

UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA.  
FACULTAD DE INGENIERIA.  
ESCUELA DE QUIMICA.  
PROCESOS DE SEPARACION.

TAREA 1:  
FLASH ADIABATICO.

Prof. SALVATORE, Valentino

CHEN, WILLIAM.  
CI 16.113.714  
MARIÑO, MARYERI.  
CI 15.758.951  
RODRIGUEZ, NELIANA.  
CI 14.021.544

CARACAS, MAYO DE 2004.

## **INTRODUCCION**

En la industria de los procesos químicos, los ingenieros a expensas de muchas horas de trabajo e investigación han logrado optimizar ciertas operaciones con cambios, que en algunos casos incluyen sustitución de equipos por otros totalmente distintos que cumplen con la misma finalidad, pero sin importar que cambios se efectúen, el separador Flash, ocupa una posición central en todo proceso. Alrededor de este se encuentran los equipos para el tratamiento físico de las corrientes de alimentación y salida, tales como bombas para transporte de fluidos, intercambiadores de calor, equipos de mezclado entre otros.

Usualmente la coexistencia de fases más encontradas en la práctica industrial son la de líquido-vapor, aunque también puedan presentarse los estados líquido-líquido, vapor-sólido, y líquido-sólido, de allí la importancia de este informe, pues siendo la coexistencia de fases más común, es idóneo poseer un buen manejo y conocimiento del equilibrio de mezclas de este tipo, partiendo de una solución de dos o más componentes para su posterior separación determinando finalmente el equilibrio entre las fases de cada mezcla.

En el presente informe se analizará la naturaleza del equilibrio de una mezcla de cinco componentes: etano, propano, iso-butano, n-butano y n-pentano; con ayuda de un programa especializado (PROII) se simulará la separación en una etapa simple de dicha mezcla empleando como sistema termodinámico Peng-Robinson, Redlich-Kwong-Soave, con el fin de obtener la temperatura de la

corriente de alimentación, las composiciones de cada componente en cada una de las corrientes de vapor y líquido y la fracción vaporizada. Se escogieron éstos métodos termodinámicos ya que proporcionan una buena aproximación al comportamiento real de los hidrocarburos no polares, especialmente aquellos que poseen bajo peso molecular. Otra razón por la cual se escogieron éstas bases termodinámicas es que los componentes de la mezcla son semejantes, es decir, tienen grupos funcionales iguales.

Con la ayuda de las funciones del programa, se compararon los diagramas de fases de cada una de las corrientes, y se hizo una comparación de estos cambiando el sistema termodinámico que modela el proceso de separación.

Para el análisis de la sensibilidad de ciertos parámetros o variables con respecto a la variación de la caída de presión proporcionada por la presencia de la válvula, se empleó la función de Case Study que ofrece el programa, y se obtuvo una tabla por medio del cual refleja los cambios de las variables, los cuales serán analizados posteriormente.

La configuración de un Flash isotérmico, con las mismas condiciones de alimentación, proporcionó las bases para el análisis y la comparación de operación entre Flash Isotérmico y adiabático.

Se debe acotar que los cálculos y los resultados obtenidos con el programa fueron determinados con la fijación de una base de cálculo, la cual es: 100 lb-mol/h de mezcla en la corriente de alimentación.

## **MARCO TEORICO**

Destilación Flash es un proceso típicamente usado para separar una mezcla de componentes. El proceso involucra calentamiento y expansión del flujo a alimentar en una válvula manteniéndolo a baja presión. Una unidad de destilación calcula el estado termodinámico de cualquier flujo de entrada cuando dos especificaciones (por ejemplo temperatura y presión) son dadas. Una vez que el equilibrio de fase es determinado, las fases pueden ser separadas en distintos flujos de salida. En la destilación gobierna la diferencia relativa de volatilidad; el vapor que sale de la parte superior contiene en mayor proporción el compuesto de mayor volatilidad.

A continuación se presenta una breve descripción de los sistemas termodinámicos usados para la resolución con el programa:

### **Ecuación de Peng Robinson**

La ecuación de estado Peng Robinson (PR) es una modificación de la ecuación de estado de Redlich-Kwong y fue publicada por Peng y Robinson en 1976. Es similar a la ecuación de Soave-Redlich-Kwong desde muchos puntos de vista y fue diseñada para mejorar la pobre predicción de la densidad de líquidos del método de SRK. (Para mayor información acerca de cada uno de los términos, favor revisar el archivo de ayuda que proporciona PROII).

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a(T)}{[V(V+b)+b(V-b)]}$$

Se ha conseguido mucha precisión de predicción para mezclas no polares de hidrocarburos; pero no tiene mucha precisión para las predicciones de componentes polares.

## Ecuación de Redlich-Kwong-Soave

La ecuación de estado de Redlich-Kwong-Soave (SKR) es una modificación de la ecuación de estado de Redlich-Kwong (basada en la ecuación de van der Waals) y fue publicada por Georgi Soave en 1972. Soave reemplazó el término de  $\frac{a}{T^{0.5}}$  en la ecuación de Redlich-Kwong por un término general dependiente de la temperatura,  $a(T)$ . Su expresión modificada es la siguiente: (Para mayor información acerca de cada uno de los términos, favor revisar el archivo de ayuda que proporciona PROII).

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a(T)}{V(V+b)}$$

Se ha conseguido mucha precisión de predicción para mezcla no polar de hidrocarburos; pero no tiene mucha precisión para las predicciones de componentes polares.

## Ley de Raoult

Esta ecuación de Raoult es generalmente aplicado a sistemas los cuales exhiben un comportamiento cercano a la idealidad en la fase líquida. La ley de Raoult permite reducir los cálculos de Equilibrio Líquido Vapor basándose en dos suposiciones:

- La fase de vapor se comporta como gas ideal.
- La fase líquida se comporta como solución ideal.

La primera suposición implica que la ley de Raoult se aplica sólo a presiones bajas a moderadas. Y la segunda suposición tiene validez aproximada siempre y cuando los componentes que los componen son semejantes. La ley de Raoult establece que:  $y_i P = x_i P_i^{sat}$

### **ENUNCIADO DE LA TAREA**

Una corriente compuesta por etano, propano, iso-butano, n-butano y n-pentano que se encuentra a 400 psia y a la temperatura de burbuja, se expande adiabáticamente, en una válvula dispuesta para tal fin, hasta reducir la presión a 200psia.

**Tabla N° 1:** Composición de la alimentación.

<b>COMPONENTE</b>	<b>FRACCION MOLAR EN LA ALIMENTACION</b>
Etano	0,09
Propano	0,20
Iso-butano	0,25
n-butano	0,30
n-pentano	0,16

Se pide:

1.- Determinar la temperatura e alimentación y compararla con el resultado obtenido por el simulador.

2.- Compare los diagramas de fases de todas las corrientes involucradas en el proceso y explique las posibles diferencias.

3.- Calcule con los métodos analíticos vistos en clases las composiciones de equilibrio, temperaturas de operación, fracción vaporizada, flujo de vapor y líquido obtenidos en el tambor y compararlos con los resultados obtenidos por el simulador.

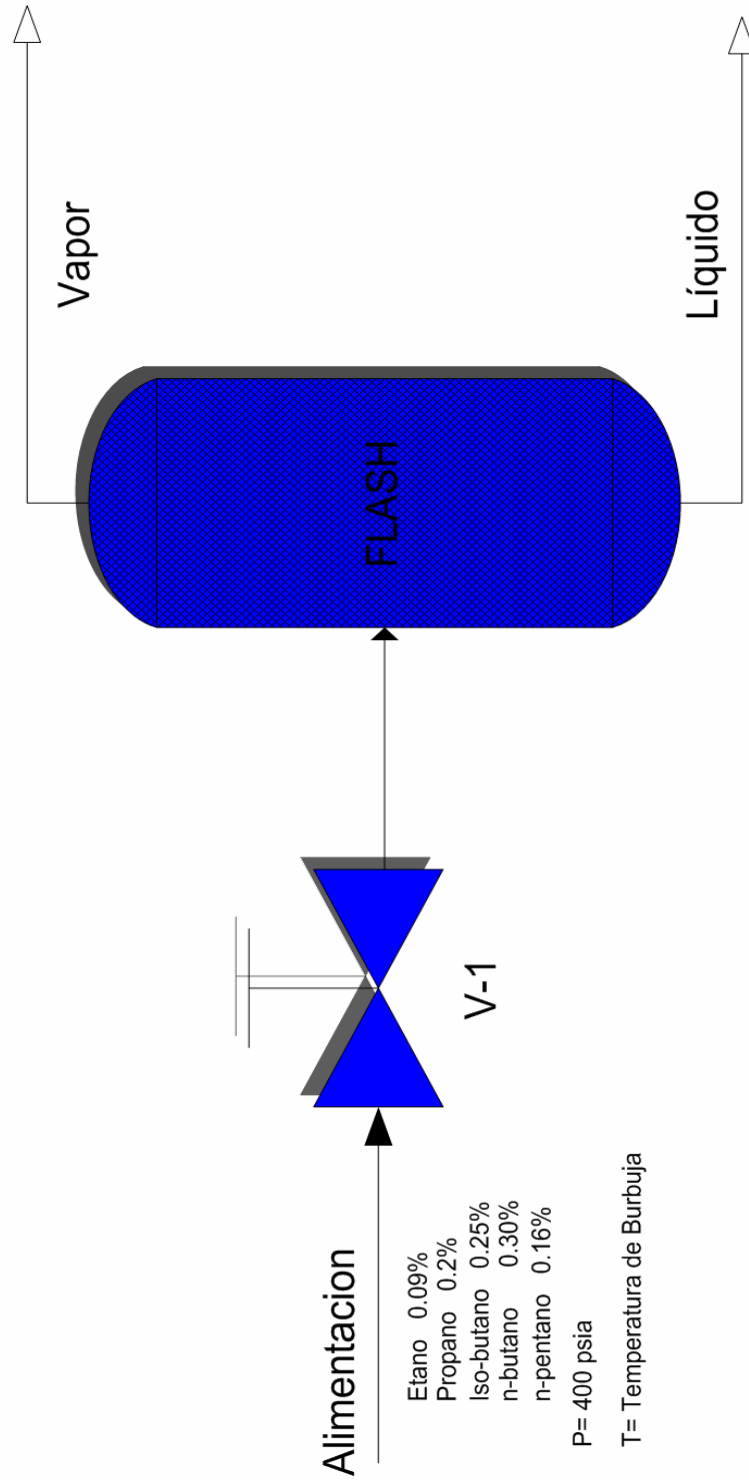
4.- Si se desea recuperar la mayor cantidad de etano y propano de los demás componentes, haga un análisis de sensibilidad que contemple los siguientes aspectos, sobre la base de condición de alimentación constante:

- ✓ Porcentaje vaporizado en función de la caída de presión de la válvula (P)
- ✓ Temperatura de operación del tambor en función de la caída de presión de la válvula.
- ✓ Composición de etano y propano en función de la caída de presión de la válvula.

Con los resultados de este análisis determine la mejor condición de operación.

5.- Si el flash es isotérmico, es posible una mejora en la separación de los componentes de interés (etano y propano) en el vapor?. Justificar su respuesta con los resultados necesarios.

# Proceso de Separación Flash Adiabático



Lista de equipamiento			
Nombre	Descripción	Fabricante	Modelo
Separador Flash	Produce una separación	Manifor+Chen+Rodríguez	EstudianteUCV

Lista de válvulas				
Nombre	Descripción	Clase de válvula	Fabricante	Modelo
V-1	Reduce la presión a 200 psia	Clase A	Manifor+Chen+Rodríguez	Estudiante-UCV

Para obtener una mejor visión del diagrama visite:

[www.geocities.com/chex88chex/flashadiabatico.htm](http://www.geocities.com/chex88chex/flashadiabatico.htm)

## 1. Temperatura de la corriente de alimentación:

Para la determinación de la temperatura se aplicaron dos formas de resolución, los cuales son: mediante el uso de un simulador (PROII) y por métodos analíticos.

Para la resolución analítica se presentan tres diferentes métodos los cuales permitieron llegar a soluciones similares.

### a.) Usos de los Nomogramas (Cartas de DePriester)

Se sabe que la temperatura de alimentación está en su punto de burbuja, por lo que las composiciones de alimentación ( $Z_i$ ) se toman como ( $X_i$ ). Con la información anterior y la presión dada se procede a aplicar el método de iteración de la siguiente forma:

- ✓ Suponer  $T_{\text{burb.}}$
- ✓ Determinar  $K_i$  a través de los nomogramas.
- ✓ Comprobar:

$$\sum_{i=1}^5 (X_i \cdot K_i) = 1$$

- ✓ Si se cumple esa es la  $T$  correcta, sino suponer otra  $T_{\text{burb.}}$

Los resultados obtenidos son:

**Tabla N° 2:** Resultados obtenidos por los nomogramas.

TEMPERATURAS	COMPONENTES	K	K . X
T= 100 °F	Etano	1,75	0,1575
	Propano	0,76	0,152
	Iso-butano	0,32	0,08
	n-butano	0,245	0,0735
	n-pentano	0,079	0,0126
		$\Sigma(K \cdot X) =$	
T= 200 °F	Etano	3,4	0,306
	Propano	1,5	0,3
	Iso-butano	0,84	0,21
	n-butano	0,68	0,204
	n-pentano	0,31	0,0496
		$\Sigma(K \cdot X) =$	

TEMPERATURAS	COMPONENTES	K	K . X
T= 198 °F	Etano	3,3	0,297
	Propano	1,45	0,29
	Iso-butano	0,8	0,2
	n-butano	0,66	0,198
	n-pentano	0,3	0,048
		$\Sigma(K \cdot X) =$	
T= 196 °F	Etano	3,25	0,2925
	Propano	1,4	0,28
	Iso-butano	0,79	0,1975
	n-butano	0,64	0,192
	n-pentano	0,29	0,0464
		$\Sigma(K \cdot X) =$	

De este método se concluye que la temperatura de alimentación es aproximadamente de 196 °F, ya que  $\Sigma(K \cdot X)$  en esa temperatura tiene el valor más cercano a uno; el método empleado implica el uso de gráficos (Ver diagrama N°1) en consecuencia tiene asociado un error por ello se utiliza una tolerancia de  $1E^{-2}$ .

### b.) Uso de la Ecuación de Antoine (Para el calculo de K)

Este método implica considerar la mezcla como una solución ideal por lo tanto permite la aplicación de la ley de Raoult conjunto con la ecuación de Antoine.

Para la resolución por éste método se define:

$$K_i = \frac{P_{sat}^i}{P} \quad \text{donde:}$$

$$P_{sat}^i = P_c \times \exp\left(A_1 - \frac{A_2}{T(K) + A_3}\right)$$

**Tabla N° 3:** Coeficientes de la Ec. De Antoine

COMPONENTES	A <sub>1</sub>	A <sub>2</sub>	A <sub>3</sub>	Pc (psia)
Etano	5,383894	1582,178	-13,7622	707,787
Propano	5,353418	1872,824	-25,1011	616,2675
Iso-butano	5,611805	2150,233	-27,6228	528,8094
n-butano	5,741624	2292,436	-27,8623	550,7102
n-pentano	5,853654	2554,604	-36,2529	486,6033

Se procede a aplicar los siguientes pasos:

✓ Sustituyendo cada coeficiente en  $P_{sat}^i$ .

✓ Se aplica la condición:  $\sum_{i=1}^5 (X_i \cdot K_i) = 1$

✓ Se despeja y se obtiene la  $T_{buró}$  mediante una calculadora o cualquier programa con función de Solver.

La ecuación obtenida, ya con todos los coeficientes y términos sustituidos es:

$$\begin{aligned} &0,09 \times \frac{707,787 \text{ psia}}{400 \text{ psia}} \times \exp\left(5,383894 - \frac{1582,178}{T - 13,7622}\right) + \\ &0,20 \times \frac{616,2675 \text{ psia}}{400 \text{ psia}} \times \exp\left(5,353418 - \frac{1872,824}{T - 25,1011}\right) + \\ &0,25 \times \frac{528,8094 \text{ psia}}{400 \text{ psia}} \times \exp\left(5,611805 - \frac{2150,233}{T - 27,6228}\right) + \\ &0,30 \times \frac{550,7102 \text{ psia}}{400 \text{ psia}} \times \exp\left(5,741624 - \frac{2292,436}{T - 27,8623}\right) + \\ &0,16 \times \frac{486,6033 \text{ psia}}{400 \text{ psia}} \times \exp\left(5,853654 - \frac{2554,604}{T - 36,2529}\right) = 1 \end{aligned}$$

Resolviendo la ecuación anterior se obtiene que

$$T_{buró} = 200,3775 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**c.) Uso de la ecuación de K (McWilliams)**

Para este método se emplea la ecuación de McWilliams para calcular las constantes de equilibrio (K); la ecuación tiene un error para cada componente dado comparado con las cartas de DePriester. Nótese que las temperaturas están en °R y las presiones están en psia. Ésta ecuación es válida para rangos comprendidos entre -70°C (365,7°R) hasta 200°C (851,7°R) y para presiones desde 101,3 Kpa (14,69 psia) hasta 6000 Kpa (870,1 psia). La ventaja que ofrece éste método comparado con el del uso de los nomogramas es la posibilidad de introducir la ecuación, para ser programada, en una computadora o una calculadora; para evitar la iteración. Se aplica los mismos pasos que para el método de la Ec. De Antoine.

Para la resolución por éste método se define:

$$\ln k = \frac{a_{T1}}{T^2} + \frac{a_{T2}}{T} + a_{T6} + a_{P1} \times \ln p + \frac{a_{P2}}{P^2} + \frac{a_{P3}}{P}$$

**Tabla N° 4:** Coeficientes de la Ec. De McWilliam

COMPONENTE	a <sub>T1</sub>	a <sub>T2</sub>	a <sub>T6</sub>	a <sub>P1</sub>	a <sub>P2</sub>	a <sub>P3</sub>
Etano	-687248,25	0	7,90694	-0,88600	49,02	0
Propano	-970688,562	0	7,15059	-0,76984	0	6,90224
Iso-butano	-1166,846	0	7,72668	-0,92213	0	0
n-butano	-1280,557	0	7,94986	-0,96455	0	0
n-pentano	-1524,891	0	7,33129	-0,89143	0	0

La ecuación obtenida, ya con todos los coeficientes y términos sustituidos es:

$$0,09 \times \exp\left(\frac{-687284,25}{T^2} + 7,90694 - 0,8860 \times \ln 400 + \frac{49,02654}{400^2}\right) +$$

$$0,20 \times \exp\left(\frac{-970688,5625}{T^2} + 7,15059 - 0,76984 \times \ln 400 + \frac{6,90224}{400}\right) +$$

$$0,25 \times \exp\left(\frac{-1166,846}{T^2} + 7,72668 - 0,92213 \times \ln 400\right) +$$

$$0,30 \times \exp\left(\frac{-1280,557}{T^2} + 7,94986 - 0,96455 \times \ln 400\right) +$$

$$0,16 \times \exp\left(\frac{-1524,891}{T^2} + 7,33129 - 0,89143 \times \ln 400\right) = 1$$

Resolviendo la ecuación anterior se obtiene que

$$T_{\text{burb}} = 683,382716^\circ\text{R} = 223,71271^\circ\text{F}$$

Para la resolución programada, es decir, mediante el uso del simulador se presentan tres diferentes métodos los cuales permitieron llegar a soluciones similares.

**a.) Método Termodinámico: Peng Robinson**

La temperatura de la corriente de alimentación arrojada por el simulador es:

$$T_{\text{burb}} = 220,237 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

**b.) Método Termodinámico: Redlich-Kwong-Soave**

La temperatura de la corriente de alimentación arrojada por el simulador es:

$$T_{\text{burb}} = 220,297 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

**c.) Método Termodinámico: Ideal**

La temperatura de la corriente de alimentación arrojada por el simulador es:

$$T_{\text{burb}} = 191,457 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

**Tabla N° 3:** Comparación de las  $T_{\text{buró}}$  obtenidas por c/método.

METODO	$T_{\text{burb}}$
Analítico: Nomogramas	196 °F
Analítico: Ec. De Antoine	200,3775 °F
Analítico: Ec. De McWilliam	223,71271 °F
PROII: Peng Robinson	220,237 °F
PROII: Redlich-Kwong-Soave	220,297 °F
PROII: Ideal	191,457 °F

Los resultado obtenidos por los métodos que se consideran ideal, como: nomogramas, Antoine y el método Ideal; la temperatura de burbuja está entre 191°F y 200°F, los cuales están uno muy cercanos una a los otros. Sin embargo, los resultados obtenidos por métodos que se aproximan al comportamiento real de los hidrocarburos livianos, como: McWilliam, Peng Robinson y Redlich-Kwong-Soave; la temperatura de burbuja está entre 220°F y 223,713°F; lo cual nos hace pensar que la temperatura de burbuja en un proceso real debe estar entre el rango de temperaturas 220°F y 223°F.

## 2. Comparación de los Diagramas de Fase de las corrientes involucradas.

En los diagramas de fases para las cuatro corrientes involucradas se puede observar que las características del domo varían muy considerablemente debido a que estas cambian de acuerdo a la composición de los componentes de nuestro sistema.

Comparando la curva que presenta la corriente de alimentación (corriente Feed) con la curva perteneciente al flujo de salida de la válvula (corriente Mezcla) se puede observar que no varía su geometría, es decir, tienen la misma característica, forma, tamaño, dirección y tienen el mismo punto crítico; esto se debe a que la composición de los componentes de estas dos corrientes, como se puede observar en el siguiente recuadro no presentan variaciones en la composición debido a que no ha ocurrido una separación de los componente livianos y pesados.

**Tabla N° 4:** Comparación de las composiciones

Componente	Composición de la corriente feed	Composición de la corriente mezcla
Etano	0.09	0.09
Propano	0.20	0.20
Iso-butano	0.25	0.25
n-butano	0.30	0.30
n-pentano	0.16	0.16

Para el la curva presentada por la corriente liquida y la de vapor sucede todo lo contrario, los domos de estos no se superponen. En el diagrama de la corriente de vapor se puede observar que el punto crítico se encuentra a una presión aproximada de 659,56 psia y una temperatura de 262,1562 °F, en cambio el punto crítico de la corriente liquida a una presión de 592,161 psia y una temperatura de 301,540 °F; por lo que su domo es un poco más angosto comparado con el domo de la corriente de vapor. Todo lo expuesto anteriormente se debe a que ocurrió una separación entre los componentes livianos y pesados originando así una variación de las composiciones entre las dos corrientes como se puede observar en la siguiente tabla:

**Tabla N°5:** Comparación de las composiciones

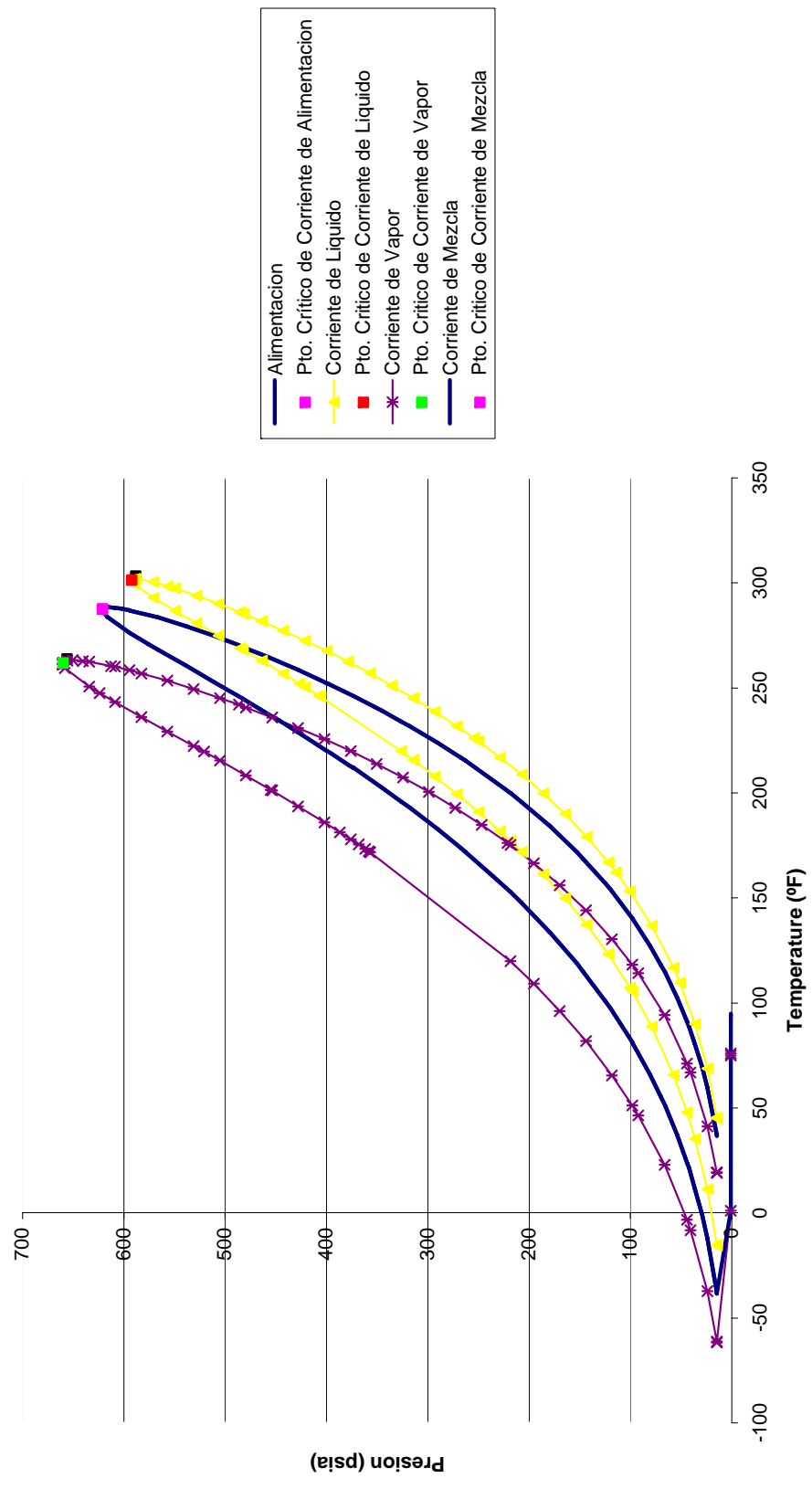
Componente	Composición de la corriente líquida	Composición de la corriente de vapor
Etano	0.043	0.165
Propano	0.157	0.269
Iso-butano	0.258	0.263
n-butano	0.329	0.253
n-pentano	0.212	0.077

También se puede observar que la gráfica perteneciente a la corriente de vapor se encuentra más arriba que el de la corriente de líquido, esto es debido a que existe mayor composición de los componentes livianos en el flujo de vapor.

El punto crítico de la gráfica de la corriente de alimentación y la gráfica de la corriente mezcla coinciden y se encuentra entre los puntos críticos de los diagramas de la corriente líquida y la corriente de vapor ( $P=621,051$  psia,  $T=287,640$  °F aproximadamente). Comparando el diagrama del flujo de alimentación con el diagrama del flujo del líquido y el del vapor se puede observar que la curva de la corriente de alimentación se encuentra entre las curvas de líquido y de vapor ya que como se observa en la tabla 4 y 5 las variaciones de las composiciones de las distintas corrientes es notable, por ello no se superponen estas curvas.

Para mayor información acerca de las direcciones, puntos críticos, geometrías de los diagramas de fase de cada una de las corrientes, puede visualizar la gráfica N°1 para un mejor entendimiento.

Grafica N° 1 : Diagrama de Fases de las diferentes corrientes



### 3. Temperatura de Operación del Flash, Fracción Vaporizada, Flujo de vapor y líquido y composiciones en equilibrio.

Para la resolución de este planteamiento se aplica los siguientes pasos los cuales involucran el uso del método ideal, que está implícito en la forma como se obtiene la constante de equilibrio (K) mediante las ecuaciones de Antoine.

Se siguen el siguiente método iterativo de resolución analítica:

- ✓ Suponer  $T_{operacion}$ .
- ✓ Calcular las  $P_{sat_i}$  con las ecuaciones de Antoine (Ver Tabla N° 3).
- ✓ Se determinan las  $K_i$ .
- ✓ Aplicar Rachford-Rice para halla la fracción vaporizada,  $\psi$ .
- ✓ Hallar  $X_i$  y  $Y_i$ .
- ✓ Determinar las entalpías de cada una de las corrientes mediante los  $C_p$  de cada uno de los componentes.
- ✓ Aplicar balance de energía y verifica si el  $Q_{flash}$  es igual a cero.
- ✓ Si se cumple la temperatura supuesta es la correcta, sino se supone otra temperatura de operación.

**Tabla N° 5:** Constantes de  $C_p$  para líquidos.

Componente	A	B	C
Etano	66,3402	-2.0866e-2	3.04216e-4
Propano	87,31412	-1.2358905e-2	2.589591e-4
Iso-butano	114,874	-2.63e-2	2.9959e-4
n-butano	120,0291	-3.782999e-2	3.092889e-4
n-pentano	143,6066	0.1447664	7.621668e-4

$$C_{p_{liq}} = A + B \times T + C \times T^2$$

**Tabla N° 5:** Constantes de Cp para gases.

Componente	A	B	C	D
Etano	8.181394	0.1614648	-4.007101e-5	-6.942093e-9
Propano	-5.337947	0.3102394	-1.646404e-4	3.46908e-8
Iso-butano	-10.8533	0.4305336	-2.515923e-4	5.945464e-8
n-butano	-1.779246	0.3869614	-1.932548e-4	3.483264e-8
n-pentano	-3.410671	0.4850093	-2.519396e-4	4.867666e-8

$$Cp_{vap} = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3$$

Cálculos Típicos:

- 1°) Temperatura supuesta:  $T_{operación} = 330^\circ F$ .

$$K_{etano} = \frac{707,787 \text{ psia}}{200 \text{ psia}} \times \exp\left(5,383894 - \frac{1582,178}{330 - 13,7622}\right) = 5,17889$$

$$K_{propano} = \frac{616,2675 \text{ psia}}{200 \text{ psia}} \times \exp\left(5,353418 - \frac{1872,824}{330 - 25,1011}\right) = 1,3998$$

$$K_{isobutano} = \frac{528,8094 \text{ psia}}{200 \text{ psia}} \times \exp\left(5,611805 - \frac{2150,233}{330 - 27,6228}\right) = 0,5903$$

$$K_{n-butano} = \frac{550,7102 \text{ psia}}{200 \text{ psia}} \times \exp\left(5,741624 - \frac{2292,436}{330 - 27,8623}\right) = 0,4347$$

$$K_{n-pentano} = \frac{486,6033 \text{ psia}}{200 \text{ psia}} \times \exp\left(5,853654 - \frac{2554,604}{330 - 36,2529}\right) = 0,1417$$

Aplicando Rachford-Rice:

$$\sum_{i=1}^5 \frac{(K_i - 1) \times Z_i}{1 + \varphi \times (K_i - 1)} = 0$$

$$\frac{(5,17889 - 1) \times 0.09}{1 + \varphi \times (5,17889 - 1)} + \frac{(1,3998 - 1) \times 0.20}{1 + \varphi \times (1,3998 - 1)} + \frac{(0,5903 - 1) \times 0.25}{1 + \varphi \times (0,5903 - 1)} +$$

$$\frac{(0,4347 - 1) \times 0.30}{1 + \varphi \times (0,4347 - 1)} + \frac{(0,1417 - 1) \times 0.16}{1 + \varphi \times (0,1417 - 1)} = 0$$

Mediante el uso de una calculadora I se obtiene el valor de  $\psi$

$$\varphi = 0,3615$$

Luego se calcula el flujo de vapor y líquido de la siguiente forma:

$$V = \varphi \times F = 0,3615 \times 100 \text{ mol} = 36,15 \text{ mol}$$

$$L = F - V = 100 \text{ mol} - 36,15 \text{ mol} = 63,85 \text{ mol}$$

Se calculan las composiciones de los componentes en corriente líquida y vapor:

$$X_i = \frac{Z_i}{1 + \varphi \times (K_i - 1)}$$

$$Y_i = \frac{K_i \times Z_i}{1 + \varphi \times (K_i - 1)}$$

$$X_{\text{etano}} = \frac{0,09}{1 + 0,3615 \times (5,17889 - 1)} = 0,03584$$

$$X_{\text{propano}} = \frac{0,20}{1 + 0,3615 \times (1,3998 - 1)} = 0,1747$$

$$X_{\text{isobutano}} = \frac{0,25}{1 + 0,3615 \times (0,5903 - 1)} = 0,2934$$

$$X_{\text{butano}} = \frac{0,30}{1 + 0,3615 \times (0,4347 - 1)} = 0,3770$$

$$X_{\text{pentano}} = \frac{0,16}{1 + 0,3615 \times (0,1417 - 1)} = 0,2319$$

$$\sum X_i = 1,1131$$

$$Y_{\text{etano}} = \frac{5,17889 \times 0,09}{1 + 0,3615 \times (5,17889 - 1)} = 0,1856$$

$$Y_{\text{propano}} = \frac{1,3998 \times 0,20}{1 + 0,3615 \times (1,3998 - 1)} = 0,2446$$

$$Y_{\text{isobutano}} = \frac{0,5903 \times 0,25}{1 + 0,3615 \times (0,5903 - 1)} = 0,1732$$

$$Y_{\text{butano}} = \frac{0,4347 \times 0,30}{1 + 0,3615 \times (0,4347 - 1)} = 0,1639$$

$$Y_{\text{pentano}} = \frac{0,1417 \times 0,16}{1 + 0,3615 \times (0,1417 - 1)} = 0,0328$$

$$\sum Y_i = 0,8003$$

Se procede a calcular las entalpías de cada una de las corrientes.

Por facilidad se escoge la temperatura de referencia como la temperatura de burbuja de la alimentación.

$$T_{ref} = 361,737 \text{ K}$$

Como la temperatura de referencia es la temperatura de burbuja de la alimentación el  $h_f$  se elimina, como se muestra:

$$h_f = \sum_{i=1}^5 \int_{T_{ref}}^{T_{oper}} C p_i \times Z_i \times dt = 0$$

Para la entalpía de la corriente líquida se tiene:

$$h_L = \sum_{i=1}^5 \int_{T_{ref}}^{T_{oper}} C p_i \times X_i \times dt$$

Para la entalpía de la corriente vapor se tiene:

$$H_V = \sum_{i=1}^5 \int_{T_{ref}}^{T_{oper}} C p_i \times Y_i \times dt + \lambda_i \times Y_i$$

$$h_L = \left\{ \begin{array}{l} 0,1856 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{oper}=330} (8.1813946 + 0.1614648 \times T - 4.007101e-5 \times T^2 - 6.942093e-9 \times T^3) dT + 11018,278 \right] \\ 0,2446 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{oper}=330} (-5.337947 + 0.3102394 \times T - 1.646404e-4 \times T^2 + 3.46908e-8 \times T^3) dT + 13530,33 \right] \\ 0,1732 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{oper}=330} (-10.8533 + 0.4305336 \times T - 2.515923e-4 \times T^2 + 5.945464e-8 \times T^3) dT + 14291,218 \right] \\ 0,1639 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{oper}=330} (-1.779246 + 0.3869614 \times T - 1.932548e-4 \times T^2 + 3.483264e-8 \times T^3 + 15334,84) dT \right] + \\ 0,0328 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{oper}=330} (-3.410671 + 0.4850093 \times T - 2.519396e-4 \times T^2 + 4.867666e-8 \times T^3) dT + 16736,62 \right] \end{array} \right\} = 4405,4558 \text{ J/mol}$$

$$H_V = \left\{ \begin{array}{l} 0,1856 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{op}=330} (8.1813946 + 0.1614648 \times T - 4.007101e-5 \times T^2 - 6.942093e-9 \times T^3) dT + 11018,278 \right] \\ 0,2446 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{op}=330} (-5.337947 + 0.3102394 \times T - 1.646404e-4 \times T^2 + 3.46908e-8 \times T^3) dT + 13530,33 \right] \\ 0,1732 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{op}=330} (-10.8533 + 0.4305336 \times T - 2.515923e-4 \times T^2 + 5.945464e-8 \times T^3) dT + 14291,218 \right] \\ 0,1639 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{op}=330} (-1.779246 + 0.3869614 \times T - 1.932548e-4 \times T^2 + 3.483264e-8 \times T^3 + 15334,84) dT \right] \\ 0,0328 \times \left[ \int_{361,763}^{T_{op}=330} (-3.410671 + 0.4850093 \times T - 2.519396e-4 \times T^2 + 4.867666e-8 \times T^3) dT + 16736,62 \right] \end{array} \right\} = -7806,16 \text{ J/mol}$$

$$Q_{flash} = L \times h_l + V \times H_v = 63,85 \text{ mol} \times (4405,4558 \frac{\text{J}}{\text{mol}}) + 36,15 \text{ mol} \times (-7806,16 \frac{\text{J}}{\text{mol}}) = -339058,73 \text{ J}$$

- 1°) Temperatura supuesta:  $T_{operación} = 350^\circ \text{F}$ .

Se aplican los mismos pasos anteriores y las mismas ecuaciones, por lo tanto solo se mostrarán los resultados.

**Tabla N° 5:** Resultados obtenidos para  $T_{operación} = 345\text{K}$ .

Compon	$K_i$		$X_i$	$Y_i$
Etano	6,9740		0,034	0,2395
Propano	2,0431	$\psi = 0,2712$ $L = 72,8792$	0,1559	0,3185
Iso-butano	0,9178		0,2557	0,2347
n-butano	0,6964	$V = 27,1208$	0,3269	0,2277
n-pentano	0,2467		0,2011	0,0496
	$h_L = -4010,48 \text{ J/mol}$	$H_V = 10777,7 \text{ L/mol}$	$Q_{flash} = 0,00$	
			80J	

Obtenidos los resultados anteriores se dice que la temperatura de operación del Flash es de 345K aproximadamente. A continuación se muestra las T de operación obtenidas por PROII.

**Tabla N° 5:** Resultados de las  $T_{operación}$ .

METODO	$T_{oper}$
Analítico: Ec. Antoine	161,35°F
PROII: Peng Robinson	177,1°F
PROII: Redlich-Kwong-Soave	168,3°F
PROII: Ideal	157,7°F

Se puede observar que las temperaturas de operación están en un rango muy cercano, el resultado analítico es muy similar al obtenido por PROII: Ideal ya que el método empleado es ideal.

#### 4. Análisis de sensibilidad

Para cada uno de los procesos, es importante realizar un análisis o un estudio acerca del comportamiento que presenta cada una de las variables del proceso con respecto a una. Para hacer este estudio se utilizó la función que posee el programa PROII, que es el "CaseStudy" el cual nos facilita la comprensión de los comportamientos de la temperatura de operación del Flash, la fracción vaporizada, y las composiciones del etano y propano en la corriente de vapor.

Para ejecutar esta función se debe primero especificar los datos del Casestudy, mediante el Casestudy Data en las opciones de input.

Luego se debe definir un parámetro, el cual es la variable el cual se irá alterando según un paso; se puede identificar la variable introduciéndole un nombre de gusto, luego se define la propiedad que se irá variando, a partir de un determinado valor introducido, con respecto a un paso definido, tantas veces o ciclos se introduzca. Después se debe introducir la variable definida en Result o la propiedad que se va a ver afectada por el parámetro definido.

Realizado todo lo anterior, se tiene dos opciones de Casestudy que se puede ejecutar, estos son: Plot (Graficar) o Tables (Tablas); los cuales se deben configurar antes de poder obtenerlos. Para poder graficar, se deben establecer los ejes de coordenadas a los cuales van a estar la variable de parámetro y de resultados.

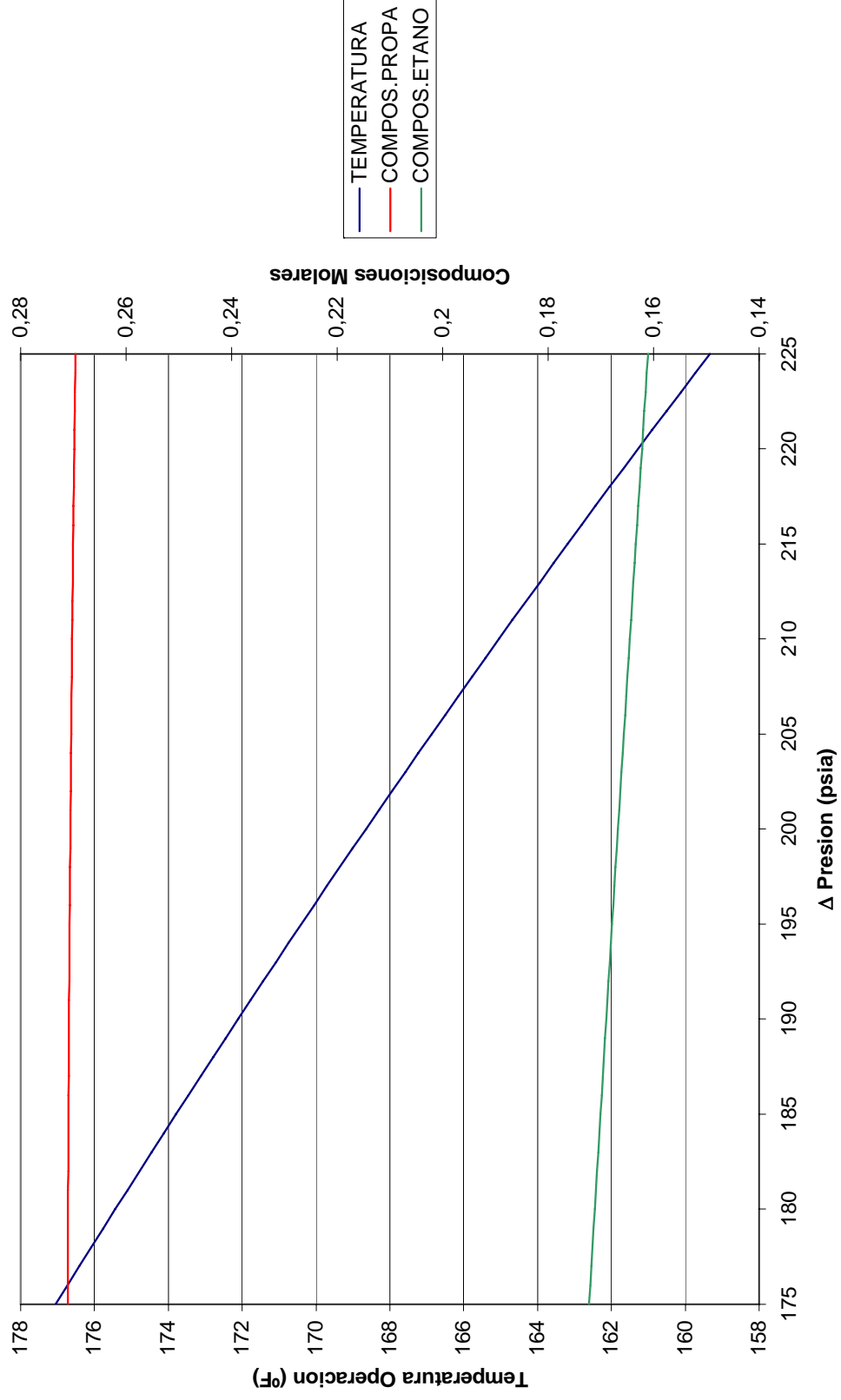
Como se puede observar en la gráfica N° 2 mientras aumenta la caída de presión se aprecia un decrecimiento considerablemente de la temperatura ya que la recta tiene una pendiente negativa con un ángulo bastante apreciable, del mismo modo ocurre con la composición de etanol y la composición de propano en la corriente de vapor, es decir, mientras aumenta  $\Delta P$  disminuyen las composiciones de los estos dos componentes, pero no tan apreciable como le sucede a la temperatura. Como se observa en la gráfica las pendientes de las composiciones son negativas con un ángulo poca apreciable para el propano y un ángulo más o menos apreciable para el etano lo que quiere decir que la composición de etano disminuye con una mayor rapidez que la composición de propano.

En consecuencia no es favorable aumentar considerablemente la caída de presión porque generaría muchos costos, pero es necesario que exista un  $\Delta P$  para iniciar el cambio de fase. Ya que se desea recuperar la mayor cantidad de etano y propano en la corriente de vapor, por lo que debe haber un equilibrio entre los términos composición-caída de presión.

Para el caso de la fracción vaporizada sucede todo lo contrario; al aumentar la caída de presión aumenta la fracción vaporizada; manteniendo la corriente de alimentación constante, lo que implica que hay un aumento del flujo de la corriente de vapor. Como se observa en la gráfica N°3 la pendiente de la recta es positiva con un ángulo bastante apreciable lo que quiere decir que mientras aumenta  $\Delta P$  aumenta considerablemente el flujo de vapor. Si se aumenta excesivamente la caída de presión se podría tener sólo vapor a la salida del flash, lo que no es deseable, por ello debe haber un equilibrio entre los términos fracción vaporizada-caída de presión.

En conclusión el caso más favorable es obtener la mayor cantidad de etano y propano en la corriente de vapor con la menor generación de costos, en este caso sería una caída de presión entre 195-205 psi ya que proporciona una buena cantidad del producto de interés (cantidad de etano 6,2256-6,42738 Lb-mol/h y cantidad de propano 10,0649-10,5201 L-mol/h) y a una temperatura 170,07-166,53 °F , considerablemente moderada. En estas condiciones se obtienen una buena cantidad de componentes deseados con menos requerimientos económicos.

**Grafica Nº 2 : Sensibilidad con respecto a la caída de Presión**



## 5. Flash isotérmico

Para el caso de flash isotérmico se tiene que la temperatura de la corriente de alimentación es igual a la temperatura de las corrientes de salida del flash, es decir, la temperatura con la que trabaja el equipo.

Para este caso se obtuvo por medio del simulador que solo existe una corriente de vapor por lo que no llega a producirse una separación de los componentes livianos y pesados, lo que indica que no es posible una mejora en la separación de los componentes de interés si no se cambia la caída de presión.

Mediante el análisis del diagrama N°6 de sensibilidad en el Flash Isotérmico se puede apreciar que con el aumento de la caída de presión la fracción vaporizada aumenta, es decir, el flujo de la corriente de vapor es mayor. Sin embargo, las composiciones de los componentes deseados van disminuyendo con el crecimiento de la caída de presión.

Para que exista una buena separación entre los componentes livianos y pesados se debe tener una caída de presión adecuada, gráficamente se observa que esto sucede cuando la caída de presión es aproximadamente entre un  $\Delta$  Presión de 98 – 100 psi.

**Tabla N° 6:** Flujos de vapor de etano y propano en Flash Isotérmico.

Caida de Presión (psi)	Flujo de Etano en el vapor (lb-mol/h)	Flujo de propano en el vapor (lb-mol/h)
90	2.0965	4.2253
93	2.11295	4.3070
97	2.126	4.7938
103	2.15934	4.5534

**Tabla N° 7:** Flujos de vapor de etano y propano en Flash Adiabático

Componente	Flujos en la corriente de vapor (lb-mol/h)
Etano	7.8731
Propano	15.8166

Diagrama N°6: Grafica de Sensibilidad (Flash Isotérmico)

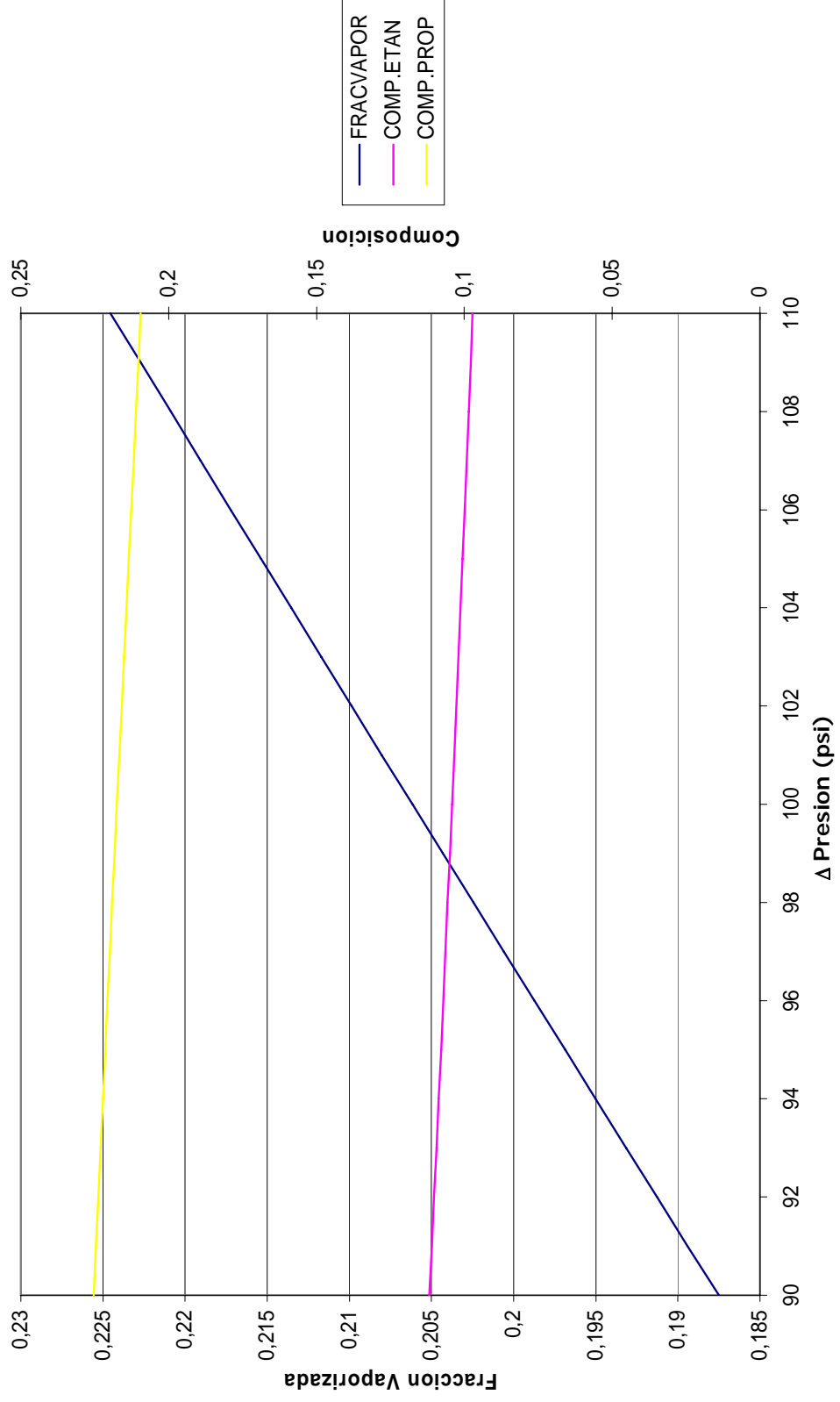


Diagrama N° 4: Diagrama de Flujo realizado en PROII

