

CAPÍTULO 10. OPTIMIZACIONES Y AMPLIACIONES

PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO FÓRMICO



CAPÍTULO 10. OPTIMIZACIONES Y AMPLIACIONES

10.0 INTRODUCCIÓN.....	2
10.1 OPTIMIZACIONES.....	2
10.1.1 VALORIZACIÓN DE FLUJOS	2
10.1.2 OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA	3
10.1.3 CLADDING Y VITRIFICADO DE REACTORES	5
10.2 AMPLIACIONES	6
10.2.1 VENTA DE ÁCIDO FÓRMICO AL 77.60 %: COLUMNA C-405	6
11.2.2 SÍNTESIS IN SITU DE MONÓXIDO DE CARBONO.....	8

10.0 INTRODUCCIÓN

Un proyecto es casi siempre viable si se tiene la fiabilidad de que el proceso productivo se encuentra optimizado, de manera que los equipos se encuentran bien dimensionados, el proceso se encuentra correctamente controlado, se reutilizan los flujos residuales, etc. Todo ello se traduce en un proyecto económicamente más económico y más atractivo.

10.1 OPTIMIZACIONES

10.1.1 VALORIZACIÓN DE FLUJOS

10.1.1.2 Biogás de tratamiento residual

Del proceso productivo, más concretamente de la columna de extracción, la línea 52 del diagrama de proceso, se genera un refinado concentrado, a la vez que presenta una elevada carga de ácido fórmico, unos 240.14 kg/h. Dicho flujo se lleva a un proceso de digestión anaerobia, donde el ácido se descompone dando lugar a un flujo de biogás. El biogás, debido a su valor energético, es vendido, de lo cual se obtiene unos beneficios anuales de 97000.00 €.

10.1.1.3 Recirculaciones de flujos

El proceso productivo presenta múltiples operaciones de separación. Esto hace que el número de recirculaciones que dicho proceso presenta sea muy elevado. A continuación se presenta una tabla con todos y cada uno de los caudales recirculados cuantificados.

Tabla 1. Flujos recirculados

Línea PFD	Caudal (kg/h)	Descripción
17	2465.00	Producto de cabezas de C-301
21	1964.00	Producto de colas de C-302
25	2835.23	Producto de cabezas de C-303
41	7203.00	Producto de colas de C-402
45	72010.34	Producto de cabezas de C-402
58	39931.90	Producto de colas de C-404

Todas estas recirculaciones, suman un total de 126409.47 kg por hora de operación, lo que vienen a ser una gran cantidad de toneladas que se aprovechan debido a su importante valor. Esto favorece fuertemente la economía del proceso, dando lugar a un proyecto de nuevo, más atractivo.

10.1.2 OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA

En el proceso, hay múltiples corrientes que requieren un enfriamiento. Esto tiene lugar a partir de unos intercambiadores de calor, en los que el fluido de proceso se enfría hasta una temperatura deseada. Ahora bien, ¿Por qué no aprovechar el caudal de calor eliminado, de manera que se enfríe el flujo de materia con otro que se desea calentar? A continuación se presenta una tabla, con el intercambio de calor, el equipo asociado (que da lugar al enfriamiento) y el calor eliminado.

Tabla 2. Calor eliminado con potencial para ser aprovechado

Línea PFD	Equipo asociado	Salto térmico (°C)		Calor eliminado (kW)
57	E-403.2	127.70	25.00	3181.44
46	E-403.1	82.00	25.00	733.30
8	E-C01	118.50	70.00	127.73
	E-C02	170.50	120.60	136.11
	E-C03	180.70	130.70	140.08
	E-C04	172.90	122.90	139.52
	E-C05	181.30	131.30	140.95
	E-C06	153.90	90.00	179.196

Si ahora, se contabiliza el total de energía eliminada (a valorizar), ésta es 4778.33 kW. Si se consigue aprovechar esta energía, se puede conseguir un fuerte ahorro económico, dado que se reducen las necesidades de vapor de caldera para los equipos que calentadores, que en la tabla a continuación se mencionan. Se convierte ahora dicho valor a beneficio económico, convirtiendo en primer lugar a kW térmicos por año de producción,

$$4778.33 \text{ kW} \cdot 24 \text{ h} \cdot 300 \text{ d} = 34.40 \cdot 10^6 \text{ kW} \cdot \text{h}$$

Si ahora bien, se conoce el valor energético de 1 Nm^3 ($9500.00 \text{ kcal/h} \approx 1 \text{ Nm}^3$),

$$34.40 \cdot 10^6 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \cdot \frac{\text{h}}{3600\text{s}} \cdot \frac{1\text{kcal}}{4.18\text{kJ}} \cdot \frac{1\text{Nm}^3}{9500.00\text{kcal}} = 3.12 \cdot 10^6 \text{ Nm}^3$$

Y finalmente, si se conoce el precio de 1 Nm^3 ($1 \text{ Nm}^3 \approx 0.40\text{€}$),

$$3.12 \cdot 10^6 \text{ Nm}^3 \cdot \frac{0.40\text{€}}{1\text{Nm}^3} \cdot 0.85 = 1.0610^6 \text{ M€}$$

Se deduce que si se optimiza el intercambio de calor con un 85.00 % de rendimiento, de manera que se enfría el fluido de proceso con otro fluido que deseamos calentar, se consigue superar el millón de euros en términos de ahorro de consumo de vapor de caldera.

Algunos de los equipos que se pueden aprovechar de esta optimización, con el objetivo de reducir su consumo de vapor, se presentan a continuación.

- **Calentador de carcasa y tubos, E-300.1.** Este equipo consume 106.70 kW para calentar la mezcla metanolizada de entrada a reactor R-300 a través de la línea 6 del PFD, de 69.31 a 90.00 °C.
- **Termosifón vertical, E-302.2** Este equipo consume 5657.30 Kw para vaporizar completamente una mezcla de colas de columna C-302, de 75.90 a 80.50 °C
- **Termosifón vertical, E-401.4** Este equipo consume 3784.50 kW para vaporizar completamente una mezcla de colas de columna C-401, de 79.95 a 96.11 °C.
- **Termosifón vertical, E-402.3.** Este equipo consume 15973.50 Kw para vaporizar completamente una mezcla de colas de C-402, de 60.75 °a 64.43 °C.
- **Termosifón vertical, E-404.2.** Este equipo consume 4792.90 kW para vaporizar completamente una mezcla de colas de columna C-404, de 104.10 a 128.45 °C.

Finalmente, se obtiene un beneficio doble. En primer lugar, se reduce el consumo de fluido de refrigeración de los equipos E-403.2, E-403.1 y E.C0 debido a que se han refrigerado con el fluido que circula por los equipos E-300.1, E-302.2, E401.4, E-403.2 y E-404.2, que a su vez también ven reducidas sus necesidades de vapor al haber-los calentado ligeramente.

10.1.3 CLADDING Y VITRIFICADO DE REACTORES

De forma general, los productos que se tratan en fábrica no son excesivamente corrosivos, pudiéndose usar en muchas ocasiones acero al carbono. Ahora bien, el ácido fórmico, al ser un ácido y como tal corrosivo, requiere el uso de aceros inoxidables tipo 304, 316 e incluso 317 cuando supera composiciones del 90 % en peso. Para hacerse una idea de lo que puede encarecer el proceso el uso de aceros inoxidables, el precio por metro de acero al carbono ronda los 125 €, casi la mitad de un acero inoxidable que ronda los 200 €.

Es aquí cuando surge la posibilidad de usar otros materiales anticorrosivos tal como puede ser un vitrificado o bien el teflonado, lo que permite que el equipo se diseñe con materiales más baratos como el acero al carbono, mientras se protege internamente por uno de los materiales mencionados. Esto puede significar un fuerte ahorro económico, haciendo aún más viable nuestro proyecto.

En cuanto al vitrificado, se trata de un esmalte formado por diferentes óxidos. Uno de los vitrificados usados a nivel industrial es el DD3009, cuyas composiciones de adjuntan en la tabla a continuación.

Tabla 3. Composición química del vitrificado DD3009

COMPOSICIÓN QUÍMICA ESMALTE	
Material	Composición, % wt
SiO₂	60-70
Al₂O₃	0-2
Na₂O, Li₂O, K₂O	12-16
CaO, BaO, MgO	60-70
ZrO₂, TiO₂	4-5
CoO	0-1

El vitrificado no se ha usado en ninguno de los reactores, debido al reducido tiempo de realización del proyecto. El teflonado en cambio, sí que se ha usado en la última de las columnas C-404 de destilación de ácido fórmico al 90.50 % en peso, así como en las tuberías a través de las que circula dicho producto.

10.2 AMPLIACIONES

La planta está diseñada pensando en todo momento en futuras ampliaciones del proceso productivo. Es por ello que se selecciona una parte del terreno, sin construir, en la que tendría lugar la implantación de alguna o algunas de las ampliaciones que se mencionan. En la figura a continuación se puede observar dicho terreno:

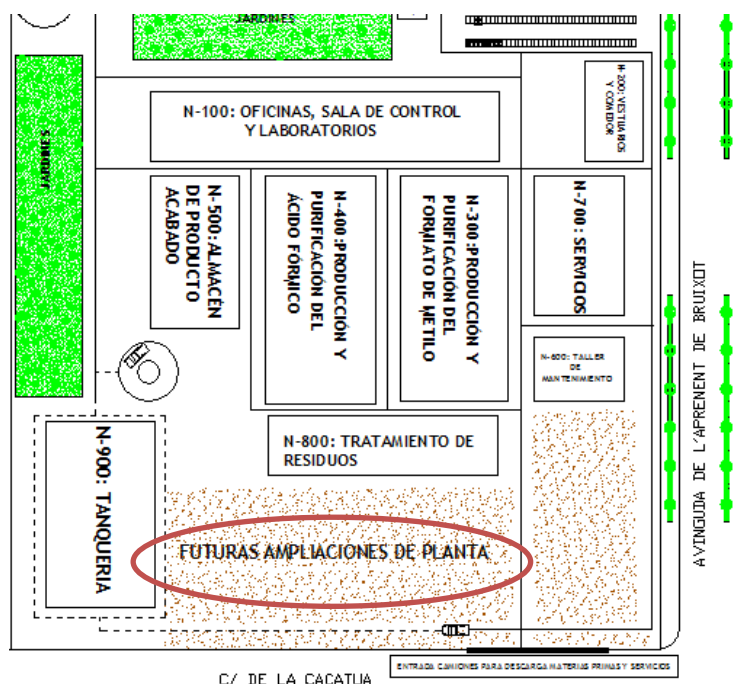


Figura 1. Localización de la zona para futuras ampliaciones, en el Layout de planta

10.2.1 VENTA DE ÁCIDO FÓRMICO AL 77.60 %: COLUMNA C-405

El proceso genera varios flujos de carácter residual. Éstos son:

- La línea 26 del Diagrama de Proceso: 1377.06 kg/h de una solución acuosa al 2.00 % en masa de ácido fórmico, lo que vienen a ser 27.54 kg/h de ácido fórmico.
- La línea 42 del Diagrama de Proceso: unos 16.23 kg/h de monóxido de carbono.
- La línea 52 del Diagrama de Proceso: unos 3363.53 kg/h al 7.14 % en ácido fórmico, lo que vienen a ser 240.14 kg/h de ácido fórmico.

Es obvio que el tercer de los flujos tiene un gran interés debido a su elevada carga en ácido fórmico, que al año significan 1.73 millones de kg de ácido fórmico. Dicho flujo, debido al reducido tiempo para contemplar otra opciones, se lleva a una estación depuradora de aguas residuales que funciona con un sistema de digestión anaerobio. Ahora bien, ¿Por qué no hacer una valorización de dicho flujo, de manera que deje de ser un residuo y se convierta en otro subproducto, a parte del ácido fórmico al 90.50 % en peso?

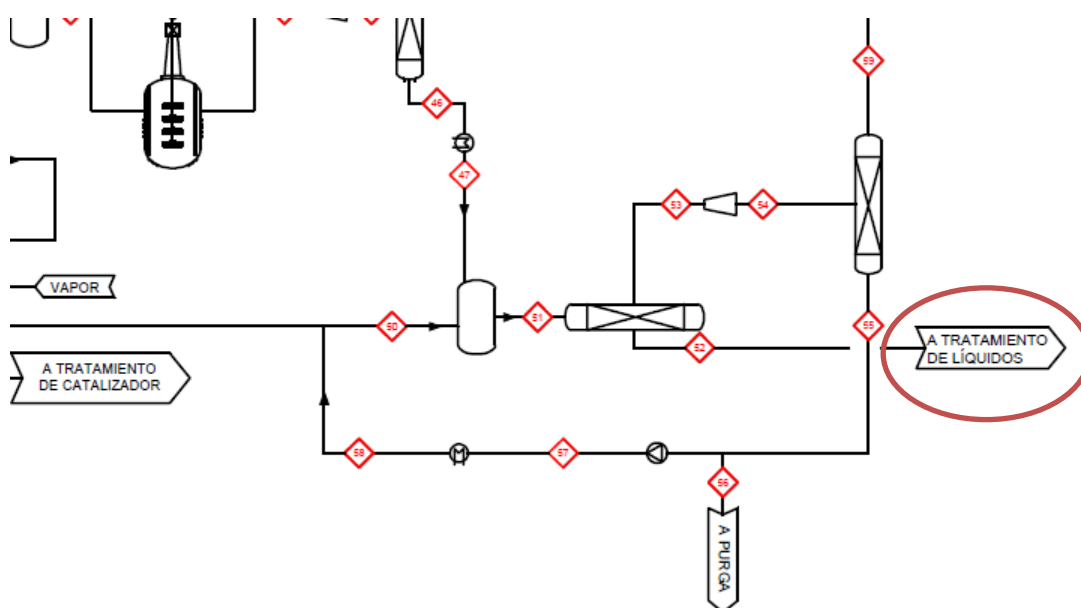


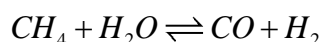
Figura 2. Flujo residual con elevada carga en ácido fórmico

Lo que aquí se contempla, es el uso de una quinta columna de destilación. En dicha columna se obtendría un producto rico en ácido fórmico, que se destilaría en el azeótropo. Si por ejemplo, la operación se realiza a presión atmosférica, se obtendría un producto azeotrópico al 77.6 % en masa, lo que al cabo de un año significa más de dos millones de kg de producto de ácido fórmico a dicha composición. Finalmente, para dar solución sería necesario una pequeña ampliación en la nave 400, dado que únicamente se necesitaría una columna de rectificación junto con un reboiler y un condensador, además de varios tanques de almacenamiento en nave 500.

11.2.2 SÍNTESIS IN SITU DE MONÓXIDO DE CARBONO

En dicho proyecto, se decide que el monóxido de carbono llega por tubería de una industria que produce dicho gas como subproducto. Ahora bien, realmente, tal y como está emplazada la fábrica, es necesario contemplar otras opciones más factibles. Una de las opciones es la producción, en la misma fábrica, del gas.

Dicho gas se produce a partir de gas de síntesis y vapor de agua, en una reacción de equilibrio.



En fábrica, ya disponemos de ambas materias primas por lo que para conseguir las no habría ningún problema. En cuanto a los productos generados, a parte de monóxido de carbono, también se produciría otro subproducto de valor económico como es el hidrógeno, utilizado principalmente en la industria del amoníaco.

Por otro lado, esta ampliación en planta, supondría un aumento de la inversión y se emplazaría en la zona dispuesta para ampliaciones, marcada en color rojo en la figura 2. Además, ésta opción, junto con la llegada de la materia prima por tubería, son las únicas opciones dado que el monóxido de carbono no se transporta en cantidades industriales y el proceso diseñado requiere 6 toneladas de gas por hora de operación y por otro lado, la llegada de monóxido por tubería es imposible dada la localización de la fábrica. Las compañías Carburos Metálicos, S.A. y Abelló Linde, S.A. podrían ser candidatos para diseñar la planta productiva de monóxido in situ.