

Dispositivos que detectan cualquier corriente derivada a tierra y si es así, el actuador desconecta.

1.6.7.4. Dimensionado eléctrico

Un hecho muy importante a tener en cuenta es la energía necesaria para abastecer a todos los equipos que puedan estar en funcionamiento al mismo tiempo, fenómeno simultaneidad.

Para sistemas trifásicos:

$$P(W) = \sqrt{3} \cdot I \cdot V \cdot \cos(\varphi) \quad ; \quad I(A) = \frac{P}{\sqrt{3} \cos(\varphi) V}$$

Donde:

$\cos(\varphi)$ = factor de potencia (0,85)

V= tensión (380 V)

I= Intensidad (A)

La ley obliga a calcular la caída de tensión y exige unos valores máximos

-cualquier punto de un motor no puede superar el 5%

-cualquier punto del alumbrado no puede superar el 3%

Si se tiene un transformador propio, la ley permite ampliar los límites hasta 4,5 o 5,5 %.

$$\Delta U = \frac{\sqrt{3} L \cdot I \cdot \cos(\varphi)}{K \cdot S}$$

Donde:

K= constante referencia al material conductor (56 para cobre)

S= Sección transversal cable (mm²)

ΔU =caída de tensión (V). Suposición 5%


L= longitud cable (m)


I= Intensidad (A)

Se ha estimado los requerimientos de potencia de cada área de planta, incluyendo equipos, alumbrado general y alumbrado de emergencia. Con la potencia estimada, se calcula la intensidad de corriente y con ella y la suposición del 5 % de caída de tensión, se obtiene el dimensionado del cableado.


Los requerimientos del cableado desde la estación transformadora a cada área de la planta presente, se indican en las tablas a continuación.

Los valores normalizados de secciones de líneas (Sn) eléctricas son: 1,5; 2,5; 4;6;10; 16;25; 35; 50; 70; 95; 120; 150; 185; 240.

	ELECTRICIDAD	
	AREA 100	
EQUIPOS	POTENCIA (Kw)	
Alumbrado general	15	
Alumbrado de emergencia	3	
P-101	0,47	
TOTAL	18,47	
Total con simultaneidad	18,47	
L (m)	143	
I (A)	0,03	
Sn (mm ²)	2,50	

	ELECTRICIDAD	
	AREA 200	
	EQUIPOS	POTENCIA (Kw)
	Alumbrado general	15
	Alumbrado de emergencia	3
	CO-201	0,26
	CO-202	0,63
	CO-203	0,07
	A-201	17,60
	P-201	0,51
	P-202	0,25
	TOTAL	37,31
	Total con simultaneidad	37,31
	L (m)	67
	I (A)	0,067
	Sn (mm ²)	2,50


	ELECTRICIDAD	
	AREA 300	
	EQUIPOS	POTENCIA (Kw)
	Alumbrado general	15
	Alumbrado de emergencia	3
	CO-301	1,51
	CO-302	0,38
	P-301	0,84
	P-302	2,30
	P-303	4,28
	P-304	0,45
	P-305	2,64
	P-306	0,35
	P-307	0,35
	P-308	11,28
	P-309	4,12
	TOTAL	28,50
	Total con simultaneidad	28,50
	L (m)	38,00
	I (A)	0,05
	Sn (mm ²)	1,50

	ELECTRICIDAD	
	AREA 400	
EQUIPOS	POTENCIA (Kw)	
Alumbrado general	15	
Alumbrado de emergencia	3	
TR-401	74	
CH-401	502	
CH-402	786	
CH-403	786	
CH-404	786	
TOTAL	2952	
Total con simultaneidad	2952	
L (m)	25,00	
I (A)	49,93	
Sn (mm ²)	70,00	

	ELECTRICIDAD	
	AREA 500	
EQUIPOS	POTENCIA (Kw)	
Alumbrado general	15	
Alumbrado de emergencia	3	
Ordenadores, fotocopiadoras,..	25,00	
TOTAL	43,00	
Total con simultaneidad	43,00	
L (m)	160	
I (A)	0,08	
Sn (mm ²)	10,00	

	ELECTRICIDAD	
	AREA 600	
EQUIPOS		POTENCIA (Kw)
Alumbrado general		15
Alumbrado de emergencia		3
TOTAL		18,00
Total con simultaneidad		18,00
L (m)		220
I (A)		0,03
Sn (mm ²)		4,00

	ELECTRICIDAD	
	AREA 700	
	EQUIPOS	POTENCIA (Kw)
	Alumbrado general	15
	Alumbrado de emergencia	3
	CO-701	2,71
	TOTAL	20,71
	Total con simultaneidad	20,71
	L (m)	76
	I (A)	0,04
	Sn (mm ²)	1,50

	ELECTRICIDAD	
	AREA 800	
EQUIPOS	POTENCIA (Kw)	
Alumbrado general	15	
Alumbrado de emergencia	3	
P-301	0,04	
P-302	0,04	
P-303	0,17	
P-304	0,00	
P-305	0,40	
P-306	2,20	
P-307	0,97	
P-308	0,36	
P-309	0,91	
P-310	0,02	
P-311	0,47	
P-312	0,20	
AG-801	2,00	
AG-802	0,07	
AG-803	1,50	
AG-804	0,74	
CT-801	0,25	
CF-801	13,00	
TOTAL	23,34	
Total con simultaneidad	23,34	
L (m)	50,00	
I (A)	0,04	
Sn (mm ²)	1,50	

1.6.7.5. Estación transformadora

Se ha comentado anteriormente la necesidad de instalar una estación transformadora de media a baja tensión en la planta.

Si la potencia total de consumo de la planta es de 3141 kW,

$$KVA = \frac{Potencia\ requerida}{\cos\phi} = \frac{3141\ kW}{0,8} = 3926,25\ KVA \cong 4000\ KVA$$

1.6.7.6. Grupos electrógenos

Se ha considerado necesario la instalación de grupos electrógenos para asegurar la continuidad del proceso en caso de una posible avería en el sistema eléctrico convencional. Los grupos electrógenos cubrirían la parte de producción principal, así como servicios, tratamientos, control e instrumentación.

Se muestra a continuación las características principales que proporciona el proveedor.

a) Motor

Diesel, 4 tiempos, refrigeración por agua o aire, inyección directa, con regulador mecánico o electrónico de velocidad, filtros de aire, aceite y combustible, silenciador industrial, arranque eléctrico y batería. Consumo específico promedio 190 g/Kwh. Tanque combustible separado

b) Alternador

Acoplado por discos SAE al motor, sincrónico, trifásico, brushless, excitatriz rotativa (con imán permanente > 150 KVA). Protección IP23, aislación clase H. Regulación electrónica de tensión +/- 1%. Fabricado según normas IEC, VDE, NEMA, IRAM. (3x400/220 volts, 50 Hz.)

c) Tablero de comando

Caja de acero con llave de contacto, pulsador de arranque y señalización luminosa de fases. Instrumento **digital** con Amperímetro, Voltímetro, Frecuencímetro y selectora. Cuentahoras. Control **Be24** de arranque automático y parada por temperatura, presión de aceite y sobrevelocidad. Interruptor con protección termomagnética, calibrada para alternador sincrónico.

d) Chasis

Bastidor de acero reforzado que soporta el conjunto motor-alternador sobre aisladores de vibración



Figura 3. Grupo electrógeno de aprox. 1000 kvA

Según la potencia requerida para mantener el proceso en caso de fallo eléctrico, es de 3141 KW, con un factor de potencia de 0,8, 4000 KVA. Se necesitarían 4 grupos electrógeno de 1000 KVA cada uno.

1.7. BIBLIOGRAFÍA

1.7.1. Localización de la planta

www.castellbisbal.cat

1.7.2. Métodos de obtención

Industrial Organic Chemistry, K. Weissermel, H.-J.Arpe

Waste Minimization and Cost Reduction for the Process Industries, Paul N. Cheremisinoff, P.E., D.E.E.

1.7.3. Especificaciones y necesidades de servicios

www.atlascopco.com

1.7.3.1. Electricidad

www.grupos-electrogenos.com

Apuntes de la asignatura “Diseny d’equips i instal·lacions”

Apuntes de la asignatura “Termotècnia i electrotècnia”

1.7.3.2. Aislamiento

www.isover.net

www.aerogel.com

2. EQUIPOS

2.1.	DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS	3
2.1.1.	Tanques de almacenamiento T-101 – T-113	3
2.1.2.	Reactor R-201	8
2.1.2.1.	Función del equipo y reacciones	8
2.1.2.2.	Tipo reactor	9
2.1.2.3.	Modelo de flujo y cinética (ecuaciones, Suposiciones)	10
2.1.2.4.	Condiciones de operación (entradas, salida, conversión, T, P)	15
2.1.3.	Regenerador RE-201	19
2.1.4.	Separador G-L S-201	19
2.1.5.	Aerorefrigeradores A-201	21
2.1.6.	Separador de Fases S-301	22
2.1.7.	Intercambiadores E-301/E-302	22
2.1.8.	Torre de Absorción AB-301	22
2.1.9.	Columna de rectificación D-301	26
2.1.10.	Columna de rectificación D-302	27
2.1.11.	Condensador CN-301	28
2.1.12.	Reboiler KR-301	29
2.1.13.	Intercambiador E-303/E-304	29
2.1.14.	Tanques pulmón	30
2.1.14.1.	TP-301	30

2.1.14.2.	TP-302	31
2.2.	LISTADO EQUIPOS	32
2.3.	HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS	36
2.3.1.	Área 100	36
2.3.2.	Área 200	40
2.3.3.	Área 300	49
2.3.4.	Área 400	71
2.3.5.	Área 700	80
2.3.6.	Área 800	82
2.4.	AISLAMIENTO	95
2.5.	BILIOGRAFÍA	104

2.1. DESCRIPCIÓN DE LOS EQUIPOS

2.1.1. Tanques de almacenamiento T-101 – T-113

La zona de almacenamiento consta de dos zonas diferenciadas, la zona de almacenamiento del etileno y la zona de almacenaje del acetaldehído.

El etileno, debido a sus características físicas y químicas, puede almacenarse como un gas licuado en tanques criogénicos, si no se almacenase como gas licuado el volumen necesario para su almacenamiento sería casi 500 veces superior, por lo tanto la inversión en la utilización de tanques criogénicos es imprescindible ya que la empresa no podría asumir el espacio necesario para almacenar el etileno gas.

El almacenamiento del etileno seguirá la normativa MIE-APQ-001 y la MIE-AP-10.

Al tratarse de tanques criogénicos su diseño es complejo y se ha optado por comprarlo directamente a una empresa especializada, CRYOLOR, el modelo elegido es el TGR Celine 3 C100.

El etileno a presión atmosférica empieza a licuar por debajo de los -104°C , por eso es preferible trabajar a una presión superior a la atmosférica para que la temperatura suba. A una presión de 3 bares, se puede observar en la Figura 1 que el punto en el que el gas licua es a partir de los -82°C aproximadamente, con lo que se consigue que la temperatura de almacenamiento no tenga que ser tan baja.

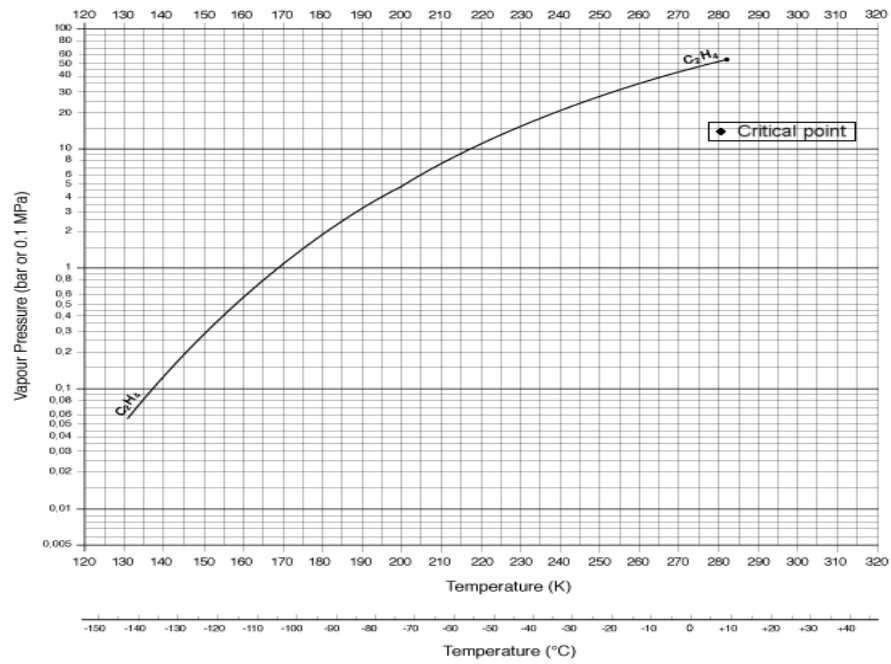


Figura 1. Diagrama Presión - Temperatura

Un tanque criogénico consta de un recipiente interior de acero inoxidable para soportar bajas temperaturas, y uno exterior de acero al carbono, aislado entre sí por una combinación de material aislante, generalmente perlita expandida y alto vacío para evitar la transmisión de calor entre el exterior y el interior.

En la Figura 2 se puede observar el esquema de un tanque criogénico.

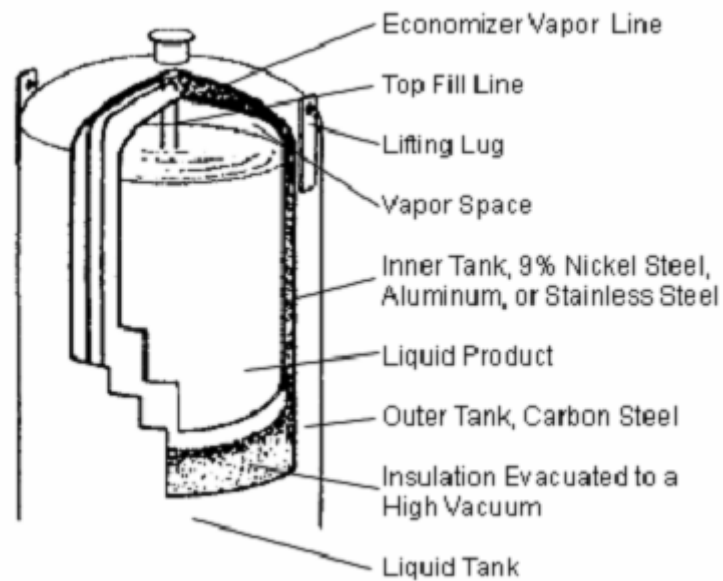


Figura 2. Esquema de un tanque criogénico

Los tanques criogénicos cuentan con un sistema de llenado compuesto por una conexión, una válvula de retención y dos válvulas de aislamiento angulares que permiten la carga del tanque tanto por la parte superior (fase gas), como por la parte inferior (fase liquida) como se puede observar en la Figura 3.

Todos los tanques cuentan con un sistema de instrumentación para medir el contenido de líquido y la presión. El contenido es medido a través de diferencial de presión entre la fase líquida y gaseosa, el cual mide la columna de agua por el Indicador de nivel con unidad patrón pulgada de agua. La presión es medida en un manómetro y su unidad patrón por lo general PSIG (libras por pulgada cuadrada), otras escalas utilizadas son bar , kg/cm² , etc.

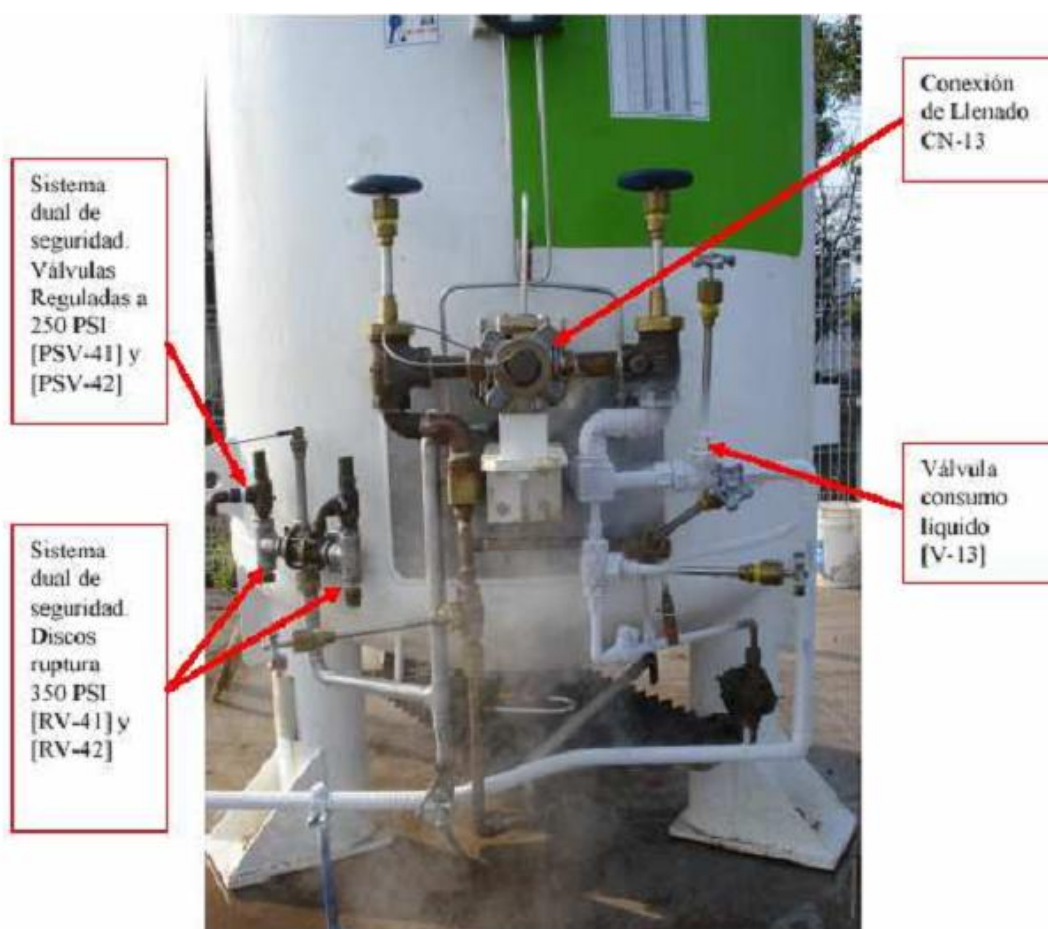


Figura 3

A medida que el nivel de líquido va bajando, la presión interna del tanque también disminuye, esta pérdida de presión es recuperada por un mecanismo automático formado por un regulador de presión y un vaporizador ambiental ubicados en la parte inferior del tanque, de esta manera se mantiene la presión de trabajo sin afectar el consumo. En caso de aumento de presión interna sobre el set point de presión del tanque por efecto de la gasificación, existe un sistema llamado economizador el cual conduce o envía esta sobre presión a la línea de consumo del tanque, como consecuencia de la acción del economizador la presión se estabiliza. Estos sistemas están diseñados para que el tanque trabaje a una presión constante y adecuada a las necesidades del usuario. La presión máxima de trabajo de los tanques utilizados en este proyecto es de 6 bar, aunque los hay que trabajan a más de 16 bar

Los tanques están protegidos por un sistema de seguridad dual conformado por dos set, cada uno compuesto por una válvula de seguridad y un disco de ruptura.

Las válvulas de seguridad se abren a una presión fijada por la presión máxima de trabajo del tanque y dejan escapar la sobre presión a la atmósfera, una vez que la presión se normaliza estas válvulas se cierran. Si por algún motivo las válvulas no funcionarán, los discos de ruptura seteados a una presión superior a la de las válvulas de seguridad se romperán y liberarán la presión del tanque a la atmósfera.

Todos los sistemas de almacenamiento criogénico constan, a parte del tanque descrito anteriormente, de un vaporizador ambiental como se observa en la Figura 4.

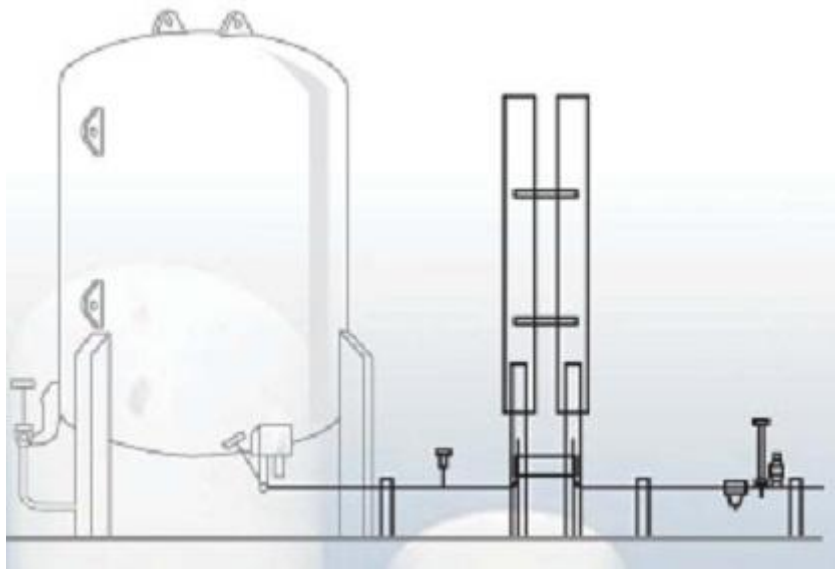


Figura 4

Este vaporizador ambiental pasa de líquido a gas el líquido almacenado en condiciones criogénicas mediante convección natural con el aire.

En lugar de colocar un vaporizador ambiental por tanque, en los casos en los que hay más de un tanque de almacenamiento se puede optar por la utilización de un único vaporizador ambiental conectado a todos los tanques, decisión que se ha adoptado en este proyecto.

En el punto 2.3. de este Volumen se encuentra la hoja de especificaciones de estos tanques.

Por lo que hace referencia a la zona de almacenamiento del producto acabado, el diseño de los tanques está descrito en el Volumen IV apartado 11 de este proyecto.

Debido a que la temperatura de ebullición del acetaldehído es de 20°C, se ha tenido que diseñar el proceso para que la temperatura a la que llega el acetaldehído a los tanques sea de 15°C. En el diseño de los tanques se ha calculado la instalación de un aislante, 200 mm de lana de roca BX-Spintex 613-40 de la casa ISOVER calculado con el programa INDUVER suministrado por la misma casa, para mantener la temperatura de los tanques por debajo de los 20°C.

En el punto 2.3. de este Volumen se encuentra la hoja de especificaciones de estos tanques.

2.1.2. Reactor R-201

En el área 200, reacción, el equipo más importante es el reactor R-201. Este reactor es el único para la producción de acetaldehído lo que le hace una pieza indispensable en esta planta.

2.1.2.1. Función del equipo y reacciones

La función que desempeña el R-201 es proporcionar un espacio de reacción, donde los reactivos principales son el oxígeno y el etileno en fase gas, y el catalizador, cloruro de cobre (II) y cloruro de paladio (II), en fase acuosa.

El producto mayoritario es el acetaldehído, cuya producción debe ser de 60.000 tn/año, valor que depende directamente del funcionamiento y diseño del reactor R-201. Además, también se forman subproductos no deseados como el ácido acético, oxalato de cobre, cloruro de etilo y metilo, cloroacetaldehído y crotonaldehído, entre otros.

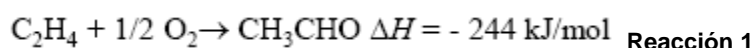
La vía de producción es la oxidación de etileno con oxígeno en presencia de una solución catalítica de cloruro de paladio (II) y cloruro de cobre (II), el llamado proceso Wacker de un solo paso.

El mecanismo de reacción es complejo, con muchas etapas intermedias. A grandes rasgos, se puede decir que en primer lugar el paladio (II) oxida el etileno hasta acetaldehído; el paladio (0) es reoxidado por el cobre (II), que se reduce a cobre

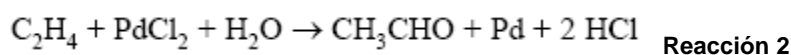
(0); finalmente, el cobre (II) se recupera oxidando con oxígeno el cobre metal. De esta manera, es posible en teoría recuperar el catalizador. En la práctica, no todo el catalizador se puede regenerar, por lo que a la larga hay que reponerlo.

No obstante, para el diseño del reactor se sigue un mecanismo resumido que tiene un conjunto de expresiones cinéticas asociadas.

La reacción global corresponde a la reacción 1, que como se puede apreciar es exotérmica, es decir, desprende calor.



Como se ha comentado anteriormente, se usa una solución acuosa de cloruro de cobre y de paladio, como catalizador.



El paladio metálico es reoxidado con cloruro de cobre y éste es regenerando mediante oxígeno.

Reacción 3



Reacción 4



La reacción limitante es la reacción de etileno con cloruro de paladio (Reacción 2) y por lo tanto es la que marcará el diseño del reactor.

2.1.2.2. Tipo reactor

Para la elección del tipo de reactor, se han tenido en cuenta diversas consideraciones:

- reactor de dos fases, líquida y gas
- opera en modo continuo
- reactor catalítico

- recirculación de fase líquida
- cinética lenta

Entre las familias de reactores que se utilizan en estas condiciones se encuentran:

- Columnas de burbujeo
- Columnas de platos
- Columnas de relleno
- Tanque agitado

La familia que mejor se adapta a las características presentes es la de columnas de burbujeo ya que la reacción presente es tan lenta que se hace necesario una cantidad importante de líquido (>60 %) presente en el reactor, hecho que se cumple en las columnas de burbujeo. También ofrecen una excelente transferencia de materia y energía. Además, implican poco coste de mantenimiento y de operación.

2.1.2.3. Modelo de flujo y cinética (ecuaciones, Suposiciones)

La cinética se plantea en dos ecuaciones, la primera corresponde a la oxidación del etileno y la segunda la oxidación del cloruro de cobre (II).

Ecuación 1 Oxidación del etileno

$$r_A = k_1 C_I A/E_2 (E_1 + 2B + E_2)^2$$

Ecuación 2 Oxidación cloruro de cobre (I)

$$r_{A'} = k_2 A' E_1^2$$

Donde:

Ecuación 3

$$E_1 = B_{1I} - B_1 \dots\dots$$

$$E_2 = E_{2I} + B_{1I} - B_1$$

Para el diseño del reactor se han planteado diversas suposiciones:

- La fase gas actúa como un flujo pistón
- La fase líquida se comporta como un RCTA
- Las reacciones del etileno y oxígeno disueltos se producen en el sí de la fase líquida y por lo tanto la reacción en la película es despreciable.
- No hay limitación a la transferencia de materia por parte de la fase gas.
- Condiciones isotermas, debido a que el líquido se encuentra en ebullición
- No se consideran variaciones en la velocidad superficial del gas

Teniendo en cuenta las suposiciones mencionadas, se plantea el balance de materia en fase estacionaria para la fase gas y fase líquida:

Fase gas:

$$-u_g (dA_g/dx) = k_L a [(A_g/H_A) - A_1]$$

$$-u_g (dA'_g/dx) = k_L a [(A'_g/H_{A'}) - A'_1]$$

Fase líquida:

$$\int_0^L k_L a [(A_g/H_A) - A_1] dx = k_1 C_T A_1 L / [(2B_{1l} + E_{2l})^2 (E_{2l} + B_{1l} - B_1)] \dots\dots\dots$$

$$\int_0^L k_L a [(A'_g/H_{A'}) - A'_1] dx = k_2 (B_{1l} - B_1)^2 A'_1 L$$

En este proyecto no es un objetivo la simulación del reactor por lo que se plantea un esquema de cálculo para el diseño final, volumen del reactor.

1.- A partir de la producción de acetaldehído fijada, la conversión de etileno (0,3 por paso, dato que se encuentra en la mayoría de documentación consultada) y teniendo en cuenta un 5% de pérdidas por cada equipo de separación, se puede aproximar la cantidad de producto que tiene que haber a la salida del reactor.

2.- La diferencia entre el caudal molar de etileno que entra al reactor y el que sale debe ser igual al caudal que se ha transferido de la fase gas al líquido.

$$n_{etilenofinal} - n_{etilenoinicial} = k_{la} \cdot V \cdot (C^* - C_{etLiq})$$

3.- Todo el etileno transferido reacciona, ya que la reacción es el paso limitante.

$$n_{etilenofinal} - n_{etilenoinicial} = r \cdot V \cdot \varepsilon_{liq}$$

Donde:

C^* = concentración de etileno en la interfase ($= H_C \cdot P_i$), (Kmol/m³)

C_{etLiq} = concentración de etileno en la fase líquida, (Kmol/m³)

V = volumen del reactor, (m³)

k_{la} = constante de transferencia de materia, (1/s)

r = ecuación de velocidad de la reacción, (Kmol·s⁻¹·m⁻³),

ε_{liq} = hold up del líquido

La concentración de etileno en la interfase se ha calculado a partir de la ecuación de Henry: $C^* = H \cdot P_{etileno}$

Es importante mencionar que en todo momento se ha supuesto un comportamiento ideal de los gases.

Para el cálculo de la constante de transferencia de materia se hizo uso de la ecuación 4 junto con la tabla 1, conociendo la temperatura de operación del reactor (130 °C)

Ecuación 4

$$(k_L a)_2 / (k_L a)_1 = (T_2 / T_1)^{0.5}$$

Tabla 1 Valores de las constantes de TM en función de la temperatura

Temperature K	K_{La} s^{-1}
333	0.301
348	0.312
363	0.318

Para calcular la velocidad de la reacción limitante, se usa la ecuación 1, que requiere los valores de las concentraciones de las especies de la tabla 2. Esta tabla recoge los rangos de concentraciones válidos para el proceso, mientras que en la tabla 3 se pueden observar los valores de estos parámetros y de otros utilizados para el diseño.

Para el cálculo de la velocidad de la reacción, ecuación 1, son necesarios los valores de concentraciones de compuestos presentes en el reactor, tal y como indica la ecuación 1, y se muestran en la tabla 2 los valores bibliográficos y en la 3 los propios.

Tabla 2 Rangos de variables

Range of Variables for Oxidation of Ethylene to Acetaldehyde	
Palladium chloride concentration	: 1.2 – 5.085 mol/m ³
Cupric chloride concentration	: 0.253 – 0.600 kmol/m ³
Hydrogen ion concentration	: 6.3×10^{-3} – 3.1×10^{-2} kmol/m ³
Superficial gas velocity	: 0.58×10^{-2} – 1.55×10^{-2} m/s
Temperature	: 333 – 363 K

Tabla 3 Valores de los parámetros de diseño del reactor, R-201

Parámetros	Valores	Unidades
k _{la}	0,335	1/s
T ^a R	403	K
[etilè]interfase	1,55E-03	Kmol/m ³
H _c etileno	9,77E-04	M/atm
[etilè]f.liq	1,50E-04	Kmol/m ³
[PdCl ₂]inic.	2,19E-03	Kmol/m ³
[CuCl ₂]inic.	0,253	Kmol/m ³
[HCl]inicial	6,30E-03	Kmol/m ³
[CuCl ₂]	0,22	Kmol/m ³
k ₁ (403)	1,97E+01	((Kmol/m ³) ²)/s

Hc es la constante de Henry.

La constante cinética (k1) implica dos cálculos:

Ecuación 5 Ecuación velocidad para el cálculo de la constante cinética

$$-\frac{d[C_2H_4]}{dt} = \frac{k'[I]}{[Cl^-][H^+]} = \frac{k'K[PdCl_4^{-2}][C_2H_4]}{[Cl^-]^2[H^+]}$$

Donde:

Tabla 4 Valores experimentales de K y k en función de la temperatura

Temp., °C.	$[C_2H_4] \times 10^3$	K^b	$k', ^c M^2 \text{ sec.}^{-1} \times 10^4$
15	3.05	18.7 ± 1.4	0.53 ± 0.08
25	2.67	17.4 ± 0.4	$2.0 \pm .2$
35	2.25	9.7 ± 1.5	$5.8 \pm .6$

A partir de la ecuación 5 se observa que para obtener el valor de la constante cinética, se debe multiplicar K y k'. La tabla 4 ayuda a este cálculo ya que proporciona valores de ambas constantes en función de la temperatura.

K corresponde a la constante termodinámica y según la ecuación de Van't Hoff y la temperatura presente en el reactor (403 K), se determina que $K=9,774$.

Ecuación 6 Ecuación de Van't Hoff

$$\ln \left(\frac{K_2}{K_1} \right) = \frac{\Delta H^\circ}{R} \left[\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right]$$

k' corresponde a una constante cinética, el valor de la cual se ha calculado a partir de la ecuación de Arrhenius: $k' = 2,02 \text{ M}^2/\text{s}$. Los parámetros A y Ea se han obtenido mediante una regresión lineal de los datos de la **tabla 4** ($A = 5,7e11 \text{ M}^2/\text{s}$ y $E_a = 8,8e4 \text{ J/mol}$).

Ecuación 7 Ecuación de Arrhenius

$$k(T) = A \cdot e^{-\frac{E_a}{RT}}$$

$$k_1 = K \cdot k' = 19,7 \text{ M}^2/\text{s} = 19,7 (\text{kmol}/\text{m}^3)^2/\text{s}$$

Con la constante de transferencia de materia conocida, los cálculos de velocidad superficial del gas (ecuación 5) permiten los cálculos posteriores del hold up del líquido. Para ello ha sido necesario el uso de correlaciones en régimen turbulento.

Ecuación 8

$$k_L a = 1.445 u_g^{0.78}$$

Tabla 5 Valores de parámetros calculados en régimen turbulento

velocidad burbuja liq	0,5809
velocidad burbuja gas	0,2223
Etrans	0,0070
Vsg	0,1535
Vsgtrans	0,0016
hold up gas	0,2686
hold up liq	0,7314

Con todos los parámetros conocidos se procede al cálculo del volumen del reactor:

$$V = 137 \text{ m}^3 \cong 150 \text{ m}^3$$

La relación altura/ diámetro es de 4,6, por lo que queda un diámetro de 3,5 y una altura de 16, sin tener en cuenta la cámara de mezcla de gases.

Se sobredimensiona por seguridad

2.1.2.4. Condiciones de operación (entradas, salida, conversión, T, P)

El reactor, R-201, opera a una temperatura de 403 K y una media de 3 atmosferas de presión. Los reactivos en fase gas entran por la parte más baja de la columna, donde hay una cámara de mezcla y seguidamente pasan a través del primer plato perforado, a partir del cual ya está presente la mezcla catalítica acuosa. El gas burbujea al pasar por el plato perforado; se dispone de tres platos más colocados cada 4 metros, para mantener el diámetro de burbuja y así no limitar la transferencia de materia de la fase gas a la líquida.

La entrada del líquido que es arrastrado por el gas en la salida, se recircula añadiéndole agua fresca que suple las pérdidas por evaporación. Esta entrada se efectúa después del primer plato perforado. También se dosifica HCl para controlar el pH. La pérdida de actividad del catalizador se compensa aumentando la presión de entrada de etileno mediante un control de producción de acetaldehído a la salida. En caso de que haya que aumentar en exceso la presión para mantener la producción deseada, existe la opción de añadir catalizador fresco.

A pesar de que la reacción es fuertemente exotérmica (ver reacción 1), no es necesario un sistema de refrigeración, ya que el calor generado se emplea principalmente en la evaporación de la fase acuosa, manteniéndose así una temperatura constante. Sabiendo el calor de reacción y la conversión, se puede aproximar la cantidad de agua evaporada.

El etileno que no reacciona, así como el oxígeno, son recirculados desde la salida del absorbedor AB-301 para así aumentar el rendimiento respecto al etileno fresco (95%).

El diseño de los platos perforados, tanto de su espesor como el tamaño de las perforaciones, se muestra a continuación:

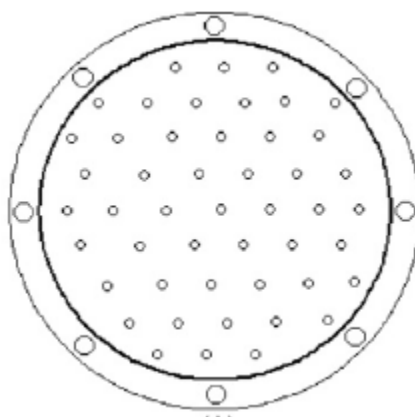


Figura 5 Plato perforado

Para el correcto diseño de los platos perforados, es necesario seguir las recomendaciones para mezclas con problemas de corrosión, en cuanto al diámetro de agujero y disposición de éstos.

Con el diámetro del agujero y el diámetro del reactor, se calcula el área activa.

La relación espesor de plato/diámetro de agujero, permite conocer el espesor del plato.

$$0.4 < \frac{\text{plate thickness}}{\text{hole diameter}} < 0.7$$

h_d = pressure drop across the dispersion unit (dry hole for sieve plates; dry valve for valve plates; dry cap, riser, and slot drop for bubble caps, mm liquid)

$$h_d = K_1 + K_2 \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) U_h^2$$

where U_h = linear gas velocity through risers (bubble caps) or perforations (sieve plate), m/s.

For sieve plates, $K_1 = 0$ and $K_2 = 50.8/C_v^2$.

$$C_v = 0.74 (A_h/A_d) + \exp[0.29(t_r/d_h) - 0.56]$$

Los resultados obtenidos confirman que las pérdidas a través de los platos son menospreciables en relación a las causadas por la altura del líquido.

Tabla 6 Pérdidas de presión a través de los platos

Parámetro	Valor	Observación
Cv	0,75708	
Af	0,09105	
Ah	0,87603	área agujeros mm ²
Aa	9,62113	área plato mm ²
K2	88,63029	
K1	0,00000	
Hd	0,59540	mm liq
	5,47762	Pa
	0,00005	bar (1 plato)
Pérdidas de presión platos	0,00022	bar (4 platos)

Tabla 7 Pérdidas de presión a través de la columna de líquido

P _{media}	3	bar
Volumen líquido	102,013	m ³
Altura líquido	10,603	m
ΔP	97545,693	Kg/(s ² ·m)
	0,963	bar

Se sobredimensiona aumentando las pérdidas de presión, 0,5 atm, ya que puede haber pérdidas ocasionadas por factores que no se han tenido en cuenta, como son las mirillas, las pérdidas en la cámara de mezcla,...

Anexo

Tabla 8 Nomenclatura utilizada

a_i	$= A_i H_A / A_{gi}$
a'_i	$= A'_i H_{A'} / A'_{gi}$
A	$=$ species A (ethylene) or concentration of ethylene, kmol/m ³
A'	$=$ species A' (oxygen), or concentration of oxygen, kmol/m ³
b	$= B / B_{1l}$
B	$=$ species B (cupric chloride), or concentration of cupric chloride, kmol/m ³
C	$=$ species C (palladium chloride), or concentration of palladium chloride, kmol/m ³
e_l	$= E_{2l} / B_{1l}$
E_1	$=$ species E_1 (cuprous chloride), or concentration of cuprous chloride, kmol/m ³
E_2	$=$ species E_2 (hydrochloric acid), or concentration of hydrochloric acid, kmol/m ³
$H_A, H_{A'}$	$=$ Henry's constant for ethylene and oxygen, respectively, m ³ (liq.)/m ³ (gas)
k_1	$=$ rate constant, (kmol/m ³) ² /s
k_2	$=$ rate constant, (m ³ /kmol) ² /s
$k_L a$	$=$ liquid-side mass transfer coefficient, m/s
K_1	$= k_1 C_l / B_{1l} (2B_{1l} + E_{2l})^2, s^{-1}$
K_2	$= (k_2 B_{1l}^2) / (k_L a)$
L	$=$ liquid height, m
r	$=$ rate of reaction, kmol/m ³ · s
u	$= u_g / u_{gi}$
u_g	$=$ superficial gas velocity, m/s
x	$=$ axial distance, m
X	$=$ conversion
z	$=$ dimensionless axial distance, x/L

Tabla 9 Subíndices utilizados

i	$=$ reactor inlet
l	$=$ initial
o	$=$ reactor outlet
g	$=$ gas phase
l	$=$ liquid phase

α_1	$= K_1 / k_L a$
α_3	$= A'_{gi} / A_{gi}$
α_4	$= k_L a L / u_{gi} H_A$
α'_4	$= k_L a L / u_{gi} H_{A'}$

2.1.3. Regenerador RE-201

La corriente líquida que sale del separador S-201, compuesta en su mayoría por agua y catalizador, se divide en dos: una parte vuelve directamente al reactor R-201 y la otra va hacia el regenerador RE-201.

En el regenerador, la mezcla líquida se calienta, mediante vapor directo, a 170°C y se somete a una presión de 9 bares, para poder descomponer el oxalato de cobre y otros compuestos no deseados producidos en el reactor. De esta manera se consigue mantener la actividad del catalizador.

En la siguiente tabla se pueden observar sus condiciones de operación:

Caudal (m ³ /h)	Tiempo de residencia (min)	Temperatura (°C)	Presión (bar)
2,2375	10	170	9

El regenerador tiene forma cilíndrica, con un volumen de 13,4 m³, una altura de 4 m y un diámetro de 2,06 m.

Debido a que el fluido que trata es corrosivo, su material de construcción es acero al carbono A515 con un recubrimiento de titanio.

2.1.4. Separador G-L S-201

La función de este equipo es separar las dos fases, la gaseosa y la líquida, de la corriente que sale del reactor principal, la 206. El líquido presente es debido en gran medida al arrastre del gas; además, como interesa regenerar continuamente una parte del catalizador disuelto, se asegura que el caudal de líquido sea constante mediante un sistema de control, que extrae del reactor el caudal necesario. Hay que tener en cuenta que las dos fases no están en equilibrio, ya que en las condiciones de salida, el líquido está en ebullición. Esto quiere decir que en el separador se evapora una parte del líquido, la que corresponda a las condiciones de operación.

El material empleado para su fabricación es acero al carbono AISI 515 revestido de una aleación de titanio, la misma que el reactor, para evitar la corrosión a

causa de la solución de catalizador. El método de diseño mecánico que se ha seguido es el ASME.

Es indispensable obtener una separación prácticamente total ya que a partir de este equipo, las instalaciones no están preparadas para soportar el alto poder corrosivo del líquido. Así, el gas pasará al área de purificación mientras que el líquido se devuelve al reactor.

Por otro lado, el caudal a tratar es muy importante, por lo que es previsible que este equipo tenga unas dimensiones considerables. No se ha encontrado ningún proveedor que suministre separadores para estas características, así que se ha optado por diseñarlo. Para ello, se ha seguido el esquema planteado en un documento de la Universidad Nacional Experimental de Venezuela, que resume el manual de diseño MDP-03-S-03 elaborado por la empresa Petróleos de Venezuela, Sociedad Anónima (PVDSA). Se ha elegido este guión por estar muy detallado y porque incluye casos similares al presente. Lo que no se ha encontrado en el resumen, se ha consultado en el manual.

Para tener una idea de las características de las corrientes de salida del separador, se ha simulado el equipo con el programa Hysys; con las condiciones de entrada de la corriente e imponiendo que la presión de operación sea de 2 atmósferas, el programa ha devuelto parámetros como los caudales de gas y de líquido, las concentraciones y la temperatura de operación. Éstos son los datos que se han usado para el diseño.

En primer lugar, hay que decidir la forma y la posición del equipo. Se ha escogido un tambor cilíndrico vertical porque ocupa menos espacio que uno horizontal, que se suele instalar cuando la fracción de líquido es más grande, y requiere un control menos sofisticado. También se ha decidido dotar el equipo de una malla desnubolizadora o demister que aumenta la eficacia de separación porque facilita la coalescencia de las gotas y ejerce de filtro.

Todas estas decisiones afectan al diseño tal y como se explica en el guión, que se puede encontrar en internet.

Los diámetros de diseño de la entrada, la salida y el tambor vienen determinados por las velocidades máximas permisibles para una buena separación.

No obstante, éstos se tienen que modificar para que coincidan con los diámetros estándar de tuberías.

En el guión se proponen diferentes criterios para ciertos parámetros, así que se ha optado por seguir siempre el mismo, concretamente el de PDVSA. Se entiende que los niveles de seguridad recomendados son para sistemas donde la fracción de líquido es más elevada que la del presente caso, así que se considera que el sobredimensionamiento ya es suficiente para garantizar la seguridad del equipo.

Las características de las corrientes se pueden ver en el balance de materia (apartado 1.5 de este Volumen, líneas 206, 207 y 217) y las dimensiones y otros parámetros de diseño, en la ficha de especificaciones del capítulo 2.

2.1.5. Aerorefrigeradores A-201

El fluido de proceso sale del separador de fase a una temperatura aproximada de 100°C. A esta corriente se le debe aplicar un lavado, en el cual serán eliminados los componentes más volátiles de la mezcla. Antes de empezar el proceso de absorción, se tendrá que enfriar el corriente hasta 45°C.

Por razones ambientales y de ahorro de energía, se decide enfriar la corriente primeramente con equipos aerorefrigeradores hasta una temperatura de 70°C. Éstos cogen aire de la atmosfera y lo hacen circular en contacto con tubos aleteados por los que circula el fluido de proceso. Estudiando la corriente a enfriar, se ha podido calcular que una fracción del fluido de proceso, aproximadamente un 42%, condensa en esta parte del enfriamiento. El calor necesario para realizar este enfriamiento y el cambio de fase es de 16050kW. Para la realización de este intercambio de calor se adquirirá una batería de aeroenfriadores de 1287kW^[2] cada uno.

La batería de equipos estará formada por 12 equipos distribuidos en cuatro filas. La corriente de entrada se dividirá en cuatro y pasará a través de los tres aeroenfriadores que constituyen cada parte del proceso. Una vez realizados los intercambios, las corrientes serán nuevamente mezcladas para el posterior servicio.

2.1.6. Separador de Fases S-301

La corriente de salida de los aerorefrigeradores está formada por una fase gaseosa y otra líquida que se hará circular hasta un separador de fases (S-301), para luego enfriar las corrientes por separado. En la Tabla 10 se pueden ver las propiedades principales del equipo separador.

Tabla 10. - **Propiedades Separador de fases**

Equipo	S-301
Diámetro del equipo (m)	3
Altura del equipo (m)	6,2
Volumen del equipo (m³)	37,6
Material del equipo	Acero al Carbono A515

2.1.7. Intercambiadores E-301/E-302

Las corrientes de salida de S-301 serán conducidas a dos intercambiadores de carcasa y tubos, uno para la corriente gaseosa y otro para la líquida (E-301 y E-302, respectivamente), cuyas especificaciones están detalladas más adelante. En ambos casos se hará circular el fluido de proceso por la carcasa y el fluido de servicio por los tubos del equipo. Una vez realizado el intercambio de calor en la corriente gaseosa, el fluido de proceso en estado gas que todavía resta sin condensar, aproximadamente un 65% del inicial, pasa a la torre de lavado AB-301.

2.1.8. Torre de Absorción AB-301

Los componentes que nos interesa separar en el proceso de absorción son aquellos que, como en el caso de etileno y oxígeno, no han reaccionado con totalidad

en el reactor o aquellos que, como el dióxido de carbono o el metano y etano, son considerados residuo en nuestro proceso de obtención de acetaldehído.

La corriente a tratar se lava con agua recirculada, proveniente de las colas de la última columna de destilación (D-302). Ésta está formada principalmente de agua, aunque contiene una pequeña fracción (no más de un 0,5%) de ácido acético. La corriente de proceso entra por la parte inferior de la columna a 45°C y 2 atm, mientras que el agua de lavado entra por la parte superior del equipo a 15°C y a presión atmosférica.

Se decide la construcción de una columna de relleno, ya que si se diseñara de platos, la pérdida de presión en el líquido sería demasiado elevada^[3]. El relleno estará constituido de Anillos Pall de plástico, de 2 pulgadas de diámetro, colocado en la columna aleatoriamente. La elección de este tipo de relleno se debe a sus propiedades, que se muestran a continuación^[4]:

- Alta capacidad y baja caída de presión en comparación con rellenos cerámicos.
- Bajo precio, por el hecho de ser de plástico.
- Poca sensibilidad a la distribución del gas y el líquido, hecho que permite el uso de cualquier distribuidor convencional.
- Tienen un *hold-up* relativamente alto, hecho que favorece a una buena absorción.
- El relleno tipo “Anillo” ofrece una alta resistencia mecánica, hecho propicio para rellenos grandes.

A continuación, en la Tabla 11, se pueden ver las propiedades de este tipo de relleno. Se pueden ver todos los tamaños y se han marcado aquellos que se han utilizado para el diseño de la columna.

Tabla 11 - Propiedades Anillos Pall

Especificaciones D*H*δ		Área Superficial específica m ² /m ³	Espacio Vacío ε m ³ /m ³	Nº de piezas por volumen	Bulk Density kg/m ³	Dry packing factor m ⁻¹
5/8"	16*16*1mm	188	0.91	112000	141	275
1"	25*25*1.2mm	175	0.90	53500	91	239
1.5"	38*18*1.4mm	115	0.89	15800	71	220
2"	50*50*1.5mm	93	0.90	6500	56	127

En relación al tipo de distribuidor de líquido se ha escogido uno del tipo “*Notched Trough Distributor*” por el hecho de ser un accesorio especialmente indicado para columnas de un gran tamaño y para caudales de gas elevado, factores que se cumplen en el equipo diseñado^[5]. En la Figura 6 se puede ver un dibujo del accesorio en cuestión.



Figura 6 - Notched Trough Distributor

A continuación, en la Tabla 12, se puede ver el caudal de cada componente al entrar en la columna y el porcentaje de recuperación para cada una de las salidas.

Tabla 12 - Caudales de entrada en el absorbedor y % de recuperación en salida

	Entrada Líquida	Entrada Gas	% Recuperación Gas	% Recuperación Líquido
Caudal total (Kg/h)	120766,83	49159,96		
Etileno	--	15033,14	99,76	0,24
Dióxido de Carbono	--	7694,54	99,47	0,53
Agua	120560,13	1282,50	0,32	99,68
Acetaldehído	--	9516,51	1,76	98,24
Crotonaldehído	--	9,30	0,00	100,00
Ácido acético	206,70	21,27	0,70	99,30
Oxígeno	--	10432,38	99,87	0,13
Cloruro de etilo	--	235,27	96,58	3,42
Cloruro de metilo	--	70,48	87,55	12,45
Cloroacetaldehído	--	61,32	0,00	100,00
Dicloroacetaldehído	--	63,23	0,03	99,97
Tricloroacetaldehído	--	538,51	89,17	10,83
Etano	--	2080,75	99,96	0,04
Metano	--	2120,76	99,97	0,03

Corrientes como las de los reactivos sin reaccionar se van por la parte superior de la columna, para una posterior recirculación de éstas al reactor. A parte de estos reactivos, también se eliminan de la corriente de proceso, compuestos indeseables, como dióxido de carbono, etano, metano y unas elevadas fracciones de cloruro de etilo, cloruro de metilo y tricloroacetaldehído. Una parte de esta corriente será purgada, para ser tratada junto con otros gases en el área 700, y la otra parte será la anteriormente nombrada recirculación. Esta corriente será mezclada con la entrada al proceso de etileno fresco, previa compresión a 4 atm.

La corriente líquida saliente de la columna se mezclará con las corrientes condensadas en los intercambiadores anteriores (A-201 y E-301) y pasará a la siguiente fase del proceso.

2.1.9. Columna de rectificación D-301

En esta columna se realiza la separación de los gases procedentes del separador S-201. Se consiguen separar los gases clorados (cloruros de metilo y cloruros de etilo) los cuales son llevados al tratamiento de gases. El acetaldehído, acompañado de agua, crotonaldehído y ácido acético, sale por la parte inferior de la columna y es llevado hacia una nueva torre de destilación D-302.

La columna de destilación trabaja a presión atmosférica y con las siguientes condiciones (Tabla 13):

Tabla 13 - Condición de trabajo de la D-301

Corriente	Caudal másico (kg/h)	Temperatura (°C)
Alimento	35,24	8408
Salida destilado	19,19	42,13
Salida colas	9248	70,16

Se trata de una columna de relleno de 15 etapas de equilibrio con la entrada del alimento en el plato 5. El relleno utilizado es el de anillos Pall de 2" (Figura 7), colocados de forma aleatoria. Los anillos Pall son una variante de los anillos Rasching, que ofrecen una mayor área de contacto y una menor pérdida de presión. Otra de las ventajas de este tipo de relleno es que no desprenden polvillo como los cerámicos y su superficie lisa evita la deposición de sólidos.



Figura 7: Anillos Pall

Las características de este tipo de relleno se pueden observar en la tabla 14

Tabla 14 – Características de anillos Pall

Medida	5/8"	1"	1 ½ "	2"	3"
Área superficial (m ² /m ³)	340	210	130	115	75
Espacio libre (%)	87	92	93	95	96
Peso (Kg/m ³)	145	93	72	57	48
Factor de relleno	78	45	28	22	20

2.1.10. Columna de rectificación D-302

Esta columna permite la obtención del producto final, el cual sale por la parte superior con una pureza del 99,9%.

Es una columna de 15 etapas de equilibrio, con la entrada de alimento en el plato 6. Esta columna tiene dos secciones: la primera va desde los platos 1 al 7 y está formada por platos perforados, y la segunda va desde los platos 7 al 15 y es una columna de relleno de anillos Pall de 2", colocados de forma aleatoria. Esta distribución permite un mejor rendimiento, ya que evita la inundación de la columna.

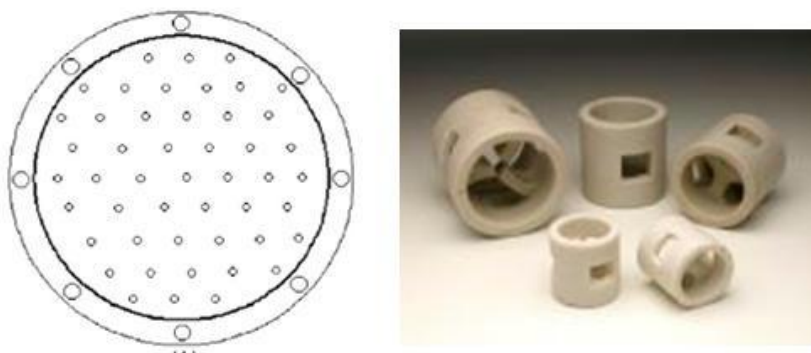


Figura 8 - Plato perforado y anillos Pall

La columna trabaja a presión atmosférica y con las siguientes condiciones (Tabla 15):

Tabla 15 – Condiciones de trabajo de la D-302

Corriente	Caudal másico (kg/h)	Temperatura (°C)
Alimento	9248	70,16
Salida destilado	210	20,32
Salida lateral	680	91,96
Salida colas	8358	99,98

El equipo cuenta con un condensador total subenfriador (CN-301) en la parte superior y un hervidor (KR-301) en la inferior. Parte de los condensados se recirculan para obtener una mejor separación, a costa de aumentar el gasto energético; por ello, se ha llegado a una solución de compromiso entre la pureza del producto y la energía requerida para ello. Finalmente, se ha decidido que la recirculación sea del 5,6 másico, es decir, por cada kg de producto, se devuelven 5,6 a la columna.

Por la parte inferior de la columna se obtiene una corriente compuesta, de agua y ácido acético, la cual es llevada al área de tratamiento de aguas. Debido a que el crotonaldehído y otros aldehídos clorados son compuestos muy tóxicos, se separan del agua y del ácido acético mediante una salida lateral de la columna situada en el plato 7. Esto permite llevar estas sustancias a un tratamiento específico.

2.1.11. Condensador CN-301

Se trata de un condensador total, por lo tanto todo el vapor que sale de la columna es condensado. Posteriormente, una parte se recircula a la columna y otra sale siendo el producto del proceso.

Para el diseño de este condensador se utilizó agua glicolada (50% vol.), ya que se necesita intercambiar mucho calor para condensar y enfriar la corriente de salida (el acetaldehído condensa a unos 20°C, pero para garantizar que no hervirá durante la manipulación hasta el almacenamiento, se enfría hasta 15°C).

Los principales datos de diseño se pueden ver en la tabla 16:

Tabla 16 – Datos de diseño del condensador CN-301

	Carcasa		Tubos	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fluido	Acetaldehído		Agua glicolada (50% vol.)	
Caudal (Kg/h)	61030		739360	
Temperatura (°C)	20,35	20,32	-10	5
Presión (atm)	1	1	1	1

2.1.12. Reboiler KR-301

Se trata de un Kettler reboiler y actúa como calderín de la D-302 evaporando parte del líquido que le llega desde la columna; así, una parte vuelve a la columna en forma de vapor y otra sale en estado líquido.

Los principales datos de diseño son los siguientes (Tabla 17):

Tabla 17 – Datos de diseño del KR-301

	Carcasa		Tubos	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fluido	Agua y Ácido acético		Vapor de agua	
Caudal (Kg/h)	175100,94		22442	
Temperatura (°C)	99,98	99,98	190	106
Presión (atm)	1	1	9	9

2.1.13. Intercambiador E-303/E-304

Para la refrigeración de las aguas de colas de la columna de destilación D-302 se usará agua de refrigeración. El fluido de proceso se deberá enfriar hasta 15 °C para un correcto funcionamiento de la columna de absorción AB-301 y de la columna de destilación D-301. Las corrientes de proceso circularán por la carcasa y el agua de refrigeración lo hará por tubos para conseguir una buena transmisión de calor. Estas corrientes se calentarán hasta 45 °C e irán a la torre de refrigeración para un posterior enfriamiento hasta 5 °C en los grupos de frío CH-402 y CH-403.

2.1.14. Tanques pulmón

Estos tanques pulmón del área 300 tienen una doble función: contrarrestar las posibles variaciones de caudal durante el proceso en continuo homogeneizando los caudales hacia los equipos posteriores y contener una cantidad importante de líquido en caso de que sea necesario vaciar algún equipo.

Los detalles de diseño se pueden ver en las hojas de especificaciones del apartado 2.3. de este Volumen.

Ambos recipientes tienen ciertas similitudes:

- Tienen cabezal superior porque los líquidos que contienen emiten vapores de sustancias tóxicas. Éste es torisférico, mientras que el inferior es plano, ya que es el más económico y no importa que dificulte la homogeneidad de la mezcla.
- Son de acero al carbono, AISI 515.
- Operan al 50% de capacidad del cilindro para que puedan acoger un volumen extra en caso de necesidad y se pueda garantizar el suministro a los equipos siguientes en caso de que durante un tiempo limitado salga de los tanques más caudal del que entra. Este volumen corresponde a un tiempo de residencia alrededor de 20 minutos.
- Las medidas son las de tanques estándar.
- Trabajan a presión atmosférica y la presión de diseño se ha calculado sumando la de la columna de líquido considerando un 100% de volumen ocupado.


2.1.14.1. TP-301


Este tanque recoge las corrientes de proceso de la salida del absorbedor AB-301 (310) y los condensados que resultan del enfriamiento del gas de proceso a la salida del separador S-201 (306 y 307) y proporciona un caudal constante a la torre de destilación D-301 (311). Independientemente del caudal total de entrada, la salida es constante, por lo que es previsible que el volumen fluctúe.


2.1.14.2. TP-302


Aquí se recogen las aguas de colas de la segunda torre de destilación, concretamente la corriente que proviene del hervidor KR-301 (325). Desde aquí, se distribuye el agua de lavado del absorbedor AB-301 y la torre de destilación D-301; el primer caudal es variable, así que un sistema de control manipula la entrada al TP-302 para mantener un nivel constante. La diferencia entre la salida del KR-301 y la entrada al TP-302 es la purga.


2.2. LISTADO EQUIPOS


	LISTADO DE EQUIPOS			PLANTA: Producción Acetaldehído	
	ÁREA 100			UBICACIÓN: Castellbisbal	
	Unidades	Denominación	Características Principales	Potencia (kW)	Material Construcción
T-101/108	8	Tanques almacenaje etileno	V=100 m ³	-	A515
T-109/113	5	Tanques almacenaje acetaldehído	V=130 m ³	-	A515

	LISTADO DE EQUIPOS			PLANTA: Producción Acetaldehído	
	ÁREA 200			UBICACIÓN: Castellbisbal	
Item	Unidades	Denominación	Características Principales	Potencia (KW)	Material Construcción
R-201	1	Reactor	V=150 m ³	-	A515/Ti ₆ Al ₄ V
S-201	1	Separador G-L	V=80 m ³	-	A515/Ti ₆ Al ₄ V
RE-201	1	Regenerador del Catalizador CuCl ₂	V=13,4 m ³	-	A515/Ti ₆ Al ₄ V
TD-201	1	Tanque disolución Catalizadores+ HCl	V=1 m ³	-	A515/Ti ₆ Al ₄ V
A-201	12	Aereorefrigerador G-G	q= 1287 kW	12 x 2,2	AISI304

	LISTADO DE EQUIPOS				PLANTA: Producción Acetaldehído	
	ÁREA 300				UBICACIÓN: Castellbisbal	
Item	Unidades	Denominación	Características Principales	Potencia (KW)	Material Construcción	
E-301	1	Intercambiador carcasa y tubos	A= 342,80 m ²	-	AISI304	
E-302	1	Intercambiador carcasa y tubos	A= 25,12 m ²	-	AISI304	
E-303	1	Intercambiador carcasa y tubos	A= 25,09 m ²	-	AISI304	
E-304	1	Intercambiador carcasa y tubos	A= 503,51 m ²	-	AISI304	
AB-301	1	Columna de absorción	L=15,2 m ;D=2,5 m	-	A515	
D-301	1	Columna de destilación	L=10 m; D= 2 m	-	A515	
D-302	1	Columna de destilación	L=9,75 m; D= 2,5 m	-	A515	
S-301	1	Separador G-L	V=55 m ³	-	A515	
TP-301	1	Tanque pulmón	V=60 m ³	-	A515	
TP-302	1	Tanque pulmón	V=50,9 m ³	-	A515	


	LISTADO DE EQUIPOS				PLANTA: Producción Acetaldehído	
	ÁREA 400				UBICACIÓN: Castellbisbal	
Item	Unidades	Denominación	Características Principales	Potencia (KW)	Material Construcción	
CL-401	1	Caldera pirotubular	Qv=10000 Kg/h	7584	AISI304	
CL-402	1	Caldera pirotubular	Qv=25000 Kg/h	17400	AISI304	
TR-401	1	Torre de refrigeración	Q=2x 108 m ³ /s	2x37	-	
CH-401	1	Chiller	Q=158742 Kg/h	502	Acero galvanizado	
CH-402	1	Chiller	Q=269339 Kg/h	786	Acero galvanizado	
CH-403/404	2	Chiller	Q=369680 Kg/h	786	Acero galvanizado	

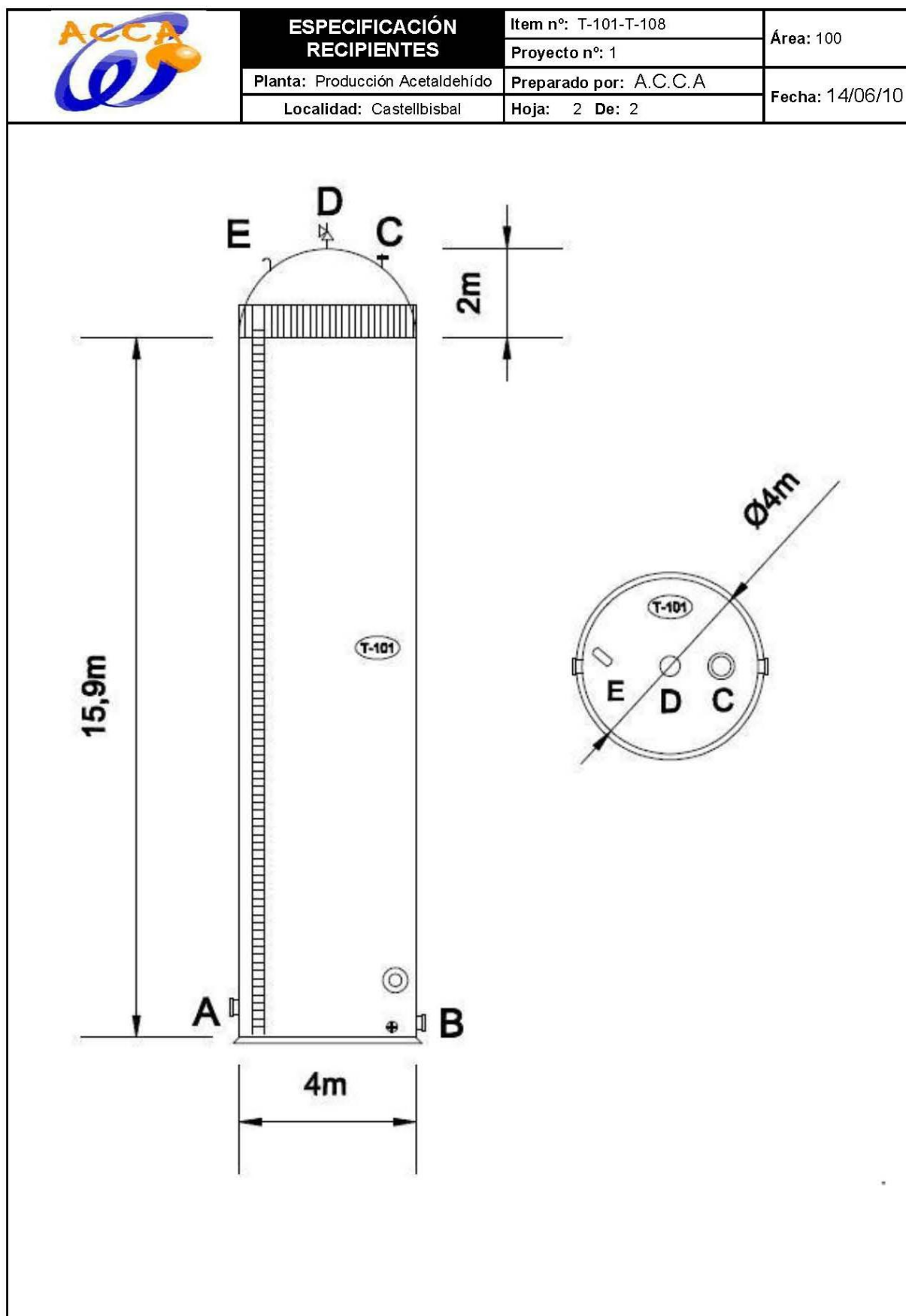
	LISTADO DE EQUIPOS			PLANTA: Producción Acetaldehído	
	ÁREA 700			UBICACIÓN: Castellbisbal	
Item	Unidades	Denominación	Características Principales	Potencia (KW)	Material Construcción
E-701	1	Intercambiador carcasa y tubos	$A = 22,05 \text{ m}^2$	-	AISI304
R-701	1	Reactor catalítico	$V = 5,3 \text{ m}^3$	-	A515/Ti ₆ Al ₄ V
CA-701	2	Columna de Adsorción CA	L=7,5 m; D= 3 m	-	A515/Ti ₆ Al ₄ V
X-701	1	Chimenea	L=25;Dp=0,65;Dg=1,5	-	A515


	LISTADO DE EQUIPOS				PLANTA: Producción Acetaldehído	
	ÁREA 800				UBICACIÓN: Castellbisbal	
Item	Unidades	Denominación	Características Principales	Potencia (KW)	Material Construcción	
E-801	1	Intercambiador carcasa y tubos	A= 31,20 m2	-	AISI304	
E-802	1	Intercambiador carcasa y tubos	A=49,16 m2	-	AISI304	
SI-801	1	Silo almacenaje sulfato ferroso	V=2 m3	-	AISI304	
SI-802	1	Silo almacenaje hidróxido de calcio	V=2 m3	-	AISI304	
T-801	1	Tanque almacenaje peróxido de hidrógeno	V= 15 m3	-	AISI304	
T-803	1	Tanque almacenaje ácido sulfúrico 98%	V=2 m3	-	AISI304	
R-801	1	Reactor Fenton	V= 3 m3	2	AISI304	
R-802	1	Reactor neutralización Fenton	V= 5 m3	0,0663	AISI304	
SE-801	1	Sedimentador primario	A= 60 m2	-	Hormigón	
TB-801	1	Tornillo sin fin	Q=85,5 Kg/h	-	AISI304	
R-803	1	Reactor aerobio	V=176,28	1,5	Hormigón	
R-804	1	Reactor neutralización	V= 9,42 m3	0,744	AISI304	
SE-802	1	Sedimentador secundario	A=31,17 m2	-	Hormigón	
SBR-801	2	Reactor aerobio discontinuo	V=123,15	-	Hormigón	
TP-801	1	Tanque pulmón	V=48,11 m3	-	AISI304	
TD-801	1	Tanque disolución lechada de cal	V= 8 m3	0,015	AISI304	

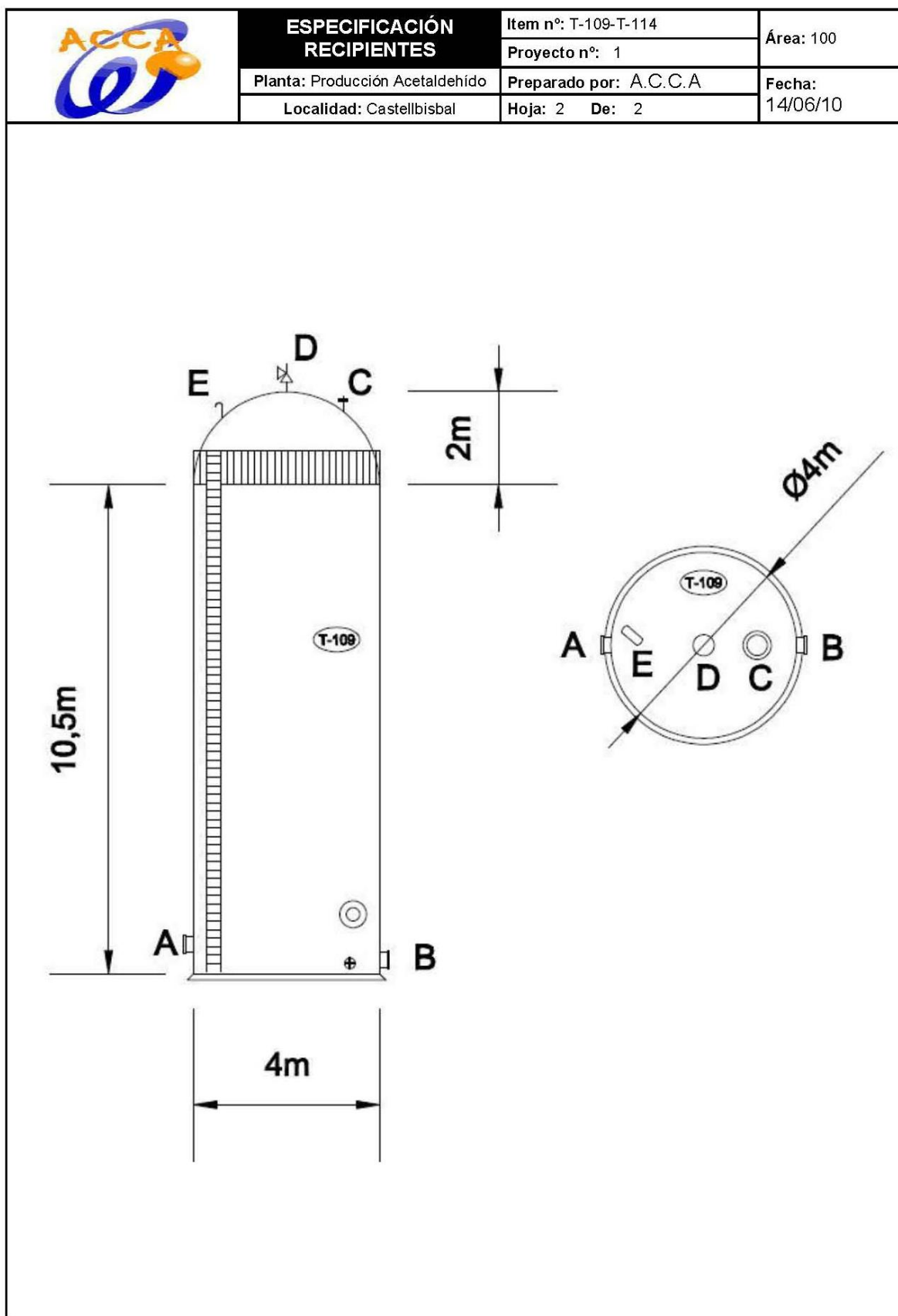
2.3. HOJAS DE ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS

2.3.1. Área 100


	ESPECIFICACIÓN RECIPIENTES		Item nº: T-101 – T-108		Área: 100
			Proyecto nº: 1		
	Planta: Producción Acetaldehído		Preparado por: A.C.C.A		Fecha: 14/06/10
	Localidad: Castellbisbal		Hoja: 1 De: 2		
DATOS GENERALES					
Denominación: Tanque almacenamiento					
Servicio: Almacenar el etileno licuado					
Posición:	Vertical	Densidad (Kg/m ³)	567,92		
Diámetro (m)	4	Peso recipiente vacío (Kg)	36.400		
Longitud (m)	15,9	Peso recipiente en operación (Kg)	133980		
Volumen (m ³)	97,58	Fracción llenado típica	0,75		
DATOS DE DISEÑO					
Producto		Etileno			
Materia de construcción		Acero al carbono(exterior)/acero inoxidable(interior)			
Temperatura de trabajo (°C)		-100			
Temperatura de diseño (°C)		-190			
Presión de trabajo (bar)		3			
Presión de diseño (bar)		6			
Cuerpo		Cilíndrico			
Espesor (mm)					
Fondo superior		Torisférico			
Espesor (mm)					
Fondo inferior		Torisférico			
Espesor (mm)					
Aislante		Perlita expandida al vacío			
RELACIÓN DE CONEXIONES			DETALLES DE DISEÑO		
Marca	DN (")	Denominación	Norma diseño	ASME	
A	4	Entrada tanque	Tratamiento térmico	No	
B	6	Salida tanque	Radiografiado	0,85	
C	4	Disco rotura	Eficacia de soldadura	Parcial	
D	4	Válvula de seguridad			
E	4	Venteo			

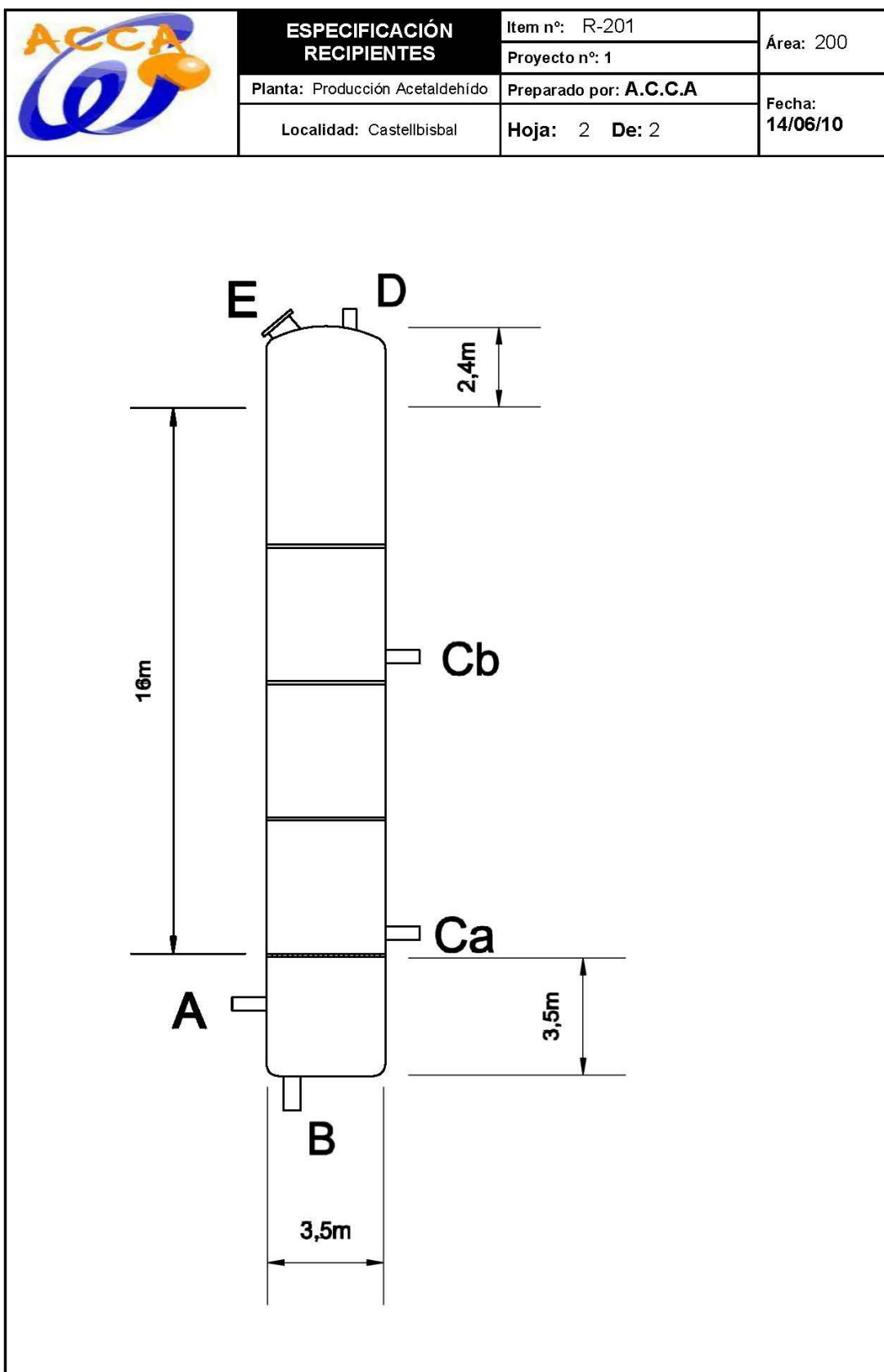



	ESPECIFICACIÓN RECIPIENTES		Item n°: T-109 – T-114		Área: 100
			Proyecto n°: 1		
	Planta: Producción Acetaldehído		Preparado por: A.C.C.A		Fecha: 14/06/10
	Localidad: Castellbisbal		Hoja: 1 De: 2		
DATOS GENERALES					
Denominación: Tanque almacenamiento					
Servicio: Almacenar el producto acabado					
Posición:	Vertical	Densidad (Kg/m³)	780		
Diámetro (m)	4	Peso recipiente vacío (Kg)	8.375,94		
Longitud (m)	10,5	Peso recipiente en operación (Kg)	109.775		
Volumen (m³)	130	Fracción llenado típica	0,75		
DATOS DE DISEÑO					
Producto		Acetaldehído			
Materia de construcción		Acero al carbono A515			
Temperatura de trabajo (°C)		15			
Temperatura de diseño (°C)		35			
Presión de trabajo (bar)		1			
Presión de diseño (bar)		1,99			
Cuerpo		Cilíndrico			
Espesor (mm)		7			
Fondo superior		Torisférico			
Espesor (mm)		11			
Fondo inferior		Torisférico			
Espesor (mm)		11			
Aislante		BX-Spintex 613-40 – 200 mm			
RELACIÓN DE CONEXIONES			DETALLES DE DISEÑO		
Marca	DN (")	Denominación	Norma diseño	ASME	
A	2	Entrada tanque	Tratamiento térmico	No	
B	4	Salida tanque	Radiografiado	0,85	
C	4	Disco rotura	Eficacia de soldadura	Parcial	
D	4	Válvula de seguridad			

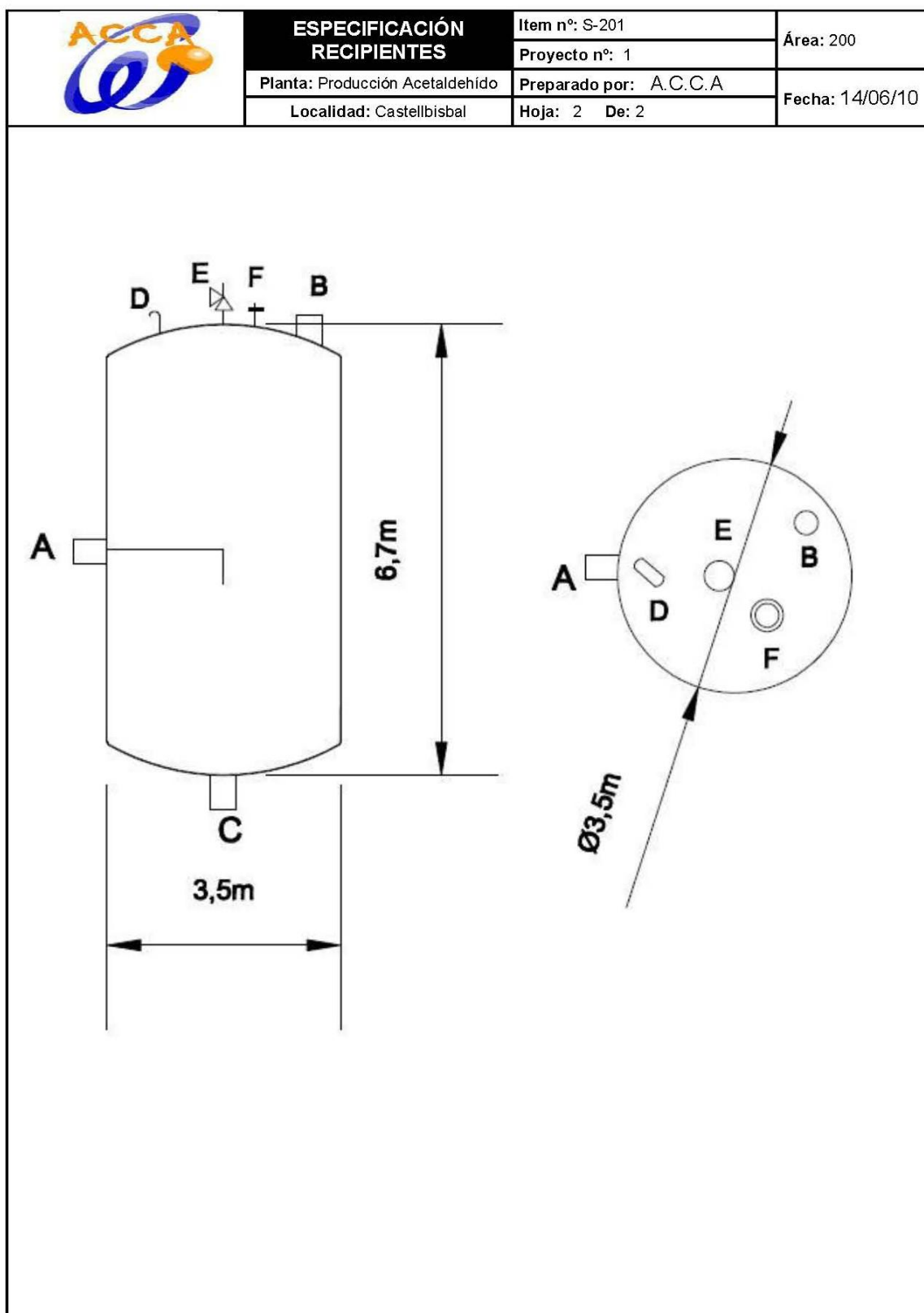



2.3.2. Área 200

	ESPECIFICACIÓN RECIPIENTES		Item nº: R-201	Área: 200
	Planta: Producción Acetaldehído		Proyecto nº: 1	
	Localidad: Castellbisbal		Preparado por: A.C.C.A	Fecha:14/06/10
			Hoja: 1 De: 2	
DATOS GENERALES				
Denominación: Reactor principal de producción de acetaldehído				
Posición	Vertical	Densidad (Kg/m³)	686	
Diámetro (m)	3,5	Peso recipiente vacío (Kg)	2214	
Longitud (m)	16	Peso recipiente en operación (Kg)	172141	
Capacidad (m³)	150	Forma y tipo tapas	Cilíndrico con fondos toriesféricps	
DATOS DE DISEÑO				
RECIPIENTE				
Producto	Acetaldehído			
Materia de construcción	Acero al carbono con revestimiento de Titanio			
Temperatura de trabajo (°C)	130			
Temperatura de diseño (°C)	160			
Presión de trabajo (bar)	3			
Presión de diseño (bar)	4,5			
Espesor cilindre (mm)	12			
Espesor Fondos (mm)	18			
Sobreespesor por corrosión (mm)	1			
Normativa de diseño seguida	ASME			
Tipo aislante	BX-SPINTEX 613-40			
Espesor aislante (mm)	10			
Material revestimiento interior	Aleación de Titanio: Ti ₆ Al ₄ V			
Espesor revestimiento (mm)	1			
RELACIÓN DE CONEXIONES				
DETALLES AIREJADOR				
Marca	Diámetro (inch)	Denominación	P (Kw)	144
A	16	Entrada etileno	DETALLES DE LOS PLATOS	
B	3	Entrada oxigeno	Número	4
Ca/ Cb	3/1	Entrada líquido	Separación (m)	4
D	50	Salida gases +liquido	Espesor (mm)	8
E	20	Boca de hombre	Diámetro perforaciones (mm)	13



	ESPECIFICACIÓN SEPARADOR G-L		Item n°: S-201		Área: 200
			Proyecto n°: 1		
	Planta: Acetaldehído		Preparado por: A.C.C.A		Fecha: 14/06/10
	Localidad: Castellbisbal		Hoja: 1 De: 2		
DATOS GENERALES					
Denominación: Separador G-L					
Servicio: Separar el gas del líquido de la salida del reactor R-201					
Posición:	Vertical	Densidad líquido(Kg/m³)	947,9		
Diámetro (m)	3,5	Peso recipiente vacío (Kg)	4919,8		
Longitud (m)	6,7	Peso recipiente en operación (Kg)	9232,95		
Volumen (m³)	55,5	Fracción de vapor másica entrada	0,92		
DATOS DE DISEÑO					
Producto	Agua, acetaldehído, etileno, oxígeno, acético, PdCl ₂ , CuCl ₂				
Materia de construcción	Acero al carbono A515				
Temperatura de trabajo (°C)	100				
Temperatura de diseño (°C)	120				
Presión de trabajo (bar)	2,29				
Presión de diseño (bar)	2,62				
Cuerpo	Cilindro				
Espesor (mm)	7				
Fondo superior	Toriesférico				
Espesor (mm)	11				
Fondo inferior	Toriesférico				
Espesor (mm)	11				
REVESTIMIENTO INTERNO					
Material	Ti6Al4V				
Espesor cilindro (mm)	2				
Espesor fondo inferior (mm)	2				
RELACIÓN DE CONEXIONES					
Marca	DN (")	Denominación	Marca	DN (")	Denominación
A	52	Entrada 206	D	4	Venteo
B	48	Salida 215	E	4	Válvula seguridad
C	1,25	Salida 207	F	4	Disco ruptura
DEMISTER			 AISLAMIENTO		
Marca comercial	Modelo	Material	BX-SPINTEX 613-40 (8mm)		
Koch-Glitsch	Flexichevron 350	Titanio			
DETALLES DE DISEÑO					
Norma diseño	ASME				
Tratamiento térmico	No				
Radiografiado	0,85				
Eficacia de soldadura	Parcial				
OTROS DATOS					
Volumen cilindro (m³)	48,6				
Volumen fondo inf. (m³)	3,5				
Volumen fondo sup (m³)	3,5				

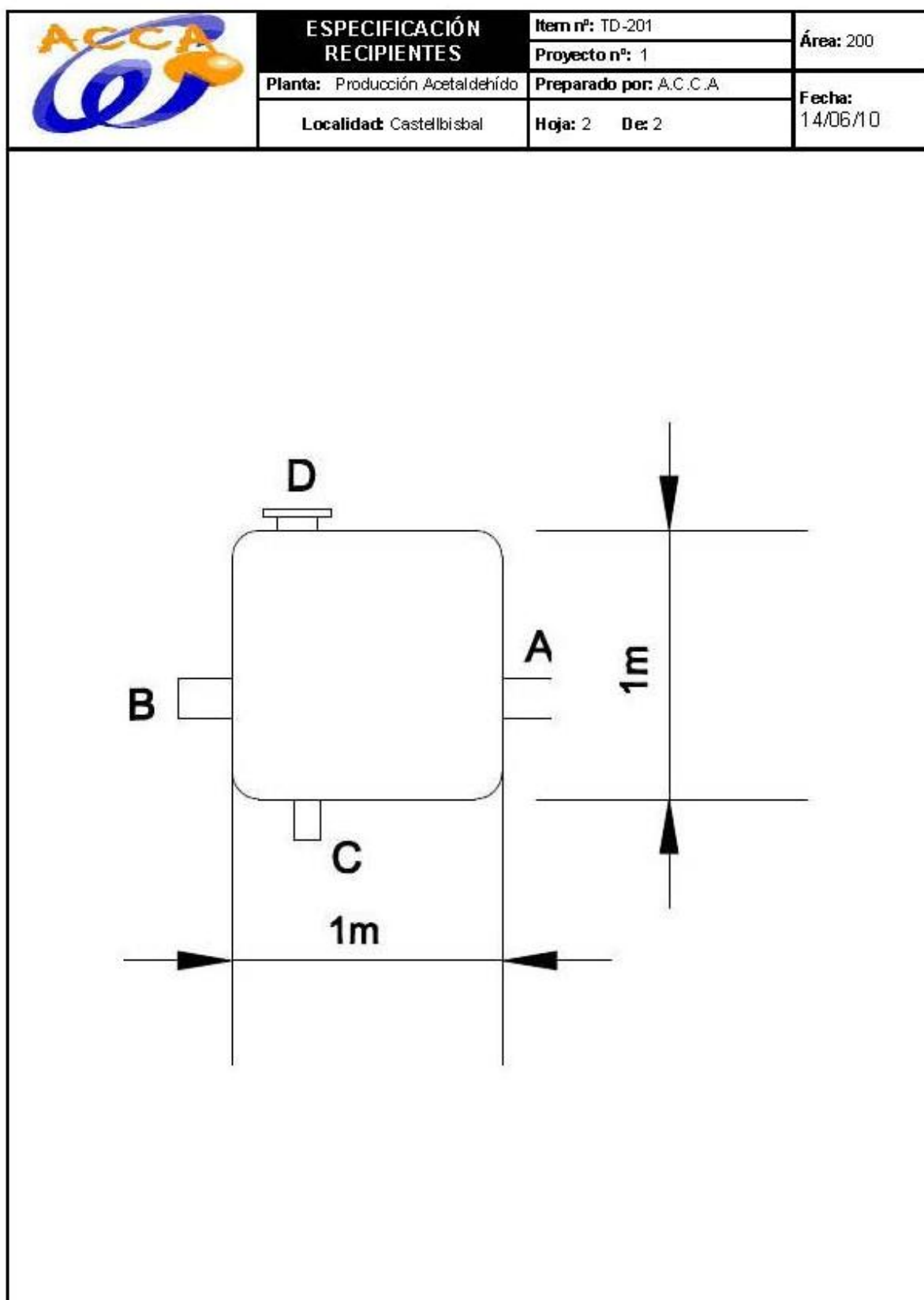



	ESPECIFICACIÓN RECIPIENTES		Item n°: TD-201	Área: 200
			Proyecto n°: 1	
	Planta: Producción Acetaldehído	Preparado por: A.C.C.A		Fecha: 14/06/10
Localidad: Castellbisbal	Hoja: 1 De: 2			

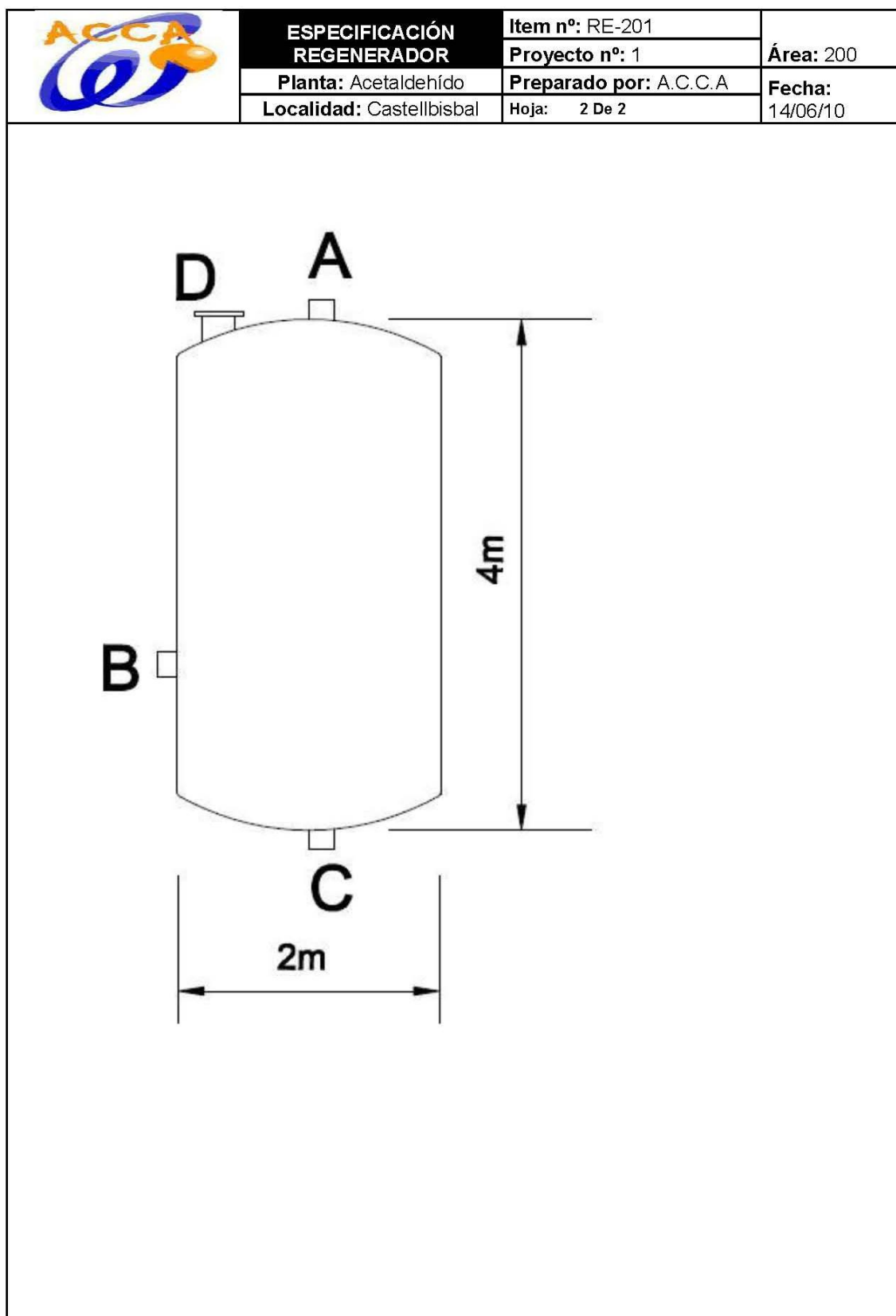
DATOS GENERALES			
Denominación: Tanque disolución, catalizador, HCl y agua			
Posición:	Vertical	Densidad (Kg/m³)	946,4
Diámetro (m)	1	Peso recipiente vacío (Kg)	120
Longitud (m)	1	Peso recipiente con agua (Kg)	1120
Capacidad (m³)	1	Peso recipiente en operación (Kg)	1120


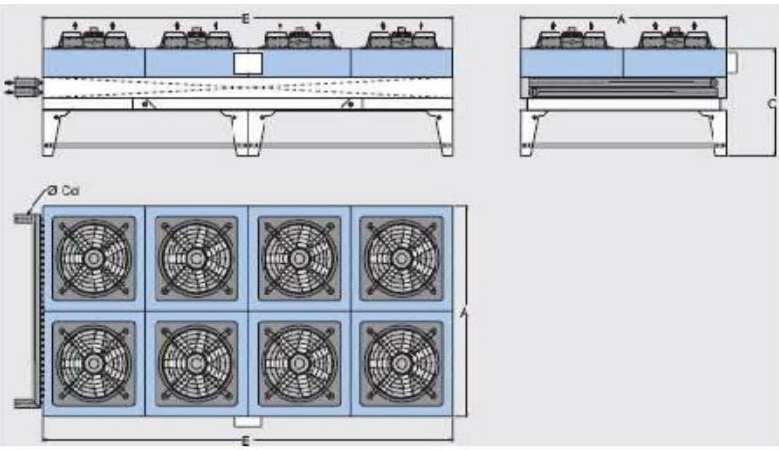

DATOS DE DISEÑO	
RECIPIENTE	
Producto	Agua, catalizador y ácido clorhídrico
Materia de construcción	A515/Ti ₆ Al ₄ V
Temperatura de trabajo (°C)	100,3
Temperatura de diseño (°C)	125
Presión de trabajo (bar)	1
Presión de diseño (bar)	1,5
Espesor Fondo (mm)	3
Espesor Cilindro (mm)	3
Espesor revestimiento Fondo (mm)	1
Espesor revestimiento cilindro (mm)	1

RELACIÓN DE CONEXIONES				DETALLES DE DISEÑO	
Marca	Tamaño (inch)	Cantidad	Denominación	Norma diseño	ASME
A	1	1	Entrada corriente	Radiografiado	Parcial
B	3	1	Salida corriente	Eficacia de soldadura	0,85
C	3	1	Entrada agua	Aislamiento (mm)	BX-SPINTEX 613-40 (8)
D	20	1	Boca de hombre	Volumen total (m3)	1




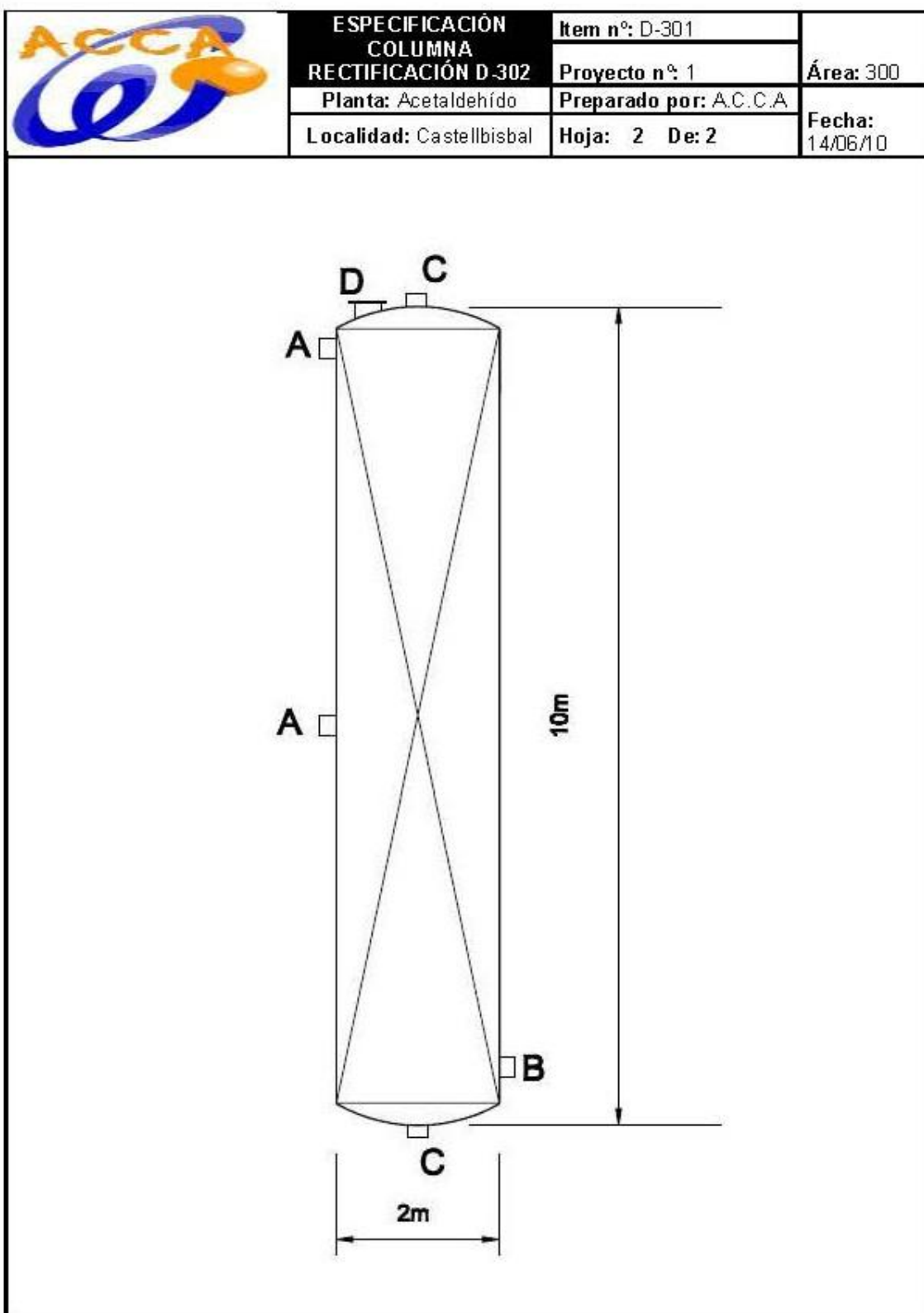
	ESPECIFICACIÓN REGENERADOR		Item nº: RE-201		Área: 200
			Proyecto nº: 1		
	Planta: Acetaldehído		Preparado por: A.C.C.A		Fecha: 14/06/10
	Localidad: Castellbisbal		Hoja: 1 De: 2		
DATOS GENERALES					
Denominación: Regenerador del catalizador RE-201					
Posición:	Vertical	Densidad (Kg/m³)		997,73	
Diámetro (m)	2,06	Peso recipiente vacío (Kg)			
Longitud (m)	4	Peso recipiente en operación (Kg)			
Volumen (m³)	13,4				
DATOS DE DISEÑO					
Producto					
Materia de construcción		Acero al carbono A515			
Temperatura de trabajo (°C)		170			
Temperatura de diseño (°C)		200			
Presión de trabajo (bar)		9			
Presión de diseño (bar)		12			
Cuerpo		Cilíndrico			
Espesor (mm)		17,42			
Fondo superior		Torisférico			
Espesor (mm)		24,56			
Fondo inferior		Torisférico			
Espesor (mm)		24,56			
RELACIÓN DE CONEXIONES			DETALLES DE DISEÑO		
Marca	DN (")	Denominación	Norma diseño	ASME	
A	1	Entrada regenerador	Tratamiento térmico	No	
B	1	Salida regenerador	Radiografiado	0,85	
C	1/4	Entrada vapor	Eficacia de soldadura	Parcial	
D	18	Boca de hombre	 AISLAMIENTO 		
			BX-SPINTEX 613-40 (160 mm)		




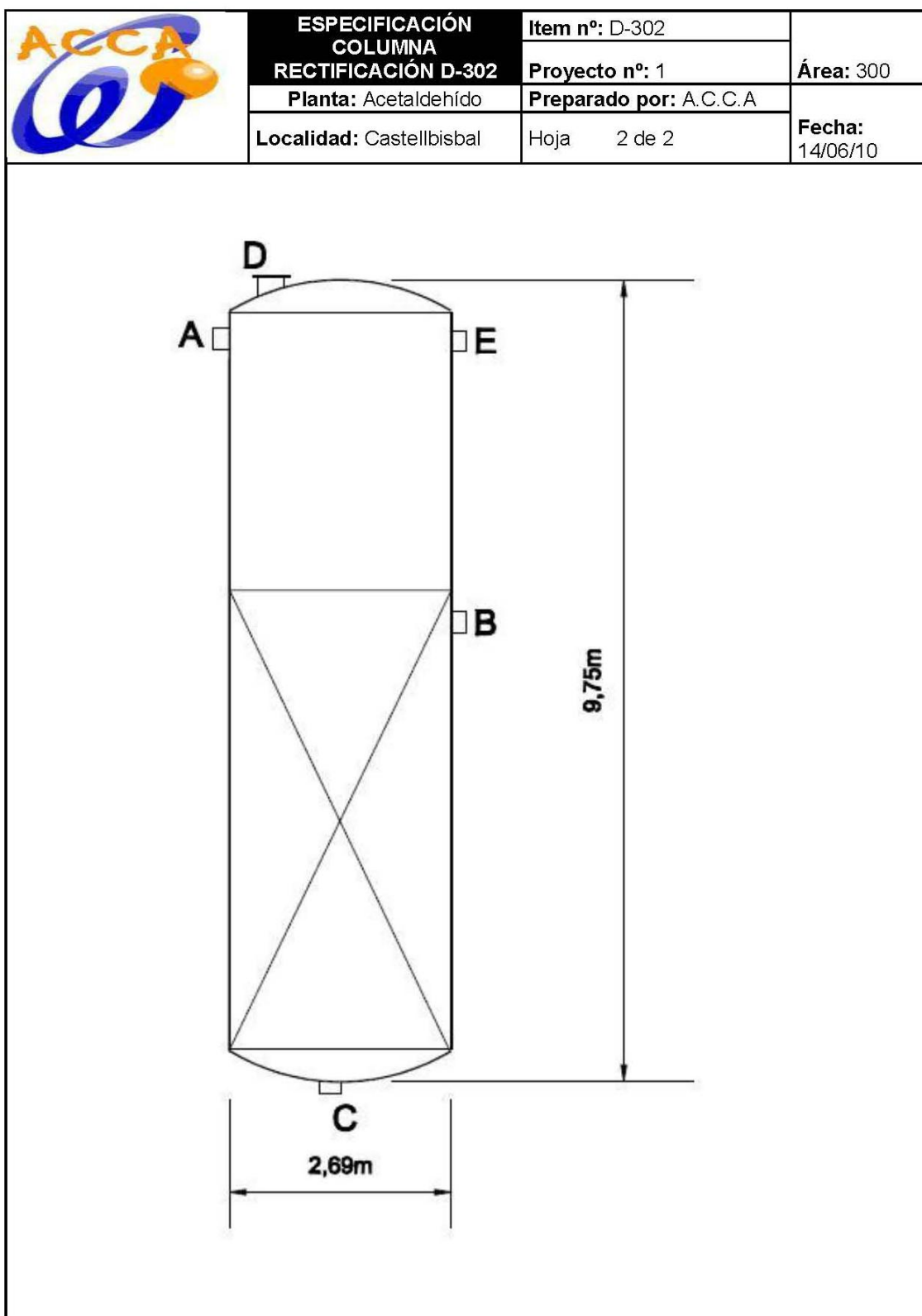
	ESPECIFICACIÓN AEROREFRIGERADOR		Item n°: A-201	Área: 200
	Planta: Producción de Acetaldehído		Proyecto n°: 1	
	Localidad: Castellbisbal		Preparado por: A.C.C.A.	Fecha: 14/06/2010
			Hoja: 1 De: 1	
DATOS GENERALES				
Denominación: Batería de Aerorefrigeradores				
Servicio: Refrigerar la corriente de salida de la corriente de S-201 de 100,3°C a 70°C				
Cantidad: 12				
CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS				
Marca Comercial / Modelo		BTU / EAS7-4338		
Potencia Disipada (kW)		1287		
CARACTERÍSTICAS DE LOS MOTORES				
Corriente Alterna		Trifásica / Monofásica		
Voltaje (V)		230 / 400		
Frecuencia (Hz)		50 / 60		
N° de Polos		4 / 6 / 8		
CARACTERÍSTICAS DE LAS BATERÍAS				
TUBOS		ALETAS		
Material	AISI304	Material	AISI304	
Diámetro (mm)	16	Turbulenciado	Corrugado o Persiana	
Espesor	Varios	Espesor y pasos	Varios	
CARACTERÍSTICAS DE LOS VENTILADORES				
N° de Ventiladores		8		
Diámetro de los ventiladores (m)		0,71		
Voltaje (V)		234 / 400		
Frecuencia (Hz)		50 / 60		
DESCRIPCIÓN FÍSICA				
DIMENSIONES (MM)		ESQUEMA DEL EQUIPO		
A	2000			
B	4000			
C	1130			
Peso (Kg)	1320			
DETALLE TUBOS ALETADOS				
				


2.3.3. Área 300

	ESPECIFICACIÓN COLUMNA RECTIFICACIÓN D-302		Item n°: D-301	Área: 300
			Proyecto n°: 1	
	Planta: Acetaldehído		Preparado por: A.C.C.A	Fecha: 14/06/10
	Localidad: Castellsbal		Hoja 1 de 2	
DATOS GENERALES				
Denominación: Columna de rectificación D-301				
Etapas de equilibrio: 15	Alimento: 5	Etapas de contacto:	Relación de reflujo: -	
Altura(m): 10	Tipo de relleno: Anillos Pall 2"	Material: Acero al carbono A515		
Zona enriquecimiento:	Diámetro (interior)(m): 2			
Zona empobrecimiento:	Diámetro (interior)(m): 2			
Pesos (Kg)	Vacío: 4585,9	Con agua: 35995,9	Operación: 35594,8	
DATOS DE DISEÑO				
Productos		Acetaldehído, Crotonaldehído, Agua y Ácido acético		
Material de construcción		Acero al carbono		
Temperatura de trabajo (°C)		Cabezas: 19,19	Fondos: 70,16	
Temperatura de diseño (°C)		Cabezas: 50	Fondos: 100	
Presión de trabajo (atm)		Cabezas: 1	Fondos: 1	
Presión de diseño (atm)		2		
Fondo superior		Torisférico		
Fondo inferior		Torisférico		
CONEXIONES				DETALLES DE DISEÑO
Marca	Tamaño	Denominación	Norma	Norma de diseño: ASME
A	8"	Alimento		Tratamiento térmico: No
B	3"	Salida destilado		Juntas: -
C	8"	Salida colas		Radiografiado: Parcial
D	18"	Boca de hombre		Eficacia soldadura: 0,85
				Espesor pared (mm) : 9
				Fondo superior (mm): 9
				Fondo inferior (mm): 9
				Aislamiento: BX-SPINTEX 613-40
				Grosor aislamiento(mm): 60
				Recubrimiento:
				Observaciones:
Plano de referencia:				Normas:



	ESPECIFICACIÓN COLUMNA RECTIFICACIÓN D-302		Item n°: D-302	Área: 300
			Proyecto n°: 1	
	Planta: Acetaldehído	Preparado por: A.C.C.A		Fecha: 14/06/10
	Localidad: Castellbisbal	Hoja 1 de 2		
DATOS GENERALES				
Denominación: Columna de rectificación D-302				
Etapas de equilibrio: 15	Alimento: 5	Etapas de contacto:	Relación de reflujo: -	
Altura: 9,75	Tipo de platos: perforados Tipo de relleno: Anillos Pall 2"	Material: Acero al carbono A515		
Zona enriquecimiento:	Diámetro (interior)(m): 2,69			
Zona empobrecimiento:	Diámetro (interior)(m): 2,69			
Pesos (Kg)	Vacío: 5825,6	Con agua: 57254,5	Operación: 56636,9	
DATOS DE DISEÑO				
Productos		Acetaldehído, Crotonaldehído y Ácido acético		
Material de construcción				
Temperatura de trabajo (°C)		Cabezas: 20,32	Fondos: 99,98	
Temperatura de diseño (°C)		Cabezas: 51	Fondos: 130	
Presión de trabajo (atm)		Cabezas: 1	Fondos: 1	
Presión de diseño (atm)		2		
Fondo superior		Torresférico		
Fondo inferior		Torresférico		
CONEXIONES				DETALLES DE DISEÑO
Marca	Tamaño	Denominación	Norma	Norma de diseño: ASME
A	8"	Alimento		Tratamiento térmico: No
B	2"	Salida destilado		Juntas: -
C	8"	Salida colas		Radiografiado: Parcial
D	18"	Boca de hombre		Eficacia soldadura: 0,85
E	2"	Salida lateral		Espesor pared (mm): 9
				Fondo superior: 9
				Fondo inferior: 9
				Aislamiento: BX-SPINTEX 613-40
				Grosor aislamiento (mm): 60
				Recubrimiento:
				Observaciones:
Plano de referencia:				Normas:



	ESPECIFICACIÓN INTERCAMBIADOR		Item nº: E-301		Área: 300
	Planta: Producción de Acetaldehído		Proyecto nº: 1		
	Localidad: Castellbisbal		Preparado por: A.C.C.A.		Fecha: 14/06/2010
			Hoja: 1 De: 2		
DATOS GENERALES					
Denominación: Intercambiador de carcasa y tubos					
Servicio: Enfriamiento de 70°C a 45°C de la corriente gaseosa de salida de A-201					
Productos manipulados: Acetaldehído, productos secundarios y agua					
DATOS DE DISEÑO					
	CARCARA			TUBOS	
	Entrada	Salida		Entrada	Salida
Fluido	Acetaldehído, agua y productos secundarios			Agua de servicio	
Caudal total (Kg/h)	52842,18			86744,46	
Vapor (Kg/h)	52842,18	--	49159,97	--	--
Líquido (Kg/h)	--	3682,21	--	86744,46	86744,46
Temperatura (°C)	70	45	45	15	43
Presión de trabajo (atm)	2	2	2	1	1
Peso molecular (Kg/Kmol)	30,49			18,05	
Densidad (Kg/m³)	2,17	981,94	2,45	1014,81	993,65
Viscosidad (cP)	0,013	0,522	0,012	1,14	0,616
Calor específico (J/Kg°C)	1405,22	4113,22	1318,34	4187,96	4226,06
Conductividad térmica (W/m°C)	0,025	0,621	0,023	0,595	0,635
Calor latente (KJ/Kg)	2408,7			--	
Velocidad (m/s)	8,99			1,34	
Número de pasos	5			10	
Pérdida de carga (atm)	0,870			0,107	
DATOS DE CONSTRUCCIÓN					
	CARCARA			TUBOS	
Temperatura de diseño (°C)	80			80	
Presión de diseño (atm)	2,2			2,2	
Material	AISI-304			AISI-304	
Diámetro interno / grosor (mm)	1035 / 7			12 / 2	
Longitud	5,4			4,4	
Calor intercambiado (KW)	2838	Nº de pantallas		6	
Coefficiente global (W/m²°C)	343,3	Distancia entre pantallas (m)		0,672	
Área intercambio (m²)	342,80	DTML (°C)		27,62	
Número de tubos en "U"	1586	Peso equipo vacío (Kg)		5613,86	
Disposición pitch	cuadrado	Peso equipo con agua (Kg)		8618,40	
Espaciado	0,024	Peso equipo en operación (Kg)		6478,47	
CONEXIONES					Observaciones:
MARCA	DN (")	Denominación			
A	22	Entrada Fluido Proceso			
B	2,5	Entrada Fluido Refrigerante			
C	1	Salida Líquido Proceso			
D	20	Salida Gas Proceso			
E	2,5	Salida Fluido Refrigerante			

