

5. CÁLCULOS



5. CÁLCULOS

5.1. PROCEDIMIENTO DE SIMULACIÓN

Una vez definido el proceso de la unidad de destilación se procede a realizar la simulación mediante el programa de simulación PRO/II 7.1 de Simulation Sciences Inc. Mediante la simulación se comprueba la validez del modelo para la obtención del producto deseado y se puede realizar un análisis para posibles mejoras en la planta.

Antes de realizar la simulación de la unidad de destilación completa se ha procedido a simular cada una de las etapas de purificación; una vez obtenido un resultado de simulación válido de un equipo o etapa se ha añadido este a al proceso simulado con anterioridad aumentando de forma progresiva el tamaño de la planta hasta su configuración final.

En los siguientes apartados se desarrollan los pasos seguidos en la simulación.

5.1.1. SELECCIÓN DE COMPONENTES

El primer paso en la simulación consiste en elegir los componentes entre aquellos existentes dentro de la base de datos del programa y que intervienen en el proceso ya sea como materia prima, producto intermedio, producto o subproducto. Los compuestos presentes son el CO_2 , los compuestos ligeros, etanol, aceites de fúseles, agua y sólidos no fermentables.

Tanto el CO_2 , el *etanol* y el *agua* aparecen como tal en la base de datos no representando por ello ninguna dificultad.

Con el término de *compuestos ligeros* se engloban todos aquellos compuestos productos de la fermentación del cereal y que son más volátiles que el etanol. El más importante y mayoritario de todos ellos es el metanol por lo que se escoge este compuesto para representar este grupo en la simulación. Por tanto se realiza aquí una hipótesis consistente en considerar las propiedades del metanol idénticas para todos aquellos compuestos más volátiles que el etanol y que constituyen lo que se ha denominado “compuestos ligeros”.



Los *aceites de fúseles* también engloban una serie de compuestos, en este caso una serie de alcoholes, entre los que se encuentran el n-propílico, n-butílico y n-amílico. El que se tiene en mayor proporción es el n-propílico por lo cual los aceites de fúseles son simulados en el programa a través de las propiedades físico-químicas del n-propílico. De esta forma se realiza una segunda hipótesis consistente en aplicar a la mezcla de compuestos que constituyen los aceites de fúseles las propiedades físico-químicas del n-propílico (1-propanol).

Por último hay que considerar los *sólidos no fermentables* procedentes del cereal. La simulación con sólidos requiere el uso de modelos específicos del sector. Dado que el programa no posee dichos modelos debido a su carácter general y al hecho de que estos sólidos serán eliminados con total seguridad en la primera columna de destilación saliendo por el producto de cola por su nula volatilidad, el proceso de simulación se hace bajo la hipótesis de que no existen dichos sólidos en la corriente, aunque el diseño del proceso sí se ha hecho basándose en la existencia de los mismos.

La simulación se hace por tanto con los siguientes compuestos:

- Etanol
- Agua
- CO₂
- Metanol
- 1-Propanol

5.1.2. SELECCIÓN DEL MÉTODO TERMODINÁMICO

La selección del método termodinámico es un paso fundamental en el proceso de simulación ya que, una vez seleccionado, todas las propiedades serán predeterminadas mediante dicho modelo, para todas las sustancias y para todas las condiciones de presión y temperatura.

Por este hecho se analiza la elección del método o métodos más adecuados, se procede a la simulación y se comparan y analizan los resultados obtenidos.



Se eligen los métodos termodinámicos atendiendo a su aplicabilidad y, en los casos en los que se alcanza la solución del problema, se analizan los resultados obtenidos en cada uno de ellos, comparando entre los distintos métodos.

Teniendo en cuenta los componentes existentes y el carácter altamente no ideal que presenta la mezcla debido a la presencia de un azeótropo, se consideran adecuados para simular los siguientes métodos termodinámicos:

- Wilson
- NRTL
- UNIQUAC

Según lo expuesto en los apartados 4.2.1, 4.2.2. y 4.2.3., donde se desarrollan estos tres métodos termodinámicos podemos, en primer lugar, descartar el uso del método de Wilson para realizar la simulación. Como se mostraba en los gráficos 4.2.1.1. y 4.2.1.2. este método no ajusta adecuadamente las mezclas de etanol-agua.

En cuanto a los métodos NRTL y UNIQUAC, y según lo indicado en los apartados 4.2.2. y 4.2.3., ambos generan curvas que ajustan con adecuada exactitud los coeficientes de actividad y la curva de equilibrio para la mezcla etanol-agua. Esto es de esperar considerando que el método UNIQUAC es una ecuación general que para el caso en estudio, mezcla etanol-agua, reduce sus ecuaciones a las mismas que se utilizan en el método NRTL. Es por ello que se escoge el método NRTL, ya que es el método más específico que se ajusta a las características de la mezcla.

Una vez escogido se comprueba cómo a través del método NRTL los resultados obtenidos en la simulación se acercan con bastante exactitud a los valores esperados.

5.1.3. SELECCIÓN DE LA SECUENCIA DE CÁLCULO

El software PRO/II resuelve los diagramas de flujo mediante un método de cálculo *secuencial-modular*. Esto significa que las unidades (módulos) se van resolviendo de forma secuencial de forma que hasta que una unidad no ha sido resuelta no se procede a calcular la siguiente. Para poder resolver una unidad es necesario conocer todas sus condiciones de operación y corrientes de entrada a la misma. Cuando se tiene un lazo cerrado en el diagrama de flujo se tiene que una corriente de entrada a alguna unidad viene de un proceso posterior a la misma y por tanto no está aún definida (ver gráfico 5.1.3.) y habrá que estimarla para resolver la unidad. Las



corrientes que son estimadas se llaman *corrientes de corte*, ya que rompen o cortan el lazo existente en lo que se refiere a la secuencia de cálculo. Estas corrientes son posteriormente calculadas y cómo han sido estimadas previamente se tiene un proceso iterativo que termina cuando el valor estimado coincide con el calculado. Es por ello que se elige la secuencia de cálculo que resulta en un menor número de corrientes de corte, ya que cuanto menor sea el número de estas menor será el número de variables (corrientes) que tienen que converger.

A continuación se indica la secuencia de cálculo de los equipos:

Secuencia	Identificación equipo	Tipo de equipo
1	F1	Flash
2	SP2	Separador
3	P1	Bomba
4	P2	Bomba
5	EX4	Intercambiador
6	STRIPPER_1	Columna
7	STRIPPER_2	Columna
8	SP4	Separador
10	SP3	Separador
11	EX3	Intercambiador
12	MEZC2	Mezclador
13	SP1	Separador
14	F2	Flash
15	MEZC3	Mezclador
16	EX2	Intercambiador
17	MEZC1	Mezclador
18	EX1	Intercambiador
19	EX5	Intercambiador
20	MEZC4	Mezclador
21	P3	Bomba
22	SP5	Separador
23	SP6	Separador
24	SP7	Separador
25	EX9	Intercambiador
26	EX8	Intercambiador
27	EX7	Intercambiador
28	MEZC5	Mezclador
29	C_LIGEROS	Columna
30	EX6	Intercambiador
31	MEZC6	Mezclador
32	RECTIFICADOR	Columna

Tabla 5.1. Secuencia de cálculo

5.1.4. DEFINICIÓN DE LAS CORRIENTES DE ENTRADA

Se definen las condiciones de presión, temperatura y composición de las corrientes de entrada al sistema. La composición corresponde a las características del fermentado en una planta de producción de bioetanol que utiliza el maíz como materia prima. Estos datos se indican en la tabla siguiente.



Corriente	Unidad	S01	S45
Etanol	kg-mol/h	492,27	184,22
H ₂ O	kg-mol/h	10.159,31	239,28
CO ₂	kg-mol/h	4,11	0
Total	kg-mol/h	10.656	423,5
Temperatura	°C	35	25
Presión	kPa	101,32	239,33

Tabla 5.2. Corrientes de entrada a la unidad de destilación

5.1.5. SIMULACIONES

El objetivo final es la simulación del diagrama de flujo de la unidad de destilación completa (ver Diagrama 1 en Anexo 1). Para ello se procede primero a realizar una simulación de las distintas etapas de destilación. De esta forma se irán obteniendo resultados intermedios que servirán como valores estimados que pueden introducirse posteriormente en la simulación final. También se tendrán valores de partida para las iteraciones de cálculo y valores para establecer las especificaciones en los equipos posteriores.

La simulación independiente de las etapas de destilación también sirve para ir comprobando la idoneidad del proceso para obtener el producto deseado.

5.1.5.1. SIMULACIÓN PROCESO DE DEGSIFICACIÓN

Se procede a simular los tanques flash del proceso de desgasificación. Se inicia con una simulación simplificada que proporciona valores preliminares. El diagrama del proceso simulado es el siguiente:

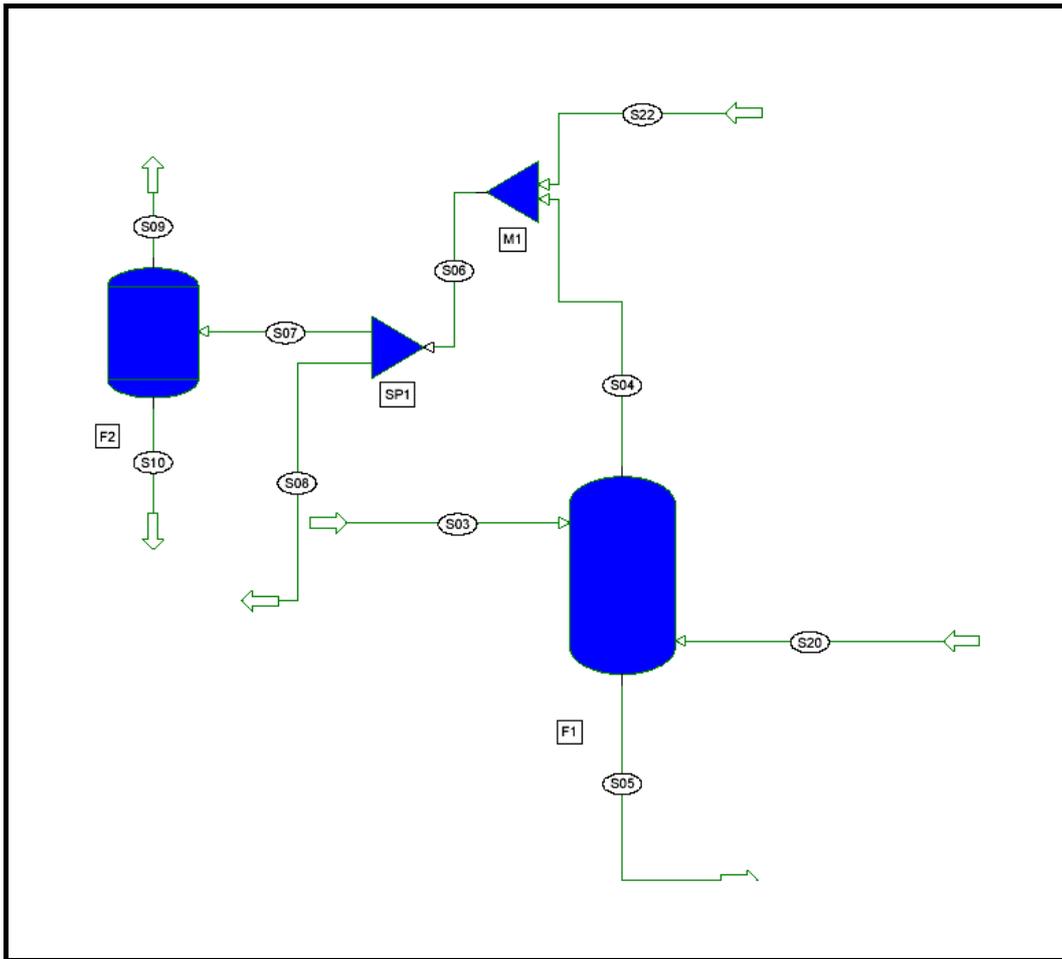


Gráfico 5.1. Proceso de desgasificación simulado

Los datos de partida y especificaciones consideradas se especifican a continuación:

Datos Corriente S03 (Alimentación al flash F1)

La corriente S03 es el resultado de unir la corriente de alimentación a la unidad de destilación, corriente S01, con una corriente del proceso que es recirculada para su recuperación en este punto.

Al no disponerse de las características de esta corriente de recirculación se simula este proceso estableciendo como características de la corriente S03 las correspondientes a la corriente S01 como primera aproximación en cuanto a la composición.

La temperatura se establece mayor a la de la corriente de entrada S01 de forma que se facilita en proceso en el tanque de desgasificación. Como ya se ha indicado en



capítulos anteriores y como se verá en simulaciones sucesivas, este aumento de temperatura se hará mediante el intercambio de calor con otras corrientes del proceso.

En la tabla que se muestra más abajo se tienen los datos de composición, presión y temperatura considerados.

Datos Corriente S20 (Aporte de vapor al flash F1)

No se tienen datos iniciales de esta corriente al ser una corriente intermedia del proceso. Su origen está en los vapores procedentes de la primera columna de separación COLUMNA_1, por lo que es lógico suponer que tendrá un menor porcentaje de H₂O en su composición, aumentándose por el contrario el porcentaje de los compuestos más volátiles.

La simulación se realiza considerando como hipótesis de partida los datos dados en la tabla 5.1.5.1.1.

Hay que indicar que la única presión relevante para la simulación del tanque flash F1 es la presión de la corriente S20. Esto se debe a que la unidad flash del simulador asume como presión de trabajo la más baja de las presiones de las corrientes de entrada.

Datos Corriente S22 (Aporte de vapor a la salida del flash F1)

Esta corriente es un aporte al vapor que sale del tanque flash F1 y se le dan las características de composición, presión y temperatura que se indican en la siguiente tabla.

Corriente	Unidad	S03	S20	S22
Etanol	kg-mol/h	492,28	92,67	88,38
H ₂ O	kg-mol/h	10.159,64	174,13	299,30
CO ₂	kg-mol/h	4,11	-	0.19
Metanol	kg-mol/h	3,85*10 ⁻⁶	0.04	-
Propanol	kg-mol/h	5,21*10 ⁻⁶	0.03	-
Total	kg-mol/h	10.656,03	266,80	387,68
Temperatura	°C	65	69	47
Presión	kPa	1128,64	50,66	45,59

Tabla 5.3. Corrientes de entrada simulación 5.1.5.1.



Los valores indicados en la tabla anterior, son tomados de datos experimentales de la planta real. Son necesarios para comenzar el proceso iterativo en la simulación.

Especificaciones equipos

Sólo se indican a continuación aquellas especificaciones que son introducidas antes de la simulación. El resto de parámetros cuyo valor utilizado es el que aparece por defecto no se indican. Se entiende que dicho valor es adecuado para el caso a simular.

Se considera para esta primera aproximación que no existe caída de presión en los equipos, valor que usa el programa por defecto. Se indica en algunos equipos, como el mezclador debido a que es la única especificación correspondiente a dicho equipo.

Tanque flash F1	
Duty	0 kJ/h
Tanque flash F2	
Duty	0 kJ/h
Mezclador M1	
Caída de presión	0 kPa
Separador SEP1	
Flujo total corriente S07	257 kg-mol/h

Tabla 5.2. Especificaciones equipos en simulación 5.1.5.1.

Los resultados obtenidos utilizando el método termodinámico NRTL son los siguientes:

Corriente		S04	S05	S06	S07	S08
Descripción corriente						
Fase		Vapor	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed
Temperatura	C	71,72955322	71,72955322	62,04989624	62,04989624	62,04989624
Presión	KPA	50,66249847	50,66249847	45,59624863	45,59624863	45,59624863
Flujo	KG-MOL/HR	47,21788406	10875,21582	435,1078796	257	178,1078796
Composición						
ETANOL		0,319707304	0,052398842	0,23783733	0,23783733	0,23783733
H ₂ O		0,632509112	0,947416246	0,756518662	0,756518662	0,756518662
CO ₂		0,04770162	0,000170832	0,005635158	0,005635158	0,005635158
METANOL		3,78E-05	8,10E-06	4,11E-06	4,11E-06	4,11E-06
PROPANOL		4,41E-05	5,96E-06	4,79E-06	4,79E-06	4,79E-06



Corriente		S09	S10
Descripción corriente			
Fase		Vapor	Liquid
Temperatura	C	62,04989624	62,04989624
Presión	KPA	45,59624863	45,59624863
Flujo	KG-MOL/HR	21,22347069	235,7765198
Composición			
ETANOL		0,51901716	0,212526858
H ₂ O		0,416233808	0,787149429
CO ₂		0,064732201	0,000315526
METANOL		8,73E-06	3,69E-06
PROPANOL		8,18E-06	4,48E-06

De los resultados obtenidos de la simulación se obtiene una corriente de salida del producto (corriente líquida S05) con una disminución del contenido de CO₂. Se ha pasado en este primer tanque flash F1 de una fracción molar de CO₂ de 0,003 a una fracción molar de 0,001. Es decir, se consigue reducir en una tercera parte la cantidad de este gas en la corriente.

Por otro lado, puede observarse también como en la corriente de salida del primer tanque flash, corriente S04, se tiene una corriente de salida con mayor concentración de CO₂, mostrándose una fracción molar de 0,0477. En cuanto a la concentración de etanol, se comprueba el valor de etanol que es perdido con la desgasificación, una fracción molar cercana a 0,32, lo que justifica el posterior proceso flash para recuperar gran parte de este etanol.

Después de realizar el segundo flash, tanque F2, se comprueba que la corriente de vapor eliminada, corriente S09, tiene una fracción molar de CO₂ aún mayor, 0,064.

5.1.5.2. SIMULACIÓN INCLUYENDO COLUMNA_1

A continuación se simula la desgasificación junto con la primera de las columnas de separación COLUMNA_1. Se muestra a continuación el diagrama correspondiente.

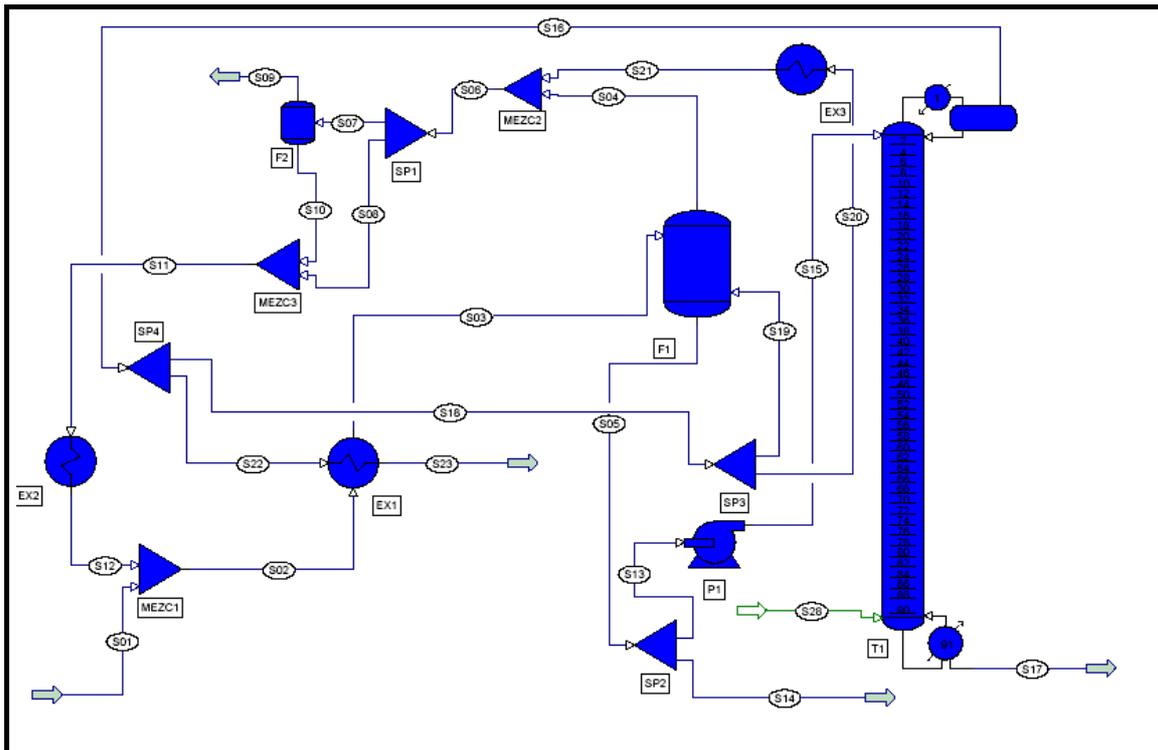


Gráfico 5.3. Proceso de desgasificación más COLUMNA_1 simulado

Los datos de partida y especificaciones consideradas se especifican a continuación:

Datos Corriente S01 (Alimentación a la planta de destilación)

Los datos introducidos para esta corriente son tomados de los correspondientes al fermentado, es decir, las composiciones se corresponderán con los valores tomados anteriormente para simular la corriente S03.

Datos Corriente S28 (Corriente de entrada COLUMNA_1 proveniente de COLUMNA_2)

Esta corriente proviene de la segunda columna de separación COLUMNA_2. Para estimar los datos necesarios de composición, presión y temperatura se tiene en cuenta que dicha corriente es el producto de cola de una columna de destilación cuyo objetivo es la eliminación de una corriente que arrastre los sólidos no fermentables que teóricamente se tienen en este tipo de corrientes. Como ya se ha indicado anteriormente la simulación se hace bajo la hipótesis de que el producto a destilar no lleva sólidos, por tanto la corriente S29 puede suponerse que estará compuesta casi en su totalidad en su totalidad por H₂O.



En cuanto a la presión y temperatura, es de suponer que ambas serán altas debido a la procedencia de la corriente.

En la siguiente tabla se tienen los valores tomados para ambas corrientes y que provienen de datos experimentales de la instalación real:

Corriente	Unidad	S01	S28
Etanol	kg-mol/h	492,28	441.000,00
H ₂ O	kg-mol/h	10.159,64	0,99
CO ₂	kg-mol/h	4,11	-
Metanol	kg-mol/h	3,85*10 ⁻⁶	-
Propanol	kg-mol/h	5,21*10 ⁻⁶	-
Total	kg-mol/h	10.656,03	441.000,99
Temperatura	°C	35	115
Presión	kPa	101,32	374,9

Tabla 5.4. Corrientes entrada simulación 5.1.5.2.

Especificaciones equipos

Se establecen las siguientes especificaciones en los equipos basadas en datos experimentales de la instalación real, excepto las caídas de presión que se han variado como simplificación para esta simulación:



Intercambiador de calor EX1	
Temperatura salida fluido caliente	65 °C
Intercambiador de calor EX2	
Fracción líquida de salida del fluido caliente	1
Intercambiador de calor EX3	
Temperatura salida fluido caliente	47 °C
Tanque flash F1	
Flujo total corriente S04	170 kg-mol/h
Temperatura estimada	65 °C
Tanque flash F2	
Duty	0 KkJ/h
Mezcladores MEZC1, MEZC2, MEZC3	
Caída de presión	0 kPa
Bomba P1	
Presión de impulsión	391,33 kPa
Eficiencia	85 %
Separador SP1	
Flujo total corrientes S07	253,37 kg-mol/h
Separador SP2	
Flujo total corriente S13	4920 kg-mol/h
Se introduce en la COLUMNA_1 aproximadamente un 44% del caudal proveniente de la etapa de desgasificación, el resto se introduce en la COLUMNA_2.	
Separador SP3	
Flujo total corriente S19	300 kg-mol/h
Separador SP4	
Flujo total corriente S18	690 kg-mol/h
Columna de destilación COLUMNA_1	
Presión en cabeza de columna	46,325 kPa
Caída de presión	0 kPa
<i>Alimentación:</i>	
Corriente S15	Plato 1
Corriente S29	Plato 90
<i>Producto:</i>	
Corriente S17 (vapor)	
Corriente S16 (líquido): Flujo estimado	1168 kg-mol/h
Recalentador	tipo Kettle (convencional)
Condensador	tipo parcial
<i>Especificaciones y variables</i>	
Especificación 1: Flujo total en corriente S16	1168 kg-mol/h
Variable1: Calor en recalentador	
Algoritmo	Inside-Out
Número de etapas	91

Tabla 5.5. Especificaciones equipos en simulación 5.1.5.2.



Los datos obtenidos utilizando el método termodinámico NRTL son los siguientes:

Corriente		S01	S02	S03	S04	S05
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Temperatura	C		35	34,78094482	53,58865356	69,59854126
Presión	KPA		101,3249969	46,16691589	46,16691589	46,16691589
Caudal	KG-MOL/HR		10655,71191	11142,82617	11142,82617	173,3227844
Composición						
ETANOL			0,046198107	0,053984299	0,053984299	0,330078632
H ₂ O			0,953416169	0,945312679	0,945312679	0,632265747
CO ₂			0,000385728	0,000703008	0,000703008	0,037655648
METANOL			3,62E-10	7,96E-10	7,96E-10	1,27E-08
PROPANOL			4,89E-10	1,09E-09	1,09E-09	2,30E-08

Corriente		S06	S07	S08	S09	S10
Descripción corriente						
Fase		Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Temperatura	C		63,91986084	63,91986084	63,91986084	63,91989136
Presión	KPA		46,16691589	46,16691589	46,16691589	46,16691589
Caudal	KG-MOL/HR		560,3453369	253,3699951	306,9753113	73,23046875
Composición						
ETANOL			0,260355085	0,260355085	0,260355085	0,500130534
H ₂ O			0,727625132	0,727625132	0,727625132	0,458740324
CO ₂			0,012019724	0,012019724	0,012019724	0,000186133
METANOL			1,18E-08	1,18E-08	1,18E-08	2,16E-08
PROPANOL			1,62E-08	1,62E-08	1,62E-08	2,87E-08

Corriente		S11	S12	S13	S14	S15
Descripción corriente						
Fase		Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperatura	C		63,91986084	30,45556641	69,59854126	69,59854126
Presión	KPA		46,16691589	46,16691589	46,16691589	46,16691589
Caudal	KG-MOL/HR		487,1148376	487,1148376	4919,339355	6353,165527
Composición						
ETANOL			0,224308431	0,224308431	0,054442544	0,054442544
H ₂ O			0,768047988	0,768047988	0,945429385	0,945429385
CO ₂			0,007643554	0,007643554	0,000128075	0,000128075
METANOL			1,03E-08	1,03E-08	2,70E-09	2,70E-09
PROPANOL			1,43E-08	1,43E-08	3,13E-09	3,13E-09



Corriente	S16	S17	S18	S20	S21	
Descripción corriente						
Fase	Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor	
Temperatura	C	73,77783203	79,44308472	73,77783203	73,77783203	73,77783203
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	1168,860229	3751,479248	690	302,9774475	387,022522
Composición						
ETANOL		0,229130387	3,28E-09	0,229130387	0,229130387	0,229130387
H ₂ O		0,770330608	1	0,770330608	0,770330608	0,770330608
CO ₂		0,000539026	0	0,000539026	0,000539026	0,000539026
METANOL		1,14E-08	1,10E-07	1,14E-08	1,14E-08	1,14E-08
PROPANOL		1,32E-08	0	1,32E-08	1,32E-08	1,32E-08

Corriente	S22	S23	S24	S29	
Descripción corriente					
Fase	Liquid	Vapor	Mixed	Liquid	
Temperatura	C	47	73,77783203	65	115
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	374,8999939
Caudal	KG-MOL/HR	387,022522	478,860199	478,860199	0,99999404
Composición					
ETANOL		0,229130387	0,229130387	0,229130387	4,41E-05
H ₂ O		0,770330608	0,770330608	0,770330608	0,999955893
CO ₂		0,000539026	0,000539026	0,000539026	0
METANOL		1,14E-08	1,14E-08	1,14E-08	0
PROPANOL		1,32E-08	1,32E-08	1,32E-08	0

Las corrientes producto de esta simulación son las corrientes S09, S17 y S23.

La primera de ellas, corriente S09, contiene solo 4 % molar de CO₂ y un 50 % molar de etanol. Esto significa que hay que controlar que se tenga siempre un flujo bajo para ir eliminando el CO₂ pero sin tener grandes pérdidas de etanol. El resultado de la simulación es de un flujo de 73,23 kg-mol/h para dicha corriente de alimentación S01 de 10.655 kg-mol/h sólo significa una pérdida del 0,69 %. Por tanto el resultado para esta corriente es adecuado.

La corriente S17 de cola de la columna de destilación COLUMNA_1 y como ya se ha indicado debe estar compuesta prácticamente por agua y así se ha impuesto en la simulación. Observando los resultados se tiene que a pesar de los valores que aparecen para el etanol y el metanol la fracción correspondiente al agua es



aproximada por el simulador a 1. Por tanto, también se obtiene el resultado esperado para dicha corriente.

Por último se observa el resultado obtenido para la corriente S23. Esta corriente proviene de los vapores de la columna de destilación COLUMNA_1, por lo que hay que analizar que grado de depuración se ha conseguido. La concentración de etanol obtenida es del 23 % molar frente a una concentración del 5 % molar en la corriente de entrada. Se tiene por tanto un aumento considerable en el grado de alcohol de la corriente tras su paso por esta primera columna de destilación.

Los resultados obtenidos pueden considerarse adecuados para el proceso deseado y por tanto se pasa a simular el proceso incluyendo un nuevo paso en la purificación, la columna de destilación COLUMNA_2.

5.1.5.3. SIMULACIÓN INCLUYENDO COLUMNA COLUMNA_2

La columna de destilación COLUMNA_2 funciona prácticamente de forma paralela con la columna de destilación COLUMNA_1. De hecho su producto de cola es introducido en esta última columna.

La corriente procedente de la desgasificación se reparte entre estas dos columnas introduciéndose un 44 % en la columna COLUMNA_1 y el resto en la columna COLUMNA_2.

El diagrama que se simula es el siguiente:

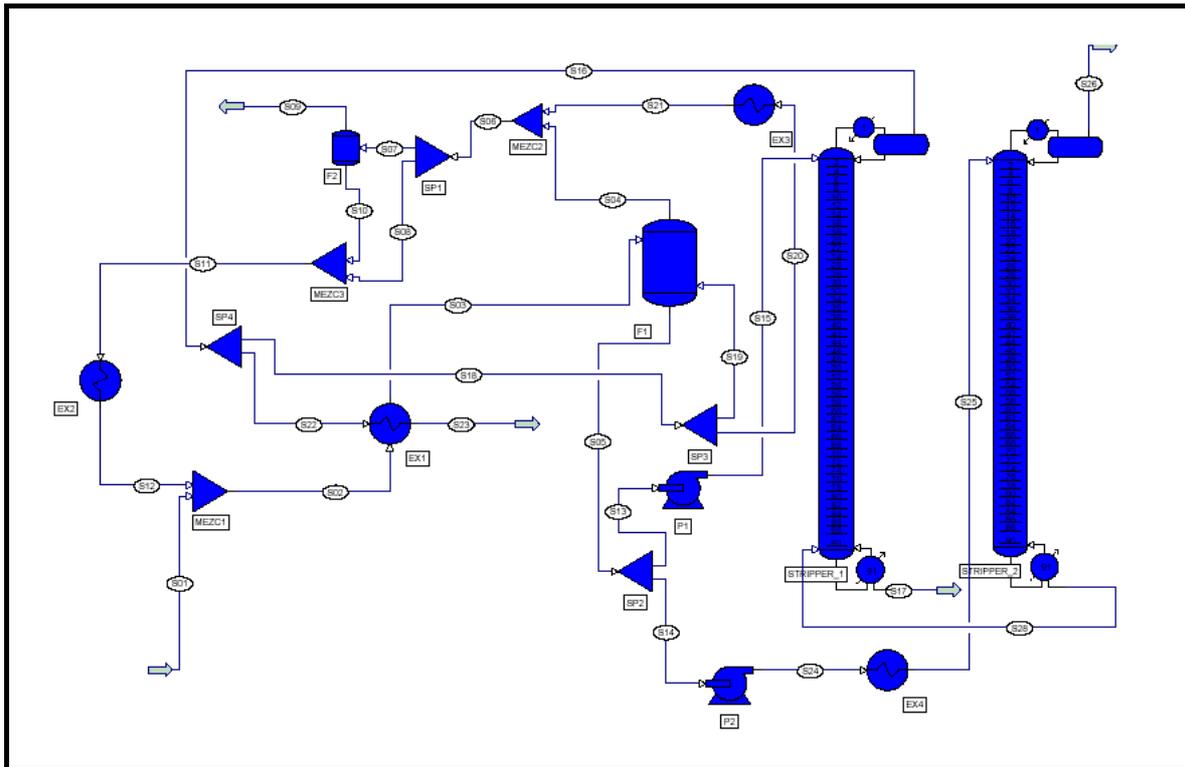


Gráfico 5.4. Proceso de desgasificación más COLUMNA_1 y COLUMNA_2 simulado

Los datos de partida y especificaciones consideradas son las siguientes:

Datos Corriente S01 (Alimentación a la planta de destilación)

En este caso la simulación sólo tiene como corriente de partida la corriente de alimentación a la unidad de destilación, corriente S01. Los valores de composición, presión y temperatura son los mismos que para el caso anterior ya que son la base de partida.

Especificaciones equipos

Los intercambiadores de calor EX1, EX2 y EX3; los tanques flash F1 y F2; los mezcladores MEZC1, MEZC2 y MEZC3; la bomba P1; los separadores SP1, SP2, SP3 y SP4; y la columna de destilación COLUMNA_1 son simulados con las mismas especificaciones que para la simulación anterior por lo que se omite dicha información a continuación.

Para la Corriente S28 (líquido), el flujo estimado de 441.000 kg-mol/h que se tomó para conseguir la simulación de la columna COLUMNA_1 en el paso anterior es un valor no adecuado ya que no responde al balance de materia para ambas columnas.



Si se considera el siguiente balance se obtiene un valor más cercano a la realidad para esta corriente de 5033,6 kg-mol/h.

En este balance se supone un aumento de la concentración de etanol desde el 5,4 % molar hasta el 23 % molar en la columna COLUMNA_1 y 26 % molar en la columna COLUMNA_2.

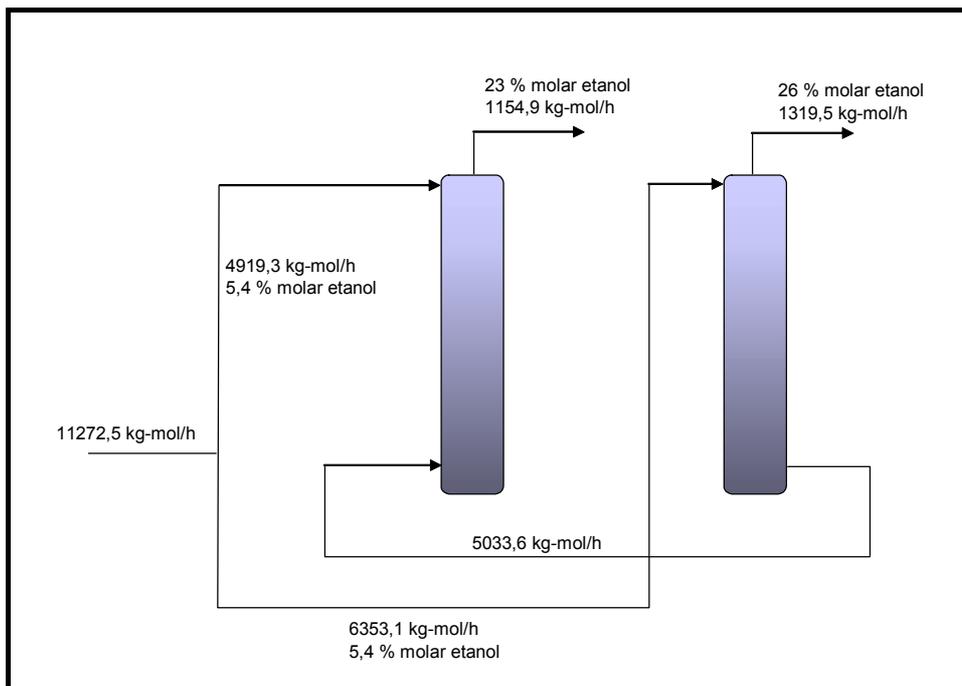


Gráfico 5.5. Balance de materia en COLUMNA_1 y COLUMNA_2



Intercambiador de calor EX4	
Temperatura salida fluido caliente	93 °C
Bomba P2	
Presión de salida	391,33 kPa
Eficiencia	85 %
Columna destilación COLUMNA_2	
Presión en cabeza de columna	142,32 kPa
Caída de presión	0 kPa
<i>Alimentación:</i>	
Corriente S25 (Vapor)	
<i>Productos:</i>	
Corriente S26 (Vapor)	
Corriente S28 (Líquido)	5.033,60 kg-mol/h
Recalentador	tipo Kettle
Condensador	tipo parcial
<i>Estimación temperaturas:</i>	
Condensador	104 °C
Recalentador	115 °C
<i>Especificaciones y variables:</i>	
Especificación 1: Porcentaje másico de H ₂ O en corriente S28	100 %
Especificación 2: Fracción molar de etanol en corriente S26	0,262
Variable 1: Calor en recalentador	
Variable 2: Calor en condensador	
Algoritmo	Inside-Out
Número de etapas	91

Tabla 5.6. Especificaciones equipos en simulación 5.1.5.3.

Los datos obtenidos utilizando el método termodinámico NRTL son los siguientes:

Corriente		S01	S02	S03	S04	S05
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Temperatura	C	35	34,85140991	53,76889038	69,7260437	69,7260437
Presión	KPA	101,3248978	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	10655,71191	11144,11914	11146,42383	173,5451202	11276,07324
Composición						
ETANOL		0,046198107	0,053962938	0,053877112	0,330191016	0,054320559
H ₂ O		0,953416169	0,94534874	0,94544971	0,633666456	0,945556402
CO ₂		0,000385728	0,00068835	0,000673179	0,036142517	0,000123043
METANOL		3,62E-10	4,16E-10	4,15E-10	2,00E-09	4,27E-10
PROPANOL		4,89E-10	5,80E-10	5,78E-10	4,19E-09	5,70E-10



Corriente		S06	S07	S08	S09	S10
Descripción corriente						
Fase		Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Temperatura	C	64,04922485	64,04922485	64,04922485	64,04922485	64,04922485
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	561,1513062	253,3699951	307,781311	73,16883087	180,2011719
Composición						
ETANOL		0,259969056	0,259969056	0,259969056	0,500510514	0,162299648
H ₂ O		0,728497326	0,728497326	0,728497326	0,459990978	0,837521553
CO ₂		0,011533649	0,011533649	0,011533649	0,039498482	0,000178816
METANOL		1,85E-09	1,85E-09	1,85E-09	3,40E-09	1,22E-09
PROPANOL		2,94E-09	2,94E-09	2,94E-09	5,22E-09	2,01E-09

Corriente		S11	S12	S13	S14	S15
Descripción corriente						
Fase		Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperatura	C	64,04922485	31,71200562	69,73742676	69,73742676	69,84487915
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	391,3250122
Caudal	KG-MOL/HR	487,9824524	487,9824524	4927,588379	6349,746582	4927,588379
Composición						
ETANOL		0,223901898	0,223901898	0,054250859	0,054250859	0,054250859
H ₂ O		0,768757522	0,768757522	0,945626795	0,945626795	0,945626795
CO ₂		0,007340559	0,007340559	0,000122347	0,000122347	0,000122347
METANOL		1,62E-09	1,62E-09	4,23E-10	4,23E-10	4,23E-10
PROPANOL		2,60E-09	2,60E-09	5,64E-10	5,64E-10	5,64E-10

Corriente		S16	S17	S18	S19	S20
Descripción corriente						
Fase		Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor
Temperatura	C	73,79467773	79,44311523	73,79467773	73,79467773	73,79467773
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	1169,772217	8792,801758	690,8007202	303,1945496	387,6061707
Composición						
ETANOL		0,228528172	0	0,228528172	0,228528172	0,228528172
H ₂ O		0,770956457	1	0,770956457	0,770956457	0,770956457
CO ₂		0,000515379	0	0,000515379	0,000515379	0,000515379
METANOL		1,78E-09	1,28E-38	1,78E-09	1,78E-09	1,78E-09
PROPANOL		2,38E-09	0,00E+00	2,38E-09	2,38E-09	2,38E-09



Corriente		S21	S22	S23	S24	S25
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Vapor	Mixed	Liquid	Liquid
Temperatura	C	47	73,79467773	65	69,85919189	93
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	391,3171387	391,3171387
Caudal	KG-MOL/HR	387,6061707	478,9714966	478,9714966	6349,746582	6349,746582
Composición						
ETANOL		0,228528172	0,228528172	0,228528172	0,054250859	0,054250859
H ₂ O		0,770956457	0,770956457	0,770956457	0,945626795	0,945626795
CO ₂		0,000515379	0,000515379	0,000515379	0,000122347	0,000122347
METANOL		1,78E-09	1,78E-09	1,78E-09	4,23E-10	4,23E-10
PROPANOL		2,38E-09	2,38E-09	2,38E-09	5,64E-10	5,64E-10

Corriente		S26	S28
Descripción corriente			
Fase		Vapor	Liquid
Temperatura	C	103,2818909	111,2316284
Presión	KPA	149,3226471	149,3226471
Caudal	KG-MOL/HR	1314,761353	5034,985352
Composición			
ETANOL		0,262008965	0
H ₂ O		0,737400234	1
CO ₂		0,000590886	0
METANOL		2,04E-09	0,00E+00
PROPANOL		2,72E-09	0,00E+00

Las corrientes producto de esta simulación son las corrientes S17, S23 y S26.

La corriente S17 está compuesta en su totalidad por agua lo que se corresponde con el criterio de diseño. Su caudal es de 8.792 kg-mol/h de agua que de esta forma se elimina de la corriente.

La corriente S23 proveniente de los vapores de la columna de destilación presenta en esta simulación un porcentaje de etanol cercano al 23 % como se ha impuesto. Es por tanto un resultado correcto.

Por último la corriente S26, constituida por los vapores que salen de la columna de destilación COLUMNA_2, es la corriente principal. La simulación da una concentración del 26 % molar tal y como se había especificado.



5.1.5.4. SIMULACIÓN INCLUYENDO COLUMNA C_LIGEROS

Se añade en este paso a la simulación la columna de ligeros C_LIGEROS. El diagrama simulado es el siguiente. Para mayor claridad puede ver en el Anexo 1, Diagrama 6.

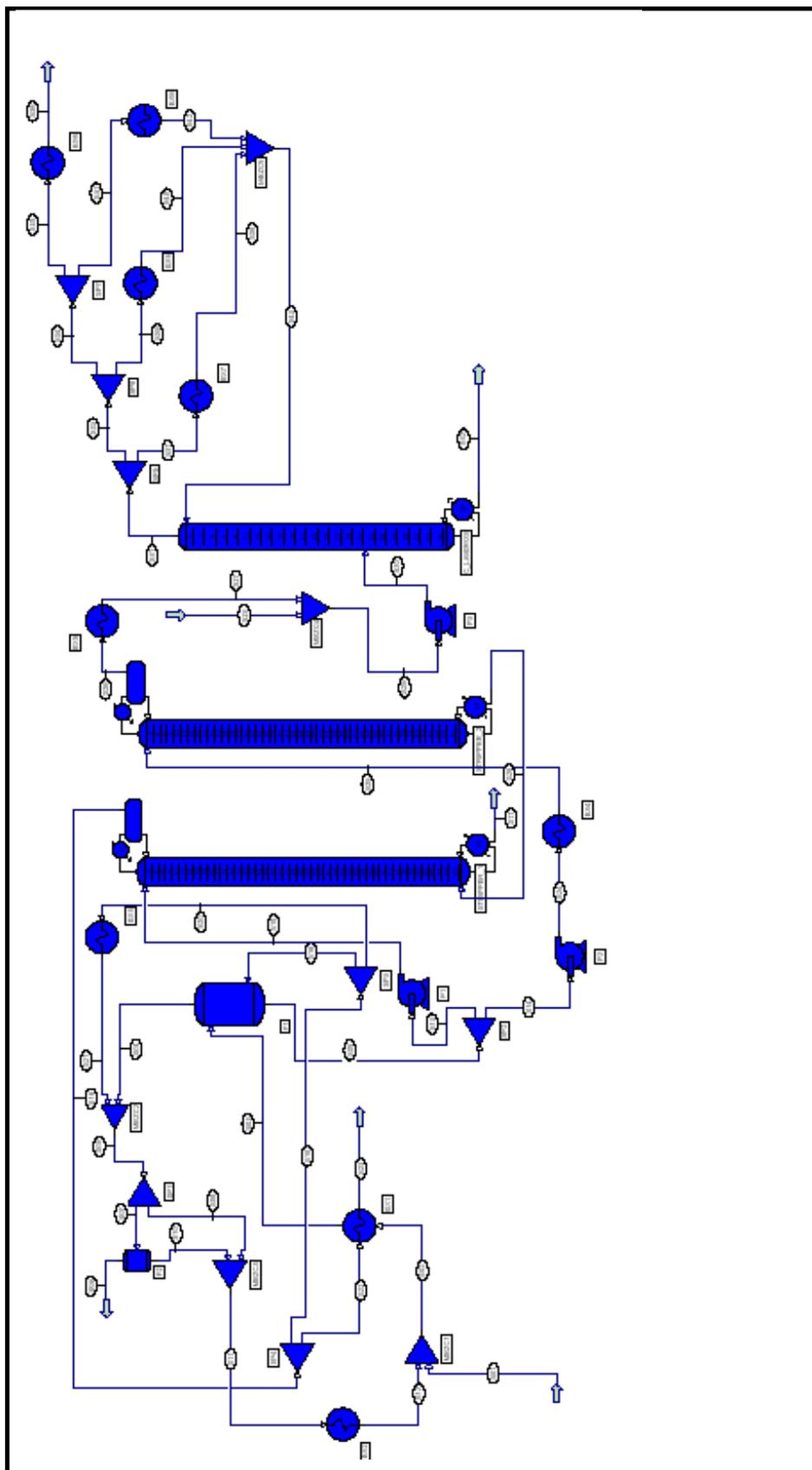


Gráfico 5.6. Proceso de degasificación más COLUMNNA_1,
COLUMNNA_2 y C_LIGEROS simulado



Se indican a continuación los datos y especificaciones que cambian o son nuevas respecto a la simulación anterior.

Datos Corriente S23 (Corriente alimentación C_LIGEROS proviniendo de los vapores de COLUMNA_1)

Esta corriente proviene de los vapores de la columna de destilación COLUMNA_1 y la idea es enviarla directamente a la columna de ligeros. Pero para conseguir la convergencia de la simulación es necesario variar los datos de dicha corriente. Se consigue la simulación para los valores indicados en la siguiente tabla:

Corriente	Unidad	S23
Etanol	kg-mol/h	166,4
H ₂ O	kg-mol/h	833,70
CO ₂	kg-mol/h	-
Metanol	kg-mol/h	-
Propanol	kg-mol/h	-
Total	kg-mol/h	1.000,10
Temperatura	°C	113
Presión	kPa	149,32

Tabla 5.7. Corriente de entrada simulación 5.1.5.4.

Especificaciones equipos

Sólo se indican las especificaciones que se ven modificadas o son nuevas respecto a la simulación anterior.



Intercambiador de calor EX2	
Temperatura salida fluido	35 °C
Intercambiador de calor EX5	
Fracción líquida del fluido a la salida	1
Intercambiador de calor EX6	
Fracción líquida del fluido a la salida	1
Intercambiador de calor EX7	
Fracción líquida del fluido a la salida	1
Intercambiador de calor EX8	
Fracción líquida del fluido a la salida	1
Bomba P3	
Presión de salida	1032,3 kPa
Eficiencia	85 %
Separador SP5	
Flujo total corriente S33	309,6 kg-mol/h
Separador SP6	
Flujo total corriente S34	87,1 kg-mol/h
Separador SP7	
Flujo total corriente S35	158,32 kg-mol/h
Columna de destilación C_LIGEROS	
Presión en cabeza de columna	239,33 kPa
Caída de presión por plato	24 kPa
<i>Alimentación:</i>	
Corriente S30	Plato 31
Corriente S43	Plato 1
<i>Producto:</i>	
Corriente S31 (Vapor): Flujo estimado	380 kg-mol/h
Corriente S32 (Líquido): Flujo estimado	2.300 kg-mol/h
Recalentador	tipo Kettle
<i>Estimación temperaturas:</i>	
Plato superior	102 °C
Recalentador	186 °C
<i>Especificaciones y Variables:</i>	
Especificación 1: Flujo total corriente S31	380 kg-mol/h
Variable 1: Calor en recalentamiento	
Algoritmo	Chemdist
Número de etapas	46

Tabla 5.8. Especificaciones equipos en simulación 5.1.5.4.

El flujo estimado para la corriente S32 se ha tomado de suponer que prácticamente todo el caudal que entra en la torre sale por cola, mientras que los vapores que salen por cabeza son condensados en casi su totalidad para recircularlos a la columna. De esta forma sólo se extrae como vapor con impurezas un caudal muy pequeño de



forma que se eliminen los alcoholes más ligeros que el etanol sin provocar grandes pérdidas del mismo en esta corriente.

Los datos obtenidos utilizando el método termodinámico NRTL son los siguientes:

Corriente		S01	S02	S03	S04	S05
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Temperatura	C	35	35,00332642	53,9145813	69,73742676	69,73742676
Presión	KPA	101,3248978	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	10655,71191	11146,42383	11147,48828	173,6028595	11277,33496
Composición						
ETANOL		0,046198107	0,053877115	0,053820886	0,330034226	0,054250859
H ₂ O		0,953416169	0,94544971	0,945508719	0,634014964	0,945626795
CO ₂		0,000385728	0,000673179	0,000670375	0,035950802	0,000122347
METANOL		3,62E-10	4,15E-10	4,11E-10	1,98E-09	4,23E-10
PROPANOL		4,89E-10	5,78E-10	5,72E-10	4,15E-09	5,64E-10

Corriente		S06	S07	S08	S09	S10
Descripción corriente						
Fase		Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Temperatura	C	64,07022095	64,07022095	64,07022095	64,07022095	64,07022095
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	561,5354004	253,3699951	308,1654053	73,1280899	180,2419128
Composición						
ETANOL		0,25942111	0,25942111	0,25942111	0,500197113	0,161733031
H ₂ O		0,729127705	0,729127705	0,729127705	0,460564822	0,838089526
CO ₂		0,011451194	0,011451194	0,011451194	0,039238088	0,000177444
METANOL		1,83E-09	1,83E-09	1,83E-09	3,37E-09	1,20E-09
PROPANOL		2,90E-09	2,90E-09	2,90E-09	5,16E-09	1,98E-09



Corriente		S11	S12	S13	S14	S15
Descripción corriente						
Fase		Mixed	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid
Temperatura	C	64,07022095		35	69,79638672	69,79638672
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	391,3250122
Caudal	KG-MOL/HR	488,4072876	488,4072876	4928,624023	6351,485352	4928,624023
Composición						
ETANOL		0,223370284	0,223370284	0,054110613	0,054110613	0,054110613
H ₂ O		0,769338965	0,769338965	0,945773661	0,945773661	0,945773661
CO ₂		0,007290727	0,007290727	0,000115771	0,000115771	0,000115771
METANOL		1,60E-09	1,60E-09	4,18E-10	4,18E-10	4,18E-10
PROPANOL		2,56E-09	2,56E-09	5,55E-10	5,55E-10	5,55E-10

Corriente		S16	S17	S18	S19	S20
Descripción corriente						
Fase		Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor
Temperatura	C	73,8147583	79,44311523	73,8147583	73,8147583	73,8147583
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	1170,614868	8797,740234	691,3823853	303,4497986	387,9325562
Composición						
ETANOL		0,227821186	0	0,227821186	0,227821186	0,227821186
H ₂ O		0,771691382	1	0,771691382	0,771691382	0,771691382
CO ₂		0,000487429	0	0,000487429	0,000487429	0,000487429
METANOL		1,76E-09	1,22E-38	1,76E-09	1,76E-09	1,76E-09
PROPANOL		2,34E-09	0	2,34E-09	2,34E-09	2,34E-09

Corriente		S21	S22	S23	S23.	S24
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Vapor	Mixed	Vapor	Liquid
Temperatura	C		47	73,8147583	65	113
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	149,3249969	391,3171387
Caudal	KG-MOL/HR	387,9325562	479,2324219	479,2324219	1000,15918	6351,485352
Composición						
ETANOL		0,227821186	0,227821186	0,227821186	0,166375741	0,054110613
H ₂ O		0,771691382	0,771691382	0,771691382	0,833624244	0,945773661
CO ₂		0,000487429	0,000487429	0,000487429	0	0,000115771
METANOL		1,76E-09	1,76E-09	1,76E-09	0	4,18E-10
PROPANOL		2,34E-09	2,34E-09	2,34E-09	0	5,55E-10



Corriente		S25	S26	S27	S28	S29
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Mixed
Temperatura	C	93	103,2832642	90,31259155	111,2316284	98,22805786
Presión	KPA	391,3171387	149,3226471	149,3226471	149,3226471	149,3226471
Caudal	KG-MOL/HR	6351,485352	1311,754639	1311,754639	5039,730957	2311,913818
Composición						
ETANOL		0,054110613	0,262002319	0,262002319		0,220633224
H ₂ O		0,945773661	0,737437129	0,737437129	1	0,779048741
CO ₂		0,000115771	0,00056056	0,00056056	0	0,000318056
METANOL		4,18E-10	2,02E-09	2,02E-09	0	1,15E-09
PROPANOL		5,55E-10	2,69E-09	2,69E-09	0	1,52E-09

Corriente		S30	S31	S32	S33	S34
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Vapor
Temperatura	C	98,22805786	101,0249939	165,5336304	101,0788574	101,0788574
Presión	KPA	1032,324951	239,3296509	1319,32959	239,3296509	239,3296509
Caudal	KG-MOL/HR	2311,913818	380	2308,079834	309,6763611	87,13219452
Composición						
ETANOL		0,220633224	0,82164222	0,219902083	0,823281646	0,823281646
H ₂ O		0,779048741	0,169470713	0,780097902	0,169695452	0,169695452
CO ₂		0,000318056	0,008887096	1,45E-14	0,007022905	0,007022905
METANOL		1,15E-09	2,60E-09	1,05E-09	2,03E-09	2,03E-09
PROPANOL		1,52E-09	8,71E-12	1,53E-09	1,56E-11	1,56E-11

Corriente		S35	S36	S37	S38	S39
Descripción corriente						
Fase		Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor
Temperatura	C	101,0788574	83,3659668	101,0788574	83,3659668	101,0788574
Presión	KPA	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509
Caudal	KG-MOL/HR	3,83390379	3,83390379	70,32365417	70,32365417	222,5441589
Composición						
ETANOL		0,823281646	0,823281646	0,823281646	0,823281646	0,823281646
H ₂ O		0,169695452	0,169695452	0,169695452	0,169695452	0,169695452
CO ₂		0,007022905	0,007022905	0,007022905	0,007022905	0,007022905
METANOL		2,03E-09	2,03E-09	2,03E-09	2,03E-09	2,03E-09
PROPANOL		1,56E-11	1,56E-11	1,56E-11	1,56E-11	1,56E-11



Corriente		S40	S41	S42	S43
Descripción corriente					
Fase		Liquid	Vapor	Liquid	Liquid
Temperatura	C	83,3659668	101,0788574	83,3659668	83,3659668
Presión	KPA	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509
Caudal	KG-MOL/HR	222,5441589	83,29828644	83,29828644	376,1661072
Composición					
ETANOL		0,823281646	0,823281646	0,823281646	0,823281646
H ₂ O		0,169695452	0,169695452	0,169695452	0,169695452
CO ₂		0,007022905	0,007022905	0,007022905	0,007022905
METANOL		2,03E-09	2,03E-09	2,03E-09	2,03E-09
PROPANOL		1,56E-11	1,56E-11	1,56E-11	1,56E-11

De los resultados obtenidos de la simulación se obtienen los siguientes resultados para las corrientes de salida.

La corriente S17 que se obtiene como producto de cola de la columna de destilación COLUMNA_1 sigue estando compuesta únicamente por H₂O tal y como se ha especificado.

La corriente S36 es la corriente por la que se deben de extraer los compuestos más volátiles que el etanol. Su composición tiene una baja concentración de agua y aunque es en su mayor parte etanol, dado que la cantidad del resto de alcoholes ligeros se encuentran en proporciones de impurezas, la cantidad de etanol que se pierde es muy pequeña dado el poco caudal que se elimina en dicha corriente, sólo 3,8 kg-mol/h.

Por último en la corriente S32 se tiene una concentración de etanol prácticamente igual a la existente antes de esta columna de destilación. Aunque pueda interpretarse que esta columna no aporta ningún aumento en la purificación de la corriente, se considera necesaria dada la eliminación de compuestos ligeros que se produce por cabeza. Aunque estos son impurezas y por tanto se encuentran en muy baja concentración es necesario una vía de extracción que disminuya su proporción. Con este mismo objetivo se situó a la salida de los vapores de la columna C_LIGEROS la batería de condensadores EX6, EX7, EX8 y EX9.



5.1.5.5. SIMULACIÓN INCLUYENDO COLUMNA RECTIFICADOR. UNIDAD DE DESTILACIÓN COMPLETA

Finalmente se incluye la última columna de rectificación al diagrama y se procede a la simulación de la unidad completa de destilación.

El diagrama simulado es el que se muestra a continuación. Para mayor claridad puede verse el mismo diagrama en Anexo 1, Diagrama 1.

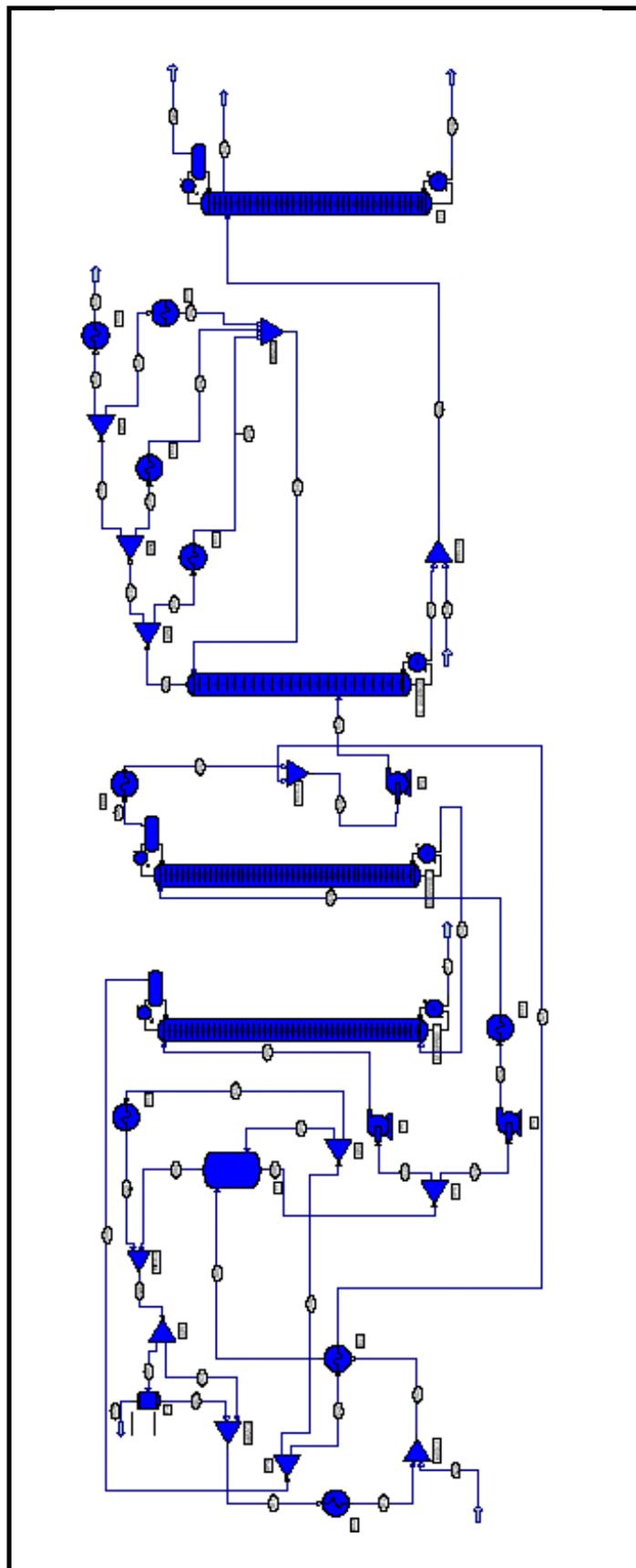


Gráfico 5.7. Proceso de la unidad de destilación completa simulado



Al ser esta la simulación de la unidad completa de destilación se indican a continuación todos los datos y especificaciones introducidos para la simulación.

Datos Corriente S01 (Alimentación a la planta de destilación)

Corriente de entrada a la planta de destilación con las características de composición, presión y temperatura que se indican en la tabla que se muestra más abajo.

Datos Corriente S44 (Aporte a la columna RECTIFICADOR)

Esta corriente se añade como aporte a la columna de rectificación y su origen está en el proceso de regeneración de los tamices moleculares. En este proceso parte del etanol que es deshidratado es enviado a contracorriente por el tamiz que hay que regenerar arrastrando el agua retenida en el mismo. Se obtiene tras ello una corriente vapor de etanol y agua. Esta corriente es condensada y recirculada en la alimentación de la última columna de destilación, la columna de rectificación.

Las características de composición, presión y temperatura se muestran en la tabla siguiente.

Corriente	Unidad	S01	S44
Etanol	kg-mol/h	492,28	184.22
H ₂ O	kg-mol/h	10.159,64	239.,28
CO ₂	kg-mol/h	4,11	-
Metanol	kg-mol/h	$3,85 \cdot 10^{-6}$	-
Propanol	kg-mol/h	$5,21 \cdot 10^{-6}$	-
Total	kg-mol/h	10.656,03	0,00
Temperatura	°C	35	25
Presión	kPa	101,32	239,33

Tabla 5.9. Corrientes alimentación simulación 5.1.5.5.



Especificaciones de Equipos

Intercambiadores de calor EX1, EX2, EX3, EX7, EX8 y EX9	
Fracción líquida del fluido a la salida	1
Intercambiador de calor EX4	
Temperatura del fluido a la salida	93 °C
Intercambiador de calor EX5	
Temperatura del fluido a la salida	79 °C
Intercambiador de calor EX6	
Temperatura del fluido a la salida	77 °C
Flah F1	
Flujo total corriente S04	170 kg-mol/h
Temperatura estimada	10 °C
Flash F2	
Duty	0 kJ/h
Temperatura estimada	43 °C
Mezclador MEZC1	
Presión de salida	101,32 kPa
Mezcladores MEZC2, MEZC3, MEZC5 y MEZC6	
Caída de presión	0 Kpa
Mezclador MEZC4	
Presión de salida	149,35 kPa
Bombas P1 y P2	
Presión de salida	391,33 kPa
Eficiencia	85 %
Bomba P3	
Presión de salida	1.032,30 kPa
Eficiencia	85 %
Separador SP1	
Flujo total corriente S07	253,37 kg-mol/h
Separador SP2	
Flujo total corriente S13	4.920 kg-mol/h
Separador SP3	
Flujo total corriente S19	300 kg-mol/h
Separador SP4	
Flujo total corriente S17	690 kg-mol/h
Separador SP5	
Flujo total corriente S33	309,6 kg-mol/h
Separador SP6	
Flujo total corriente S34	87,1 kg-mol/h
Separador SP7	
Flujo total corriente S35	158,32 kg-mol/h

Tabla 5.10. Especificaciones equipos en simulación 5.1.5.5.



Columna de destilación COLUMNA_1	
Presión plato superior	46,325 kPa
<i>Alimentación:</i>	
Corriente S15 en plato superior	46,325 kPa
Corriente S19 en fondo columna	
<i>Productos:</i>	
Corriente S16 en plato superior: Flujo estimado	1.168 kg-mol/h
Corriente S17 en fondo columna	
Recalentador	tipo Kettle
Condensador	tipo parcial
<i>Especificaciones y Variables:</i>	
Especificación 1: Flujo total corriente S16	1.168 kg-mol/h
Variable 1: Calor en recalentador	
Número de etapas	91
Algoritmo	Inside-Out

Tabla 5.11. Especificaciones equipos en simulación 5.1.5.5.

Columna de destilación COLUMNA_2	
Presión en plato superior	149,32 kPa
<i>Alimentación:</i>	
Corriente S25 en plato superior	
<i>Productos:</i>	
Corriente S24 en plato superior	
Corriente S28 en fondo columna: flujo estimado	5.000 kg-mol/h
Recalentador	tipo Kettle
Condensador	tipo parcial
<i>Estimación de temperaturas:</i>	
Condensador	104 °C
Recalentador	115 °C
<i>Especificaciones y Variables:</i>	
Especificación 1: Porcentaje másico de H ₂ O en corriente S28	100 %
Especificación 2: Fracción molar de etanol en corriente S26	0,262
Variable 1: Calor en recalentador	
Variable 2: Calor en condensador	
Número de etapas	91
Algoritmo	Inside-Out

Tabla 5.12. Especificaciones equipos en simulación 5.1.5.5.



Columna de destilación C_LIGEROS	
Presión en plato superior	239,22 kPa
<i>Alimentación:</i>	
Corriente S30 en plato 31	
Corriente S43 en plato superior	
<i>Productos:</i>	
Corriente S31 (Vapor) en plato superior: flujo estimado	380 kg-mol/h
Corriente S32 (Líquido) en fondo columna: flujo estimado	2.300 kg-mol/h
Recalentador	tipo Kettle
<i>Estimación temperaturas:</i>	
Plato superior	102 °C
Recalentador	186 °C
<i>Especificaciones y Variables:</i>	
Especificación 1: Flujo total corriente S31	380 kg-mol/h
Variable1: Calor recalentador	
Número de etapas	46
Algoritmo	Chemdist

Tabla 5.13. Especificaciones equipos en simulación 5.1.5.5.

Columna de destilación RECTIFICADOR	
Condensador	tipo parcial
Recalentador	tipo Kettle
<i>Especificaciones:</i>	
Flujo total en corrientes S46	720 kg-mol/h
Porcentaje másico de etanol en corriente S48	0,024 %
Porcentaje másico de etanol en corriente S47	23 %
Porcentaje másico de etanol en corriente S46	93 %
<i>Productos:</i>	
Flujo estimado en corriente S46	720 kg-mol/h
Flujo estimado en corriente S47	220 kg-mol/h
Máximo número de platos	90
Modelo	Refinería

Tabla 5.14. Especificaciones equipos en simulación 5.1.5.5.



Los datos obtenidos utilizando el método termodinámico NRTL son los siguientes:

Corriente		S01	S02	S03	S04	S05
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Temperatura	C	35	34,83865356	58,35842896	69,74575806	69,74575806
Presión	KPA	101,3249969	101,3249969	101,3249969	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	10655,68262	11138,81836	11138,81836	173,6474457	11269,83301
Composición						
ETANOL		0,046198167	0,053798199	0,053798199	0,32983613	0,054181829
H ₂ O		0,953416109	0,945513487	0,945513487	0,634278178	0,945695996
CO ₂		0,00038571	0,000688326	0,000688326	0,035884988	0,000122087
METANOL		3,61E-10	1,17E-08	1,17E-08	3,25E-07	6,91E-08
PROPANOL		4,89E-10	1,34E-08	1,34E-08	4,86E-07	6,60E-08

Corriente		S06	S07	S08	S09	S10
Descripción corriente						
Fase		Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Temperatura	C	64,33496094	64,33496094	64,33496094	64,33496094	64,33496094
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	561,416626	253,3699951	308,0466003	78,28141785	175,0885773
Composición						
ETANOL		0,259610474	0,259610474	0,259610474	0,495319784	0,154225782
H ₂ O		0,728934467	0,728934467	0,728934467	0,467971116	0,845610201
CO ₂		0,011454405	0,011454405	0,011454405	0,036707994	0,000163628
METANOL		3,02E-07	3,02E-07	3,02E-07	5,49E-07	1,91E-07
PROPANOL		3,42E-07	3,42E-07	3,42E-07	6,12E-07	2,22E-07

Corriente		S11	S12	S13	S14	S15
Descripción corriente						
Fase		Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperatura	C	64,33496094	31,58673096	69,74575806	69,74575806	69,85317993
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	391,3250122
Caudal	KG-MOL/HR	483,1351929	483,1351929	4928,077637	6341,755371	4928,077637
Composición						
ETANOL		0,221418992	0,221418992	0,054181829	0,054181829	0,054181829
H ₂ O		0,771217883	0,771217883	0,945695996	0,945695996	0,945695996
CO ₂		0,00736262	0,00736262	0,000122087	0,000122087	0,000122087
METANOL		2,61E-07	2,61E-07	6,91E-08	6,91E-08	6,91E-08
PROPANOL		2,99E-07	2,99E-07	6,60E-08	6,60E-08	6,60E-08



Corriente		S16	S17	S18	S19	S20
Descripción corriente						
Fase		Vapor	Liquid	Vapor	Vapor	Vapor
Temperatura	C	73,80444336	79,44311523	73,80444336	73,80444336	73,80444336
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757	46,3247757
Caudal	KG-MOL/HR	1170,271484	8788,250977	691,0911865	303,3220215	387,769165
Composición						
ETANOL		0,228162646	0	0,228162646	0,228162646	0,228162646
H ₂ O		0,771322668	1	0,771322668	0,771322668	0,771322668
CO ₂		0,000514115	0	0,000514115	0,000514115	0,000514115
METANOL		2,91E-07	2,05E-36	2,91E-07	2,91E-07	2,91E-07
PROPANOL		2,78E-07	0	2,78E-07	2,78E-07	2,78E-07

Corriente		S21	S22	S23	S24	S25
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid
Temperatura	C	61,2828064	73,80444336	61,2828064	69,85317993	93
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	46,3247757	391,3171387	391,3171387
Caudal	KG-MOL/HR	387,769165	479,1803284	479,1803284	6341,755371	6341,755371
Composición						
ETANOL		0,228162646	0,228162646	0,228162646	0,054181829	0,054181829
H ₂ O		0,771322668	0,771322668	0,771322668	0,945695996	0,945695996
CO ₂		0,000514115	0,000514115	0,000514115	0,000122087	0,000122087
METANOL		2,91E-07	2,91E-07	2,91E-07	6,91E-08	6,91E-08
PROPANOL		2,78E-07	2,78E-07	2,78E-07	6,60E-08	6,60E-08

Corriente		S26	S27	S28	S29	S30
Descripción corriente						
Fase		Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperatura	C	103,2810669	79	111,2316284	74,38305664	74,72091675
Presión	KPA	149,3226471	149,3226471	149,3226471	149,3530426	1032,324951
Caudal	KG-MOL/HR	1311,309692	1311,309692	5030,445801	1790,490112	1790,490112
Composición						
ETANOL		0,262034118	0,262034118	0	0,252969295	0,252969295
H ₂ O		0,737374783	0,737374783	1	0,74646014	0,74646014
CO ₂		0,000590437	0,000590437	0	0,000570011	0,000570011
METANOL		3,34E-07	3,34E-07	0	3,23E-07	3,23E-07
PROPANOL		3,19E-07	3,19E-07	0	3,08E-07	3,08E-07



Corriente		S31	S32	S33	S34	S35
Descripción corriente						
Fase		Vapor	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed
Temperatura	C	101,20224	105,2363281	101,2799988	101,2799988	101,2799988
Presión	KPA	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509
Caudal	KG-MOL/HR	382,20224	1784,457031	309,4217529	87,06056213	3,830751896
Composición						
ETANOL		0,83086431	0,251044035	0,83099997	0,83099997	0,83099997
H ₂ O		0,166465208	0,748955131	0,169	0,169	0,169
CO ₂		0,002670313	3,00E-07	0	0	0
METANOL		1,91E-07	2,83E-07	0	0	0
PROPANOL		1,51E-09	3,09E-07	0	0	0

Corriente		S36	S37	S38	S39	S40
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Mixed	Liquid	Mixed	Liquid
Temperatura	C	77	101,2799988	101,2790833	101,2799988	101,2790833
Presión	KPA	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509
Caudal	KG-MOL/HR	3,830751896	70,5782547	70,5782547	222,3611908	222,3611908
Composición						
ETANOL		0,83099997	0,83099997	0,83099997	0,83099997	0,83099997
H ₂ O		0,169	0,169	0,169	0,169	0,169
CO ₂		0	0	0	0	0
METANOL		0	0	0	0	0
PROPANOL		0	0	0	0	0

Corriente		S41	S42	S43	S44	S45
Descripción corriente						
Fase		Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperatura	C	101,2799988	101,2790833	101,2790833	25	89,32516479
Presión	KPA	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509
Caudal	KG-MOL/HR	83,22980499	83,22980499	376,1692505	423,5020142	2207,958984
Composición						
ETANOL		0,83099997	0,83099997	0,83099997	0,435000002	0,286328048
H ₂ O		0,169	0,169	0,169	0,564999998	0,713671207
CO ₂		0	0	0	0	2,42E-07
METANOL		0	0	0	0	2,29E-07
PROPANOL		0	0	0	0	2,50E-07



Corriente		S46	S47	S48
Descripción corriente				
Fase		Vapor	Liquid	Liquid
Temperatura	C	101,2776489	110,1418152	125,9671021
Presión	KPA	239,3296509	239,3296509	239,3296509
Caudal	KG-MOL/HR	720	211,5532227	1276,405762
Composición				
ETANOL		0,847160339	0,104585975	9,38E-05
H ₂ O		0,152837575	0,895413756	0,999906242
CO ₂		7,43E-07	5,49E-12	1,31E-18
METANOL		6,68E-07	1,11E-07	2,73E-10
PROPANOL		7,08E-07	1,99E-07	1,52E-10

El análisis de estos últimos resultados de simulación se realiza en el siguiente apartado, debido a la importancia que tienen al constituir el análisis de los resultados que se obtienen del modelo final.

5.2. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LAS CORRIENTES DEL PROCESO

Se analizan los resultados obtenidos en la simulación de la unidad de destilación completa en relación al informe proporcionado por el programa PRO/II y que se resumen en las tablas de resultados del apartado anterior, apartado 5.1.5.5.

Se analizan en primer lugar las características de las corrientes que se obtienen como producto, subproducto o residuo del proceso de purificación, ya que la obtención de un producto con unas determinadas características constituyen el principal objetivo del presente proyecto. Estas son las corrientes S09, S17, S36, S46, S47 y S48, que se muestran en el siguiente gráfico.

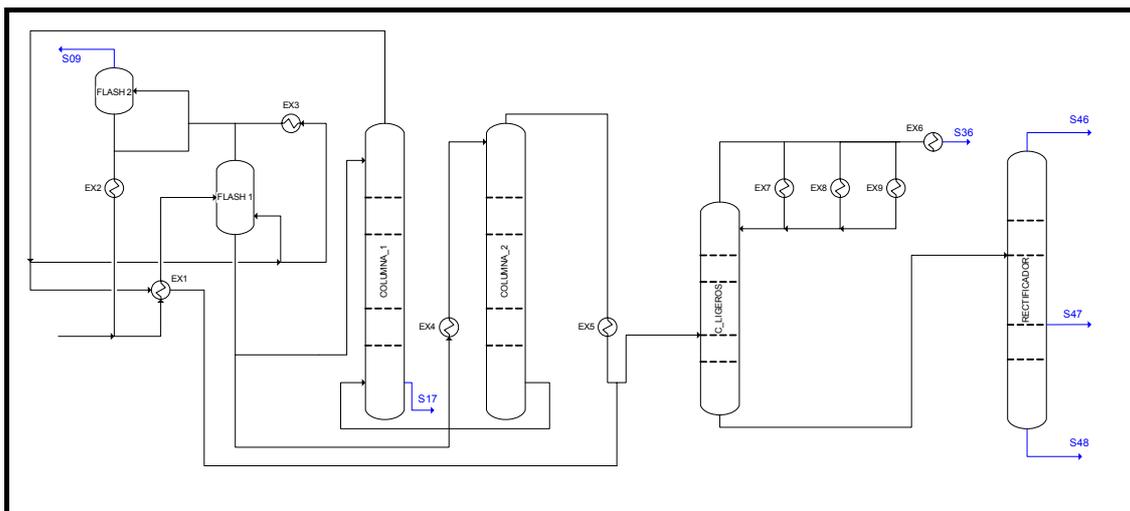


Gráfico 5.8. Corrientes de salida de la planta de destilación

La corriente S09 es el vapor que se obtiene del tanque flash F2. Su finalidad es la de eliminar el CO₂ presente en el producto de entrada. La concentración de dicho componente en esta corriente es del 3,67 % molar, frente a una composición del 0,03 % molar existente en la corriente de alimentación. Se tiene un aumento considerable en la concentración de la impureza a eliminar. En cuanto al caudal, se comprueba que es bajo limitándose así las pérdidas de etanol.

La corriente S17 es la corriente líquida que sale por cola de la primera columna de destilación, columna COLUMNA_1. En la práctica esta corriente elimina los sólidos no fermentables que existen en la corriente de alimentación. Dado que la simulación se hace bajo la hipótesis de que la cantidad de estos sólidos en la corriente de entrada en la unidad de destilación es nula, la corriente S17 tiene que ser 100 % agua y así se observa en los resultados.

La corriente S36 tiene como objetivo evacuar en ella el metanol. Dada la baja concentración de dicha sustancia en los resultados no se puede observar qué cantidad de metanol es eliminada en dicha corriente ya que el programa aproxima su valor a cero en los resultados. El trabajar con cantidades a nivel de impurezas da resultados menos fiables a la hora de hacer la simulación ya que estos valores son más sensibles a los errores de cálculo de los distintos algoritmos. Por tanto, a pesar de no poderse comprobar qué cantidad de metanol es eliminado en dicha corriente se deja como aceptable el resultado de la simulación.



La corriente S46 es la corriente de producto principal de la simulación. Su concentración de etanol se eleva hasta un valor de 84,7 % molar. Si se observa la curva de equilibrio entre el etanol y el agua que se muestra más abajo para la presión de salida de dicha corriente, se observa que el punto azeotrópico se encuentra para una concentración de etanol del 84,8 % en el vapor.

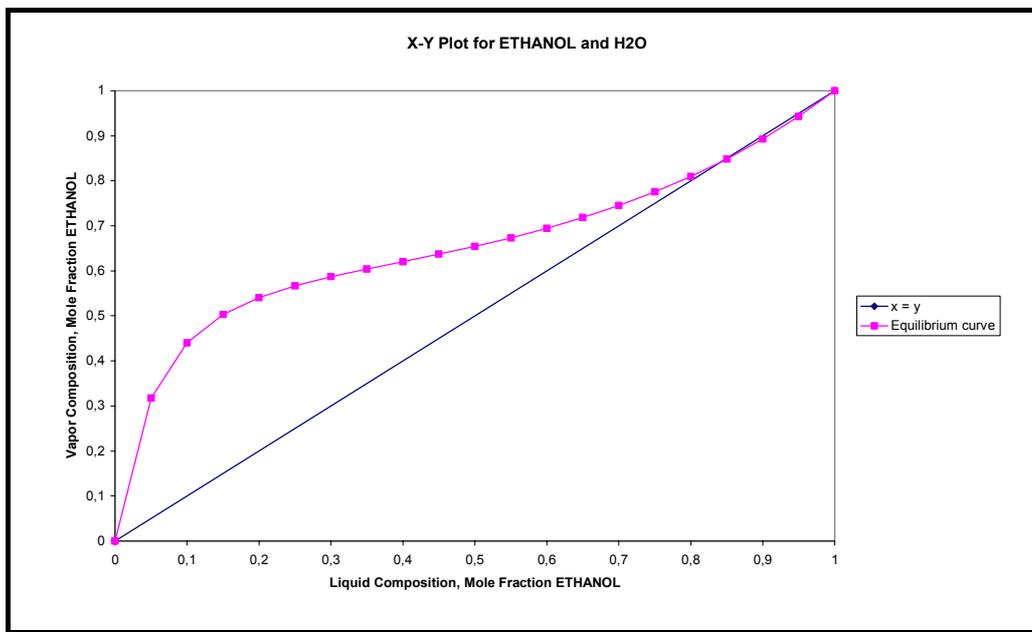


Gráfico 5.9. Diagrama de equilibrio etanol-agua a 1 atm

Se está prácticamente a la máxima concentración de etanol que se puede obtener a través de un proceso de destilación.

El caudal que se obtiene de esta corriente de producto es de 720 kg-mol/h. Frente a los 10.655 kg-mol/h que alimentan la unidad de destilación significan un 6,7 % de dicho caudal. Es decir, de cada 100 kg-mol de fermentado se consiguen 6,7 kg-mol de etanol hidratado. Comparando con datos reales de plantas similares este valor representa una producción baja, ya que un funcionamiento óptimo de la planta nos daría entorno al 10%. Se está, por tanto, simulando la planta con unas condiciones de operación que sitúan a la instalación en el límite inferior de producción.

La corriente S47 es una extracción lateral de la última columna de destilación, columna RECTIFICADOR. Su misión es la de eliminar el propanol representativo de los aceites de fúseles. En los resultados se tiene una concentración de dicha sustancia cercana al



$2 \cdot 10^{-7}$ %. De nuevo se tiene una sustancia a nivel de impureza cuyo resultado obtenido a través de la simulación es difícil de analizar.

Por último la corriente S48 constituye la corriente líquida que sale por cola de la columna de destilación RECTIFICADOR. Esta corriente debe estar constituida en su mayor parte por agua y así se observa en los resultados, con una concentración de agua del 99,99 %.

Una vez analizado que las corrientes de producto de la planta presentan una composición dentro de las expectativas se procede a analizar energéticamente la planta.

5.3. ANÁLISIS DE RESULTADOS DE LOS EQUIPOS

Los valores más importantes obtenidos para las columnas flash y para las columnas de destilación se exponen a continuación:

Flash F1

Se cumple el balance de material. El equipo trabaja a vacío y se da un intercambio de materia de 1,13 MW.

Corrientes de entrada		
S03	Líquido	11.138,81 kg-mol/h
S19	Vapor	303,32 kg-mol/h
Corrientes de salida		
S04	Vapor	173,64 kg-mol/h
S05	Líquido	11.269,83 kg-mol/h

Tabla 5.15. Resultados corrientes Flash F1

Condiciones de operación	
Temperatura (°C)	69,7
Presión (kPa)	46,3
Energía (MW)	1,13

Tabla 5.16. Condiciones de operación obtenidas en Flash F1



Flash F2

Se cumple el balance de materia. El equipo trabaja también a vacío y se ha considerado un proceso adiabático.

Corrientes de entrada		
S07	Líquido	253,37 kg-mol/h
Corrientes de salida		
S09	Vapor	78,28 kg-mol/h
S10	Líquido	175,08 kg-mol/h

Tabla 5.17. Corrientes Flash F2

Condiciones de operación	
Temperatura (°C)	64,3
Presión (kPa)	46,3
Energía (MW)	Adiabático

Tabla 5.18. Condiciones de operación obtenidas en Flash F2

Columna de destilación COLUMNA_1

Los resultados se obtienen mediante el algoritmo In/Out en 9 iteraciones. Se comprueba que se cumple el balance de materia con las siguientes corrientes de entrada y salida.

Corrientes de entrada			
S15	Mezcla	(0,9999 fracción líquida)	4.928,08 kg-mol/h
S28	Mezcla	(0,9421 fracción líquida)	5.030,45 kg-mol/h
Corrientes de salida			
S16	Vapor		1.170,27 kg-mol/h
S17	Líquido		8.788,25 kg-mol/h

Tabla 5.19. Corrientes en COLUMNA_1

La temperatura en la columna va desde los 73 °C en cabeza hasta los 79 °C en el fondo, con una caída de presión de 14 kPa distribuido a lo largo de toda la columna.

El resultado del simulador nos da un intercambio de calor nulo en el condensador y un calor a aportar en el recalentador de 10,95 MW.

La relación molar reflujo/vapor destilado es igual a 4,23.



Columna de destilación COLUMNA_2

Los resultados se obtienen mediante el algoritmo In/Out en 13 iteraciones. Se comprueba que se cumple el balance de materia con las siguientes corrientes de entrada y salida.

Corrientes de entrada		
S25	Líquido	6.341,76 kg-mol/h
Corrientes de salida		
S26	Vapor	1.311,31 kg-mol/h
S28	Líquido	5.030,45 kg-mol/h

Tabla 5.20. Corrientes en COLUMNA_2

La temperatura en la columna va desde los 103 °C en cabeza hasta los 111 °C en el fondo, con una caída de presión de 15 kPa distribuido a lo largo de toda la columna.

El resultado del simulador nos da un calor cedido en el condensador de 89,35 MW y un calor a aportar en el recalentador de 106,13 MW.

La relación molar reflujo/vapor destilado es igual a 10,9.

Columna de destilación C_LIGEROS

Los resultados se obtienen mediante el algoritmo Chemdist en 6 iteraciones. Se comprueba que se cumple el balance de materia con las siguientes corrientes de entrada y salida.

Corrientes de entrada		
S43	Líquido	376,17 kg-mol/h
S30	Líquido	1.790,49 kg-mol/h
Corrientes de salida		
S31	Vapor	382,20 kg-mol/h
S32	Líquido	1.784,46 kg-mol/h

Tabla 5.21. Corrientes en C_LIGEROS

La temperatura en la columna va desde los 101 °C en cabeza hasta los 115 °C en el fondo, con una caída de presión de 50 kPa distribuido a lo largo de toda la columna.



El resultado del simulador nos da un calor a aportar en el recalentador de 5,4 MW.

Columna de destilación RECTIFICADORA

Los resultados se obtienen mediante el algoritmo Chemdist en 10 iteraciones. Se comprueba que se cumple el balance de materia con las siguientes corrientes de entrada y salida.

Corrientes de entrada		
S45	Líquido	2.207,96 kg-mol/h
Corrientes de salida		
S46	Vapor	720,00 kg-mol/h
S47	Líquido	211,55
S48	Líquido	1.276,41 kg-mol/h

Tabla 5.22. Corrientes en RECTIFICADOR

La temperatura en la columna va desde los 97 °C en cabeza hasta los 121 °C en el fondo, con una caída de presión de 100 kPa distribuido a lo largo de toda la columna.

El resultado del simulador nos da un calor cedido en el condensador de 23,24 MW y un calor a aportar en el recalentador de 32,11 MW.

La relación molar reflujo/vapor destilado es igual a 3.

5.4. ANÁLISIS DE RESULTADOS INTERCAMBIADORES. CONSUMO AGUA DE REFRIGERACIÓN.

Las temperaturas de entrada y salida de las corrientes que se ven involucradas en los intercambiadores de calor se muestran a continuación:



Intercambiador	Corriente	Estado	Temperatura entrada (°C)	Temperatura salida (°C)	Caudal (kg-mol/h)	Q(MW)
EX1	S22	Vapor	73,804			
	S23	Líquido		61,283	479,18	-5,665
	S02	Líquido	34,839			
	S03	Líquido		58,358	11.138,82	5,665
EX2	S11	Mezcla	64,335			
	S12	Líquido		31,587	483,14	-1,433
EX3	S20	Vapor	73,804			
	S21	Líquido		61,283	387,77	-4,584
EX4	S24	Líquido	69,853			
	S25	Líquido		93	6.341,76	3,226
EX5	S26	Vapor	103,281			
	S27	Líquido		79	1.311,31	-15,3
EX6	S35	Mezcla	101,28			
	S36	Líquido		77	3,83	-0,04
EX7	S37	Mezcla	101,28			
	S38	Líquido		101,279	70,58	-0,688
EX8	S39	Mezcla	101,28			
	S40	Líquido		101,279	222,36	-2,169
EX9	S41	Mezcla	101,28			
	S42	Líquido		101,279	83,23	-0,812

Tabla 5.23. Energía intercambiada en los intercambiadores

Según los valores obtenidos las necesidades de calor y frío en los intercambiadores son de 8,891 MW y 30,691 MW.

Debido a que el intercambiador de calor EX1 se encuentra integrado dentro del proceso, es decir, tanto la corriente fría como la corriente caliente son corrientes del proceso, el balance neto de calor intercambiado en dicho equipo es nulo. Por tanto, las necesidades de calor y frío de la unidad hacia el exterior son de 3,226 MW y 25,026 MW respectivamente. Es decir, se necesitan aportar 3,226 MW y se necesitan refrigerar 25,026 MW.

Las necesidades de calor pueden ser cubiertas usando el vapor generado en la planta de bioetanol. Este vapor se tiene en el límite de suministro para cada equipo a 1400 kPa y 195 °C y para el servicio requerido se tiene el siguiente consumo:

Intercambiador	Fluido	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Consumo (kg-mol/h)
EX4	Vapor	195,185	1400	329,007
Total	Vapor			329,007

Tabla 5.24. Corrientes de vapor como aporte de calor

Las necesidades de frío serán cubiertas mediante agua de refrigeración provenientes de las torres de refrigeración de la planta de producción de bioetanol. Para unas



condiciones de presión y temperatura de dicho suministro de 28 °C y 207 kPa el consumo de agua será el siguiente para cada una de las corrientes:

Intercambiador	Fluido	Temperatura entrada (°C)	Temperatura salida (°C)	Consumo (kg-mol/h)
EX2	Agua	28	37	7604,22
EX3	"	"	"	24.312,04
EX5	"	"	"	81.144,45
EX6	"	"	"	216,51
EX7	"	"	"	3.652,32
EX8	"	"	"	11.506,87
EX9	"	"	"	4.307,02
Total	Agua			132.743,43

Tabla 5.25. Corrientes de agua de refrigeración

5.5. APLICACIONES DEL MODELO

Con el objetivo de mostrar la utilidad de disponer de un modelo para simular una planta química, en este apartado se realizan dos análisis distintos. En uno de ellos se busca el modo de modificar la unidad de forma que pueda ser optimizada y en el otro se quiere analizar la respuesta de la unidad existente ante un cambio externo. Se tienen por tanto las siguientes modificaciones:

1. En primer lugar se analiza la posibilidad de integrar los procesos de intercambios de calor que se producen en la planta de forma que se minimice el consumo de energía.
2. Por otro lado se estudia la flexibilidad de la planta ante un cambio de materia prima.

5.5.1. SISTEMA DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

Para conseguir un ahorro energético se estudia la posibilidad de una mejor integración de los intercambios de calor de forma que se pueda reducir la demanda energética de la planta.

Se indican en el siguiente diagrama la situación de cada uno de los intercambiadores.

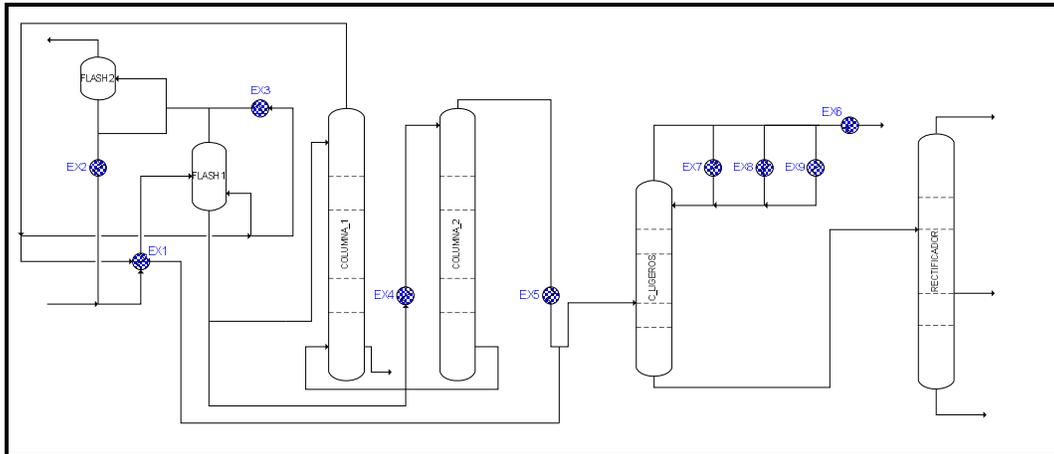


Gráfico 5.10. Situación intercambiadores de calor en la planta de destilación

Si se consideran los consumos mostrados en el punto 5.4., Tabla 5.4.1., se tienen dos corrientes que necesitan de un aporte energético y otras ocho corrientes que necesitan de refrigeración, constituyendo por tanto una fuente de calor.

En el diseño simulado ya se tienen dos corrientes integradas, aquellas correspondientes al intercambiador de calor EX1. Quedaría integrar dentro del proceso la otra corriente que requiere aporte calorífico, corriente S24. De esta forma se disminuye tanto la necesidad de aporte de calor como las necesidades de agua de refrigeración.

Se estudian los intervalos de temperatura que se producen tanto en las corrientes a enfriar como a calentar para ver que corrientes son susceptibles de intercambio energético entre ellas.

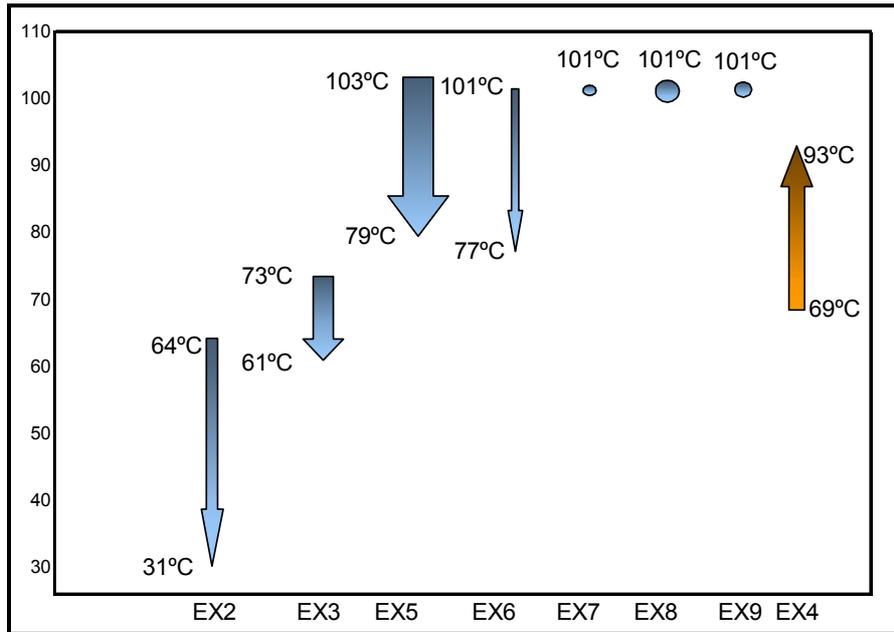


Gráfico 5.11. Saltos de temperaturas en los intercambiadores de calor

En los intercambiadores de calor EX7, EX8 y EX9 se tiene una condensación sin cambio prácticamente en la temperatura, por lo que se han representado como un punto a una temperatura constante.

Viendo esta gráfica se ve claramente que los intercambiadores EX2 y EX3 no son susceptibles de calentar la corriente que pasa por el intercambiador EX4 debido a que sus rangos de temperatura no son adecuados al ser la temperatura de entrada de la corriente caliente es menor o poco más alta que la temperatura de la corriente fría de entrada al intercambiador EX4.

Si se atiende a los caudales de las corrientes para, junto con el intervalo de temperatura, obtener la energía que puede ser intercambiada con dicha corriente, se puede descartar también el intercambiador EX6 como fuente de calor para el intercambiador EX4. La corriente que pasa por el intercambiador EX6 tiene un caudal de 3,83 kg-mol/h, que para ese salto de temperatura, da lugar a una cesión de calor de 40 kW. Este valor frente a los más de 3,2 MW que son necesario aportar a la corriente del intercambiador EX4 descarta la integración del intercambiador EX6 con el EX4.

En cuanto al intercambiador de calor EX5, en la configuración actual cede un calor de 15,3 MW. Esto significa que si se impone como especificación del intercambio aquella que haga que las temperaturas del intercambiador EX4 sigan siendo las mismas, es

decir, que pase de los 69°C a los 93°C, el calor intercambiado será de 3,2 MW, que es justamente requerido en el intercambiador de calor EX4. Esto implica una temperatura de salida de la corriente del intercambiador EX5 para el caso de que se integren en uno solo de 101,3°C. Esto significa que esta corriente aporta menos calor del que potencialmente puede ceder antes de entrar en la columna de destilación. A continuación se tienen los resultados de esta alternativa.

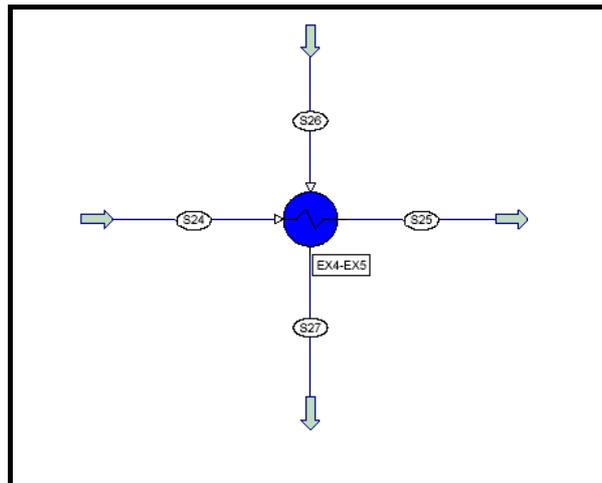


Gráfico 5.12. Integración EX4 con EX5

Hx Name		EX4-EX5	
Hx Description			
Duty	M*KJ/HR	11,6146	

Stream Name		S24	S25	S26	S27
Stream Description					
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed
Temperature	C	69,853	93,000	103,281	101,255
Pressure	KPA	391,317	391,317	149,323	149,323
Flowrate	KG-MOL/HR	6341,755	6341,755	1311,310	1311,310
Composition					
ETHANOL		0,054	0,054	0,262	0,262
H2O		0,946	0,946	0,737	0,737
CO2		0,000	0,000	0,001	0,001
METHANOL		0,000	0,000	0,000	0,000
PROPANOL		0,000	0,000	0,000	0,000

Tabla 5.26. Resultados simulación integración intercambiadores EX4 con Ex5



Se estudia por ello si los intercambiadores de condensación de los vapores de salida de la columna de ligeros se ajustan mejor a la integración con el intercambiador EX4.

Ninguno de los tres intercambiadores de calor que condensan estos vapores ceden una energía suficiente para integrarse con el intercambiador EX4. Se analiza cual sería la temperatura de estas corrientes si se exige que cedan el calor requerido

En el caso del intercambiador EX7 y según se muestran en los resultados a continuación, se tiene que no es posible calentar la corriente correspondiente al intercambiador EX4 con el las características de caudal y temperatura de la corriente correspondiente al intercambiador EX7, ya que es imposible que ceda dicha temperatura.

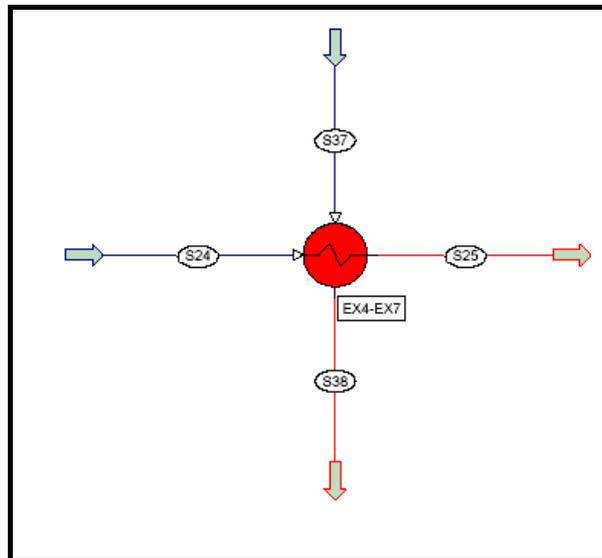


Gráfico 5.13. Integración EX4-EX7



Hx Name		EX4-EX7			
Hx Description					
Duty	M*KJ/HR	11,6146			

Stream Name		S24	S25	S37	S38
Stream Description					
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Vapor
Temperature	C	69,853	93,000	101,280	-272,150
Pressure	KPA	391,317	391,317	239,330	239,330
Flowrate	KG-MOL/HR	6341,755	6341,755	70,578	70,578
Composition					
ETHANOL		0,054	0,054	0,831	0,831
H2O		0,946	0,946	0,169	0,169
CO2		0,000	0,000	0,000	0,000
METHANOL		0,000	0,000	0,000	0,000
PROPANOL		0,000	0,000	0,000	0,000

Tabla 5.27. Resultados simulación integración intercambiadores EX4-EX7

Para el caso del intercambiador de calor EX8, tal y como se muestra en los resultados a continuación, la integración sería posible, pero en este caso es necesario que la corriente del intercambiador EX8 condense y se enfríe hasta una temperatura de -70 °C. Esto es completamente inviable.

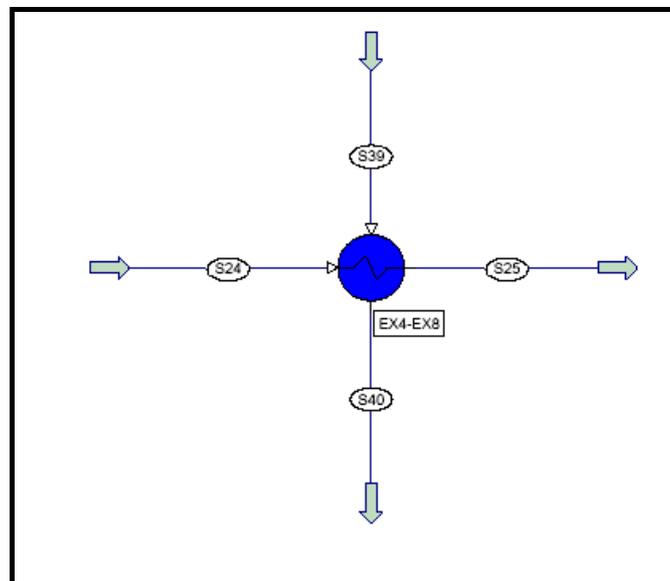


Gráfico 5.14. Integración intercambiadores EX4-EX8



Hx Name		EX4-EX8			
Hx Description					
Duty	M*KJ/HR	11,6146			

Stream Name		S24	S25	S39	S40
Stream Description					
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Liquid
Temperature	C	69,853	93,000	101,280	-70,191
Pressure	KPA	391,317	391,317	239,330	239,330
Flowrate	KG-MOL/HR	6341,755	6341,755	222,361	222,361
Composition					
ETHANOL		0,054	0,054	0,831	0,831
H2O		0,946	0,946	0,169	0,169
CO2		0,000	0,000	0,000	0,000
METHANOL		0,000	0,000	0,000	0,000
PROPANOL		0,000	0,000	0,000	0,000

Tabla 5.28. Resultados simulación integración EX4-EX8

Por último, para el caso del intercambiador de calor EX9, considerando que tanto su caudal como calor cedido coinciden prácticamente con los valores para el intercambiador EX7, es lógico prever un resultado semejante, por lo que la integración en este caso tampoco sería posible.

La única opción por tanto sería la integración de los intercambiadores de calor EX4 y EX5 en un único intercambiador de calor.

5.5.2. CAMBIO DE MATERIA PRIMA

Si la planta de producción de etanol cambia de materia prima, las características del producto que llega a la unidad de destilación se ven modificadas. Los cálculos anteriores se han realizado para el caso de la fermentación de maíz. Se analizan los resultados que se obtendrían para el caso de que la materia prima fuese el trigo.

A continuación se muestran la composición de la corriente que llega a la planta según sea proveniente de la fermentación del maíz o del trigo.



		Maíz	Trigo
Etanol	(kg-mol/h)	492,27	455,79
Agua	(kg-mol/h)	10.150,00	8.340,00
CO ₂	(kg-mol/h)	4.11	3,6
Metanol	(kg-mol/h)	0.85	0,61
Propanol	(kg-mol/h)	0.43	0,32

Tabla 5.29. Composición Maíz y Trigo

Una de las diferencias que existen en la consideración del trigo como materia prima en lugar del maíz reside en la proporción de sólidos no fermentables que tiene la corriente de entrada a la unidad de destilación. En el caso del trigo dicha proporción es mayor y conllevará por tanto que la primera columna de destilación COLUMNA_1 tenga que eliminar una mayor corriente de producto por cola.

En el modelo que se ha simulado no se han considerado los sólidos no fermentables por lo que dicha influencia no puede ser analizada. El modelo es, por tanto, un punto de partida en el análisis más completo del proceso de destilación, y una base para el posterior desarrollo de la influencia de los sólidos no fermentables que proporcionan, de hecho, la mayor influencia al cambiar de materia prima. La influencia que sí puede observarse es la de tenerse en la corriente de entrada menor cantidad del resto de sustancias. Esto influye directamente en la producción de bioetanol. Si se observa las tablas siguientes con los resultados obtenidos se tiene una menor producción de etanol para poder conseguir las mismas calidades de producto. Sólo se muestran por claridad las corrientes más significativas.

Corriente		S01	S03	S05	S09	S15
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Temperatura	C	35	58,35842896	69,74575806	64,33496094	69,85317993
Presión	KPA	101,3249969	101,3249969	46,3247757	46,3247757	391,3250122
Caudal	KG-MOL/HR	10655,68262	11138,81836	11269,83301	78,28141785	4928,077637
Composición						
ETANOL		0,046198167	0,053798199	0,054181829	0,495319784	0,054181829
H ₂ O		0,953416109	0,945513487	0,945695996	0,467971116	0,945695996
CO ₂		0,00038571	0,000688326	0,000122087	0,036707994	0,000122087
METANOL		3,61E-10	1,17E-08	6,91E-08	5,49E-07	6,91E-08
PROPANOL		4,89E-10	1,34E-08	6,60E-08	6,12E-07	6,60E-08



Corriente		S16	S17	S25	S26	S27
Descripción corriente						
Fase		Vapor	Liquid	Liquid	Vapor	Liquid
Temperatura	C	73,80444336	79,44311523		93	103,2810669
Presión	KPA	46,3247757	46,3247757	391,3171387	149,3226471	149,3226471
Caudal	KG-MOL/HR	1170,271484	8788,250977	6341,755371	1311,309692	1311,309692
Composición						
ETANOL		0,228162646	0	0,054181829	0,262034118	0,262034118
H ₂ O		0,771322668	1	0,945695996	0,737374783	0,737374783
CO ₂		0,000514115	0	0,000122087	0,000590437	0,000590437
METANOL		2,91E-07	2,05E-36	6,91E-08	3,34E-07	3,34E-07
PROPANOL		2,78E-07	0	6,60E-08	3,19E-07	3,19E-07

Corriente		S28	S30	S31	S32	S36
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Liquid
Temperatura	C	111,2316284	74,72091675	101,20224	105,2363281	77
Presión	KPA	149,3226471	1032,324951	239,3296509	239,3296509	239,3296509
Caudal	KG-MOL/HR	5030,445801	1790,490112	382,20224	1784,457031	3,830751896
Composición						
ETANOL			0	0,252969295	0,83086431	0,251044035
H ₂ O			1	0,74646014	0,166465208	0,748955131
CO ₂			0	0,000570011	0,002670313	3,00E-07
METANOL			0	3,23E-07	1,91E-07	2,83E-07
PROPANOL			0	3,08E-07	1,51E-09	3,09E-07

Corriente		S43	S45	S46	S47	S48
Descripción corriente						
Fase		Liquid	Liquid	Vapor	Liquid	Liquid
Temperatura	C	101,2790833	89,32516479	101,2776489	110,1417847	125,9671021
Presión	KPA	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509	239,3296509
Caudal	KG-MOL/HR	376,1692505	2207,958984	713	268,337616	1226,621338
Composición						
ETANOL		0,83099997	0,286328048	0,847156107	0,104586341	9,38E-05
H ₂ O		0,169	0,713671207	0,152841806	0,895413339	0,999906182
CO ₂		0	2,42E-07	7,50E-07	4,13E-12	2,46E-18
METANOL		0	2,29E-07	6,67E-07	1,09E-07	2,74E-10
PROPANOL		0	2,50E-07	6,96E-07	2,06E-07	1,39E-10