

## ANEXO I.- COSTE VARIABLE DE OPERACIÓN

La finalidad de este apartado es **relacionar el Coste variable de operación (Y) con la Relación de reflujo (X) o el N° de platos (X)**, ya que así se podrán manipular los *costes fijos de inversión* y los *costes variables de operación* juntos para obtener un mínimo en la curva *Coste total vs Relación de Reflujo*.

El **coste variable de la columna** es básicamente la energía consumida en el “*reboiler*” y en el condensador. La primera se obtiene a partir de vapor de media presión que sale como condensado, y la segunda a partir de la energía eléctrica que consumen los ventiladores que mueven el aire del condensador. Para poder hacer una aproximación económica se hará la siguiente hipótesis:

- Se tendrá en cuenta para los costes variables que la columna trabaja **8000 h/año**

<i>Cargas variables</i>	<i>Precios</i>
<i>Vapor de media presión (16 a 18 kg/cm<sup>2</sup>_g)</i>	$9,28 \cdot 10^{-3} \text{ €/kg}$
<i>Condensado de vapor de media</i>	$1,9 \cdot 10^{-3} \text{ €/kg}$
<i>Energía eléctrica</i>	$19,44 \cdot 10^{-6} \text{ €/kJ}$

Tabla [AI.1]

Para el cálculo del **coste variable de la columna**, se utiliza la siguiente función donde el primer sumando contabiliza el coste de la electricidad del condensador, el segundo término considera el precio total del vapor que se gasta y el tercer sumando es el dinero recuperado por el posible valor del condensado:

$$C_{v \text{ anual}} [\text{€}] = W_{\text{eléctrico\_condensador}} [\text{kJ}] \cdot \text{Coste}_{\text{energía\_eléctrica}} [\text{€ / kJ}] + m_{\text{Vapor\_media\_TOTAL}} [\text{Kg}] \cdot \text{Coste}_{\text{vapor\_media}} [\text{€ / kg}] - m_{\text{condensado\_TOTAL}} [\text{kg}] \cdot \text{Coste}_{\text{condensado}} [\text{€ / kg}] \quad \text{Ec. [AI.1]}$$

### AI.1.- Análisis del consumo de vapor en el “rehervidor”

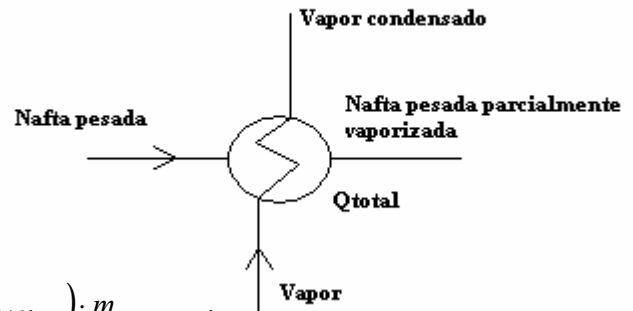
Primero se necesita relacionar el **caudal de vapor de media con el calor total en el rehervidor**. Para descubrir los consumos  $\dot{m}$  de vapor de media y vapor condensado habrá que hacer balances de energía en el rehervidor.



**Balance en el rehervidor (termosifón):**

- Temp. entrada vapor media: 265 °C
- Temp. salida vapor condensado: 207,5 °C
- Presión aprox. suministro: 18 bar
- $\Delta H_{\text{entrada-salida}} = 2059 \text{ kJ / kg}$
- $N^{\circ} \text{ horas}_{\text{año}} = 8000 \text{ h}$
- $Q_{\text{perdido}} = 0 ; \eta = 1$

**TERMOSIFÓN**



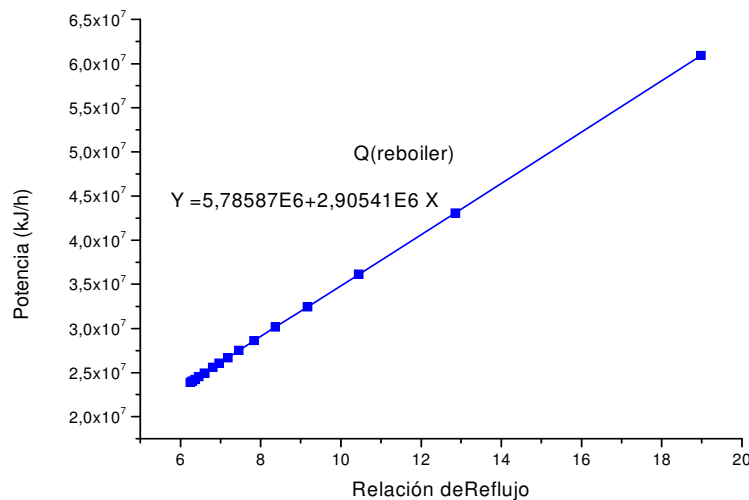
$$\dot{Q}_{\text{reboi}} \cdot n^{\circ} \text{ horas}_{\text{periodo}} = (H_{235^{\circ}\text{C},16\text{bar}} - H_{200^{\circ}\text{C},16\text{bar}}) \cdot m_{\text{vapor\_media}}$$

Si se substituye el valor de  $m_{\text{vapor\_media}} = \frac{\dot{Q}_{\text{reb}} \cdot n^{\circ} \text{ horas}_{\text{periodo}}}{\Delta H_{\text{entrada-salida}}}$  en la Ecuación [AI.1] de coste variable total de la columna se obtiene la siguiente expresión:

$$Cv_{\text{anual}} [\text{€}] = W_{\text{eléctrico\_condensador}} \cdot Coste_{\text{energía\_eléctrica}} + \frac{Coste_{\text{vapor\_media}} \cdot \dot{Q}_{\text{reb}} \cdot n^{\circ} \text{ horas}}{\Delta H_{\text{entrada-salida}}} + \frac{Coste_{\text{condensado}} \cdot \dot{Q}_{\text{reb}} \cdot n^{\circ} \text{ horas}}{\Delta H_{\text{entrada-salida}}} \quad \text{Ec.[AI.2]}$$

Ahora lo que se hará será relacionar el flujo de calor o potencia en el “rehervidor” tipo termosifón con el reflujo de la columna de destilación. Para ello se grafica la relación potencia o flujo de calor vs. Relación de reflujo de la columna.

Los datos obtenidos por simulación son los siguientes:



**Gráfico [AI.1].** Potencia consumida en el rehervidor para diferentes tamaños de columna con diferentes relaciones de reflujo



$$\dot{Q}(\text{reboiler}) = 5,78587 \cdot 10^6 + 2,90541 \cdot 10^6 \cdot \text{Re flujo} \quad \text{Ec. [AI.3]}$$

Utilizando la expresión [AI.3] se puede arreglar la ecuación [AI.2] de la siguiente forma:

$$Cv_{\text{anual}} [\text{€}] = W_{\text{eléctrico\_condensador}} \cdot Coste_{\text{energía\_eléctrica}} \cdot \frac{Coste_{\text{vapor\_media}} \cdot (5,78587 \cdot 10^6 + 2,90541 \cdot 10^6 \cdot \text{Re flujo}) \cdot n^{\circ} \text{ horas}}{\Delta H_{\text{entrada-salida}}} - \frac{Coste_{\text{condensado}} \cdot (5,78587 \cdot 10^6 + 2,90541 \cdot 10^6 \cdot \text{Re flujo}) \cdot n^{\circ} \text{ horas}}{\Delta H_{\text{entrada-salida}}} \quad \text{Ec. [AI.4]}$$

## AI.2.- Análisis del consumo eléctrico en el condensador

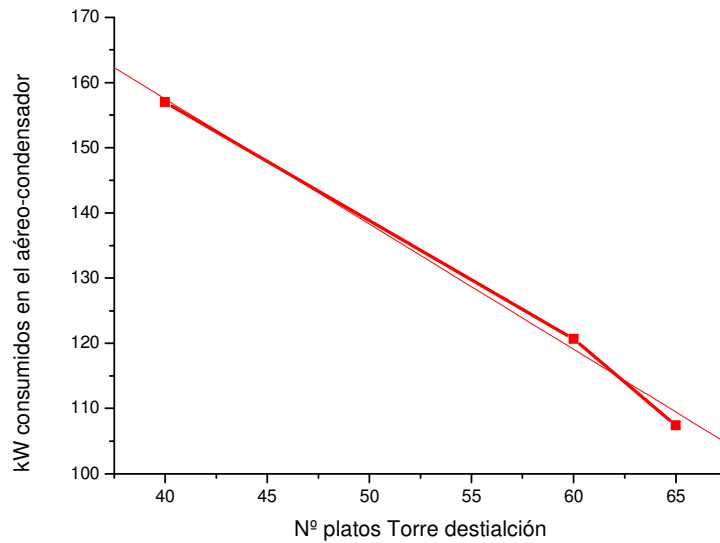
Para determinar el consumo eléctrico de los ventiladores que mueven el aire en el condensador se simularán los ventiladores correspondientes a las torres de 40, 60 y 65 platos. Una vez obtenidos estos resultados se interpolará el consumo de energía eléctrica para cualquier tamaño de torre. Los resultados se presentan en las simulaciones “**Coste variable\_ simulaciones STX**”.

	Potencia teórica (hp)	$\eta_{\text{motor}}$	Potencia total consumida (kW)
Condensador Torre 40 platos	200	95%	156,98
Condensador Torre 60 platos	155	95 %	121,66
Condensador Torre 65 platos	135	95 %	107,42

Tabla [AI.2]

Si se grafica la potencia eléctrica consumida por los ventiladores en función del N° de Platos de la columna de destilación se obtiene el **Gráfico [AI.2]** presentado a continuación.





**Gráfico [AI.2].** Interpolación para  
Cualquier tamaño de torre de la potencia eléctrica consumida en los ventiladores del aéreo-condensador

La relación entre la potencia consumida y el nº platos de la columna de destilación es una recta  $Potencia_{condensador} [kW] = 234,31 - 1,92 * N^{\circ} platos$

$$Potencia_{condensador} [kW] \cdot 8000 \frac{h}{año} \cdot 3600 \frac{seg}{h} = Energía\_Total_{condensador} \quad \text{Ec. [AI.5]}$$

$$Energía\_Total_{condensador} [kJ] = (234,3 - 1,92 * N^{\circ} platos) \cdot 8000 \frac{h}{año} \cdot 3600 \frac{seg}{h} \quad \text{Ec. [AI.6]}$$

Ahora se tiene que poner la función  $Energía\_Total_{condensador}$  en función del reflujo utilizando la siguiente relación:

$$Re\ flujo = 26363,8 \cdot e^{-\left(\frac{n^{\circ} platos}{4,23}\right)} + 37,26 \cdot e^{-\left(\frac{n^{\circ} platos}{19,07}\right)} + 6,2385 \quad \text{Ec. [AI.1]}$$

Finalmente se obtiene la **Ecuación [AI.7]**:

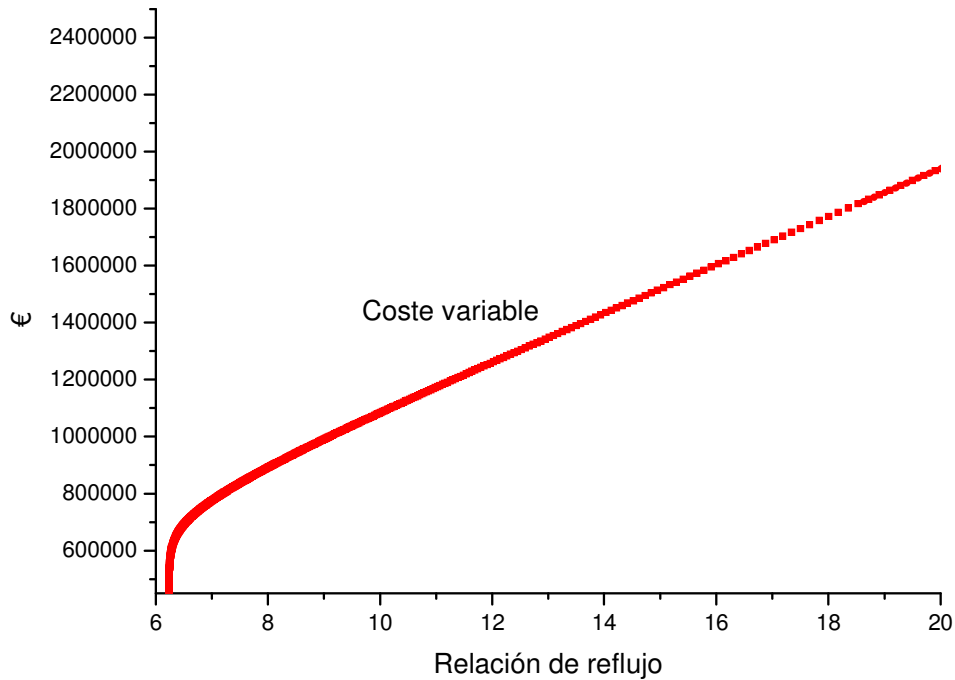
$$Cv_{anual} [€] = \frac{\left( (234,3 - 1,92 * N^{\circ} platos) \cdot 8000 \frac{h}{año} \cdot 3600 \frac{seg}{h} \right) \cdot Coste_{energía\_elétrica} + Coste_{vapor\_media} \cdot \left( 5,78587 \cdot 10^6 + 2,90541 \cdot 10^6 \cdot Re\ flujo \right) \cdot n^{\circ} horas}{\Delta H_{entrada-salida}} + \frac{Coste_{condensado} \cdot \left( 5,78587 \cdot 10^6 + 2,90541 \cdot 10^6 \cdot Re\ flujo \right) \cdot n^{\circ} horas}{\Delta H_{entrada-salida}}$$

**Ec [AI.7]**



### AI.3.-Función Coste variable

El coste variable en función del reflujo se convierte en la siguiente función presentada en el **Gráfico [AI.3]**.



**Gráfico [AI.3]** Coste variable en función de la relación de reflujo

La forma de este gráfico es perfectamente coherente. Si la relación de reflujo aumenta, el coste variable de operación (vapor de media, potencia eléctrica) aumenta y el trasiego interno de la columna también se incrementa.



## ANEXO II.- ESTUDIO DEL COSTE FIJO DE INVERSIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

Para calcular el coste fijo de la torre de destilación en función del reflujo, se seguirán los siguientes pasos:

- Se calculará el coste fijo de inversión total (€) de una torre de destilación de 40 platos con su condensador y rehervidor correspondientes, ídem para una torre de 60, 65 y 70 platos teóricos.
- Se interpolará el coste fijo utilizando los resultados del punto anterior para poder tener un valor del coste fijo de la columna de destilación para cualquier N° de platos.
- Finalmente se utilizará la relación obtenida en el prediseño entre el N° de platos y el reflujo para poder obtener una gráfica Costes fijos vs. reflujo

### AII.1.- Método y parámetros a determinar para obtener el coste fijo de inversión

Los parámetros a determinar en cada equipo para obtener una buena aproximación del coste fijo de inversión total serán:

<u>Torre Destilación.</u>	<u>Aero-condensador.</u>	<u>Rehervidor termosifón</u>
1. <i>Altura del equipo (m)</i>	1. <i>Área de intercambio del equipo (m<sup>2</sup>)</i>	1. <i>Área de intercambio del equipo (m<sup>2</sup>)</i>
2. <i>Diámetro (m)</i>	2. <i>Presión máxima de operación</i>	2. <i>Presión máxima de operación</i>
3. <i>Nº Platos / distancia entre platos</i>	3. <i>Material</i>	3. <i>Material</i>
4. <i>Material de construcción</i>		

Para obtener **los resultados referentes a la torre de destilación** (diámetro, altura) se ha trabajado sobre la simulación “**Unidad\_desbencenizadora**” en HYSYS.

- El diámetro para cada Número de Platos se ha obtenido en cada caso mediante una herramienta de HYSYS llamada “*try utility*”, con la que se ha podido determinar el diámetro mínimo para cada torre.
- La altura de cada torre se ha obtenido en función del Número de Platos y de la separación de estos, 18”. El material que se ha utilizado ha sido acero inoxidable en todos los casos.

Para obtener **los resultados referentes a los aero-condensadores** para cada tamaño de torre de destilación se ha utilizado un complemento del simulador HYSYS llamado **ACX**, que utilizando la información de HYSYS y parámetros constructivos puede determinar el área de intercambio del aero-condensador. Todo ello se recoge en las simulaciones “**Simulaciones ACX y STX coste fijo**”.

Para obtener **los resultados referentes a los rehervidores** se ha utilizado un complemento de HYSYS llamado **STX**. Todo ello se recoge en las simulaciones “**Simulaciones ACX y STX coste fijo**”.



### ***AII.1.1.- Resumen de los parámetros constructivos obtenidos para diferentes columnas de destilación***

Para los rehervidores tipo termosifón:

	<b>Calor intercambiado [kJ/h]</b>	<b>Área de intercambio [m<sup>2</sup>]</b>	<b>Presión operación máx. carcasa /tubos [bar_g]</b>	<b>Material construcción general</b>
<b>Termosifón Torre 40 platos</b>	4,320E+07	115,47	18 / 3,5	Acero inoxidable
<b>Termosifón Torre 60 platos</b>	2,861E+07	77,42	18 / 3,5	Acero inoxidable
<b>Termosifón Torre 65 platos</b>	2,751E+07	74,86	18 / 3,5	Acero inoxidable
<b>Termosifón Torre 70 platos</b>	2,665E+07	72,19	18 / 3,5	Acero inoxidable

**Tabla [AII.1]**

Para los aero-condensadores:

	<b>Calor intercambiado [kJ/h]</b>	<b>Área de intercambio [m<sup>2</sup>]</b>	<b>Presión operación máx. tubos [bar_g]</b>	<b>Material construcción general</b>
<b>Condensador Torre 40 platos</b>	4,097E+07	2433,1	3,5	Acero inoxidable
<b>Condensador Torre 60 platos</b>	2,640E+07	1413,6	3,5	Acero inoxidable
<b>Condensador Torre 65 platos</b>	2,531E+07	1358,7	3,5	Acero inoxidable
<b>Condensador Torre 70 platos</b>	2,447E+07	1312,5	3,5	Acero inoxidable

**Tabla [AII.2]**

Hay que tener en cuenta que el Número de platos real de estas torres será el  $N^{\circ}$  platos teórico /0,75, y a la hora de medir alturas se trabajará con platos reales.

	<b>Altura [m]</b>	<b>Diámetro [m]</b>	<b>Presión operación máx. [bar_g]</b>	<b>Material construcción general</b>
<b>Torre 40 platos</b>	28,0	3,962	3,5	Acero inoxidable
<b>Torre 60 platos</b>	41,4	2,743	3,5	Acero inoxidable
<b>Torre 65 platos</b>	43,7	2,743	3,5	Acero inoxidable
<b>Torre 70 platos</b>	46,0	2,700	3,5	Acero inoxidable

**Tabla [AII.3]**



## AII.2.- Coste fijo de inversión para diferentes tamaños de columnas de destilación

Como ya se ha especificado anteriormente, el coste fijo de inversión de la torre se compone del coste del condensador, el del rehervidor y el de la propia torre. Para calcular este valor se ha utilizado la herramienta CAPCOST<sup>1</sup>. Esta herramienta es un programa que proporciona información económica en función de las características de los equipos. Una vez obtenido un resultado numérico hay que actualizarlo al año en curso, ya que el programa supone que se trata de 1996. Para ello, se utiliza la **Tabla [AII.4]**.

Año	Marshall & Swift Equipment Cost index
1996 (mid year)	1037
1997	1056,8
1998	-
1999	1068,3
2000	1089
2001	1093,9
2002	1104,2
2003	1123,6
2004	1178,5
2005	1244,5
2006	1302,3
2007*	1347,8
2008*	1395

**Tabla [AII.4]**

Tabla índices coste equipos

\*aproximación con una inflación del 3,5%

Los presupuestos detallados se pueden ver en los archivos “**Presupuestos\_Coste\_fijo**”. Los diferentes resultados obtenidos en el presupuesto se calculan según la metodología contenida en el libro *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* (TURTON, Richard et al. 1998):

$$Coste_{compra} = Coste_{torre} + Coste_{rehervidor} + Coste_{aerocondensador} \quad \text{Ec.}[A2.1]$$

$$Coste_{contingencia\_honorarios} = 0,18 \cdot \sum_1^3 Coste_{compra\_equipos} \quad \text{Ec.}[A2.2]$$

$$Coste_{construcción\_instalación} = 0,35 \cdot \sum_1^3 Coste_{compra\_equipos} \quad \text{Ec.}[A2.3]$$

$$Actualización\_precios = Coste_{final} \cdot \frac{Marshall \& \ Swift \_ index_{2008}}{Marshall \& \ Swift \_ index_{1996}} \quad \text{Ec.}[A2.4]$$

<sup>1</sup> CD adjunto (TURTON, Richard et al. 1998).





<b>Coste fijo inversión columna 40 platos</b>	Costes
1.- Equipos	
• Rehervidor Termosifón	52376
• Condensador Torre	260260
• Torre 40 platos teóricos	587364
2.- Coste compra equipos	<b>900000</b>
(+18% de coste compra equipos	162000
3.- Coste compra equipos + costes contingencia y honorarios	<b>1062000</b>
(+35% de coste compra equipos	315000
4.- Coste total de construcción / instalación 1996	<b>1377000</b>
(+34,5% coste total construcción 1996	475065
5.-TOTAL COSTE 2008	<b>1852065,0 \$</b>

<b>Coste fijo inversión columna 60 platos</b>	Costes
1.- Equipos	
• Rehervidor Termosifón	41211
• Condensador Torre	208813
• Torre 60 platos teóricos	776918
2.- Coste compra equipos	<b>1026942</b>
(+18% coste compra equipos	184849,56
3.- Coste compra equipos + costes contingencia y honorarios	<b>1211791,56</b>
(+35% coste compra equipos	359429,7
4.- Coste total de construcción / instalación 1996	<b>1571221,26</b>
(+34,5% coste total construcción 1996	542071,3347
5.-TOTAL COSTE 2008	<b>2113292,6 \$</b>

<b>Coste fijo inversión columna 65 platos</b>	Costes
1.- Equipos	
• Rehervidor Termosifón	40923
• Condensador Torre	205489
• Torre 65 platos teóricos	815361
2.- Coste compra equipos	<b>1061773</b>
(+18% coste compra equipos	191119,14
3.- Coste compra equipos +costes contingencia y honorarios	<b>1252892,14</b>
(+35% coste compra equipos	371620,55
4.- Coste total de construcción / instalación 1996	<b>1624512,69</b>
(+34,5% coste total construcción 1996	560456,8781
5.-TOTAL COSTE 2008	<b>2184969,6 \$</b>

<b>Coste fijo inversión columna 70 platos</b>	Costes
1.- Equipos	
• Rehervidor Termosifón	40117
• Condensador Torre	202628
• Torre 65 platos teóricos	853856
2.- Coste compra equipos	<b>1096601</b>
(+18% coste compra equipos	197388,18
3.- Coste compra equipos + costes contingencia y honorarios	<b>1293989,18</b>
(+35% coste compra equipos	383810,35
4.- Coste total de construcción / instalación 1996	<b>1677799,53</b>
(+34,5% coste total construcción 1996	578840,8379
5.-TOTAL COSTE 2008	<b>2256640,4 \$</b>



### AII.3.- Función Coste fijo

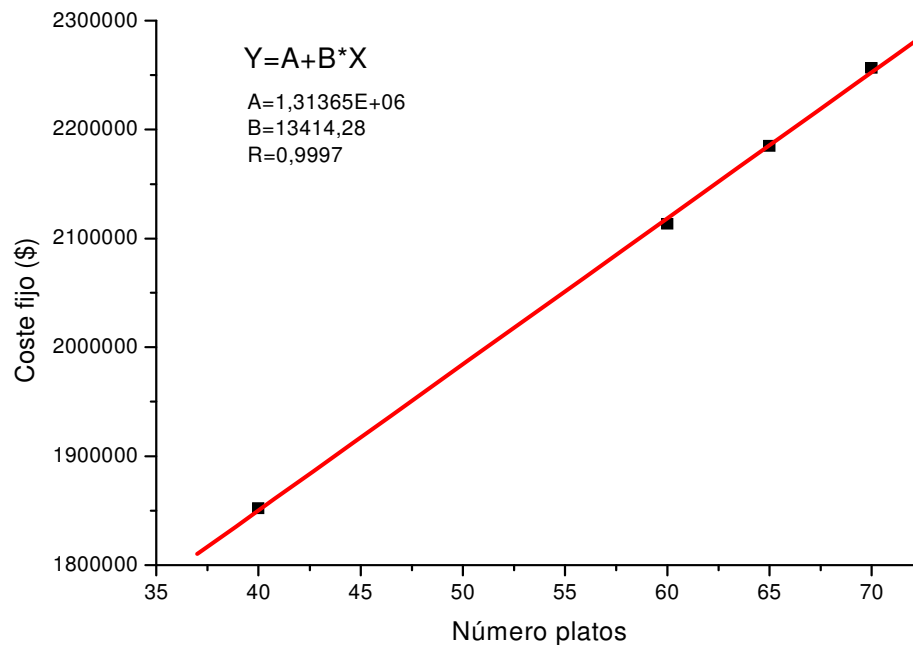


Gráfico [AII.1]

Interpolando los valores resultantes se obtiene una recta casi con correlación 1. La ecuación de la recta  $Coste\_fijo[\$] = 1,31365 \cdot 10^6 + 13414,28 \cdot N^\circ platos$

donde 
$$N^\circ platos = \frac{Coste\_fijo[\$] - 1,31365E + 06}{13414,28}$$

Teniendo en cuenta la relación entre reflujo y N° de platos obtenida en el **Gráfico [2.5]**:

$$Re\ flujo = 26363,8 \cdot e^{-\left(\frac{n^\circ platos}{4,23}\right)} + 37,26 \cdot e^{-\left(\frac{n^\circ platos}{19,07}\right)} + 6,2385$$

se obtiene la siguiente relación entre *reflujo* y *coste fijo*:

$$Re\ flujo = 26363,8 \cdot e^{-\left(\frac{Coste\_fijo[\$] - 1,31365E + 06}{13414,28} \Big/ 4,23\right)} + 37,26 \cdot e^{-\left(\frac{Coste\_fijo[\$] - 1,31365E + 06}{13414,28} \Big/ 19,07\right)} + 6,2385$$



Tratando la expresión anterior y haciendo las conversiones pertinentes de dólares a euros, se llega a la función deseada *coste fijo vs. reflujo*:

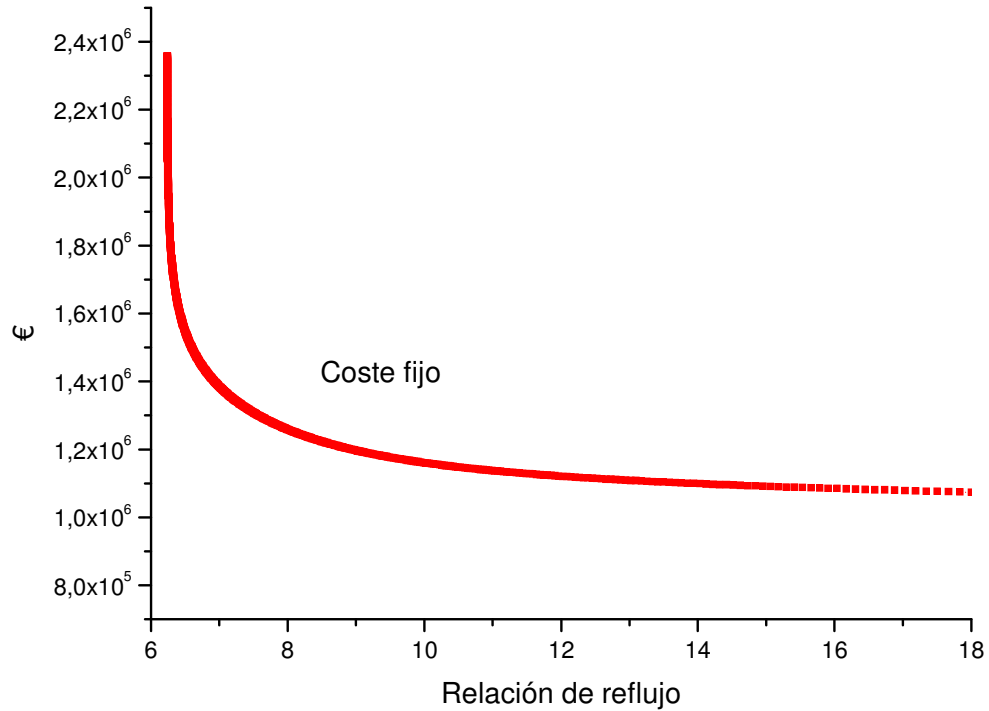


Gráfico [AII.2]

Finalmente, se obtiene un gráfico que relaciona el *coste fijo de la inversión de la columna* con la *relación de reflujo* para cada tamaño de torre de destilación. La forma de esta curva es perfectamente lógica ya que, a reflujo mínimo, el tamaño de la torre será infinito, igual que su coste. En cambio, a medida que el reflujo aumenta, la torre disminuye el tamaño y, por lo tanto, su coste global.



## ANEXO III.- ESTUDIO DEL PLATO DE ALIMENTACIÓN /EXTRACCIÓN LATERAL

En este anexo se pretende realizar un estudio para asignar a un “*Nº platos totales*” las posiciones del “*Plato de alimentación*” y “*Plato de extracción*” que minimicen la energía consumida. Además, relacionando estas variables, se eliminan 2 grados de libertad del problema global, quedando como única variable manipulable el “*Nº platos totales*”. Si solo existe 1 grado de libertad “*Nº platos totales*”, se puede determinar una aplicación biunívoca (función) entre el *Nº de platos* y el *reflujo* de la columna, simplificándose así muchísimo el problema de encontrar un punto óptimo de funcionamiento.

$$f(n^\circ \text{ platos}_i) \xrightarrow{\text{implica}} \text{Re flujo}_i$$

$$f^{-1}(\text{Re flujo}_i) \xrightarrow{\text{implica}} n^\circ \text{ platos}_i$$

Nótese que si para cada “*Nº platos totales*” el “*Plato de extracción*” y el “*Plato de alimentación*” no estuvieran fijados, lo que ocurriría sería que habría infinitas relaciones de reflujo posibles para cada “*Nº platos totales*”. Esto impediría solucionar el problema de encontrar el punto de funcionamiento óptimo de la columna, ya que existiría una familia de curvas (*Nº platos vs. Reflujo*) asociada y no solo una. El problema quedaría indeterminado.

Para construir la **Tabla [2.1]** se han simulado todas las Configuraciones y se han **determinado las posiciones óptimas de la extracción y la alimentación minimizando el calor total disipado en la columna**. Los resultados obtenidos se presentan a continuación:

Configuraciones	Nº platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
1	130	31	46
2	120	29	44
3	110	27	42
4	100	25	40
5	90	23	38
6	80	21	36
7	75	20	34
8	70	19	33
9	65	18	32
10	60	17	31
11	55	16	30
12	50	15	28
13	45	14	26
14	40	13	24
15	35	12	22

Tabla [2.1]

Una vez obtenidas las configuraciones óptimas se interpola una función entre *Nº platos totale vs. Plato alimentación* y otra entre el *Nº platos totales vs. Plato extracción*, para poder obtener una relación continua entre estas variables:



$$N^{\circ} \text{ platos\_totales} = A + B \cdot \text{Plato\_alimentación}$$

$$N^{\circ} \text{ platos\_totales} = C + D \cdot \text{Plato\_extracción}$$

Para demostrar la validez de los resultados resumidos en la **Tabla [2.1]**, a continuación se presentará el procedimiento operativo seguido para la obtención de los mismos.

### AIII.1.- Columna de 35 platos teóricos

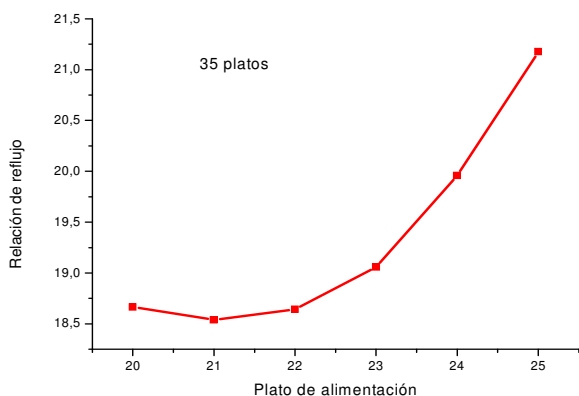


Gráfico [AIII.1]

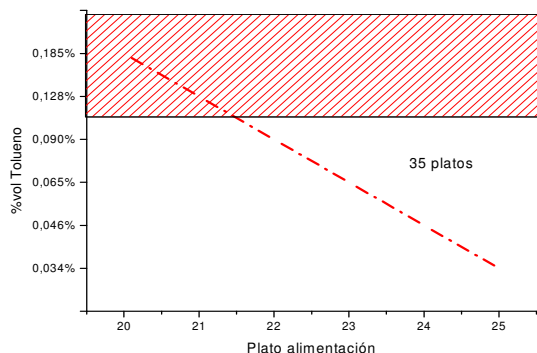


Gráfico [AIII.2]

Para obtener el **Plato de Alimentación** que minimice el reflujo se fija el Plato de Extracción lateral en la posición óptima y, posteriormente, se varía el plato de alimentación obteniéndose así los **Gráficos [AIII.1]** y **[AIII.2]**.

Nótese que este es un proceso de “*feedback*”, ya que *a priori* no se puede saber cuál es el Plato óptimo de Extracción lateral, así que el procedimiento será suponer uno y calcular el Plato de Alimentación. Si posteriormente el de Extracción lateral resulta ser el óptimo, se acaba el proceso de realimentación; si no, se supone otro plato para la Extracción lateral, se fija y se obtiene el Plato óptimo de Alimentación.

La posición solución ha de cumplir todas las restricciones del problema. La restricción del tolueno (*la concentración máx. de tolueno en el concentrado bencénico nunca podrá superar el 0,1%vol*) se comprueba visualmente, y las otras son inherentes al proceso de convergencia de la columna de destilación.

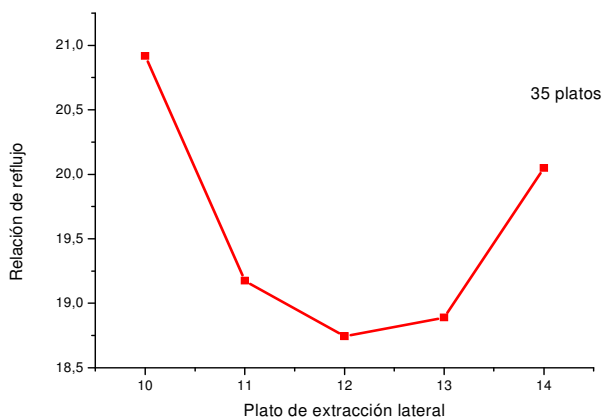


Gráfico [AIII.3]

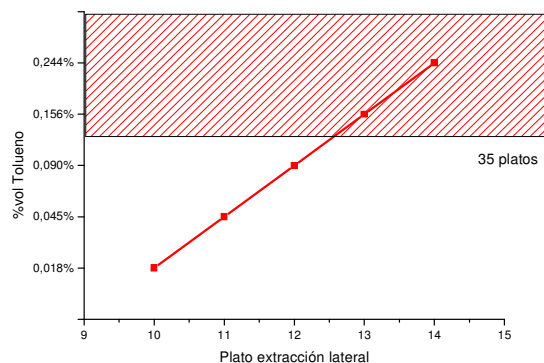


Gráfico [AIII.4]



Para obtener el Plato de Extracción que minimice el reflujo se fija el Plato de Alimentación en la posición óptima encontrada y, a continuación, se varía el Plato de Extracción. La solución adoptada para 35 platos teóricos es la siguiente:

Configuraciones	Nº platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
15	35	12	22

### AIII.2.- Columna de 40 platos teóricos

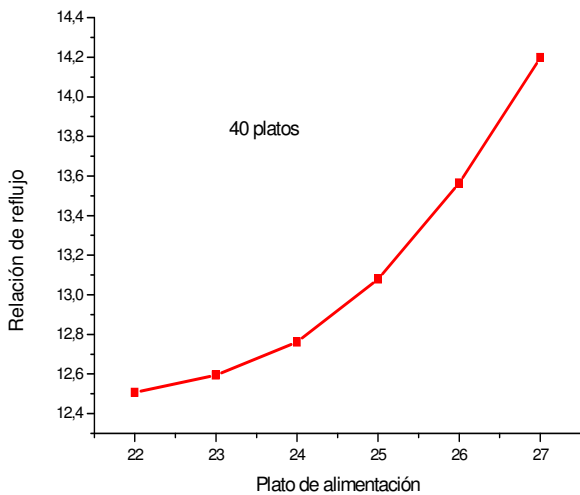


Gráfico [AIII.5]

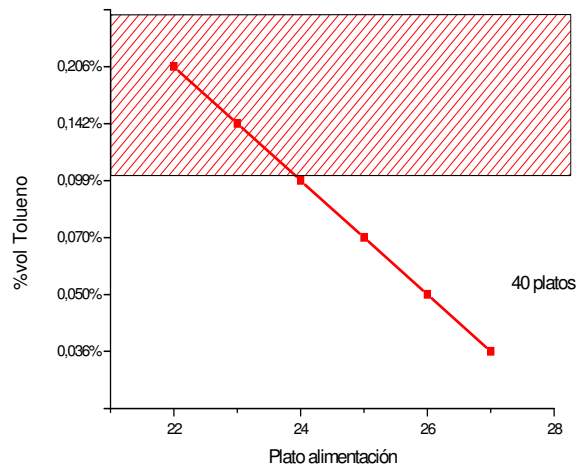


Gráfico [AIII.6]

Se observa que el Plato de Alimentación que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 24.

El procedimiento operativo para obtener estas gráficas se explica en el apartado *AIII.1.- Columna de 35 platos teóricos*

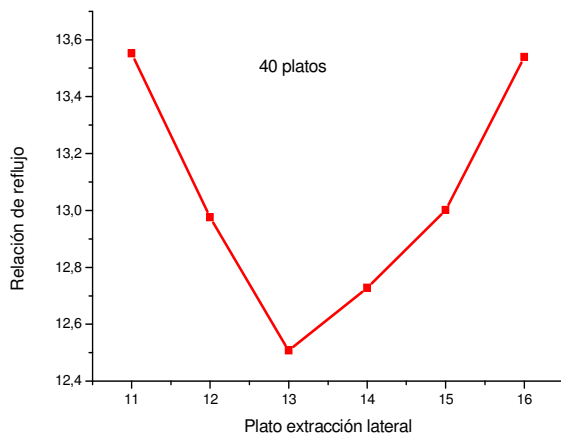


Gráfico [AIII.6]

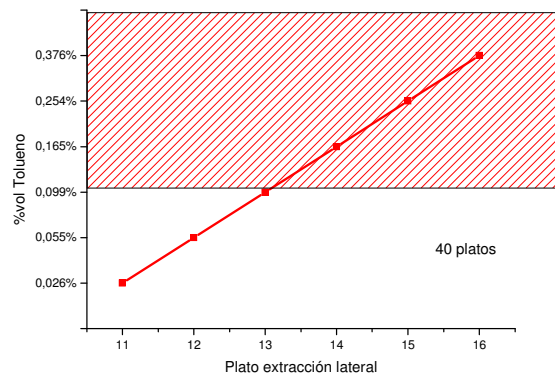


Gráfico [AIII.7]



Se observa que el Plato de Extracción lateral que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la Extracción lateral) es el plato 13. La solución adoptada para 40 platos teóricos es:

Configuraciones	N° platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
14	40	13	24

### AIII.3.- Columna de 45 platos teóricos

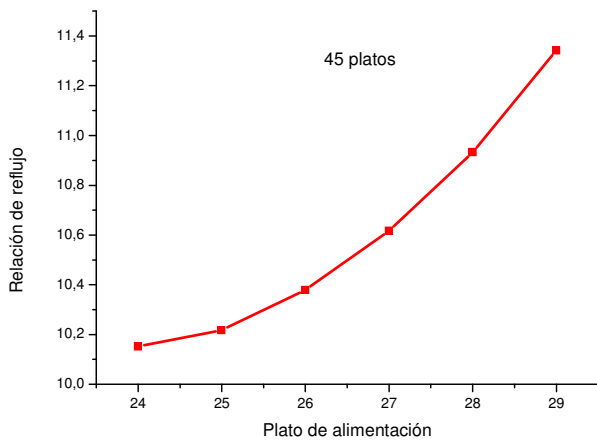


Gráfico [AIII.8]

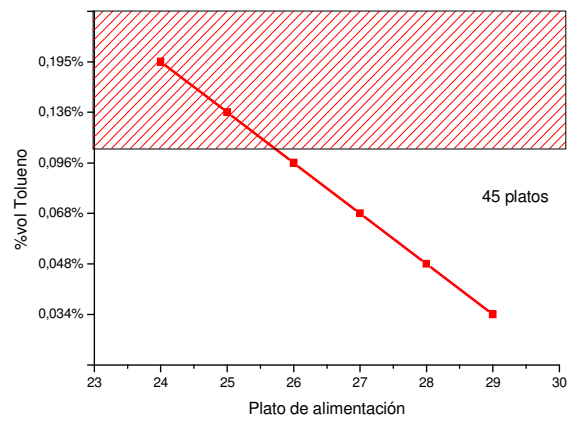


Gráfico [AIII.9]

Se observa que el Plato de Alimentación que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 26.

El procedimiento operativo para obtener estas gráficas se explica en el apartado *AIII.1.- Columna de 35 platos teóricos*

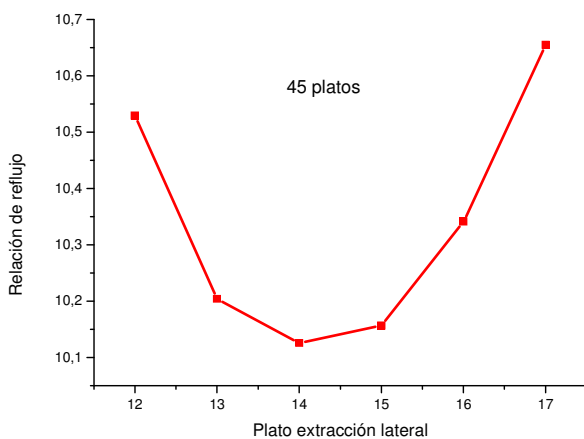


Gráfico [AIII.10]

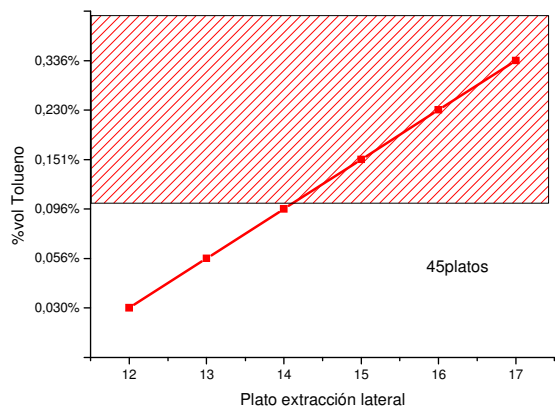


Gráfico [AIII.11]

Se observa que el Plato de Extracción lateral que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la Extracción lateral) es el plato 14. La solución adoptada para 45 platos teóricos es:



Configuraciones	Nº platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
13	45	14	26

### AIII.4.- Columna de 50 platos teóricos

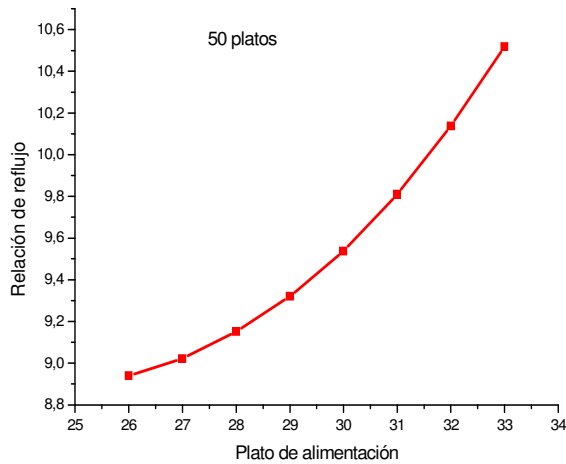


Gráfico [AIII.12]

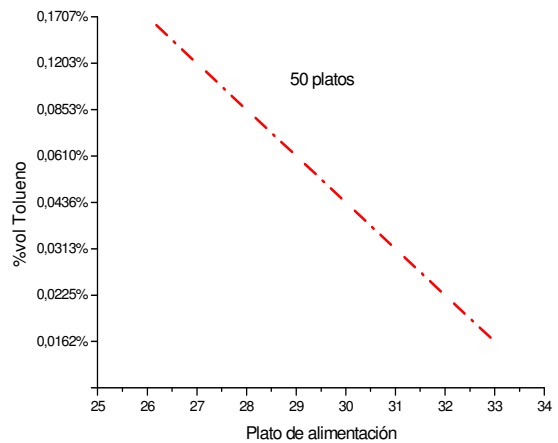


Gráfico [AIII.13]

Se observa que el Plato de Alimentación que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la Extracción lateral) es el plato 28.

El procedimiento operativo para obtener estas gráficas se explica en el punto *AIII.1.- Columna de 35 platos teóricos*

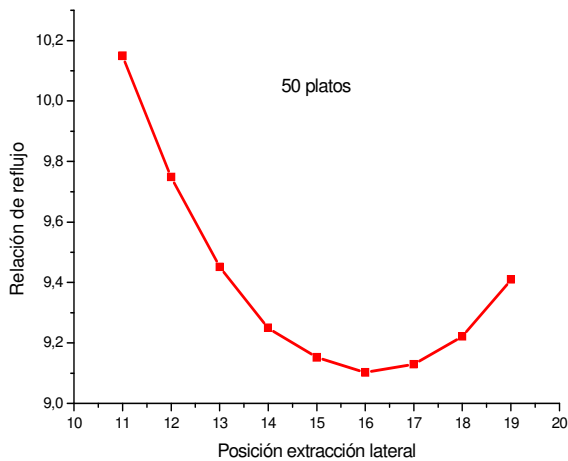


Gráfico [AIII.14]

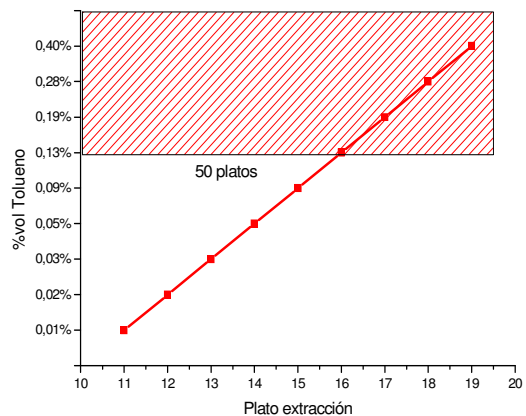


Gráfico [AIII.15]

Se observa que el Plato de Extracción lateral que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la Extracción lateral) es el plato 15. La solución adoptada para *50 platos teóricos* es:





Configuraciones	N° platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
12	50	15	28

### AIII.5.- Columna de 55 platos teóricos

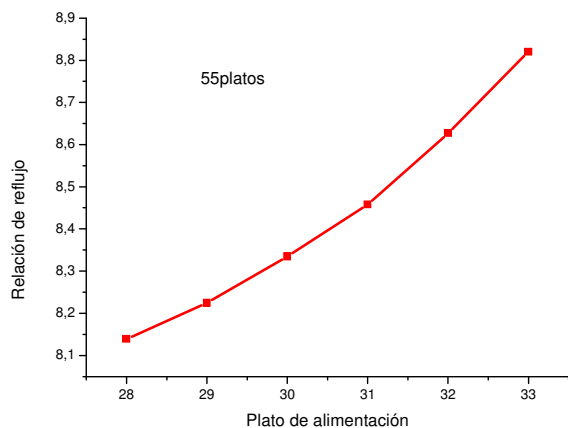


Gráfico [AIII.16]

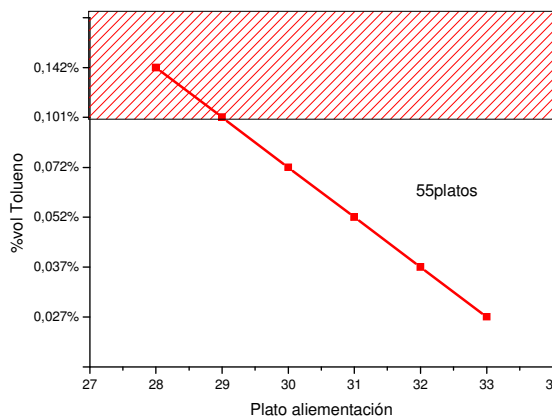


Gráfico [AIII.17]

Se observa que el Plato de Alimentación que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la Extracción lateral) es el plato 30.

El procedimiento operativo para obtener estas gráficas se explica en el punto *AIII.1.- Columna de 35 platos teóricos.*

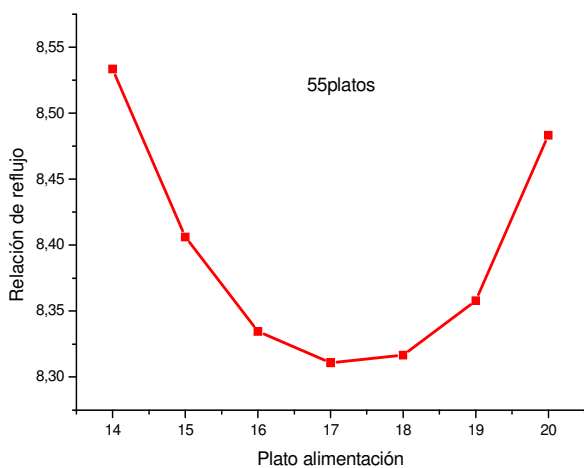


Gráfico [AIII.18]

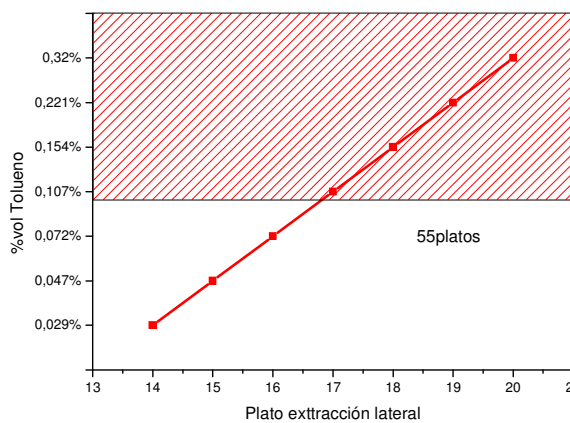


Gráfico [AIII.19]

Se observa que el Plato de Extracción lateral que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la Extracción lateral) es el plato 16. La solución adoptada para 55 platos teóricos es:



Configuraciones	Nº platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
11	55	16	30

### AIII.6.- Columna de 60 platos teóricos

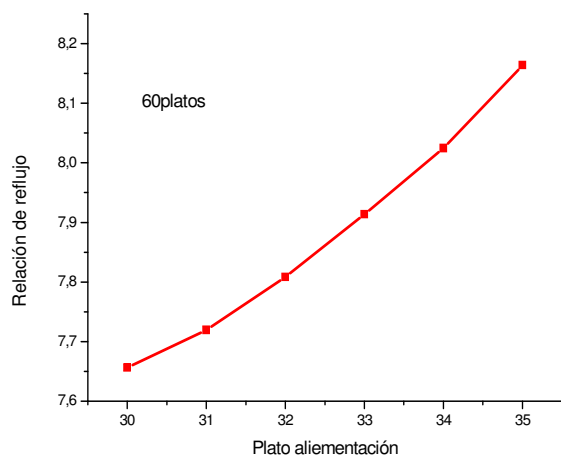


Gráfico [AIII.20]

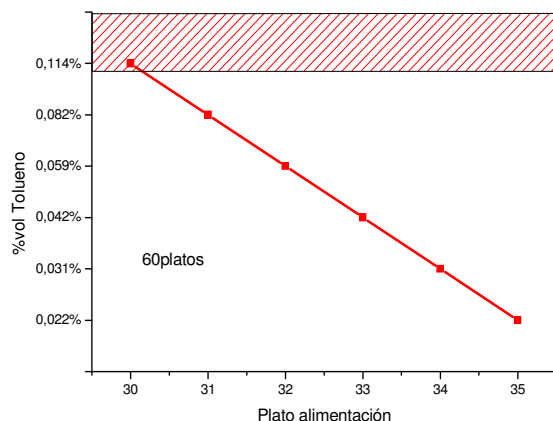


Gráfico [AIII.21]

Se observa que el Plato de Alimentación que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 31.

El procedimiento operativo para obtener estas gráficas se explica en el punto *AIII.1-Columna 35 platos teóricos*.

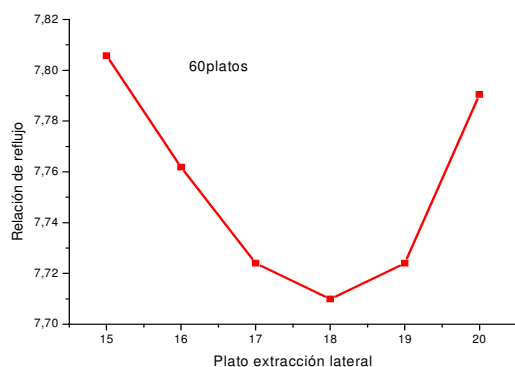


Gráfico [AIII.22]

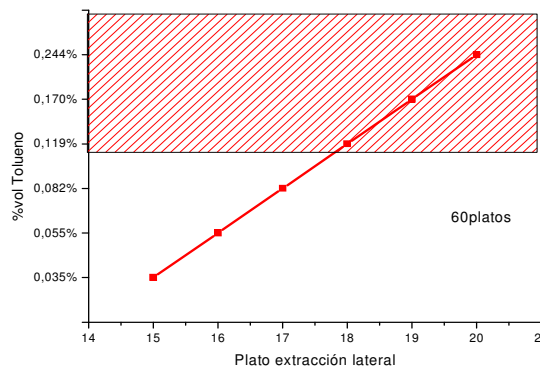


Gráfico [AIII.23]

Se observa que el Plato de Extracción lateral que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 17. La solución adoptada para *60 platos teóricos* es:



Configuraciones	Nº platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
10	60	17	31

### AIII.7.- Columna de 65 platos teóricos

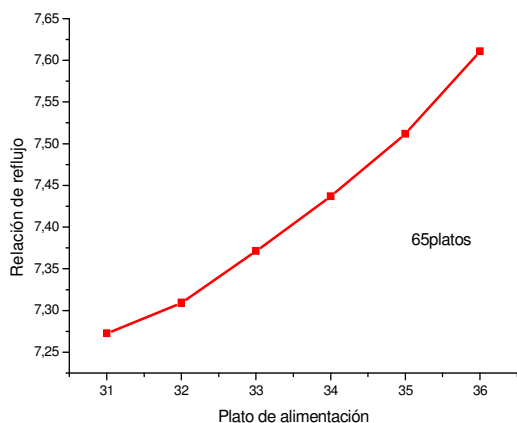


Gráfico [AIII.24]

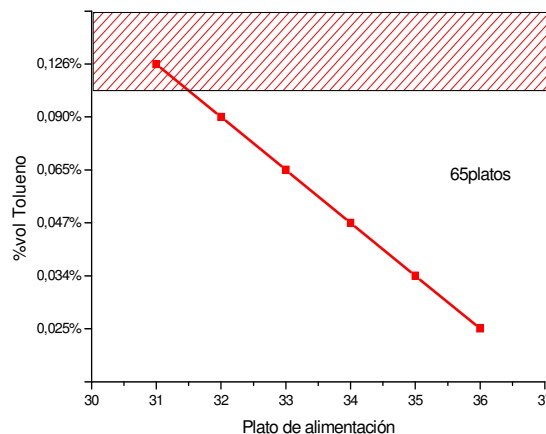


Gráfico [AIII.25]

Se observa que el Plato de Alimentación que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 32.

El procedimiento operativo para obtener estas gráficas se explica en el punto *AIII.1.- Columna 35 platos teóricos.*

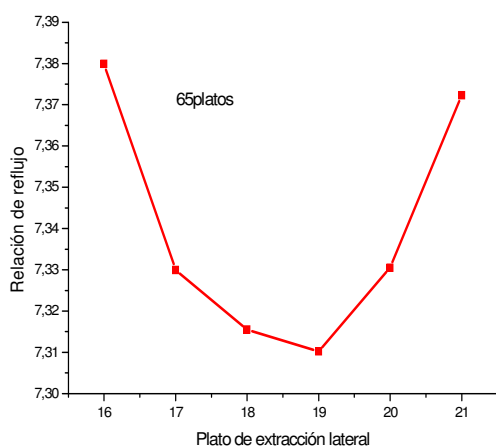


Gráfico [A3.26]

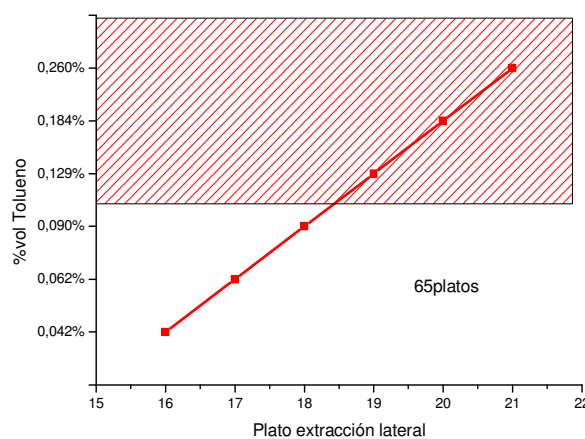


Gráfico [A3.27]

Se observa que el Plato de Extracción lateral que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 18. La solución adoptada para 65 platos teóricos es:



Configuraciones	Nº platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
9	65	18	32

### AIII.8.- Columna 70 platos teóricos

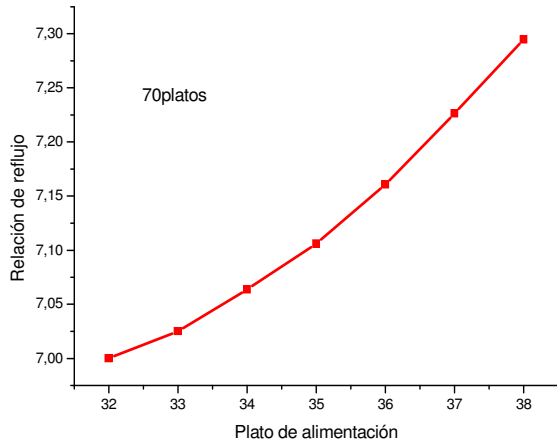


Gráfico [AIII.28]

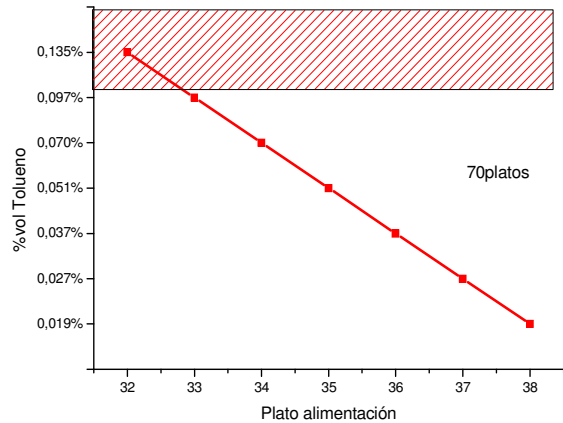


Gráfico [AIII.29]

Se observa que el Plato de Alimentación que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 33.

El procedimiento operativo para obtener estas gráficas se explica en el apartado *AIII.1.- Columna 35 platos teóricos*.

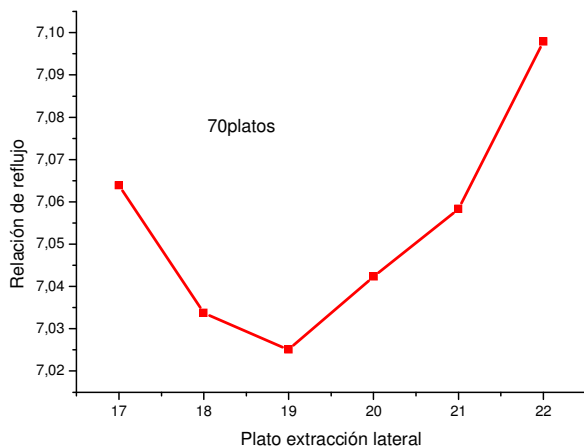


Gráfico [AIII.30]

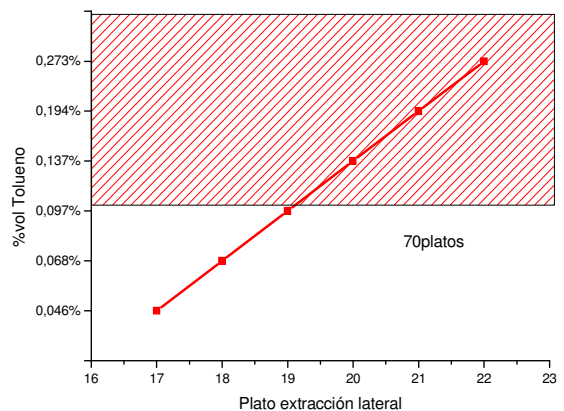


Gráfico [AIII.31]

Se observa que el Plato de Extracción lateral que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 19. La solución adoptada para *70 platos teóricos* es:



Configuraciones	Nº platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
8	70	19	33

**AIII.9.- Columna 80 platos teóricos**

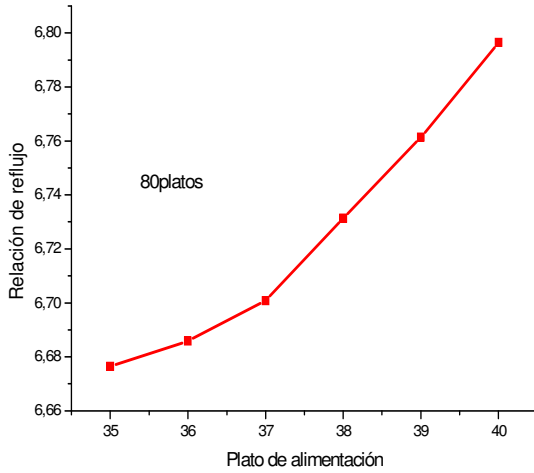


Gráfico [AIII.32]

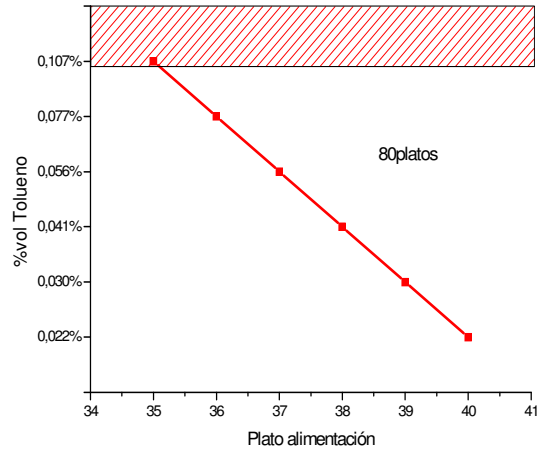


Gráfico [AIII.33]

Se observa que el Plato de Alimentación que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 36.

El procedimiento operativo para obtener estas gráficas se explica en el apartado *AIII.1.- Columna 35 platos teóricos.*

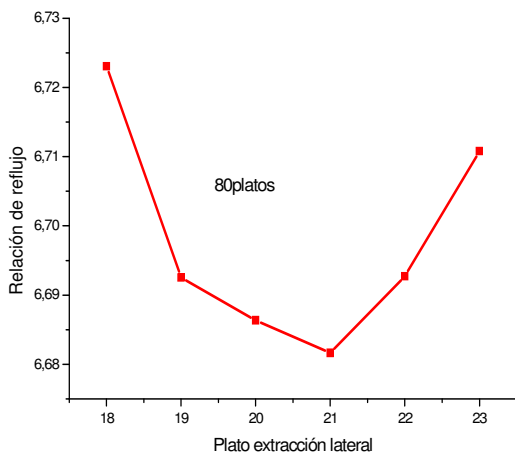


Gráfico [AIII.34]

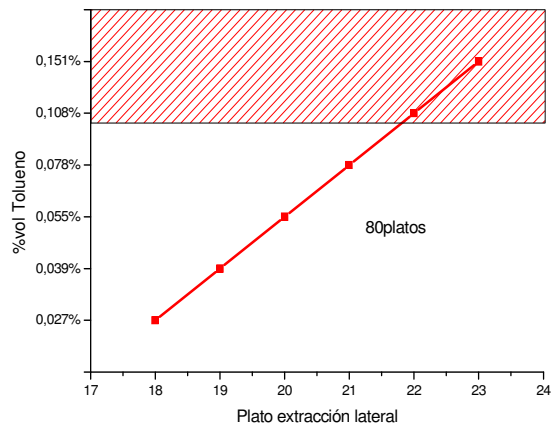


Gráfico [AIII.35]

Se observa que el Plato de Extracción lateral que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la Extracción lateral) es el plato 21. La solución adoptada para 80 platos teóricos es:



Configuraciones	Nº platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
7	80	21	36

### AIII.10.- Columna de 90 platos teóricos

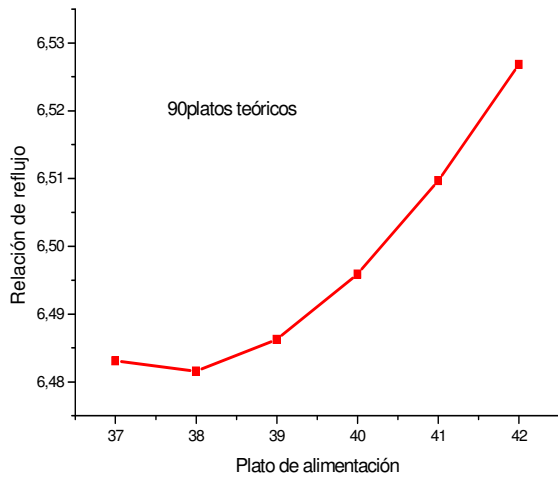


Gráfico [AIII.36]

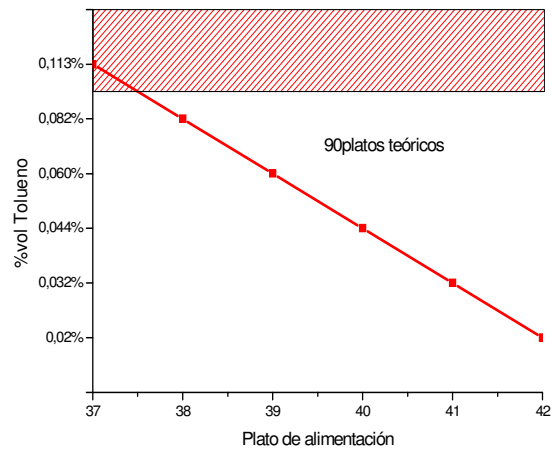


Gráfico [AIII.37]

Se observa que el Plato de Alimentación que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 38.

El procedimiento operativo para obtener estas gráficas se explica en el apartado *AIII.1.- Columna 35 platos teóricos.*

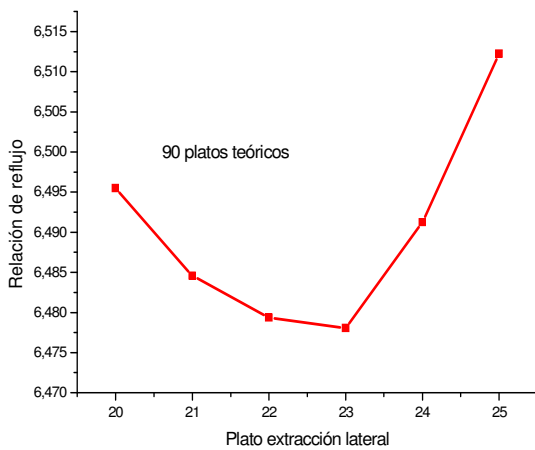


Gráfico [AIII.37]

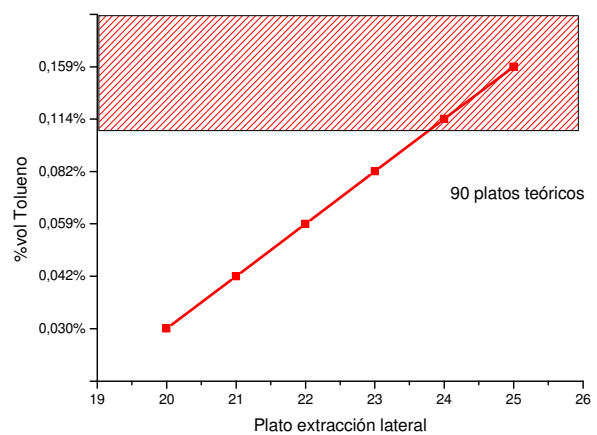


Gráfico [AIII.38]

Se observa que el Plato de Extracción lateral que minimiza el reflujo y cumple con todas las restricciones (inclusive la del tolueno en la extracción lateral) es el plato 23. La solución adoptada para 90 platos teóricos es:



Configuraciones	Nº platos totales	Plato Extracción	Plato Alimentación
6	90	23	38

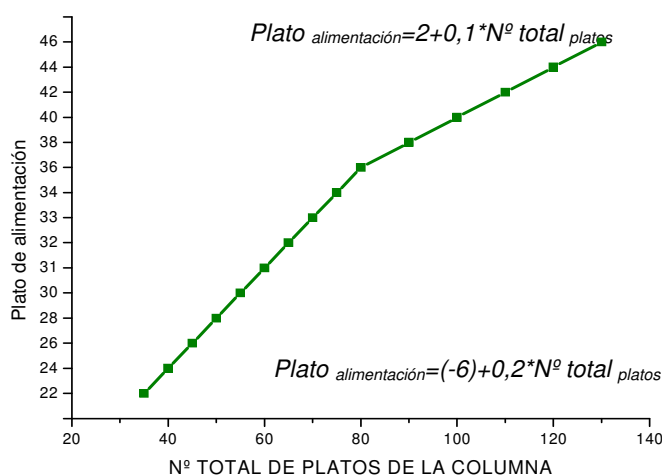
### AIII.10.- Conclusión y resultados

La relación entre el *Nº de platos totales* y *Plato de Alimentación* es la siguiente:

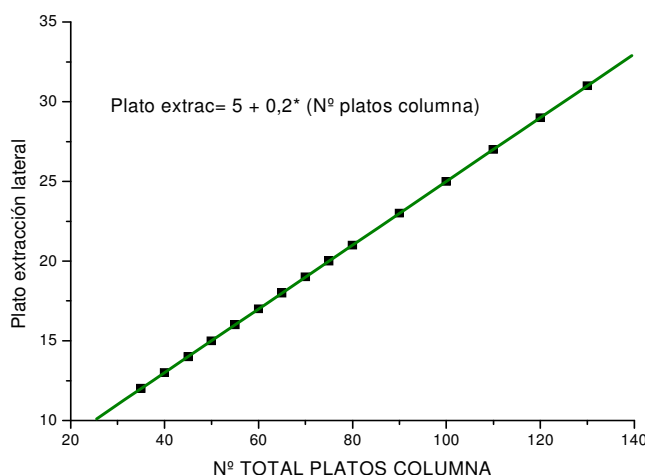
Función definida a trozos

$$\begin{cases} \text{Plato\_alimentación} = -6 + 0,2 \cdot \text{Nº\_Platos\_totales} \\ \text{Plato\_alimentación} = 2 + 0,1 \cdot \text{Nº\_Platos\_totales} \end{cases}$$

Ec.[AIII.2]



La relación entre el *Nº de platos totales* y *Plato de extracción lateral* es la siguiente:



$$\text{Plato\_extracc} = 5 + 0,2 \cdot \text{Nº platos\_columna}$$

Ec. [A3.3]

Estas relaciones obtenidas ser respetarán siempre para poder obtener una relación continua y directa entre el Nº de platos y la relación de reflujo. Finalmente, se demuestra la validez de la **Tabla [2.1]** presentada inicialmente.







## **ANEXO IV.- HOJAS DE INGENIERÍA BÁSICA**



LÍNEAS DE PROCESO							
1.- Tamaño y Nombre línea		<b>Segmento 1.</b>	<b>Segmento 2.</b>	<b>Segmento 3.</b>	<b>Segmento 4.</b>	<b>Segmento 5.</b>	<b>Segmento 6.</b>
2	de	Entrada unidad	VLV-103	Salida carcasa E-101	Cabeza torre	Cabeza torre	Condensador torre
3							
4	a	VLV-103	Entrada carcasa E-101	Entrada torre destilación	Antorcha	Condensador torre	Depósito condensador
5							
<b>6.- DATOS GENERALES DE OPERACIÓN</b>							
7.- Naturaleza del fluido		Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo
8.- Compuestos corrosivos		NO	NO	NO	NO	NO	NO
9.- Fase (1) % Vaporizado		0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	1 (Gaseoso)	1 (Gaseoso)	0 (Líquido)
10.- Caudal vapor	kg/h	0,00	0,00	0,00	variable	68200,00	0,00
11.- Caudal líquido	m <sup>3</sup> /h	119,10	119,30	127,10	0,00	0,00	112,18
<b>12.- PROPIEDADES</b>							
13.- Peso molecular		101,50	101,50	101,50	74,23	74,23	74,23
14.- Densidad a P i T	kg/m <sup>3</sup>	745,50	743,60	698,40	-	6,01	607,90
15.- Viscosidad a P, T	cSt	0,37	0,37	0,28	-	1,27	0,32
<b>16.- CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>							
17.- Temperatura	°C	95,00	95,00	139,00	-	65,31	45,13
18.- Presión	kg/cm <sup>2</sup> g	13,00	4,84	4,13	3,50	1,14	0,73
<b>19.- DATOS TUBERÍA</b>							
20.- Diámetro nominal		<b>6"</b>	<b>6"</b>	<b>10"</b>	<b>12"</b>	<b>16"</b>	<b>6"</b>
21.- Pérdida presión (calculada)	kPa	5,664	5,949	0,814		11,200	3,974
22.- Velocidad calculada	m/s	1,894	1,779	0,690	27,980	25,890	1,672
23.- Aislamiento tipo		H y P	H y P	H y P	H y P	H	H
<b>24.- NOTAS</b>							
(1).- Especificar si es fase gaseosa (G), líquida (L), o fase mixta (M)							
(2).- Si es requerido, especificar P: protección personal, si T>65°C, H: conservación de calor, ST: Traceado con vapor, CI: Aislamiento baja temp							
(3).- El material de las tuberías será acero inoxidable							

DISEÑO UNIDAD DESEBENCENIZADORA

Pág. 1 de 6

Líneas de proceso



LÍNEAS DE PROCESO						
1.- Tamaño y Nombre línea	<b>Segmento 7.</b>	<b>Segmento 8.</b>	<b>Segmento 9.</b>	<b>Segmento 10.</b>	<b>Segmento 11.</b>	<b>Segmento 12.</b>
2 de	Depósito condensador	Depósito condensador	Bomba de reflujo	Depósito condensador	Bomba P-100 (nafta ligera)	Salida carcasa E-102
3						
4 a	Antorcha	Bomba reflujo	Válvula entrada recirculado	Bomba P-100 (nafta ligera)	Entrada carcasa E-102	VLV- 100
5						
<b>6.- DATOS GENERALES DE OPERACIÓN</b>						
7.- Naturaleza del fluido	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo
8.- Compuestos corrosivos	NO	NO	NO	NO	NO	NO
9.- Fase (1) % Vaporizado	1 (vapor)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)
10.- Caudal vapor	kg/h	variable	0,00	0,00	0,00	0,00
11.- Caudal líquido	m <sup>3</sup> /h	0,00	98,90	98,90	13,28	13,25
<b>12.- PROPIEDADES</b>						
13.- Peso molecular	68,63	74,23	74,23	74,23	74,23	74,23
14.- Densidad a P i T	kg/m <sup>3</sup>	4,74	607,90	608,00	607,90	609,20
15.- Viscosidad a P, T	cSt	1,55	0,32	0,32	0,32	0,32
<b>16.- CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>						
17.- Temperatura	°C		45,13	45,16	45,13	45,69
18.- Presión	kg/cm <sup>2</sup> _g	3,50	0,73	1,23	0,73	9,22
<b>19.- DATOS TUBERÍA</b>						
20.- Diámetro nominal		12"	8"	6"	4"	2"
21.- Pérdida presión (calculada)		-	0,359	6,136	0,432	3,392
22.- Velocidad calculada		27,980	0,851	1,505	0,449	1,700
23.- Aislamiento tipo		H	H	H	H	H
<b>24.- NOTAS</b>						
(1).- Especificar si es fase gaseosa (G), líquida (L), o fase mixta (M)						
(2).- Si es requerido, especificar P: protección personal, si T>65°C, H: conservación de calor, ST: Traceado con vapor, CI: Aislamiento baja temp						
(3).- El material de las tuberías será acero inoxidable						

DISEÑO UNIDAD DESBENCENZADORA

Pág. 2 de 6

Líneas de proceso



LÍNEAS DE PROCESO							
1.- Tamaño y Nombre línea		<b>Segmento 13.</b>	<b>Segmento 14.</b>	<b>Segmento 15.</b>	<b>Segmento 16.</b>	<b>Segmento 17.</b>	<b>Segmento 18.</b>
2	de	VLV-100	Salida extracción lateral torre	Impulsión P-101	Aerorefrigerante AC.101	Salida carcasa E-100	VLV-101
3							
4	a	Lim Bat. Nafta ligera	Aspiración P-101	Aerorefrigerante AC-101	Entrada carcasa E-100	VLV-101	Lim. Bat. Concentrado Bencénico
5							
<b>6.- DATOS GENERALES DE OPERACIÓN</b>							
7.- Naturaleza del fluido		Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo
8.- Compuestos corrosivos		NO	NO	NO	NO	NO	NO
9.- Fase (1) % Vaporizado		0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)
10.- Caudal vapor	kg/h	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
11.- Caudal líquido	m <sup>3</sup> /h	13,19	9,30	9,29	8,58	8,50	8,50
<b>12.- PROPIEDADES</b>							
13.- Peso molecular		74,23	84,51	84,51	84,51	84,51	84,51
14.- Densidad a P i T	kg/m <sup>3</sup>	611,80	698,70	699,80	757,80	764,90	764,80
15.- Viscosidad a P, T	cSt	0,32	0,30	0,30	0,47	0,50	0,50
<b>16.- CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>							
17.- Temperatura	°C	43,00	102,90	103,40	50,00	42,98	43,00
18.- Presión	kg/cm <sup>2</sup> (rel)	8,00	1,29	9,62	9,22	8,51	8,00
<b>19.- DATOS TUBERÍA</b>							
20.- Diámetro nominal		2"	3"	2"	2"	2"	2"
21.- Pérdida presión (calculada)		13,010	2,345	5,215	6,371	8,833	7,430
22.- Velocidad calculada		1,693	0,570	1,192	1,101	1,090	1,090
23.- Aislamiento tipo		H	H y P	H y P	H	H	H
<b>24.- NOTAS</b>							
(1).- Especificar si es fase gaseosa (G), líquida (L), o fase mixta (M)							
(2).- Si es requerido, especificar P: protección personal, si T>65°C, H: conservación de calor, ST: Traceado con vapor, CI: Aislamiento baja temp							
(3).- El material de las tuberías será acero inoxidable							

DISEÑO UNIDAD DESBENCENIZADORA

Pág. 3 de 6

Líneas de proceso



LÍNEAS DE PROCESO						
1.- Tamaño y Nombre línea	<b>Segmento 19.</b>	<b>Segmento 20.</b>	<b>Segmento 21.</b>	<b>Segmento 22.</b>	<b>Segmento 23.</b>	<b>Segmento 24.</b>
2 de	Salida fondo torre	Rehervidor torre	Salida fondo torre	Impulsión bomba P-102	Salida tubos E-101	Salida AC-100
3						
4 a	Rehervidor torre	Entrada fondo torre	Aspiración bomba P-102	Entrada tubos E-101	Entrada AC-100	Entrada carcasa E-103
5						
<b>6.- DATOS GENERALES DE OPERACIÓN</b>						
7.- Naturaleza del fluido	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Hidrocarburo
8.- Compuestos corrosivos	NO	NO	NO	NO	NO	NO
9.- Fase (1) % Vaporizado	0 (Líquido)	1 (vapor)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)
10.- Caudal vapor	kg/h	0,00	81130,00	0,00	0,00	0,00
11.- Caudal líquido	m <sup>3</sup> /h	120,90	0,00	106,20	105,90	98,59
<b>12.- PROPIEDADES</b>						
13.- Peso molecular		102,20	102,20	107,60	107,60	107,60
14.- Densidad a P i T	kg/m <sup>3</sup>	671,30	8,17	698,20	700,10	752,40
15.- Viscosidad a P, T	cSt	0,24	1,08	0,26	0,26	0,35
<b>16.- CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>						
17.- Temperatura	°C	166,90	166,90	166,90	167,40	116,10
18.- Presión	kg/cm <sup>2</sup> g	2,63	1,72	1,72	10,13	9,62
<b>19.- DATOS TUBERÍA</b>						
20.- Diámetro nominal		<b>12"</b>	<b>16"</b>	<b>8"</b>	<b>6"</b>	<b>6"</b>
21.- Pérdida presión (calculada)		0,386	3,005	0,789	5,018	2,927
22.- Velocidad calculada		0,162	22,660	0,914	1,579	1,492
23.- Aislamiento tipo		H y P	H y P	H y P	H y P	H
<b>24.- NOTAS</b>						
(1).- Especificar si es fase gaseosa (G), líquida (L), o fase mixta (M)						
(2).- Si es requerido, especificar P: protección personal, si T>65°C, H: conservación de calor, ST: Traceado con vapor, CI: Aislamiento baja temp						
(3).- El material de las tuberías será acero inoxidable						

DISEÑO UNIDAD DESBENCENZADORA

Pág. 4 de 6

Líneas de proceso



LÍNEAS DE PROCESO							
1.- Tamaño y Nombre línea	<b>Segmento 25.</b>	<b>Segmento 26.</b>	<b>Segmento 27.</b>	<b>Segmento 28.</b>	<b>Segmento 29.</b>	<b>Segmento 30.</b>	
2 de	Salida carcasa E-103	VLV-102	Entrada agua refrig. E-102 (Agua 1)	E-102	Entrada agua refrig. E-100 (Agua 3)	E-100	
3							
4 a	VLV-102	Lím bat. Nafta pesada	E-102	Salida agua refrig E-102 (Agua 2)	E-100	Salida agua refrig E-100 (Agua 4)	
5							
<b>6.- DATOS GENERALES DE OPERACIÓN</b>							
7.- Naturaleza del fluido	Hidrocarburo	Hidrocarburo	Agua	Agua	Agua	Agua	
8.- Compuestos corrosivos	NO	NO	NO	NO	NO	NO	
9.- Fase (1) % Vaporizado	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	0 (Líquido)	
10.- Caudal vapor	kg/h	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
11.- Caudal líquido	m <sup>3</sup> /h	120,90	90,56	1,30	1,31	1,67	
<b>12.- PROPIEDADES</b>							
13.- Peso molecular	107,60	107,60	18,02	18,02	18,02	18,02	
14.- Densidad a P i T	kg/m <sup>3</sup>	819,20	819,10	1003,00	996,10	1003,00	
15.- Viscosidad a P, T	cSt	0,64	0,64	0,78	0,65	0,78	
<b>16.- CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>							
17.- Temperatura	°C	42,97	43,00	31,00	40,00	31,00	
18.- Presión	kg/cm <sup>2</sup> _g	8,51	8,00	4,50	3,99	4,50	
<b>19.- DATOS TUBERÍA</b>							
20.- Diámetro nominal	<b>6"</b>	<b>6"</b>	-	-	-	-	
21.- Pérdida presión (calculada)	4,730	3,580	-	-	-	-	
22.- Velocidad calculada	1,349	1,350	-	-	-	-	
23.- Aislamiento tipo	H	H	H	H	H	H	
<b>24.- NOTAS</b>							
(1).- Especificar si es fase gaseosa (G), líquida (L), o fase mixta (M)							
(2).- Si es requerido, especificar P: protección personal, si T>65°C, H: conservación de calor, ST: Traceado con vapor, CI: Aislamiento baja temp							
(3).- El material de las tuberías será acero inoxidable							

DISEÑO UNIDAD DESBENCENIZADORA

Pág. 5 de 6

Lineas de proceso



LÍNEAS DE PROCESO						
1.- Tamaño y Nombre línea		<b>Segmento 31.</b>	<b>Segmento 32.</b>	<b>Segmento 33.</b>	<b>Segmento 34.</b>	
2	de	Entrada agua refrig. E-103 (Agua 5)	E-103	Entrada vapor de media al rehervidor	Rehervidor	
3						
4	a	E-103	Salida agua refrig. E-103 (Agua 6)	Rehervidor	Salida vapor de media	
5						
<b>6.- DATOS GENERALES DE OPERACIÓN</b>						
7.- Naturaleza del fluido		Agua	Agua	Vapor	Vapor Condensado	
8.- Compuestos corrosivos		NO	NO	NO	NO	
9.- Fase (1) % Vaporizado		0 (Líquido)	0 (Líquido)	1 (Vapor)	0 (Líquido)	
10.- Caudal vapor	kg/h	0,00	0,00	14090,00	0,00	
11.- Caudal líquido	m <sup>3</sup> /h	18,10	18,27	0,00	18,19	
<b>12.- PROPIEDADES</b>						
13.- Peso molecular		18,02	18,02	18,02	18,02	
14.- Densidad a P i T	kg/m <sup>3</sup>	1003,00	993,80	7,99	774,70	
15.- Viscosidad a P, T	cSt	0,78	0,62	2,33	0,13	
<b>16.- CONDICIONES DE OPERACIÓN</b>						
17.- Temperatura	°C	31,00	43,00	265,00	265,00	
18.- Presión	kg/cm <sup>2</sup> _g	4,50	3,99	18,00	49,85	
<b>19.- DATOS TUBERÍA</b>						
20.- Diámetro nominal		-	-	-	-	
21.- Pérdida presión (calculada)		-	-	-	-	
22.- Velocidad calculada		-	-	-	-	
23.- Aislamiento tipo		H	H	H	H	
<b>24.- NOTAS</b>						
(1).- Especificar si es fase gaseosa (G), líquida (L), o fase mixta (M)						
(2).- Si es requerido, especificar P: protección personal, si T>65°C, H: conservación de calor, ST: Traceado con vapor, CI: Aislamiento baja temp						
(3).- El material de las tuberías será acero inoxidable						

DISEÑO UNIDAD DESBENCENZADORA

Pág. 6 de 6

Líneas de  
proceso

