

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

TESIS

**“CRITERIOS DE MEJORA OPERACIONAL EN PROYECTOS DE
PLANTAS CRIOGÉNICAS MEDIANTE ANÁLISIS EXERGÉTICOS”**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:

JOSÉ MARÍA SANTOS SÁNCHEZ



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Jurado asignado:

Presidente	M. en Ing. Alejandro Anaya Durand
Vocal	Ing. Q. José Antonio Ortiz Ramírez
Secretario	Ing. Q. José Agustín Texta Mena
1er. Suplente	Ing. Q. Ezequiel Millán Velasco
2º. Suplente	Ing. Q. Humberto Rangel Dávalos

Sitio en donde se desarrolló el tema:

DELTA PROYECTOS Y DESARROLLO S.A. DE C.V.
RÍO GANGES NUM. 80 COL CUAUHTÉMOC DEL. CUAUHTÉMOC.
CP 6500 MÉXICO D.F.

Asesor: Alejandro Anaya Durand

Supervisor Técnico: Mauricio Márquez Lucero

Sustentante: José María Santos Sánchez



AGRADECIMIENTOS

Dedico esta tesis a los más pobres de los pobres porque en ellos se encuentra la felicidad eterna. Gracias Padre Dios y a ti, Virgen de Guadalupe por acompañarme en este camino.

Mamá, gracias por darme la vida. Con tu ejemplo me has sabido conducir y me has enseñado a ser fuerte, a veces, sin decir una palabra. La poesía no alcanzaría a describir lo hermosa que eres todos los días, cuando me entregas tu amor y dedicación. Gracias por los regaños, las bendiciones y los cuidados. Te dedico esta tesis con todo mi amor, aunque con ella no alcanzo a pagarte lo que te debo, la vida.

Papá, tú eres yo y yo soy tú. Todo lo que soy es por ti. Con tus consejos y amor me has enseñado desde como trabajar la madera, hasta rezar y estudiar. Gracias por la confianza siempre dada, por estar siempre a mi lado, siempre amándome. Para ti con todo mi amor y especial dedicación por ser quien me enseña el camino.

Anita, desde niños te decía que por algo somos hermanos y hoy veo que gracias a tu apoyo he llegado hasta aquí. Gracias también por darnos a Octavio, quien se ha robado mi corazón. Te dedico con todo mi amor esta tesis.

Adriana, gracias por comprenderme, hasta en esas desveladas cuando me despertabas y de malas te decía: "¡si no son enchiladas!", mientras la Bimbo nos ladraba. Gracias por tus observaciones a mi redacción. Con amor para ti.

Para la familia que me ha visto crecer desde niño, a todos: tías, tíos, primas, primos, etc. En especial, al ejemplo de mis abuelos paternos y maternos, pues marcan mi origen y destino.

Gracias Fernando, primo, porque a través de ti he conocido a un hermano.

Gracias Bokhimita (Guadalupe Macuil Robles) por tu comprensión y generosidad, tienes un trozo de mi vida. Mucho de esta tesis es por tu ayuda. Gracias porque me animas y me ayudas. Te amo.

Gracias Juan Manríquez por ser un buen amigo y estar en las buenas y malas.

Gracias a todos mis formadores eclesiales, ya que su ejemplo es testimonio de Fe y de Vida. En especial a aquellos que trabajan por el bien común sin esperar nada a cambio.

Gracias a todos los maestros que me han formado desde niño hasta ahora, especialmente a: Manuel Nájera Segura, Rubén, David Díaz y José Guadalupe R.

Gracias a mi asesor, Alejandro Anaya Durand, por darme la oportunidad de desenvolverme profesionalmente, por su orientación y guía en el desarrollo de esta tesis. Así también gracias a la ayuda invaluable de mi asesor técnico Mauricio Márquez Lucero, sin ella no hubiera sido posible la realización de esta tesis. También muchas gracias al Ing. Héctor Lozada Basurto, por sus pedagógicas explicaciones sobre la ingeniería. Gracias a la confianza brindada por todos los integrantes del grupo de Ingeniería DELTA PROYECTOS.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, en especial al grupo 19, que me recibió después de una larga huelga. Para Chucho, Choreño, David, Teresa, Cristina, Adrián, Cristina y todos los que omite, disculpen.

A todos mis cuates con los que he pasado buenos momentos, en especial a Leyte, Miguel y Limón, cuates de toda la vida.



A Mamá y Papá

*“... y si puedes llenar los preciosos minutos
con sesenta segundos de combate bravío
tuya es la tierra, y todos sus codiciados frutos,
y lo más importante serás hombre, hijo mío.”*

Rudyard Kipling
Si



ÍNDICE

Capítulo	Página
I. INTRODUCCIÓN -----	1
II. FUNDAMENTOS DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO -----	4
2.1 CONCEPTOS PREVIOS	
2.2 DEFINICIÓN DE EXERGIA	
2.3 FORMAS DE LA EXERGIA	
2.4 METODOS PARA DETERMINAR LA EXERGIA DE UN SISTEMA	
2.5 PÉRDIDAS DE EXERGIA IRREVERSIBLES	
2.6 BALANCE DE EXERGIA DE UN SISTEMA	
2.7 CÁLCULO DE IRREVERSIBILIDADES DE PROCESOS INDUSTRIALES	
2.8 PARÁMETROS DE OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA	
III. METODOLOGÍA DEL ANÁLISIS DE EXERGIA -----	23
3.1 CONCEPTOS PREVIOS	
3.2 ANÁLISIS DE EXERGIA	
IV. IMPORTANCIA DEL GAS NATURAL EN EL PROCESO CRIOGÉNICO -----	31
4.1 ORIGEN DEL GAS NATURAL	
4.2 IMPORTANCIA ECONÓMICA	
V. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN -----	35
5.1 COMPLEJO DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL	
5.2 PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN	
VI. TECNOLOGÍAS CRIOGÉNICAS -----	43
6.1 TECNOLOGÍAS PARA PLANTAS CRIOGÉNICAS	
6.2 PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE ETANO	
6.3 PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE PROPANO	
VII. ANÁLISIS EXERGÉTICO DE UN PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN -----	57
7.1 ALCANCE DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO	
7.2 INFORMACIÓN DEL PROCESO	



- 7.3 CONSIDERACIONES DEL SISTEMA
- 7.4 GRADO DE AGREGACIÓN DEL SISTEMA
- 7.5 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO CRIOGÉNICO INICIAL
- 7.6 PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE EXERGÍA DEL SISTEMA
- 7.7 SIMULACIÓN DEL PROCESO CRIOGÉNICO INICIAL

VIII.	APLICACIÓN DEL LOS CRITERIOS DE MEJORA OPERACIONAL AL PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN	79
8.1	CRITERIOS DE MEJORA OPERACIONAL	
8.2	SELECCIÓN DE OPTIMIZACIÓN DE LOS PROCESOS CRIOGÉNICOS	
8.3	PROCESO CRIOGÉNICO MODIFICADO CON LA TECNOLOGIA GAS SUBCOOLED PROCESS (GSP)	
8.4	PROCESO CRIOGÉNICO MODIFICADO CON LA TECNOLOGIA COLD RESIDUE REFLUX (CRR)	
IX.	RESULTADOS Y COMENTARIOS DE LAS MODIFICACIONES AL PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN	88
9.1	RESULTADOS DEL PROCESO CRIOGÉNICO MODIFICADO CON LA TECNOLOGIA COLD RESIDUE REFLUX (CRR)	
9.2	EFICIENCIAS RESULTADOS DEL PROCESO CRIOGÉNICO MODIFICADO CON LA TECNOLOGIA GAS SUBCOOLED PROCESS (GSP)	
9.3	GLOBALES DE LAS MODIFICACIONES REALIZADAS Y SELECCIÓN DEL PROCESO MÁS ADECUADO	
X.	CONCLUSIONES	100
XI.	BIBLIOGRAFÍA	102
XII.	APÉNDICE	104



I. INTRODUCCIÓN

“Lo esencial es invisible a los ojos.”

*Antoine de Saint-Exupery
El Principito*

Resumen

El presente trabajo consiste en proponer criterios de mejora operacional a fin de maximizar la eficiencia energética de un proceso criogénico típico a partir de las tecnologías más recientes con respecto al estado de arte.

Para ello se presentarán los elementos que permitirán conocer un proceso criogénico, sus tecnologías y la forma de evaluar dicha mejora operacional.

Posteriormente, con el objetivo de mostrar la aplicabilidad de los criterios de mejora operacional basados en las tecnologías criogénicas, se presenta la maximización de la eficiencia energética de un ejemplo de proceso criogénico típico.

Asimismo, es importante mencionar que la evaluación del grado de eficiencia contenida en la aplicación de las tecnologías, está sustentada en un análisis conocido como “exergético, cuya función reside en dar a conocer el grado de desperdicio energético contenido en cada equipo involucrado en el proceso criogénico. Todo esto para que posteriormente puedan realizarse modificaciones, sobre estos puntos, a fin de aumentar la producción y disminuir las pérdidas de energía.



Motivado por el mejoramiento de la industria petroquímica y sabiendo que los productos obtenidos de los yacimientos petrolíferos son recursos no renovables, la presente tesis tiene por objetivo optimizar con máxima eficiencia energética la recuperación de hidrocarburos a partir de “gas seco dulce” en un proceso criogénico típico. Aplicando una serie de modificaciones basadas en el mejor aprovechamiento de los recursos energéticos del proceso.

La implementación de los criterios de mejora operacional al proceso criogénico, está basada en las tecnologías criogénicas; tales criterios permiten ahorrar los costos energéticos empleados, y al mismo tiempo, ayudan a obtener los hidrocarburos deseados, garantizando por un período mucho más largo, la existencia de los recursos no renovables de los yacimientos, lugar donde se extraen los hidrocarburos.

Es pertinente mencionar que el enfoque de la presente tesis (dentro de la ingeniería química) está más orientado a la rama de la “Ingeniería de Proyectos”. Sustentada en conceptos termodinámicos como son: la “exergia” y la “eficiencia termodinámica”, y teniendo simultáneamente como base las tecnologías criogénicas más recientes con respecto al estado de arte, las cuales cabe resaltar, han sido implementadas en diversas plantas de manera exitosa.

Es bueno decir, a grandes rasgos, que el proceso criogénico consiste en enfriar el gas seco dulce, para que posteriormente pueda expandirse a través de una turbina. Una vez realizado lo anterior, el gas es enviado a una columna desmetanizadora, donde se separan los hidrocarburos ligeros (compuesto principalmente por metano) de los pesados.

Por otro lado, para determinar las propiedades termodinámicas de las corrientes, y así también los equipos del proceso criogénico típico, se ha realizado la simulación del proceso utilizando un simulador de procesos (programa computacional que agiliza el cálculo de propiedades y equipos relacionados).



Asimismo, el análisis de las pérdidas de energía del proceso criogénico, ha sido realizado por medio de balances exergéticos y la evaluación de parámetros de optimización; dichos elementos indican el grado de mejora que puede alcanzar cada equipo, tanto cuantitativa como cualitativamente.

Es de capital importancia hacer saber que la finalidad del análisis exergético radica en determinar *cuáles son las partes del proceso donde existen pérdidas de energía* (conocidas como "pérdidas exergéticas irreversibles"). De esta manera, al conocer los puntos donde la energía es desperdiciada, existe la posibilidad de reacomodar las corrientes, o en su defecto, tomar otro tipo de medidas en los equipos, todo esto con el afán de producir una disminución tanto en energía como en costos de producción. Y posteriormente realizar un segundo balance exergético (con sus debidas modificaciones) y determinar el ahorro de energía obtenido.

Debe ponerse de relieve que, el uso de análisis rigurosos como el aquí presentado, ha beneficiado a muchos países, especialmente a los más industrializados, puesto que la dinámica de reducir el costo energético y simultáneamente aumentar la productividad, potencializa el uso de los recursos empleados. Sin lugar a dudas, la principal importancia de este tipo de estudios, es cuando se implementan en la planta; no sólo en los procesos petroquímicos, sino en otros sectores de la industria y la sociedad.

Estructura de la tesis

En primer término se presenta el fundamento y el método del análisis exergético en los capítulos II y III respectivamente. La descripción del proceso criogénico y sus tecnologías se exponen en el capítulo V y VI respectivamente. El propósito del capítulo IV es dar una visión de la importancia del gas natural para el mismo proceso.

La aplicación del análisis exergético al proceso criogénico típico se aborda en el capítulo VII. La optimización basada en los criterios de mejora se presenta en el Capítulo VIII, y finalmente los resultados y conclusiones obtenidos se mostrarán en los Capítulos IX y X.



II. FUNDAMENTOS DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO

“La única fuente del conocimiento es la experiencia.”

Albert Einstein

Resumen

El concepto de la exergía recae sobre la base termodinámica de la segunda ley. Podemos entender esta propiedad termodinámica como la máxima cantidad de trabajo realizado por una máquina térmica, llevado a cabo desde las condiciones de operación hasta las condiciones ambiente.

Debido a que no todos los procesos son ideales, hay una parte de la energía que escapa al ambiente y que puede ser recuperada para llevar a cabo trabajo útil, llamada “pérdidas exergéticas irreversibles”. La transferencia de esta forma de energía puede ser a través de la materia o por medio de un flujo, dependiendo de estos dos factores, variará la forma para calcular la exergía de dichos términos incluidos en un balance exergético, el cual tiene la finalidad dar a conocer las pérdidas exergéticas irreversibles en el sistema que se analice.

Para determinar qué tan eficiente es un proceso con respecto a otro, es necesaria la evaluación de los parámetros de optimización, los cuales indican el grado de energía que puede recuperarse de cada equipo.



NOMENCLATURA (Capítulo II)

Índices:

Símbolo	Descripción	Unidades
Ex , B	: Exergía	kJ
Irr	: Irreversibilidades	kJ
Efl	: Efluente	kJ
Pex	: Pérdidas exergéticas irreversibles	kJ
Q	: Calor	kJ
W	: Trabajo	kJ
S	: Entropía molar	kJ/mol
H	: Entalpía molar	kJ/mol
P	: Presión	kg/cm ²
T	: Temperatura	°K
V	: Volumen	m ³
X	: Composición	% mol
R	: Constante de los gases ideales	J / (mol °K)
z	: Altura	m
v	: Velocidad	m/hr
Cp	: Capacidad calorífica molar	J / (°K mol)
n	: Numero de moles	mol
m	: Materia	kg
t	: Tiempo	hr, min
θ	: Eficiencia	%
ε	: Efectividad	%
ζ	: Rendimiento	%
Pot	: Potencial de mejoramiento	%
Zm	: Factor de compresibilidad	---
θ	: Factor de Carnot	---

* Un punto en la parte superior del símbolo indica que se trata del flujo másico de la propiedad

Subíndices:

Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción	Símbolo	Descripción
m	: Materia	o	: condiciones ambiente	1	: entrada
f	: Físico	vc	: volumen de control	2	: salida
ch	: Químico	au	: productos útiles	LM	: valor medio
g	: Potencial	aw	: desechos	TOT	: total
v	: Cinético	d	: materia suministrada	tte	: totales de entrada
w	: Trabajo	D	: suministro	tts	: totales de salida
q	: Calor	dr	: combustibles suministrados	uts	: útil
t	: Tiempo	qD	: calor suministrado	nts	: netas donadas
s	: Substancial	tu	: incremento de materia	ntp	: netas aceptadas
i	: Interna	qu	: incremento de calor		
fr	: Fricción	u	: util		

Símbolos matemáticos:

Δ	: Variación de la propiedad
Σ	: Sigma (Sumatoria)
∂	: Derivada
ln	: Logaritmo natural



2.1 CONCEPTOS PREVIOS

Antes de comenzar a describir las ecuaciones para la determinación de la exergía y las pérdidas de exergía, es conveniente mencionar algunos conceptos utilizados dentro del campo termodinámico, útiles en la realización de dicho balance:

a) Volumen de control:

Es el sistema que se analiza, sea un equipo o proceso. El límite de dicho volumen de control (VC) se determina de acuerdo a las condiciones bajo las que trabaje. Es decir, si por ejemplo, el sistema tiene corrientes de entrada y/o salida para el volumen de control, sólo consideraremos el valor de las corrientes en el límite de éste, sin ocuparnos de lo que pase antes ó después de ellas.

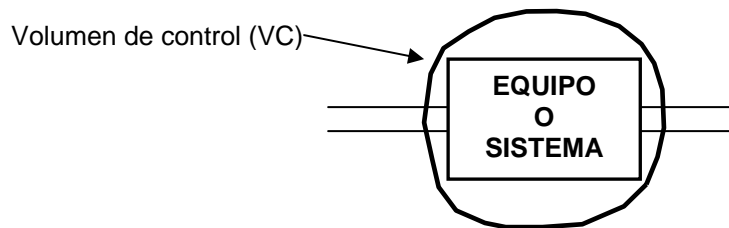


Fig. 2.1 Volumen de Control

b) Sistema abierto [4]:

Un sistema abierto es aquel donde puede haber transferencia de materia y/o energía entre el sistema y el ambiente que lo rodea.

c) Estado estacionario:

El estado estacionario de alguna propiedad del sistema se da cuando ésta no varía con respecto al tiempo. En este caso la propiedad se considera constante. Puede ser representado cuando la derivada de esa propiedad con respecto al tiempo es igual a cero. Para el caso de la exergía generada por el volumen de control (Ex), esto quedaría representado de la siguiente manera:

$$\dot{E}x_{VC} = \frac{\partial Ex_{VC}}{\partial t} = 0 \quad (\text{Ec. 2.1})$$



2.2 DEFINICIÓN DE EXERGÍA

Dentro del campo de la termodinámica existen leyes que regulan las transformaciones de energía y su interacción con la materia.

La primera ley, conocida también como la ley de la conservación de la energía, enuncia que: “aunque la energía tome muchas formas, la cantidad total de energía es constante y cuando la energía desaparece en una forma, aparece simultáneamente en otras formas” [3].

La segunda ley, por otro lado, sostiene que: “Ningún equipo puede funcionar de modo tal que su único efecto (en el sistema y sus alrededores) sea convertir completamente todo el calor absorbido por el sistema en trabajo hecho por el sistema” [3].

La segunda ley surge del hecho de que todos los procesos no son ideales por lo que la energía se degrada. Es decir, en la realización de todo proceso la energía siempre es la misma pero no de la misma calidad.

Las dos leyes anteriores se pueden representar de la siguiente manera:

<p>1ª LEY.- CONSERVACIÓN DE LA ENERGÍA_ _ _ _ _ (CANTIDAD) ENERGÍA = EXERGÍA + ANERGÍA (la energía permanece constante)</p> <p>2ª LEY.- DEGRADACIÓN DE LA ENERGÍA_ _ _ _ _ (CALIDAD) EXERGÍA → ANERGÍA (la exergía decrece)</p>

Fig. 2.2 Leyes de la termodinámica [1]

La segunda ley indica que la energía tiene un término útil que realiza trabajo, llamado exergía, y otro que no lo es, llamado anergía [1]. Debido a que siempre hay pérdidas de energía que escapan al ambiente o se pierden por falta de eficiencia del equipo. De forma tal que al realizar un proceso conforme decrece la exergía, la anergía aumenta análogamente, tal como se muestra en la fig. 2.2. Dado lo anterior, las dos leyes anteriores pueden resumirse en la siguiente expresión: “en todo proceso real la energía permanece constante y una parte de la exergía se transforma en anergía” [1].



La exergía, por lo tanto, es una propiedad que se pierde o destruye al realizar un proceso. Según Z. Ran [2] *“la exergía es la máxima cantidad de trabajo que se logra a la salida de un equipo a condiciones ambiente ó el trabajo mínimo necesario a la entrada de él para realizar el proceso reversible.* Normalmente la exergía se expone en términos de trabajo mecánico porque es lo que deseamos obtener de un equipo, aún cuando otro tipo de energía sea la causante de dicho trabajo.

Para calcular la exergía es necesario definir un estado de referencia, el cual está dado por las condiciones ambiente de presión y temperatura en las que se encuentra el sistema. Lo anterior quiere decir que la exergía de un sistema varía de un lugar a otro con diferentes condiciones ambientales.

El cálculo de la exergía depende del conocimiento tenido acerca de las propiedades físicas y químicas a las que trabaja el sistema, tales como: entalpia, entropía, composición (potencial químico), velocidad, posición, etc. Estas propiedades deben ser calculadas tanto a las condiciones de presión y temperatura a las que trabaja el sistema y a las del ambiente.

De manera que, el incremento exergético de un sistema, está dado por la diferencia entre la exergía del sistema a las condiciones que éste trabaja y a las condiciones ambiente.

En caso de considerar un sistema sin entradas y/o salidas de trabajo, donde no sean tomados en cuenta los términos de posición y velocidad, el cálculo de la exergía se realiza a partir de una combinación lineal de dos funciones de estado [5]: entalpia y entropía, en el mismo sentido que la energía libre de Gibbs, sólo que la última calculada a temperatura ambiente.

La expresión general para calcular la exergía se muestra en la Ec. 2.1, cuya deducción fue tomada de Jan Szargut [2], uno de los iniciadores en el campo de la exergía.

$$\Delta Ex_{TOT} = \Delta H_{TOT} - T_0 \Delta S_{TOT} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

$$\text{ó:} \quad \Delta Ex_{TOT} = (H - H_0) - T_0(S - S_0) \quad (\text{Ec. 2.3})$$



El primer término del lado derecho de la Ec. 2.3 representa la diferencia entre la entalpía del sistema (H) y la del ambiente (H_0) para un componente dado. Este término incluye la energía térmica (=interna), mecánica (=rapidez de trabajo), química, cinética y potencial. El segundo término representa la diferencia de entropía del sistema (S) y la entropía del ambiente (S_0) para el mismo componente. El término T_0 es la temperatura de referencia, que por lo general es la temperatura ambiente a la cual se lleva a cabo el proceso.

Por medio de la Ec. 2.3 es posible determinar el incremento de exergía física y química realizada en un sistema. Para determinar con mayor exactitud la exergía es necesario aplicar la ecuación de estado adecuada para el cálculo de la entalpía y la entropía, dependiendo del proceso a tratar.

La diferencia de exergía, producida por el desequilibrio termodinámico entre el sistema y el ambiente, disminuye hasta un punto denominado "estado muerto". En este momento la exergía del sistema desaparece (es igual a cero) dado que el sistema entra en equilibrio termodinámico y se muestra incapaz de producir trabajo alguno.

Unidades de la exergía:

Los símbolos con que se suele representar la exergía son una Ex o una letra B [6], las unidades con las que se mide, son las mismas de la energía, tales como: J, BTU, Kcal, etc. Sin embargo, han surgido propuestas para que haya unidades especiales de la exergía, como el Aeu [4] (American Exergy Unit) o como agregar una letra e al final de la unidad energética (por ejemplo: Je, Btue o Kcale) a fin de especificarla como una unidad exergética.

Ahora bien, si dividimos la exergía por unidad de materia, por ejemplo lb ó Kg obtendremos la *exergía específica*, es decir, Btu/lb ó Btu/Kg, respectivamente. Y si multiplicamos la exergía específica por el flujo al que se transporta obtendremos un flujo de exergía, por ejemplo Btu/h, J/s, el cual se representa con un punto encima del símbolo de exergía: \dot{Ex} ó \dot{B} .



2.3 FORMAS DE LA EXERGÍA [1]:

La exergía, así como la energía, tiene dos formas principales de manifestación; la primera está asociada a la energía en tránsito, y la segunda refiere a la energía contenida en la materia, la cual es transformada en la misma materia. El siguiente cuadro muestra las distintas formas de exergía:

Función de transferencia:		
-Exergía de trabajo	$Ex_w = W$	(Ec. 2.4)
-Exergía de calor	$Ex_q = Q\theta = Q\left(1 - \frac{T_0}{T_{LM}}\right)$	(Ec. 2.5)
Función de estado:		
Exergía de la materia	$Ex_m = Ex_i + Ex_s$	(Ec. 2.6)
└ Exergía interna	$Ex_i = Ex_g + Ex_v$	(Ec. 2.7)
└ Exergía potencial	$Ex_g = g(z - z_0)$	(Ec. 2.8)
└ Exergía cinética	$Ex_v = \frac{1}{2}(v^2 - v_0^2)$	(Ec. 2.9)
└ Exergía substancial	$Ex_s = Ex_f + Ex_q$	(Ec. 2.10)
└ Exergía física	$Ex_f = (H - H_0) - T_0(S - S_0)_{a \text{ X cte.}}$	(Ec. 2.11)
└ Exergía química	$Ex_{ch} = [(H - H_0) - T_0(S - S_0)]_{a P, T \text{ ctes.}}$	(Ec. 2.12)

Fig. 2.3 Formas de la Exergía [1]

a) Exergía como función de transferencia

La Ec. 2.4 es la máxima cantidad de trabajo producida por el sistema Ex_w , y refiere a la exergía de trabajo. Esta forma de exergía obedece a la cantidad total de trabajo que entra y sale del sistema.

El término de exergía por calor se refiere al calor total cedido al sistema a través del foco de energía ó el calor, generado por el mismo sistema al ambiente.

El término de incremento de exergía de calor puede calcularse con la definición de la Ec. 2.5. Donde Q es el flujo del calor transferido al sistema y T_0



es la temperatura ambiente a la que se lleva a cabo el proceso. El término θ se conoce como el factor de Carnot y puede ser calculado de la siguiente manera:

$$\theta = (1 - T_0 / T_{LM}) \quad (\text{Ec. 2.13})$$

Donde T_{LM} puede calcularse de la siguiente manera:

$$T_{LM} = \frac{H_2 - H_1}{S_2 - S_1} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Los subíndices de la entalpía y entropía indican que se trata de las propiedades a la entrada y la salida del sistema.

b) Exergía como función de estado

La exergía de la materia se divide en exergía interna Ex_i , y exergía substancial Ex_s . Al tiempo que la energía interna se divide en los términos de exergía cinética Ex_v y exergía potencial Ex_p .

El cálculo de la exergía cinética se muestra en la Ec. 2.9, y corresponde a la velocidad con que se transportan las corrientes que entran al sistema. Si la velocidad de la corriente que entra al sistema es igual al de salida, este término es igual a cero.

La exergía potencial se debe a la diferencia de alturas del sistema con respecto a un estado de referencia, su cálculo es como se muestra en la Ec. 2.8. Si la corriente de entrada y la de salida mantienen un mismo nivel con respecto a un estado de referencia, este término es igual a cero.

En cuanto a la exergía substancial, por otra parte, se dividirá en dos términos: exergía física y exergía química. Y análogamente la exergía física se dividirá en otros dos términos, uno por efecto de la temperatura y otro generado por la presión.

La forma general de calcular la exergía física es mostrada en la Ec. 2.9. Ahora bien, desarrollando esta ecuación para aplicarla a un gas ideal, la exergía física se puede calcular de la siguiente manera [2]:



$$Ex_f = c_p \left(T - T_o - T_o \ln \frac{T}{T_o} \right) + RT_o \ln \frac{P}{P_o} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

En la anterior ecuación el primer término del lado derecho, representa el efecto por temperatura y también el que se da por presión.

El término de exergía química está dado por la energía liberada al reaccionar los componentes o al cambiar la concentración de los componentes a temperatura y presión constante. Eso sucede cuando hay una reacción en el proceso, como combustión u otra que esté relacionada con la producción interna de los productos dentro del proceso.

Para conocer un valor de la exergía química más cercano al comportamiento real, es necesario recurrir a la definición dada en la Ec. 2.12. Donde la exactitud del resultado depende del método empleado para obtener las propiedades termodinámicas de entalpía y entropía.

2.4 MÉTODOS PARA DETERMINAR LA EXERGÍA DE UN SISTEMA

Dado que no existe una ley de la conservación de la exergía, es posible determinar el incremento exergético de un sistema de acuerdo a: el proceso que se trate, las condiciones en las que se encuentre y la información con la que se cuente. Así pues, los métodos para determinar la exergía de un sistema son:

- 1) A través del conocimiento de la corriente.
- 2) A través de la unidad.

1) Método a través de la corriente [5]

El incremento de exergía total de un sistema por medio del conocimiento de la corriente, consiste en sumar el total de los términos exergéticos relacionados con el sistema, los cuales pueden ser como se muestran en la Fig. 2.3. Para lo anterior es preciso conocer las propiedades de entalpía y entropía de las corrientes de entrada y salida del sistema.

$$\Delta Ex_{TOT} = \sum Ex_{\text{Todos los términos del sistema}} \quad (\text{Ec. 2.16})$$



2) Método a través de la unidad [5]

Este método se emplea cuando no se conoce el valor de la entropía de las corrientes de entrada y salida. Por medio de este método no es necesario calcular la entropía de cada corriente que entre o salga del sistema. Por lo cual se considera que la entropía del sistema es una función de la temperatura y presión $S=S(T,P)$, y aunado a ello se cree que las propiedades físicas como capacidad calorífica tienen valores medios entre las corrientes de entrada y la salida del equipo.

En forma generalizada, para obtener la exergía de un equipo por el "método a través de la unidad" se ocupa la siguiente ecuación:

$$\Delta E_x = \Delta H \left(1 - \frac{T_o}{T_{LM}} \right) + Zm n R T_o \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (\text{Ec. 2.17})$$

Siendo:

$$T_{LM} = \frac{T_2 - T_1}{\ln(T_2/T_1)} \quad (\text{Ec. 2.18})$$

Donde los subíndices 1 y 2 corresponden a la corriente de entrada y salida respectivamente, tanto para la presión como para la temperatura; y donde ΔH representa el cambio de entalpía del equipo.

2.5 PÉRDIDAS DE EXERGÍA IRREVERSIBLES

Las pérdidas de exergía por irreversibilidades de un sistema pueden ser divididas en dos: internas y externas. Las primeras son resultado de las irreversibilidades internas del proceso (I_{rr}), y las segundas son resultado de las descargas de exergía enviadas al ambiente (E_{fl}).

Un sistema es irreversible cuando hay un aumento de entropía, mientras que un proceso reversible la entropía es igual a cero. Véase lo anterior en la siguiente expresión:

$$\frac{\partial S}{\partial t} = 0 \quad \text{Proceso Reversible} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

$$\frac{\partial S}{\partial t} > 0 \quad \text{Proceso Irreversible} \quad (\text{Ec. 2.20})$$



En torno a lo anterior, un proceso reversible es donde no hay pérdidas energéticas. Es decir, en una maquina térmica el proceso reversible se daría con una conversión total de calor en trabajo ó en otra forma de energía, lo cual sólo sucedería en un proceso ideal. En realidad es inevitable que existan pérdidas energéticas, esto significa que todos los procesos reales son irreversibles en mayor o menor grado.

2.5.1 Métodos de cálculo de las pérdidas de exergía irreversibles

El cálculo de las pérdidas de exergía irreversibles puede realizarse aplicando (alguna de) las siguientes consideraciones:

- 1) Teorema de Gouy-Stodola
- 2) Considerando el sistema como un par (donador-aceptor)

1) Teorema de Gouy-Stodola

Las pérdidas de exergía por irreversibilidades pueden ser calculadas por medio del teorema de Gouy-Stodola [2], el cual afirma: *“En un proceso la degradación de la energía (o pérdidas exergéticas irreversibles) es igual a la producción de la entropía a temperatura ambiente”*. La expresión termodinámica correspondiente al anterior teorema es la siguiente ecuación:

$$I_{rr} = T_0 \Delta S \quad (\text{Ec. 2.21})$$

Para desempeñar mencionado método es necesario conocer la exergía de cada corriente y después aplicarle el teorema de la siguiente manera:

$$I_{rr} = \sum Ex_{\text{entrada}} - \sum Ex_{\text{salida}} \quad (\text{Ec. 2.22})$$

$$I_{rr} = \sum Ex_{t_{te}} - \sum Ex_{t_{ts}} \quad (\text{Ec. 2.23})$$

Siendo $Ex_{t_{te}}$ la suma total de las exergías de los términos que entran al sistema (materia, energía), y por otro lado, siendo $Ex_{t_{ts}}$ la suma de los términos de exergía a la salida.



Las pérdidas de exergía de las efluentes (Efl) son igual a la suma del total de las corrientes exergéticas enviadas al ambiente. Sin embargo, su cálculo no es posible realizarlo tan fácilmente con el teorema de Gouy-Stodola.

$$Efl = \sum Ex \text{ enviadas al ambiente} \quad (\text{Ec. 2.24})$$

Ahora bien, debe decirse que las pérdidas exergéticas externas pueden darse por razones técnicas o estructurales. Las pérdidas de exergía técnicas obedecen regularmente a partes mal instaladas de los equipos, no obstante, esas pérdidas pueden disminuir cambiando el arreglo de los equipos; no así las pérdidas estructurales, que necesitan cambios más substanciales. Un ejemplo de Efl son las corrientes salientes del sistema en forma de desechos.

En suma, el total de las pérdidas exergéticas de cualquier sistema es igual a la suma de las pérdidas exergéticas irreversibles y las pérdidas de las Efluentes:

$$Pex = Irr + Efl \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Las pérdidas de exergía por irreversibilidades dependen del proceso y de la temperatura del ambiente. La selección del estado de referencia no tiene influencia alguna en el cálculo, pues los términos de estado muerto son incluidos en el balance. Mientras que las pérdidas de exergía de las Efluentes dependen del modelo seleccionado para el estado muerto.

2) Considerando el sistema como un par (donador-aceptor)

Las irreversibilidades también pueden ser calculadas si se considera el sistema como un par (donador-receptor). Donde la diferencia entre la exergía neta alimentada (por el donador) y la exergía neta aceptada Ex_{ntp} (al receptor) nos da las pérdidas de exergía irreversibles del sistema:

$$Irr = \sum Ex \text{ donador} - \sum Ex \text{ receptor} \quad (\text{Ec. 2.26})$$

$$\text{ó: } Irr = \sum Ex_{nts} - \sum Ex_{ntp} \quad (\text{Ec. 2.27})$$



Donde el término “neto” implica que para el donador se considera únicamente lo que produce, es decir, los combustibles; mientras que para el receptor son los productos obtenidos.

2.6 BALANCE DE EXERGÍA DE UN SISTEMA

El objetivo de realizar el balance exergético es encontrar las pérdidas de exergía irreversibles producidas en el sistema, ya que como se mencionó, no existe una ley para determinar tal propiedad. La deducción del balance de exergía es de la siguiente forma:

Si se substraen las pérdidas de las Efluentes del total de exergía de salida del sistema Ex_{tts} se obtiene la exergía útil Ex_{au} , como se muestra a continuación:

$$Ex_{au} = Ex_{tts} - Efl \quad (\text{Ec. 2.28})$$

De manera que si despejamos Ex_{tts} de la ecuación anterior, obtenemos:

$$Ex_{tts} = Ex_{au} + Efl \quad (\text{Ec. 2.29})$$

Y si sustituimos este término en la Ec. 2.23, obtendremos:

$$Irr = \sum Ex_{tte} - Ex_{au} - Efl \quad (\text{Ec. 2.30})$$

Al despejar Ex_{tte} de la anterior ecuación, obtendremos la siguiente expresión general para el balance general de exergía:

$$\sum Ex_{tte} = Ex_{au} + Irr + Efl \quad (\text{Ec. 2.31})$$

Sustituyendo la Ec. 2.25 en la anterior ecuación:

$$Ex_{tte} = Ex_{au} + Pex \quad (\text{Ec. 2.32})$$

Es decir, la exergía de entrada es igual a la exergía útil a la salida, más el total de las pérdidas exergéticas (Irreversibilidades más Efluentes).

En caso de considerar que en el sistema no hay reacción química, el término de exergía química es igual a cero. Por lo tanto, el término de exergía física es el predominante en las corrientes de materia.



Si además se considera que el equipo tiene el mismo nivel de referencia de altura de las corrientes de entradas y salidas, el término potencial es igual a cero. Y de igual forma, si el equipo mantiene la velocidad constante, el término de exergía cinética también es igual a cero.

Al realizar el balance de exergía de un sistema, éste puede llegar a tener entradas y salidas de corrientes de: calor, trabajo y/o materia. Cada uno de estos términos será calculado según el tipo de exergía que le corresponda, véase en la Fig 2.3.

Al desarrollar la Ec. 2.31, con el término respectivo para calcular la exergía, queda un balance general para un sistema abierto (vc) que tiene entradas y salidas tal como se indica en la ecuación siguiente:

$$\sum EX_d = \Delta EX_t + \sum \Delta EX_q + \sum EX_{au} + \sum EX_{aw} + W + Irr \quad (\text{Ec. 2.33})$$

En la ecuación anterior ya han sido desarrollados los términos de exergía a la entrada EX_{tte} , siendo este término igual a la suma de los términos de materia y energía a la entrada:

$$EX_{tte} = EX_{q1} + \sum EX_d \quad (\text{Ec. 2.34})$$

De la misma manera, EX_{tts} es igual a las corrientes de materia y energía a la salida del sistema:

$$EX_{tts} = EX_{q2} + \sum EX_{au} \quad (\text{Ec. 2.35})$$

Los términos de materia se pueden calcular con la definición de la Ec. 2.11 para un proceso real.

El término EX_{aw} es una pérdida de exergía externa debida al Efluente y las pérdidas de exergía interna se deben a las Irr . Por lo que el término Pex es igual a: $Irr + \sum EX_{au}$. En caso de que el sistema no cuente con corrientes que puedan enviarse al ambiente, entonces las pérdidas exergéticas sólo estarán dadas por las Irr .



El término de exergía de trabajo es igual al trabajo desarrollado por el sistema. El término ΔEx_t representa la razón exergética de cambio con respecto al tiempo. Si el sistema se considera en estado estacionario, este término es igual a cero.

Los términos referidos al flujo de exergía de materia que entra y sale del sistema se obtienen multiplicando la exergía por el flujo másico:

$$\sum \dot{Ex}_{tte} = \sum \dot{m}_{tte} Ex_{tte} \quad \text{Flujo de exergía entrada} \quad (\text{Ec. 2.36})$$

$$\sum \dot{Ex}_{tts} = \sum \dot{m}_{tts} Ex_{tts} \quad \text{Flujo de exergía salida} \quad (\text{Ec. 2.37})$$

De forma semejante para los términos de calor y trabajo, el flujo de exergía se obtiene multiplicando la exergía específica por el flujo al que se transportan.

Representando cada uno de los términos de flujo de exergía que intervienen en el sistema con el fin de obtener las Irr , el balance para un sistema abierto en estado estacionario queda de la siguiente manera:

$$\dot{Irr} = \sum \dot{Ex}_d - \sum \dot{Ex}_{au} - \sum \dot{Ex}_{aw} - \sum \Delta Ex_q - \dot{W} \quad (\text{Ec. 2.38})$$

La anterior ecuación es resultado de la aplicación del balance exergético para determinar el flujo de Irr de un sistema. El punto que se encuentra arriba de cada término indica que se trata del flujo de exergía.

2.7 CÁLCULO DE IRREVERSIBILIDADES DE PROCESOS INDUSTRIALES

En los procesos industriales las causas principales de las pérdidas de exergía son: fricción, transferencia de calor (en intercambiadores de calor), estrangulamiento, difusión, combustión, reacciones químicas, etc. No obstante, dado el objetivo del presente trabajo y la amplitud que merece cada uno de los anteriores tópicos, me tomaré a la tarea de analizar únicamente algunos de ellos.



a) Fricción

Las pérdidas de exergía irreversibles debidas a la fricción producida por un fluido a su paso por una tubería se puede expresar de la siguiente manera:

$$I_{rr} = Q_{fr} \frac{T_o}{T} \quad (\text{Ec. 2.39})$$

La anterior ecuación es la forma de determinar la exergía hidráulica. También en estos casos un fluido tiene una caída de presión, que debe ser determinada con la Ec. 2.11. Si además se diera el caso de que hubiera reacción a su paso esta exergía debe ser evaluada con la Ec. 2.12.

b) Transferencia de calor irreversible

Las pérdidas exergéticas irreversibles en un proceso real, en el que una corriente de flujo calórico caliente, T_1 , ceden energía a otra corriente más fría, T_2 , esta dada por la siguiente relación:

$$I_{rr} = Q(\theta_{ML1} - \theta_{ML2}) \quad (\text{Ec. 2.40})$$

Sustituyendo el factor de Carnot correspondiente en cada término de la ecuación anterior, ésta queda de la siguiente forma:

$$I_{rr} = Q \frac{T_1 - T_2}{T_1 T_2} T_o \quad (\text{Ec. 2.41})$$

La anterior ecuación se emplea en el cálculo de las perdidas de exergía en intercambiadores de calor. A partir de ella podemos inferir que si disminuye T_1 y T_2 las perdidas de exergía serán mayores.

c) Procesos adiabáticos

Los procesos adiabáticos pueden darse en el paso de un gas a través de una válvula. Las pérdidas de exergía en un proceso de expansión adiabático irreversible pueden ser expresadas de la siguiente forma:

$$I_{rr} = - \frac{T_o}{T} \dot{V} dp \quad (\text{Ec. 2.42})$$

La aplicación de la ecuación anterior para un gas ideal que tiene pérdidas de exergía a un proceso adiabático, es como a continuación se expresa:



$$\dot{I}_{rr} = \dot{n} RT_o \ln \frac{P_2}{P_1} \quad (\text{Ec. 2.43})$$

El flujo de I_{rr} tal como se muestra arriba es independiente a la temperatura.

2.8 PARAMETROS DE OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA[1]

Para comparar sistemas de diferentes tipos y tamaños se necesita evaluar parámetros que determinen que tan alejada está la operación real de la operación máxima (desde un punto de vista de la segunda ley). Estos parámetros son llamados: parámetros de optimización y se dividen en tres categorías: cuantitativos, cualitativos y una combinación de los anteriores, tales como las pérdidas de exergía, las eficiencias y el potencial de mejoramiento, respectivamente.

Generalmente estos parámetros son una relación entre la realidad y la idealidad expresada como un porcentaje o fracción. A continuación se definen algunos de ellos, que serán de gran utilidad posteriormente:

a) Eficiencia

Es definida como el total de exergía de salida del sistema, dividido entre el total de exergía que entra al sistema.

$$\eta = \frac{\sum Ex \text{ salida}}{\sum Ex \text{ entrada}} = 1 - \frac{I_{rr}}{\sum Ex \text{ entrada}} \quad (\text{Ec. 2.44})$$

Siendo las corrientes de $\sum Ex$ salida y la $\sum Ex$ entrada todas las corrientes conectadas al volumen de control: físicas, químicas, de trabajo, de calor, etc.

Desarrollando la Ec. 3.1 queda la siguiente expresión:

$$\eta = \frac{Ex_{au} - Ex_{dr} + \Delta Ex_{tu} + \sum \Delta Ex_{qu} + W_u}{Ex_D - \sum \Delta Ex_{qD} - W_D} \quad (\text{Ec. 2.45})$$

La eficiencia es la medida de la fracción del total de exergía a la entrada que no se pierde debido a la Irreversibilidad del sistema. En otras palabras, si



el proceso fuera ideal las Irreversibilidades serían igual a cero por lo que la eficiencia sería 1 o 100%, pero esto es imposible.

b) Efectividad

La Efectividad es definida como la relación de la exergía neta producida, Ex_{ntp} , con respecto a la exergía neta suministrada, Ex_{nts} .

$$\varepsilon \equiv Ex_{ntp} / Ex_{nts} \quad (\text{Ec. 2.46})$$

Siendo la Ex_{ntp} la exergía receptora de las corrientes del sistema (los productos) y Ex_{nts} la exergía donadora del mismo (los combustibles).

La efectividad también puede ser expresada como una función de las pérdidas de exergía por Irreversibilidades puesto que estas son igual a la diferencia entre ambas exergías netas.

$$\varepsilon = 1 - Irr / Ex_{nts} \quad (\text{Ec. 2.47})$$

La efectividad se puede considerar como la medida de la capacidad del sistema (o exergía neta suministrada) para producir el efecto deseado. En este sentido la Efectividad nos proporciona información más útil con respecto a los productos que no se puede apreciar en la Eficiencia.

c) Rendimiento

La Eficiencia y la efectividad son parámetros de optimización con un enfoque apegado a la segunda ley, en la que su valor máximo es 1 o 100% para procesos reversibles. Sin embargo hay algunas aplicaciones particulares para las cuales son más útiles otras definiciones. Para lo cual se ocupa el concepto de Rendimiento, el cual se define como la relación entre la exergía deseada y la exergía consumida.

$$\zeta \equiv Ex \text{ deseada} / Ex \text{ consumida} \quad (\text{Ec. 2.48})$$

Una de las definiciones más generales del Rendimiento se basa en el balance de exergía expuesto como la suma de exergías de cada corriente,



considerando la exergía útil a la salida como la exergía deseada, y la exergía total a la entrada como la exergía consumida.

$$\zeta = Ex_{\text{uts}} / Ex_{\text{tte}} \quad (\text{Ec. 2.49})$$

La cual puede ser expresada también como una función de las pérdidas de exergías totales.

$$\zeta_{\text{ex}} = 1 - P_{\text{ex}} / Ex_{\text{tte}} \quad (\text{Ec. 2.50})$$

d) Potencial de mejoramiento

Las pérdidas de exergía y la efectividad determinan respectivamente la cantidad y la calidad realizada del sistema. Existe una tercera categoría de parámetros llamados parámetros combinados que une los dos aspectos anteriores. El Potencial de mejoramiento es uno de estos parámetros, los cuales se basan en la definición del potencial termodinámico para propósitos de mejoramiento propuesto por Reistad (1970), pero incorporando al término del efluente de pérdidas de exergía.

El potencial de mejoramiento de un sistema se define como la relación que mide que tanto y con que facilidad puede ser mejorado el sistema para optimizar los procesos. Se obtiene de las pérdidas de exergía y la efectividad del sistema, de la siguiente manera:

$$\text{Pot} = \text{Irr} (1 - \varepsilon) + \text{Efl} \quad (\text{Ec. 2.51})$$

La expresión anterior es arbitraria y de carácter empírico. Sin embargo ha tenido éxito en aplicaciones de procesos complejos. Está formada por: el potencial absoluto, el potencial relativo y el potencial ambiental. El potencial relativo $(1 - \varepsilon)$ es una medida de que tan fácil es mejorar el sistema, si la efectividad es muy baja el potencial relativo se aproxima a su máximo valor, entonces en principio el sistema debe ser mejorado fácilmente. El potencial absoluto Irr es una medida de que tanto el sistema puede ser mejorado desde adentro del mismo atacando su Irreversibilidad. El potencial del ambiente, Efl es una medida de que tanto el sistema puede ser mejorado desde afuera del mismo si la exergía de los efluentes fueran enviados al ambiente.



III. METODOLOGÍA DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO

“Hablar oscuramente lo sabe hacer cualquiera, con claridad lo hacen muy pocos.”

Galileo Galilei

Resumen:

El análisis exergético tiene como objetivo identificar los puntos críticos del sistema donde es desperdiciada la energía. De esta manera pueden efectuarse cambios durante el proceso que ayuden a reducir el consumo de los recursos energéticos mencionados. Esto se logra una vez que aumenta la eficiencia y reduzcan las pérdidas exergéticas irreversibles.

Este método es ocupado en la selección de las modificaciones que contribuyen a aumentar la eficiencia tanto de procesos existentes como nuevos. En cualquier caso, el éxito del método depende de: el planteamiento del diagrama de bloques, del balance de exergía de los bloques seleccionados y el cálculo de las propiedades termodinámicas de las corrientes involucradas.

Por otro lado, el análisis exergético es la base para otros estudios más profundos, como el “exergoeconómico” y “exergoecológico”. El primero tiene un fin de optimización económica, y el segundo busca evaluar el impacto del proceso en el ambiente.



3.1 CONCEPTOS PREVIOS

a) Diagrama de bloques [5]

Este diagrama es la base para la aplicación del análisis exergético. Se realiza asumiendo que el sistema puede ser considerado un bloque o un sistema de bloques. En este sentido, un bloque puede ser considerado una parte del equipo, un equipo completo, una sección del proceso o todo el proceso. Donde las corrientes entradas representan las interacciones de transferencias de: energía, materia y/o trabajo. Según Wang Y. y Feng. X., un bloque y las interacciones que lo rodean son como se muestra en la Fig. 3.1.

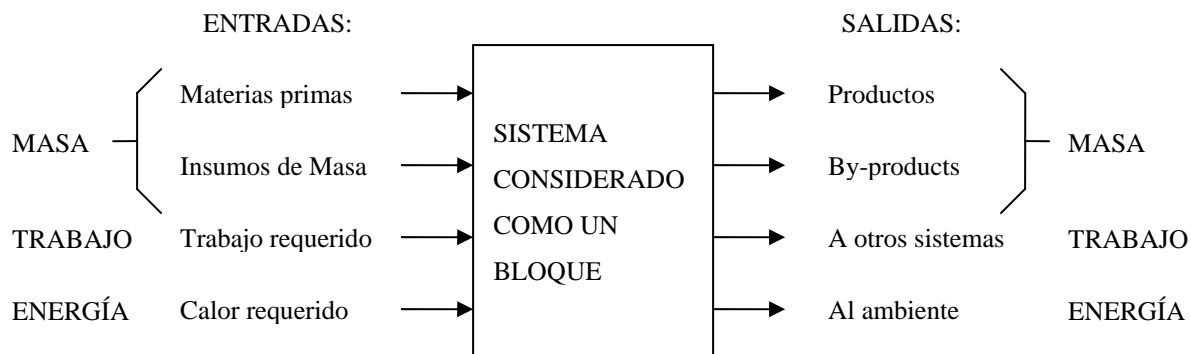


Fig.3.1 Diagrama de bloques

La transferencia de masa, a la entrada, representa la materia prima y los insumos (como vapor, reactivos químicos, catalizadores, etc), por la salida, son los productos, los desechos de material, etc.

El trabajo y la transferencia de energía son representados por las necesidades de energía (electricidad, trabajo mecánico, radiación solar), y las salidas son los desperdicios de energía, desperdiciadas o enviadas al ambiente, tales como corrientes de gas después de haber sido incineradas dentro de un horno después de la combustión.

b) Grado de agregación de un sistema [1].

Es el número de bloques en que puede ser dividido un sistema. Mientras sea mayor este número puede obtenerse un análisis más detallado de las pérdidas de energía.



3.2 ANÁLISIS DE EXERGÍA [1]

En general podemos resumir la metodología del análisis exergético en los siguientes pasos (la representación esquemática de este análisis se muestra en la Fig.3.2):

1. Definir el alcance y profundidad del estudio.
2. Recavar la información del proceso a evaluar. La cual puede ser obtenida de DFP, DTI's, hojas de datos de equipos, datos de operación, etc.
3. Garantizar que la información disponible sea la correcta para su evaluación.
4. Indicar las consideraciones sobre las que se basará el análisis de exergía. También indicar las condiciones ambiente a las que trabaja el sistema.
5. Determinar el grado de agregación del sistema. Para una detección más específica del punto del sistema en el que es desperdiciada la energía, debe aumentar el grado de agregación del análisis.
6. Realizar el diagrama de bloques del proceso en base a los límites establecidos para cada bloque. Donde se incluyan todas las corrientes de entrada y salida, relacionadas con las transferencias de: energía, materia y/o trabajo; pues cada corriente tiene un valor de exergía.
7. Plantear el balance de exergía en cada bloque a fin de obtener las pérdidas exergéticas irreversibles.
8. Calcular las propiedades termodinámicas de todas las corrientes relacionadas con cada boque, como entalpia y entropia (el modelo termodinámico seleccionado para obtener estos valores depende del tipo de proceso) tanto a las condiciones de temperatura y presión del proceso, como a condiciones ambiente. Para ello puede utilizarse un simulador de procesos.
9. Calcular la exergía de todas las corrientes relacionadas con cada boque, basándose en los datos obtenidos en el punto 8.



10. Obtener las pérdidas de exergía irreversibles de cada bloque con ayuda de los balances de exergía planteados en el punto 7.
11. Calcular los parámetros de optimización según el alcance del análisis. Obtener la eficiencia de cada bloque así como la eficiencia global del proceso.
12. Realizar las propuestas de mejoramiento en base a los parámetros de optimización de los bloques, conforme a los objetivos de optimización. Los equipos con eficiencia mas baja o potencial de mejoramiento alto son los puntos críticos donde debe realizarse las modificaciones para aumentar la eficiencia global del proceso.
13. Con las modificaciones realizadas sobre el proceso, realizar nuevamente los puntos 7, 8, 9,10 y 11.
14. En caso de que la eficiencia global del proceso no baje, proponer otro proceso con sus debidas modificaciones, esto para aumentar la eficiencia global del proceso y reducir las pérdidas exergéticas irreversibles de los bloques.

El análisis exergético es la base de otro tipo de estudios más profundos complementarios del análisis exergético, como son:

1. Análisis Exergoeconómicos

El análisis exergoeconómico (de las palabras griegas *ex*, *ergo*=potencia, trabajo, es decir, extracción de trabajo y económico) combina los términos exergéticos y económicos. Su objetivo es dar a conocer en términos económicos cuánto representa el ahorro energético.

En este tipo de análisis se realiza un conteo exergoeconómico, lo que implica la evaluación de los costos de producción de cada producto, la exergía recuperada, inversión, costos de operación, costos financieros, tasa interna de retorno, valor presente neto, etc., a fin de obtener otros parámetros económicos relevantes como las pérdidas de exergía acumulativas, contenido exergético de los procesos, etc.



2. Análisis Exergoecológico

El análisis exergoecológico se emplea para conocer las consecuencias del proceso en el ambiente. Este proceso requiere evaluar técnicamente las propuestas (en base al alcance del análisis): impacto ambiental, economía de la energía primaria global, ventajas y desventajas de operación, etc.

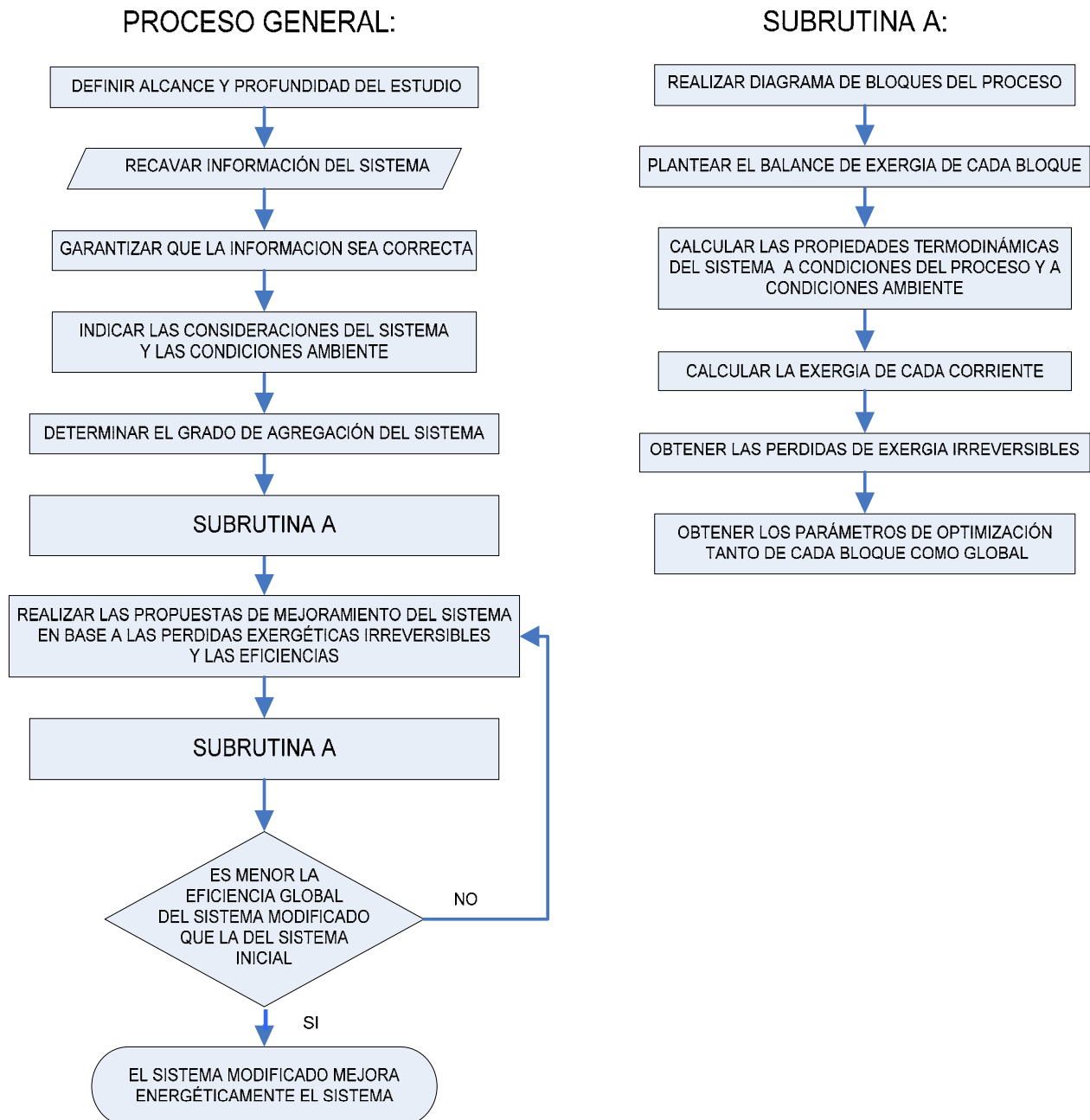


Fig. 3.2 Diagrama de flujo del método empleado en el análisis de las pérdidas exergéticas del sistema



Descripción del Análisis Exergético

El primer paso en la aplicación del análisis exergético es recavar la información de todas las fuentes posibles: DFP, DTI's, hojas de datos de equipos, datos de operación; incluso se puede realizar un levantamiento de campo con el fin de obtener datos reales del proceso, si es que este existe; o si es nuevo, se ocupan datos producidos en el diseño del proceso.

Debe verificarse que dicha información sea la correcta, pues los resultados del análisis serán válidos sólo para estos datos, considerando que el proceso se encuentra en estado estacionario, es decir, no cambiarán los datos cada vez que un dato cambie en el proceso.

Los límites del diagrama de bloques se realizan en base al alcance planteado. Por ejemplo si lo deseado es encontrar en qué equipo se encuentra el desperdicio de energía, entonces cada bloque estará representado por un equipo. Cada corriente de materia y energía relacionada con el bloque (insumos, electricidad, producción de gases de combustible, entradas de reactivos, etc.) deben estar acompañadas de su respectivo término exergético.

Una vez obtenido el diagrama de bloques es más fácil desarrollar el planteamiento del balance de exergía de cada bloque, así como las ecuaciones para obtener su eficiencia. Con el balance de exergía es posible obtener las pérdidas de exergía irreversible, las cuales también sirven para el cálculo de la eficiencia de cada bloque. Como se explicó en el capítulo anterior, esto puede hacerse en base al teorema de Gouy-Stodola ó considerando el sistema como un par (donador-aceptor).

La exergía de las corrientes puede obtenerse por medio de alguno de los dos métodos siguientes: a través de la unidad o a través de la corriente como se vio en el capítulo anterior.



Por otro lado, para obtener los datos termodinámicos ocupados en el cálculo de la exergía de cada corriente del bloque, se puede recurrir a un simulador de proceso.

En base al cálculo de las pérdidas de exergía irreversibles y la eficiencia exergética global y de cada bloque, se puede comenzar a tomar medidas que reduzcan el consumo de energía del proceso.

Las pérdidas exergéticas irreversibles indican el grado de desperdicio energético de cada bloque. Entre mayor sea esta, mayor serán los desperdicios energéticos, y la eficiencia en consecuencia será baja.

Los parámetros de optimización son de gran utilidad, principalmente en sistemas complejos como una planta industrial. Existen algunos bloques con pérdidas de exergía irreversible muy importantes y pese a un incremento muy pequeño de efectividad, puede producir enormes ventajas. Asimismo existen algunos bloques con efectividad muy baja, pero las pérdidas de exergía son muy pequeñas, de modo que su reducción pudiera tener o no influencia en el consumo total de energía del sistema.

Los parámetros de mejoramiento tienen otra utilidad, ellos tienden a indicar el sentido de optimización: *"Para optimizar un sistema es necesario atacar preferiblemente los bloques con potenciales de mejoramiento más altos"* [1]. Entiéndase por atacar cada bloque como la realización de las modificaciones necesarias para que el sistema reduzca su consumo energético. Este es el punto más crucial de toda la metodología, pues aquí interviene la experiencia y el conocimiento sobre el proceso en base a tecnologías ya existentes o métodos que reduzcan el gasto de energía. Por ejemplo si las fugas de energía están en una red de intercambiadores de calor se puede mejorar el proceso realizando el método de Pinch.

Una vez realizadas las modificaciones se debe plantear nuevamente un balance de exergía para los bloques nuevos. También se deben obtener las propiedades termodinámicas de las corrientes tanto a condiciones del proceso



como a condiciones ambiente. Con esta información se vuelve a calcular la exergía de cada corriente. Y con la exergía de las corrientes se evalúan de nuevo las pérdidas de exergía irreversibles y la eficiencia global del proceso y de cada bloque.

El mejoramiento del proceso se obtiene una vez que la eficiencia global del proceso sea más alta que al principio, con las modificaciones realizadas. Aunque la eficiencia de los equipos no reduzca tan notoriamente pero sí la eficiencia global del proceso.

Si la eficiencia global del proceso no baja hay que proponer otro proceso con otras modificaciones que aumenten la eficiencia global del proceso y reduzcan las pérdidas exergéticas irreversibles de los bloques.

Si se desea una identificación más específica sobre cuál es el punto en el que se desperdicia la energía, se debe aumentar el grado de agregación del análisis, es decir, realizar de nuevo el diagrama de bloques pero con mayores divisiones en los bloques.



IV. IMPORTANCIA DEL GAS NATURAL EN EL PROCESO CRIOGÉNICO

**“El niño Dios te escituro un establo
y los veneros del petróleo el diablo.”**

*Ramón López Velarde
Suave Patria*

Resumen

Para entender el efecto que tiene el gas seco dulce en la operación del proceso criogénico, en este capítulo se mencionan algunos aspectos químicos y económicos referentes a su producción.

Los productos obtenidos del proceso criogénico son gas natural (NGL) e hidrocarburos condensables como etano y propano. La importancia de la obtención de estos hidrocarburos radica en su utilidad en múltiples procesos industriales subsecuentes, que va desde la obtención de combustibles hasta plásticos.

Dichos productos se obtienen de los yacimientos de hidrocarburos, en el subsuelo, en ocasiones provenientes de una corriente de “gas asociado” (mezclado con petróleo), mezclado en diferentes proporciones con otros componentes indeseables (H_2S , CO_2 , etc.) que deben ser eliminados.



4.1 ORIGEN DEL GAS NATURAL [17]

El gas obtenido de los yacimientos es una mezcla de hidrocarburos y no hidrocarburos en diferentes composiciones (*Tabla 1*). Los principales hidrocarburos que contiene son: metano, etano, propano, butano y cantidades menores de hidrocarburos más pesados. Los componentes no hidrocarburos principales que contiene son: nitrógeno, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y sulfuro de carbonilo, los cuales son considerados impurezas.

Compuesto	Fracción Molar
Hidrocarburos	
Metano	0.75-0.99
Etano	0.01-0.15
Propano	0.01-0.10
n-Butano	0.00-0.02
Isobutano	0.00-0.01
n-Pentano	0.00-0.01
Isopentano	0.00-0.01
Hexano	0.00-0.01
Heptano	0.00-0.001
No hidrocarburos	
Nitrógeno	0.00-0.15
Dióxido de Carbono	0.00-0.10
Sulfuro de hidrógeno	0.00-0.30
Helio	0.00-0.05

Tabla 4.1 Composición de hidrocarburos y no hidrocarburos del gas natural [4].

La teoría más aceptada por algunos geólogos es que el gas extraído del subsuelo es producto de la descomposición de material orgánico (plantas y animales) sepultado en la tierra hace millones de años. Otros piensan que puede ser el resultado del ascenso de gases del manto hacia el subsuelo, desde el comienzo de la formación de la tierra. Actualmente se extrae de yacimientos subterráneos o submarinos en forma similar al petróleo para ser transportado a través de gasoductos a los "Complejos de procesamiento de



gas natural”, donde es tratado. Los productos principales obtenidos de su procesamiento son: gas natural líquido (NGL), y una mezcla de hidrocarburos condensables (LPG).

El NGL contiene metano casi en su totalidad, hasta un 99%; mientras que el LPG contiene hidrocarburos más pesados, con una composición variable, de la cual el etano y propano son los componentes más valiosos. Dependiendo del proceso criogénico que se ocupe, lo más deseable es obtener dichos componentes en su forma más pura porque estos productos se ocupan como precursores o combustibles en otros procesos químicos.

El almacenaje y transportación de gas natural a través del mar se lleva a cabo en buques metaneros (*Fig. 4.1*) porque resulta mejor tanto técnica como económicamente cuando no es posible el tendido de gasoductos submarinos, para lo cual es necesario licuarlo a -161°C , quedando reducido su volumen aproximadamente 600 veces.

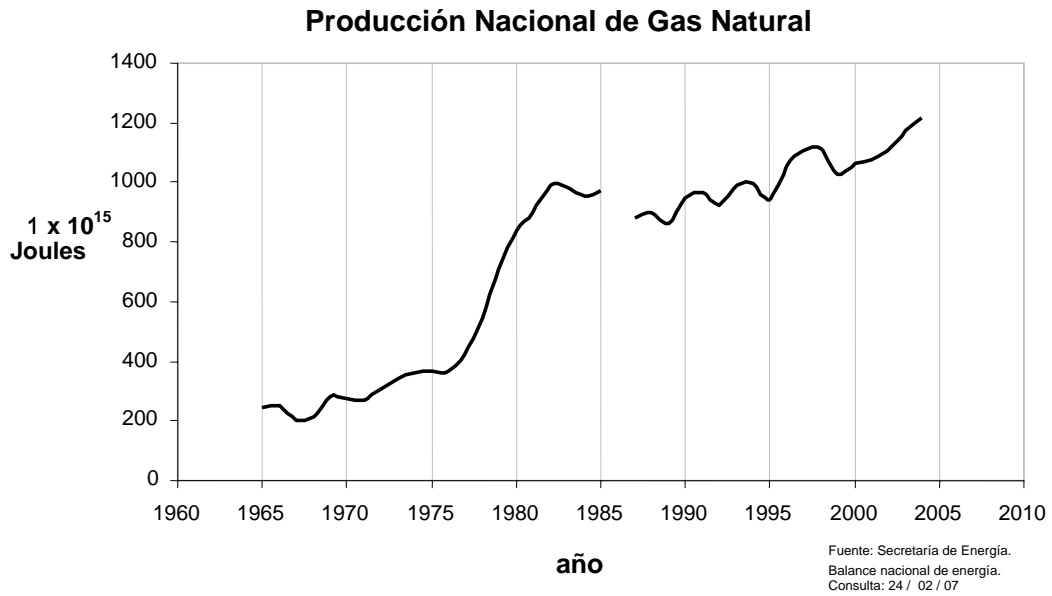


Fig. 4.1 Buque utilizado en la transportación de metano

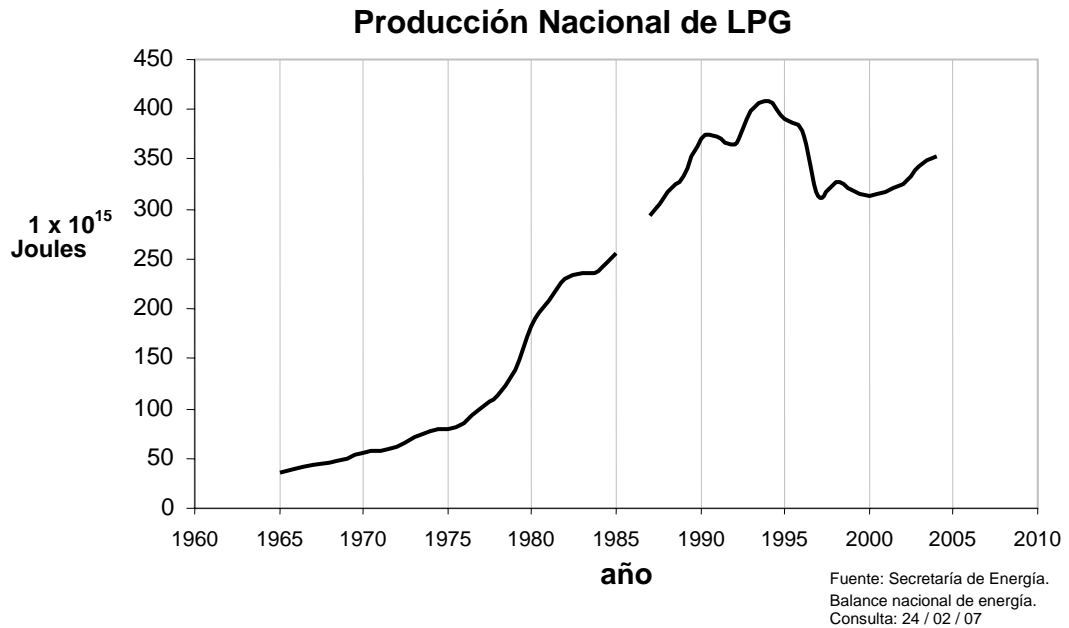
4.2 IMPORTANCIA ECONÓMICA

La producción y consumo del NGL ha aumentado debido a su amplia disponibilidad así como su facilidad de uso, transportación y sus características de limpieza-quemado. Por esta razón, en países productores (por ejemplo México) la tendencia de la producción es la alza tanto para NGL (Gráfica 4.1)[16] como para LPG (Gráfica 4.2) [16].

Por la amplia utilidad del NGL y LPG, muchas compañías químicas han establecido sus plantas cerca o en línea recta de las reservas de gas para suministrar éstos a sus procesos químicos con el fin de bajar los costos de producción y hacer más eficientes los procesos que desarrollan.



Grafica 4.1 Producción Nacional de NGL.



Gráfica 4.2 Producción Nacional de LPG.

Tanto el costo como la pureza de los subproductos del gas natural, NGL y LPG, está ligada a la forma de obtención y por ello es necesario conocer los procesos de obtención, lo cual se expondrá en el siguiente capítulo.



V. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN

“Así como los diamantes solo se encuentran en las profundidades del la tierra, las verdades se hallan en las profundidades del pensamiento.”

*Víctor Hugo
Los Miserables*

Resumen

El proceso criogénico se utiliza en la industria petroquímica para separar hidrocarburos ligeros de pesados provenientes de una corriente de gas seco dulce.

El proceso criogénico típico se lleva a cabo por Turboexpansión. Consiste básicamente en enfriar la corriente de gas seco dulce (previamente deshidratada) por medio de un tren de intercambiadores de calor. Posteriormente se expande esta corriente a través de una turbina y se envía hacia una torre desmetanizadora donde se lleva a cabo la separación de hidrocarburos. Por el domo de la torre se obtiene gas residual que consiste en los hidrocarburos ligeros, y por el fondo de ella se obtienen los hidrocarburos condensables, que son los pesados.



5.1 COMPLEJO DE PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL

Para que el gas obtenido del subsuelo sea procesado es preciso que dé un “Complejo de Procesamiento”, siendo el proceso criogénico una de las etapas finales y la más importante.

Las etapas que integran un complejo de procesamiento de gas natural típico son cuatro [17]:

- a) Endulzamiento de gas.
- b) Recuperación de azufre
- c) Deshidratación de gas húmedo dulce
- d) Proceso criogénico
- e) Almacenaje y distribución de los productos.

a) Endulzamiento de gas

La etapa de endulzamiento de gas es donde se separan los indeseables del gas que proviene de los yacimientos (gas amargo) para producir gas húmedo dulce. Esto se logra retirando los compuestos como azufre (H_2S) y CO_2 y H_2O , mezcla llamada gas ácido.

El proceso de endulzamiento se lleva a cabo regularmente con un proceso llamado Girbotol, consistente en absorber los contaminantes con una solución acuosa de Monoetanolamina (MEA) y Dietanolamina (DEA).

b) Recuperación de azufre

Esta etapa consiste en pasar de H_2S a S, mientras se remueve el CO_2 de la corriente de gas ácido. Esto se lleva a cabo por procesos como: Claus y Super Calus. De esta forma se reduce el azufre (S) a su forma elemental con una mayor facilidad de manejo.

c) Deshidratación

Etapas donde se elimina la humedad contenida en el gas. Con el fin de no producir hidratos sólidos en los procesos subsecuentes. Estos hidratos afectan al proceso ya que generan corrosión y hacen que el flujo de producción sea



más lento. El proceso de deshidratación se realiza absorbiendo la humedad del gas húmedo dulce con Dietanoglicol (DEG)

d) Proceso criogénico

Esta etapa procesa el gas seco dulce proveniente de la etapa de deshidratación. Un proceso criogénico tiene por objetivo separar hidrocarburos pesados de hidrocarburos más ligeros por medio del enfriamiento. Radica básicamente en enfriar y expandir el gas seco dulce. Para separar los hidrocarburos ligeros de los pesados se ocupará una torre desmetanizadora.

e) Almacenamiento y distribución

Una vez obtenidos los productos son colocados en pipas para ser llevados a los consumidores, o también son enviados a través de gasoductos a otros procesos que requieren del NGL o los hidrocarburos condensables.

5.2 PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN

Dentro de los procesos criogénicos relacionados con la industria de tratamiento de gas se pueden mencionar los siguientes:

- Turboexpansión
- Expansion Joule-Thomson (J-T)
- Refrigeración en cascada
- Refrigeración Multicomponente (MCR)

Debido a factores económicos y operacionales el proceso de turboexpansión es el más utilizado para la recuperación de etano. Especialmente cuando el gas húmedo dulce, proveniente de la planta endulzadora de gas se alimenta a presiones de 500 psi [8].

El diagrama de flujo de la Fig. 5.1 muestra de manera simplificada cómo funciona una planta de extracción de gas líquido por turboexpansión [5].



PROCESO DE TURBO-EXPANSION

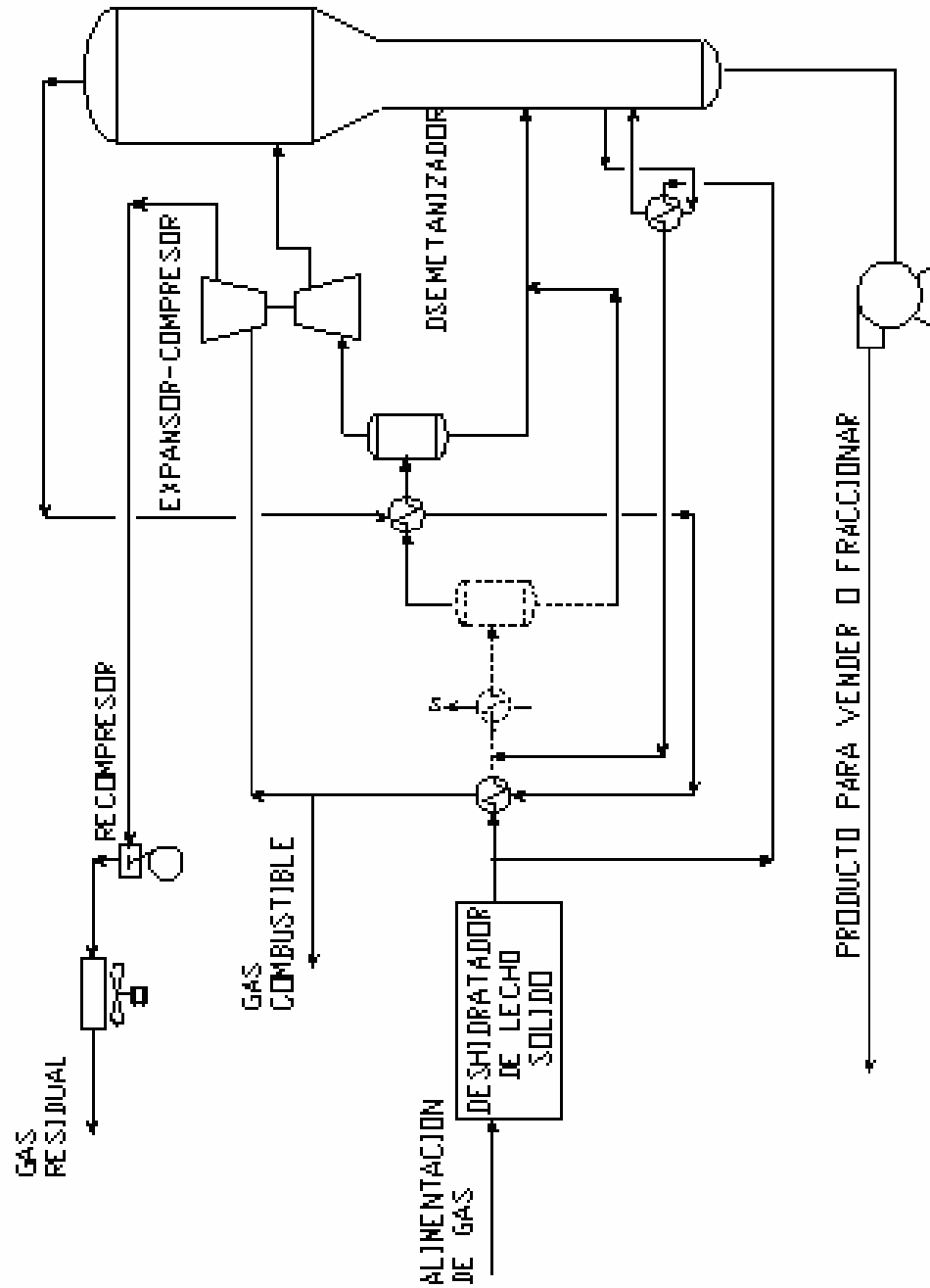


Fig. 5.1. Proceso criogénico de Turboexpansión. [8]



El principal factor operacional por el cual empleamos el proceso de turboexpansión obedece a que el gas expandido a través de una turbina produce una temperatura final significativamente más baja que cuando es expandido a través de una válvula (Expansión J-T) a una misma relación de expansión.

La mayoría de las plantas instaladas durante los últimos 30 años y basadas en procesos de turboexpansión, utilizan una configuración llamada Industry-Standard Single-stage, (ISS), cuya función es recuperar cantidades moderadas de entre 70 y 80 % de etano. Este diseño de plantas no funciona eficientemente dado que lo deseado es desechar el etano, y dicho diseño raramente excede el 85% de propano recuperado con un porcentaje de etano recuperado de entre 25% y 50%. Esta flexibilidad de operación es un aspecto importante en tanto afecta los costos de producción, como se verá más adelante, de ahí la importancia en modificar el proceso criogénico típico.

El problema de este arreglo de proceso es debido a la falta de capacidad del reboiler al momento de forzar a la planta, cuando lo deseado es reducir el etano recuperado y mantener un nivel adecuado de propano recuperado.

No obstante, si lo que se busca es incrementar el etano recuperado como líquido, surge un nuevo problema, al no poder incrementar la extracción de etano debido a las limitaciones de la potencia del compresor.

5.2.1 Filosofía operacional (flexibilidad operacional)

El enfriamiento del gas dulce seco se lleva a cabo haciéndolo pasar por un tren de enfriamiento y después por una turbina. En seguida se envía a una columna de absorción, donde se lleva a cabo la separación de hidrocarburos. En la sección de rectificación de la columna se obtiene gas residual que en su mayoría es NGL mientras que en la sección del fondo se obtienen los hidrocarburos condensables como etano y propano. Si lo requerido es obtener gas natural como gas residual, entonces se trata de una columna



demetanizadora, pero si la pretensión es desechar etano por esta misma vía se trata de una columna demetanizadora [13].

Para poder obtener metano en fase líquida es necesario licuarlo, llevándolo a su temperatura de ebullición (-161°C a 1 atm.), pero en caso de aumentar esta temperatura, el metano pasa a un estado gaseoso que impide sea recuperado como líquido en el fondo de la columna, escapando como gas por el domo y permitiendo recuperar etano en el fondo. De forma semejante si la temperatura de ebullición del etano (-89° C) se supera, éste escapa por el domo, recuperando propano en el fondo. Esto encuentra su razón en que este último componente es el siguiente hidrocarburo que puede mantenerse licuado y sin bullir.

Operacionalmente cuando lo deseado es desechar al máximo el etano como gas residual por el domo de la columna demetanizadora, existe el riesgo de que el etano arrastre al propano, sacrificando la recuperación de éste último en el fondo. Para recuperar más propano la eficiencia de la operación se ve obligada a bajar, corriendo el riesgo ahora de aumentar la concentración de etano en el propano recuperado.

Es importante hacer notar que a medida que los hidrocarburos se vuelven más pesados la temperatura a la cual se licuan (temperatura de ebullición) aumenta, tal como se muestra en la siguiente tabla:

Compuesto	Temperatura de Ebullición (°C)
Metano	-161
Etano	-89
n-Propano	-42
n-Butano	-0.5
n-Pentano	36
n-Exano	69
n-Heptano	98
Nitrogeno	-192
Dioxido de Carbono	-78.5

Tabla 5.1 Temperatura de ebullición a 1 atm de hidrocarburos ligeros [15]



Normalmente la alimentación a una planta criogénica de gas dulce seco, tiene cantidades de CO₂ que representan un problema para el proceso, pues impide licuar los hidrocarburos en la sección de enfriamiento del proceso.

El CO₂ (dióxido de carbono) es un gas que contamina el proceso porque al mantenerse a una temperatura inferior de -89°C (a presión atmosférica) se encuentra en estado líquido, siendo estas mismas condiciones a las que está líquido el metano y/o etano en el fondo de la columna. De otra forma, al superar su temperatura de ebullición escaparía por el domo junto con el hidrocarburo ligero que desee obtenerse, sin mantenerse líquido en el fondo de la columna.

5.2.2 Factores económicos del proceso

a) Equipo

Económicamente un sistema de turboexpansión típico es atractivo en tanto utiliza la energía de una corriente de gas, reduciendo su presión para obtener un enfriamiento y producir energía recuperable en el compresor del mismo proceso. Esta disminución de temperatura incrementa la eficiencia termodinámica y simultáneamente provee una energía útil que puede suplir a los impulsores mecánicos (compresor) en lugar de consumir combustible.

El costo útil del expansor de la planta es superior al compresor de gas residual, y en algunos casos, mayor a un precompresor de gas a la entrada. Otros equipos dentro del proceso criogénico que comparativamente consumen menos energía, son el enfriador para el gas comprimido, el cual puede ser un sólo aire, una bomba de producto y algunas fuentes de calor para la regeneración del deshidratador. El uso de propano como servicio de refrigeración alternativo para el expansor (línea punteada) implica un consumo de combustible alto, aunque se ve compensado al reducir la potencia requerida para la recompresión y un subsiguiente consumo del combustible.

Los equipos de remoción de CO₂ pueden incrementar significativamente el costo de inversión de la planta, sin embargo, puede dar una ventaja



significativa en el costo de operación del proceso. De esta manera la implementación de procesos tolerantes al CO_2 en la sección de recuperación de líquidos es una ventaja considerable.

b) Operación

La utilidad máxima del proceso criogénico está sujeta a disposición de los cambios de las condiciones del mercado de etano [13]. Cuando el precio de este producto es bajo, lo recomendable es desecharlo como gas residual, para que pueda utilizarse como combustible (aprovechando su alto poder calorífico); pero si su precio es alto, es preferible recuperarlo como líquido con el mayor grado de pureza posible, para ser ocupado en otros procesos industriales.

El costo del proceso está en función de los costos de operación y de la flexibilidad de operación. La selección de un proceso de recuperación de líquidos adecuado es el factor determinante de los costos de operación, no obstante, el factor crítico para determinar la utilidad del proceso es en base a la flexibilidad de operación del proceso, ya sea para recuperar o desechar etano sin sacrificar la eficiencia de recuperación de propano (puesto que el valor del propano líquido ha sido casi siempre más alto que su valor como gas para quemar).

Cuando el etano sube de valor los periodos generalmente se ven acompañados de una depreciación de gas natural, propano y otros hidrocarburos más pesados. Así también, hay procesos que requieren mayor porcentaje de pureza del etano recuperado, esto hace necesario que las tecnologías criogénicas cumplan con otra característica, es decir, que sean tolerantes a uno de los contaminantes menos deseados, el CO_2 (Dióxido de Carbono), el cual impide licuar los hidrocarburos en la sección de enfriamiento del Proceso.



VI. TECNOLOGÍAS CRIOGÉNICAS

“El hombre encuentra a Dios detrás de cada puerta que la ciencia logra abrir.”

Albert Einstein

Resumen

A fin de obtener una mejora operacional en los procesos criogénicos se debe contar con un abanico de tecnologías relativas al mejoramiento de este proceso, con este objetivo se enlistan a continuación una serie de tecnologías criogénicas en base al estado de arte.

Existe una variedad de tecnologías, tanto para obtener etano como gas residual, y así también para obtenerlo en el fondo de la torre; incluso para obtener propano en mayor proporción, ya sea por el domo o por el fondo de la torre; o para eliminar CO₂ en mayor cantidad. Dichas tecnologías han sido probadas y estudiadas ampliamente, obteniéndose resultados satisfactorios al ser aplicadas en plantas existentes y en plantas nuevas.

Hoy en día la flexibilidad operacional del proceso es un factor importante debido a que el precio del etano tiende a bajar o subir rápidamente. Si el precio del etano es alto conviene obtenerlo por el domo de la torre, y en caso de que sea bajo, es preferible obtenerlo por el fondo de la misma, para no gastar demasiada energía.



6.1 TECNOLOGÍAS PARA PLANTAS CRIOGÉNICAS

Un licenciador es la persona o empresa que asegura el funcionamiento y cuenta con la tecnología más reciente sobre algún proceso o equipo utilizado en la industria. Actualmente algunos licenciadores de tecnologías criogénicas son:

- TECHNIP
- TOYO ENGINEERING CORP.
- CH2MHILL
- ORTLOFF ENGINEERS, LTD

Una tecnología es la configuración o arreglo de un proceso que determina un cambio en su estructura y en su funcionamiento. Las tecnologías de plantas criogénicas están orientadas a disminuir los costos de inversión junto con los de producción, y a maximizar la recuperación de los productos (metano, etano y propano principalmente).

Adicionalmente a estos aspectos, las tecnologías criogénicas deben cumplir con una flexibilidad de operación que les permita cambiar rápidamente de modo de recuperación de etano a recuperación de propano, dependiendo de las condiciones del mercado.

Para disminuir los costos de operación, actualmente los diseños de plantas criogénicas están divididos en dos categorías: eliminación de contaminantes (como gas residual) y recuperación de líquidos (por el fondo de la columna).

a) Eliminación de contaminantes.

La eliminación del CO₂ (sin sacrificar la recuperación de etano o propano) permite no sean desperdiciados los líquidos recuperados, e impide afectar la operación de los equipos tras la formación de líquidos en la sección de enfriamiento. A pesar de que muchas compañías consumidoras de este combustible aceptan el gas natural con concentraciones altas de CO₂, existen procesos a los que no les es permitido.



b) Recuperación de líquidos.

Este tipo de diseños es benéfico en los costos de operación y en la flexibilidad de operación. Es decir, se dispone con la facilidad de recuperar o recircular etano sin sacrificar la productividad de la planta. Actualmente la mayoría de tecnologías están orientadas en esta dirección.

A partir de la base operacional del proceso por turboexpansión han surgido una serie de tecnologías que derivan en diversas configuraciones de una planta criogénica. Por lo general estos métodos están basados en el concepto denominado *Separador de Vapor*, consistente en utilizar un reflujo en el domo de la columna que sirva para rectificar los vapores a la salida del expansor.

Dependiendo de la composición del gas dulce seco alimentado y de la eficiencia de los equipos, es posible obtener diversos porcentajes de recuperación de etano o propano. En la Tabla 6.1 se indican algunos métodos empleados para recuperar líquidos, algunos de ellos son mas usuales para recuperación de etano y otros para propano.

PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS

PROCESO		Recuperación de C ₂		Recuperación de C ₃	
		Ultra-alta	Alta	Ultra-alta	Alta
GSP	Gas Subcooled Process		✓		
CRR	Cold Residue Reflux	✓		✓	
RSV	Residue Split-Vapor	✓		✓	
RSVE	Residue Split-Vapor w/ Enrichment		✓		
OHR	Over Head Recycle				✓
SFR	Split-Flow Reflux		✓	✓	
IOR	Improved Overhead Recycle			✓	
SCORE	Single Column Overhead REcycle			✓	

Tabla 6.1 Procesos de recuperación de Líquidos [12]

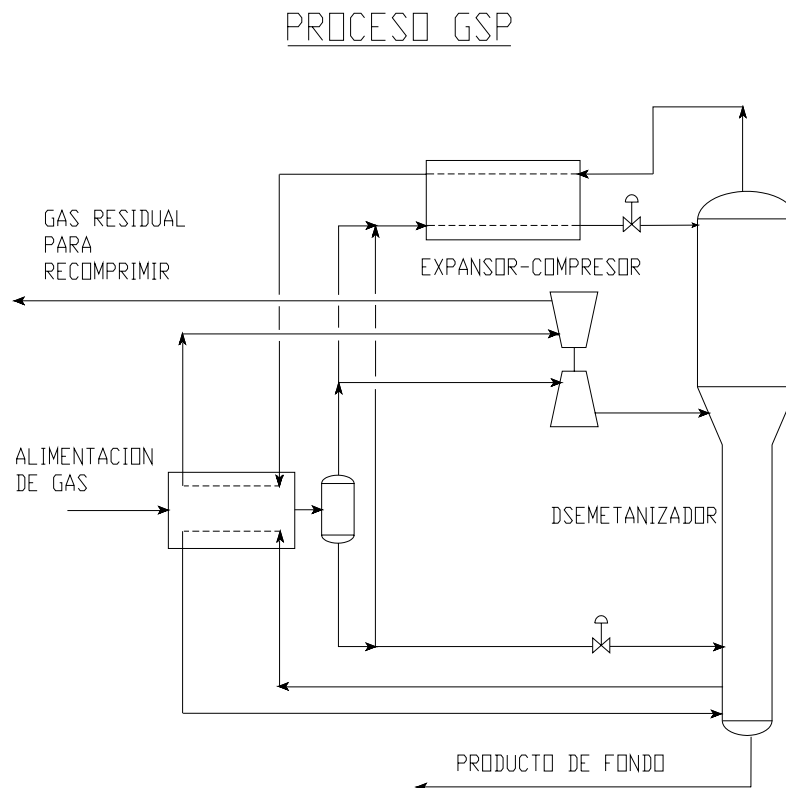


La selección de la tecnología variará dependiendo de las condiciones operacionales y económicas, por tal razón a continuación se describen estos procesos, sus ventajas y desventajas, así como su configuración.

6.2 PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE ETANO

6.2.1 Proceso GSP

La configuración denominada Proceso de Subenfriamiento de Gas (GSP: Gas Subcooled Process), es la más recurrente para operar en modo de recuperación de etano.



Este proceso consiste en condensar y subenfriar una porción de la alimentación de gas proveniente del tren de enfriamiento, para posteriormente flashearla a presión de operación de la torre y suministrarla en la parte superior de la misma. El resto de la alimentación del gas alimentado es



expandido a una presión más baja, por ello comúnmente se usa un turboexpansor. Dicho equipo alimenta la corriente de vapor en uno o más puntos intermedios de la torre.

La función del reflujo de los líquidos fríos alimentados en la parte superior, es rectificar los vapores de la corriente que deja el expansor, y absorber los componentes de C_2^+ al momento de entrar en contacto por recuperación en el fondo de la torre como producto.

Este proceso es recomendado cuando la alimentación del gas contiene gran cantidad de CO_2 , debido a que las altas concentraciones de C_2^+ en los líquidos fríos ayudan a reducir la concentración de CO_2 en la parte superior de la torre (la sección de enfriamiento), permitiendo niveles de recuperación de etano más altos sin CO_2 licuado. También puede ser empleado para desechar etano, sin embargo, la eficiencia de recuperación de propano se ve afectada significativamente debido principalmente a la alta concentración de propano presente en la alimentación superior.

6.2.2 Proceso CRR

En cuanto al proceso de Reflujo de Residuo Frío (CRR: Cold Residue Reflux Process), este mantiene las ventajas del diseño GSP gracias a que posee una corriente de reflujo adicional, esta corriente rectifica más eficientemente los vapores de la torre pues contiene metano casi puro, razón por la cual escaparán a través del cabezal de la torre sólo un poco de etano y pocos componentes más pesados.

Aunque la corriente flasheada proveniente de la Separación de Vapor no pueda licuar la corriente de metano puro a presión de operación del Demetanzador dado que no está totalmente enfriada, puede recurrir al uso de un pequeño compresor para impulsar una porción del cabezal de la torre a presiones un poco más altas. Luego entonces, lo anterior permite que el metano pueda ser condensado por la corriente flasheada del Separador de Vapor.



PROCESO CRR

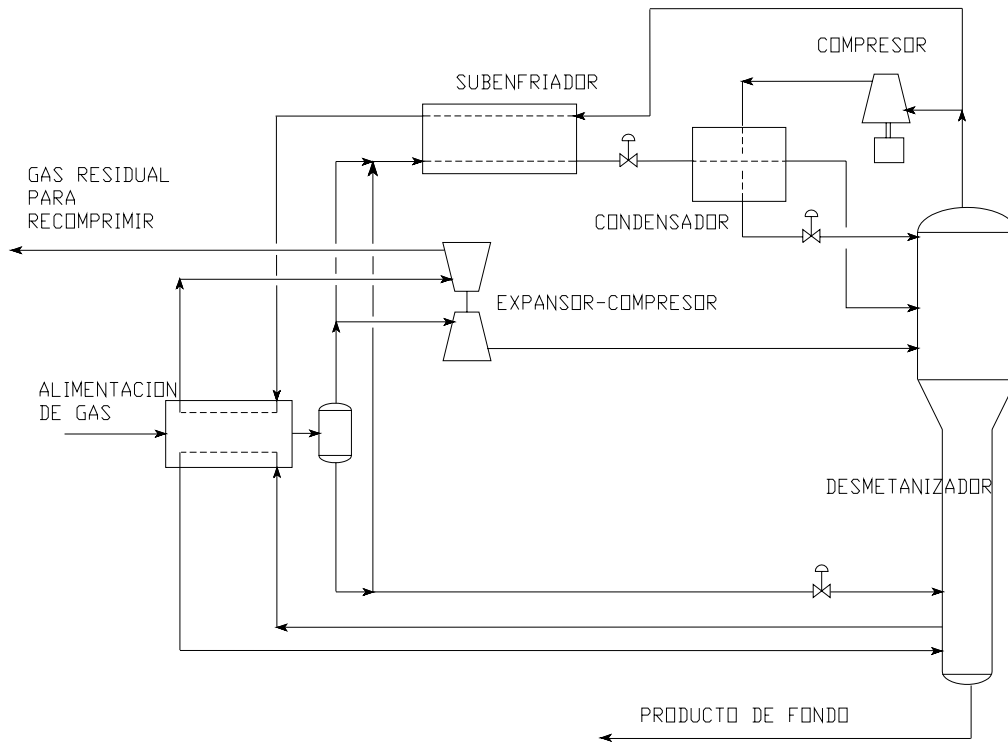


Fig. 6.2 Proceso CRR [10]

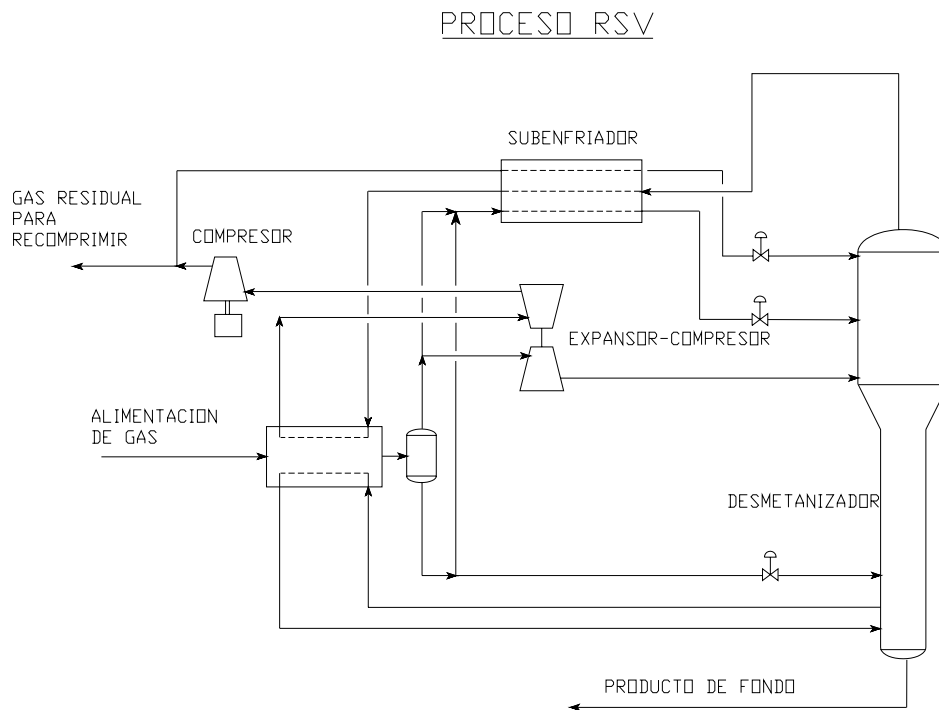
Después de realizar lo anterior es enviada la corriente de metano condensado a la parte superior de la torre, donde se encuentra la corriente de Separación de Vapor un poco caliente, esta corriente de separación es alimentada por una corriente inferior que la corriente de metano. Lo antes dicho permite que la alimentación de la Separación de Vapor recupere mayor cantidad de C_2^+ a través de la absorción de etano contenido en la salida de vapor de expansor, de manera que un reflujo mucho menor de metano puede rectificar el etano residual de los vapores de la sección más alta de la torre.

Este proceso puede recuperar hasta 99% de etano usando la misma potencia de recompresión del diseño GSP. Además tiene la ventaja de poder ser operado para desechar casi completamente el etano manteniendo una recuperación de propano de 99%.



6.2.3 Proceso RSV

El proceso de Recirculación del Separador de Vapor (RSV: Recycle Split-Vapor) requiere menos capital de inversión y es casi igual de efectivo que el CRR en términos de recuperación. De igual forma, este proceso también usa la alimentación de separador de vapor para recuperar etano en grandes cantidades en la torre. La corriente de reflujo del metano se obtiene retirando una pequeña cantidad de gas residual recomprimido, para posteriormente ser condensado, subenfriado y flasheado a presión de la torre, alimentándolo en la parte superior de la misma. La presión más alta de la corriente de metano con respecto al CRR, permite al gas del cabezal de la torre sea usado para la condensación y subenfriamiento, de forma que la alimentación de separador de vapor pueda ser alimentada directamente en la parte superior de la torre.



Condensar una porción de gas residual como reflujo a presión alta es un concepto similar al proceso de recirculación residual. Sin embargo, la combinación entre este reflujo y el proceso del Separador de Vapor requiere



un potencial de compresión mucho más bajo para un nivel de recuperación, porque requiere un reflujo mucho más bajo para rectificar los vapores de la torre, debido a la recuperación en gran cantidad, la cual provee la alimentación del Separador de Vapor.

Puesto que el compresor principal del gas residual suministra la fuerza para la corriente de reflujo, no es necesario un compresor separador para la corriente de recirculación. Es decir, puede utilizarse un intercambiador de placa para enfriar tanto la corriente de reflujo como la alimentación del Separador de Vapor. Aún así el incremento de inversión en comparación al GSP es casi insignificante.

El proceso RSV es adecuado para recuperar y asimismo para desechar etano, facilitando un cambio rápido entre estos dos modos de operación de acuerdo con las modificaciones del mercado. Así también, posee la ventaja de poder ser operado en modo GSP por discontinuidad del reflujo, permitiendo al procesador de gas operar a altos volúmenes de alimentación y niveles reducidos de recuperación de etano.

Tanto el proceso CRR como el RSV toleran más cantidades de CO_2 en relación al diseño de operación del GSP para un mismo nivel de recuperación de etano, esto a causa de que el diseño de reflujo puede ser operado a presiones más altas que el Demetanizador para niveles de recuperación dados.

6.2.4 Proceso RSVE

El proceso de Recirculación del Separador de Vapor con Enriquecimiento (RSVE: Recycle Split-Vapor with Enrichment) es una versión del proceso RSV.

De manera similar al diseño RSV, este proceso consiste en retirar una corriente de recirculación del recompresor de gas residual, pero a diferencia del RSV, el proceso RSVE es mezclado con la alimentación del Separador de Vapor antes de ser condensada y subenfriada, evitando por lo tanto, requerir un intercambiador separador o de otro tipo. Puesto que el contenido de etano



de la alimentación superior de la torre es más rico que en el proceso RSV, al final la recuperación de etano es limitada para niveles ligeramente más bajos que para el proceso RSV, a causa del equilibrio termodinámico; sin embargo, la inversión tan baja requerida y la simplicidad relativa del proceso RSVE con respecto al RSV, justifica las pérdidas pequeñas de recuperación de etano para algunos proyectos.

Así como el proceso RSV, el RSVE puede ser operado eficientemente para desechar etano manteniendo una alta recuperación de propano. También puede ser operado en modo GSP en caso de existir mas entradas de gas disponibles, permitiendo al procesador de gas maximizar la utilidad a costa de sacrificar pequeñas cantidades de etano recuperadas.

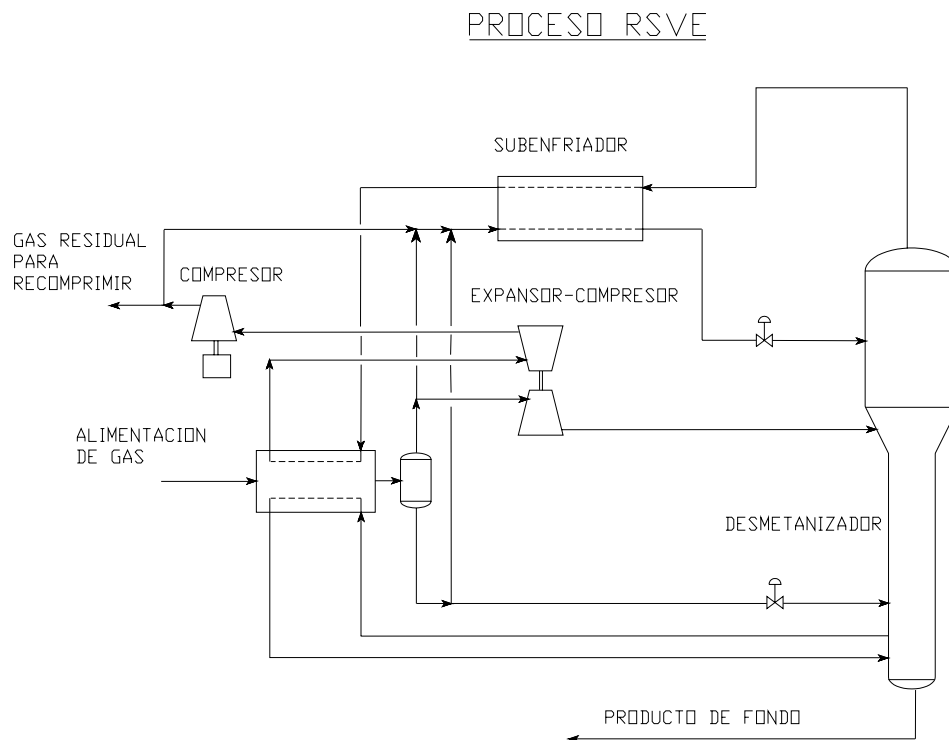


Fig. 6.4 Proceso RSVE [13]

Este proceso en comparación al CRR y RSV, tiene la ventaja de ser más tolerante al CO_2 operando a un mismo nivel de recuperación de etano. El enriquecimiento de la corriente de recirculación con hidrocarburos más



pesados en la alimentación del Separador de vapor, aumenta la temperatura del punto de burbuja de los líquidos en la sección superior del Demetanizador, alejando con ello las condiciones de operación de la torre de las condiciones de formación de sólidos de CO₂. Como resultado un diseño RSVE puede tolerar concentraciones significativamente más altas de CO₂ en la alimentación que un diseño GSP, CRR o RSV para un nivel de recuperación de etano dado.

6.3 PROCESOS DE RECUPERACIÓN DE PROPANO

El uso indirecto de la refrigeración disponible de la corriente del Separador de Vapor del diseño GSP es una manera de mejorar la eficiencia de la recuperación. Sin embargo, esta configuración es limitada para recuperar niveles relativamente bajos de propano cuando la finalidad es desechar el etano, esto debido al equilibrio térmico de los hidrocarburos más pesados de la alimentación del Separador de Vapor en la sección superior de la torre. Dado el panorama antes expuesto, los procesos que a continuación se exponen son recomendados para recuperar propano en la sección de fondos de la torre.

6.3.1 Proceso OHR

En caso de querer recuperar LPG, el Proceso de Recirculación en el Cabezal (OHR: OverHead Recycle Process) a menudo puede sustituir al GSP, aunque cabe señalar dicho proceso también funciona para recuperar propano.

Típicamente emplea una configuración de dos-columnas, el vapor se retira por una corriente desde un punto intermedio de la torre de destilación compuesta, para después ser condensado y usado como reflujo en la sección superior de la torre compuesta. Esto produce que los líquidos fríos entren en contacto nuevamente, rectificando el vapor dejado por el expansor, de manera que se recupera por absorción el C₃⁺ en el fondo de la segunda columna.

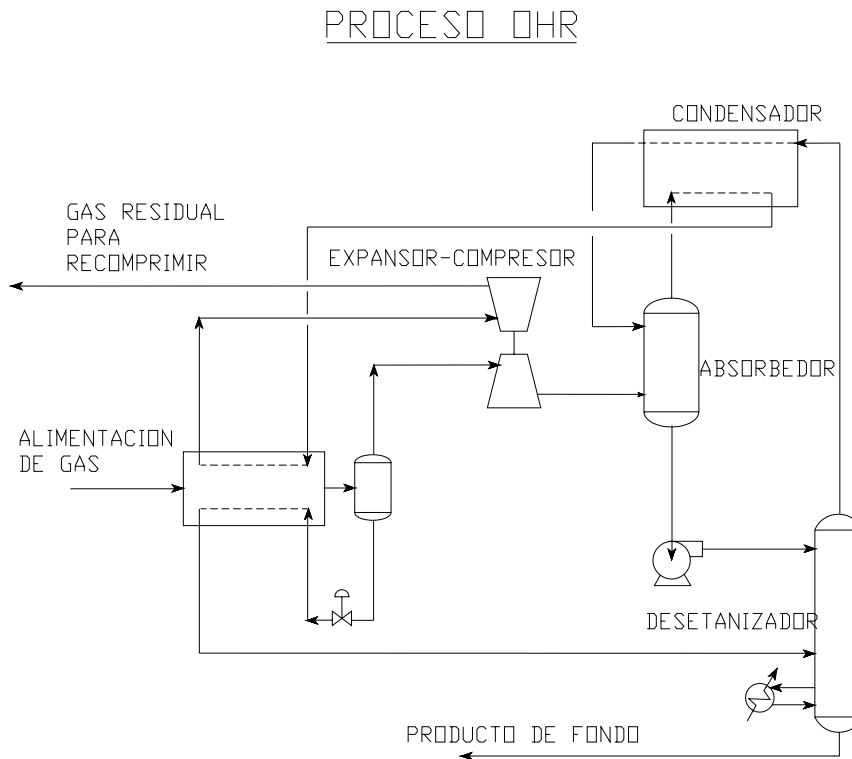


Fig. 6.5 Proceso OHR [9]

Sin duda, este proceso es más eficiente que el diseño de GSP en la recuperación de propano e hidrocarburos más pesados, no obstante, es inadecuado para recuperaciones altas de etano.

Así pues, dado que los procesos GSP y OHR son limitados para recuperar etano, existen otros métodos basados en el concepto del Separador de Vapor, que sirven tanto para recuperar etano como para desecharlo haciendo uso indirecto de la refrigeración disponible de la corriente del Separador de Vapor.

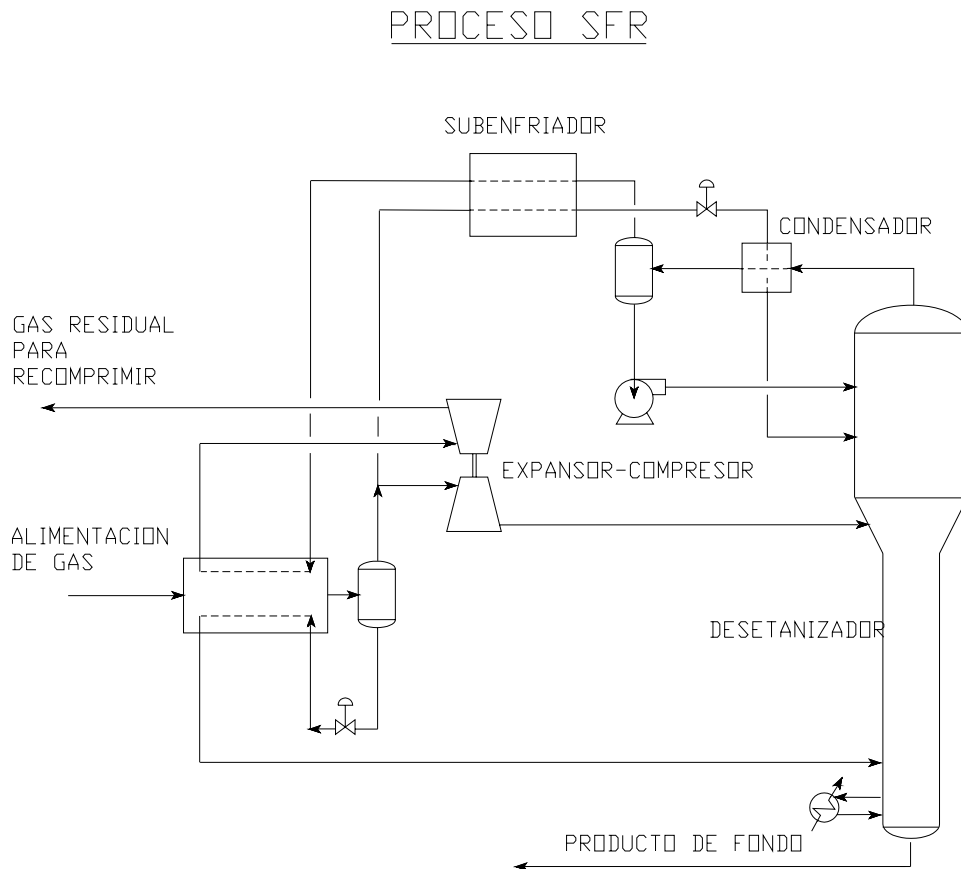
6.3.2 Proceso SFR

El Proceso de Reflujo del Separador de Vapor (SFR: Split-Flow Reflux process) es un método que supera las limitaciones del equilibrio térmico a causa de la baja efectividad, originada por la baja temperatura de la alimentación del Separador de Vapor al momento de conservar propano en la torre, debido a que el contenido del vapor de propano en equilibrio con esta corriente es alto.



Opera usando la corriente del Separador de Vapor flasheada que es enviada a un intercambiador de calor para enfriar el cabezal de la torre y generar un reflujo, tal como se muestra en la Fig. 6.6.

De manera similar al proceso CRR, la corriente del Separador de Vapor flasheada se usa para enfriar el cabezal de la torre alimentada anteriormente en un punto intermedio de la torre; y ya que el cabezal de la torre contiene casi en su totalidad gas etano, éste es condensado a una temperatura bastante alta, suficiente para enfriar la corriente del Separador de Vapor. La condensación líquida del cabezal se separa y regresa a la parte superior de la torre como reflujo a fin de proveer una rectificación final de los vapores de la torre. La alimentación del Separador de Vapor provee una recuperación en grandes cantidades, de forma que sólo las cantidades residuales propano necesitan ser rectificadas por el reflujo.





6.3.3 Proceso IOR

El Proceso de recirculación del Cabezal Mejorado (IOR: Improved Overhead Recycle Process) es una versión mejorada del OHR. En el diseño OHR los líquidos fríos del fondo del absorbedor son suministrados directamente al deetanizador como alimentación superior. Ahora bien, en el proceso IOR, esta corriente se usa primero para enfriar parte de la alimentación del gas, lo cual no reduce la carga de enfriamiento en el frente de la planta únicamente, sino también, reduce la carga del rehervidor del deetanizador por la misma cantidad. Una pequeña porción del reflujo producido por el condensador del cabezal se usa para rectificar los vapores que suben al deetanizador, permitiendo a la corriente del fondo del absorbedor sea parcialmente vaporizada para recuperar el máximo calor conforme el enfriamiento de la alimentación de gas lo permita.

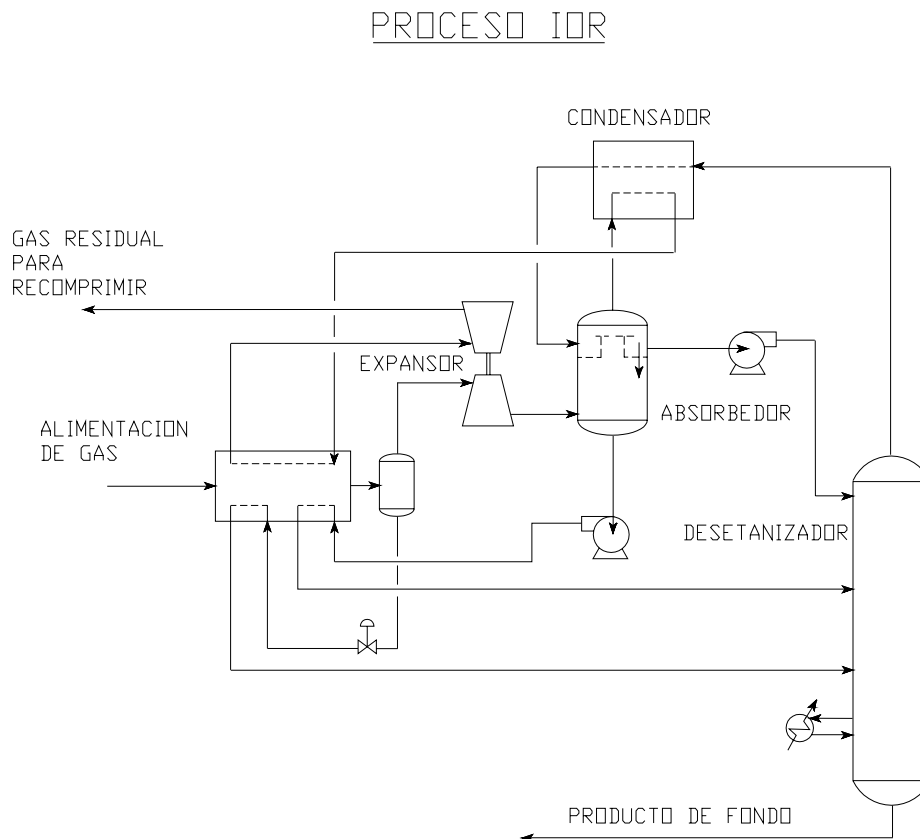


Fig. 6.7 Proceso IOR [13]



6.3.4 Proceso SCORE

Aunque el proceso OHR y el IOR han sido usados tradicionalmente con una configuración de dos-columnas, en otros procesos puede ser visualizado conceptualmente como una sola columna compuesta con una corriente intermedia. El concepto de la columna compuesta permite el desarrollo del proceso de Recirculación del Cabezal de la Columna Sola, SCORE (Single Column Overhead REcycle).

Pese a que el proceso SCORE trabaja esencialmente de la misma forma que el proceso IOR, a fin de hacer más eficiente el uso de la disponibilidad de refrigeración en sus corrientes de alimentación, tiene una ventaja considerable en términos de costos de inversión de la planta. Una sola columna larga y un tanque de reflujo pequeño son generalmente menos costosas que las dos columnas usadas en el proceso IOR; además, esta configuración requiere un par de bombas criogénicas menos, y tomando en cuenta que el diseño de la columna sola se adapta más fácilmente a la operación de recuperación de etano, dicho proceso es altamente recomendado para una recuperación alta de propano.

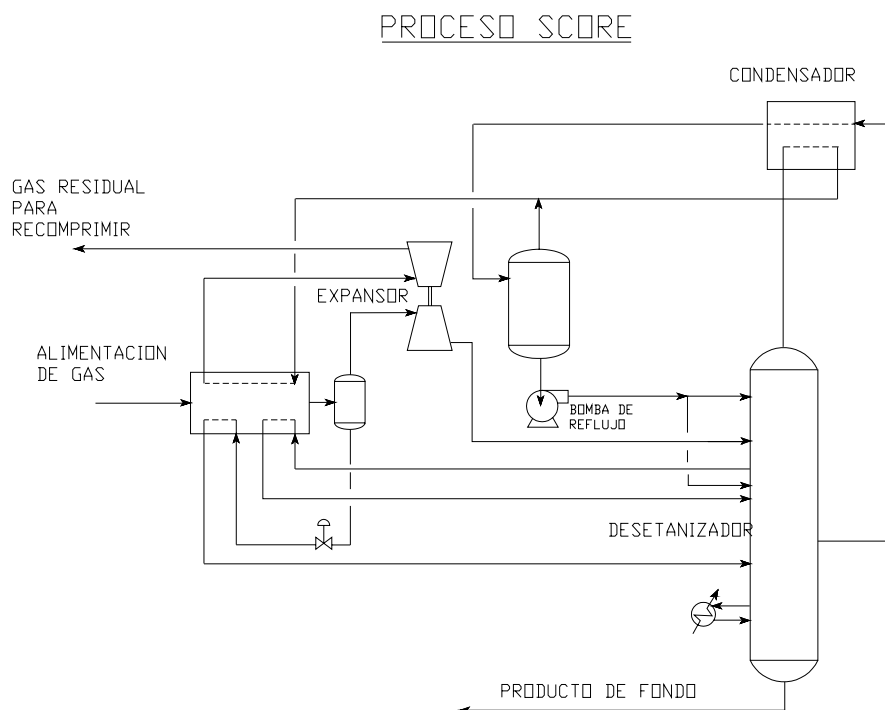


Fig. 6.8 Proceso SCORE [8]



VII. ANÁLISIS EXERGÉTICO DE UN PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN

“He fallado una y otra vez en mi vida, es por eso que he triunfado.”

Michael Jordan

Resumen

Con el fin de mostrar la aplicabilidad de las tecnologías criogénicas, en este capítulo se plantea un ejemplo de proceso criogénico típico llevado a cabo por turboexpansión para mejorarlo energéticamente. Cabe señalar que la optimización de este proceso se muestra en el siguiente capítulo.

La evaluación de las pérdidas de energía está basada en el análisis de exergía del proceso. En este capítulo se presenta la información base, como el DFP y la tabla de balance del proceso criogénico típico inicial. A partir de la cual se realizará la simulación del mencionado proceso y conoceremos las propiedades termodinámicas a las que operan las corrientes, tanto a condiciones bajo las que se lleva a cabo el proceso, como a las condiciones ambientes.

Debe decirse que, dentro del análisis exergético la determinación de los parámetros de pérdidas exergéticas irreversibles y la eficiencia energética indican en qué medida puede ser mejorado dicho proceso.



7.1 ALCANCE DEL ANÁLISIS EXERGÉTICO

El análisis exergético contribuye a conocer dónde y en qué grado podemos maximizar la eficiencia energética de un proceso criogénico típico llevado a cabo por turboexpansión para obtener mayor cantidad de metano e hidrocarburos condensables más puros.

Para lo cual es preciso evaluar las pérdidas de exergía irreversibles, las eficiencias de los equipos del proceso criogénico, y la eficiencia global del proceso. Una vez obtenida la información anterior se podrán seleccionar una o más tecnologías criogénicas, y así también será posible determinar el porcentaje maximizado por la eficiencia energética.

7.2 INFORMACIÓN DEL PROCESO

La información para llevar a cabo el análisis exergético es la siguiente:

- Diagrama de Flujo (DFP) del proceso criogénico (Fig. 7.1).
- Tabla de balance del diagrama, ésta se muestra en la (Tabla 7.1).

Esta información ha sido corroborada y es válida para efectos del análisis de exergía.

7.2.1 Descripción del proceso criogénico inicial

Este proceso es un ejemplo clásico de un proceso de turboexpansión, donde la energía liberada por el expansor que alimenta el gas a la columna demetanizadora, es utilizada para comprimir el gas húmedo dulce de la corriente que alimenta el proceso.

Este proceso incluye una unidad de deshidratación ubicada antes de entrar al tren de intercambiadores, la cual se encuentra representada como un equipo paquete que tiene la función de deshidratar el gas húmedo dulce alimentado. Dicho deshidratador se muestra como una caja negra, por lo que no se posee información interna de él. Esto no afecta al proceso porque no hay cambio en las propiedades del gas, excepto un aumento de presión de 15 psi, el cual puede ser representado en la simulación con una válvula. De igual forma la composición de los hidrocarburos no tiene cambios significativos.

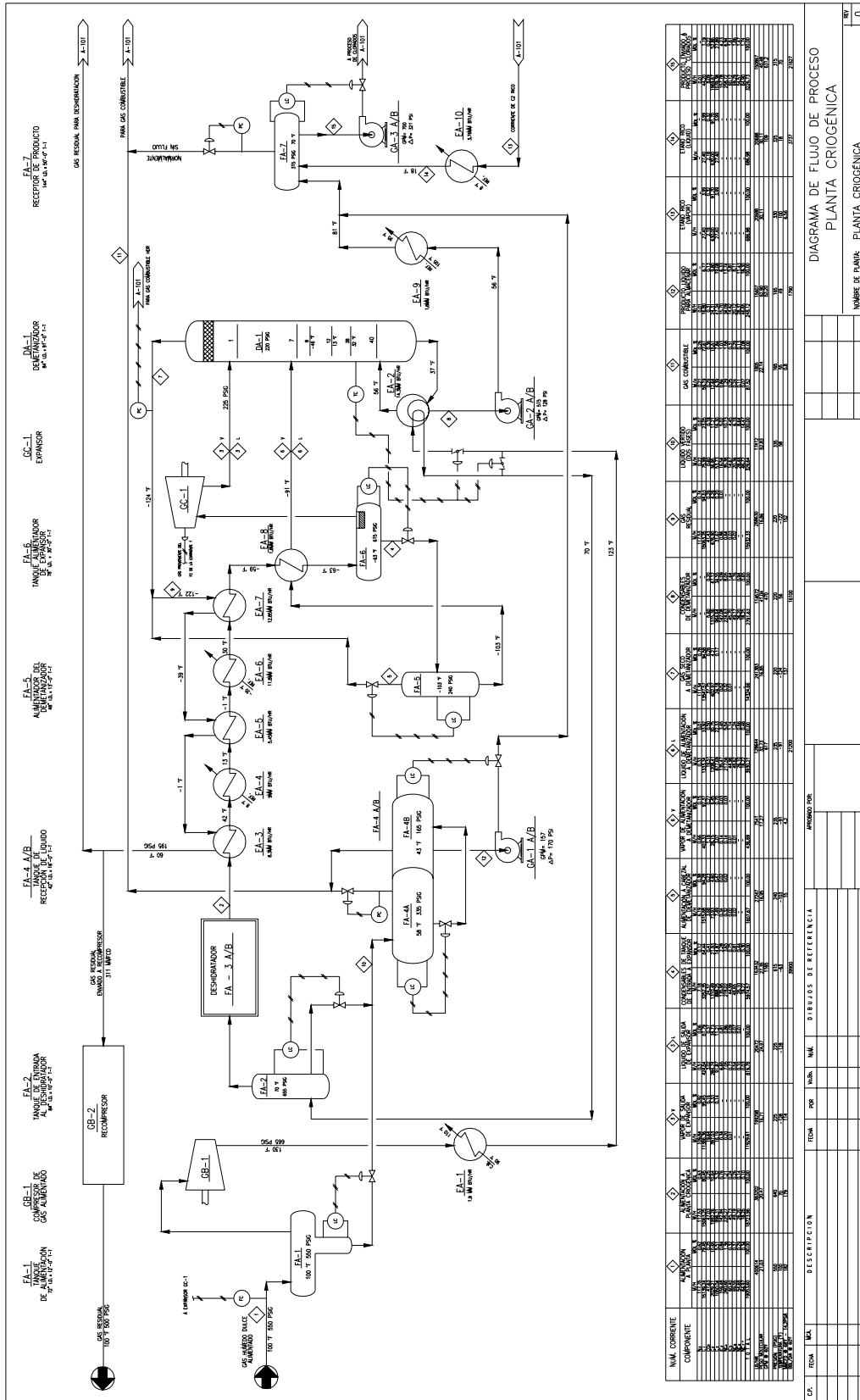


Fig. 7.1 Diagrama de flujo (DFP) del proceso criogénico inicial llevado a cabo por Turboexpansión

NÚM. CORRIENTE	1		25		48 V		48 L		32		34		46 V		46 L	
COMPONENTES	ALIMENTACIÓN A PLANTA		ALIMENTACIÓN A PLANTA CRIOGENICA		VAPOR DE SALIDA DE EXPANSOR		LÍQUIDO DE SALIDA DE EXPANSOR		CONDENSABLES DE TANQUE DE ENTRADA A EXPANSOR		ALIMENTACIÓN A CABEZAL DE DEMETANIZADOR		VAPOR DE ALIMENTACIÓN A DEMETANIZADOR		LÍQUIDO DE ALIMENTACIÓN A DEMETANIZADOR	
	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol
N2	117.75	0.62	117.53	0.63	109.84	0.92	0.51	0.06	7.18	0.12	6.19	0.38	0.66	0.15	0.33	0.01
C1	15139.24	79.45	15063	80.45	11386	95.45	424.54	51.79	3252.4	54.44	1515.68	94.28	403.66	92.37	1333.34	33.92
CO2	47.63	0.25	47.03	0.25	19.64	0.16	3.02	0.37	24.37	0.41	3.68	0.23	1.18	0.27	19.51	0.5
C2	2029.21	10.65	1992.3	10.64	397.03	3.33	284.74	34.73	1310.5	21.93	73.93	4.6	28.15	6.45	1208.41	30.75
C3	1050.04	5.51	996.31	5.32	16.19	0.14	91.87	11.21	888.25	14.87	7.49	0.47	3.07	0.7	877.69	22.34
iC4	159.48	0.84	142.94	0.76	0.34		6.65	0.81	135.95	2.28	0.34	0.02	0.14	0.03	135.47	3.45
NC4	260.65	1.36	225.27	1.21	0.2		7.05	0.86	218.02	3.65	0.32	0.02	0.14	0.03	217.56	5.54
iC5	60.4	0.32	45.73	0.24	0.01		0.73	0.09	44.99	0.75	0.02		0.01		44.96	1.14
NC5	69.55	0.37	49.19	0.26			0.54	0.07	48.65	0.81	0.02		0.01		48.62	1.24
NC6	54.68	0.29	26.2	0.14			0.1	0.01	26.1	0.44					26.1	0.66
NC7+	64.97	0.34	18.25	0.1			0.03		18.22	0.3					18.22	0.45
TOTAL	19054	100	18724	100	11930	100	819.8	100	5975	100	1607.67	100	437.02	100	3930.2	100
LB/H	400614		383202		199298		20472		163432		27247		7541		128644	
PESO MOLECULAR	21.03		20.47		16.71		2497		2.35		16.95		17.27		32.73	
GPM @ 60 °F									1165						617	
PRESIÓN (PSIG)	550		640		225		225		615		240		235		235	
TEMPERATURA (°F)	100		70		-128		-128		-63		-103		-91		-91	
MMCFD @68 °F, 14.2 PSIA	182		179		114						15		4.2			
BBL / DIA @60 °F									39900						21200	

Tabla 7.1 Tabla de balance del proceso criogénico inicial llevado a cabo por Turboexpansión



NÚM. CORRIENTE	49		51		35		15		43		19		59		60		62		
COMPONENTES	GAS SECO A DEMETANIZADOR		CONDENSABLES DE DEMETANIZADOR		GAS RESIDUAL		LÍQUIDO VERTIDO (DOS FASES)		GAS COMBUSTIBLE		PRODUCTO LÍQUIDO PARA ALMACENAR		ETANO RICO (VAPOR)		ETANO RICO (LÍQUIDO)		PRODUCTO ENVIADO A PROCESO "CLORADOS"		
	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	M/H	%mol	
N2	111.34	0.78			117.5	0.74	0.22	0.07	0.21	0.26	0.01							0.01	
C1	13547.6	94.58			15063	94.53	76	23.05	59.19	72.61	16.8	6.77	27.4	3.99	27.4	3.99	44.2	1.19	
CO2	37.75	0.26	5.6	0.2	41.43	0.26	0.6	0.18	0.29	0.36	0.31	0.13	2.18	0.32	2.18	0.32	8.09	0.22	
C2	602.97	4.21	1315.36	47.12	676.9	4.26	37	11.21	12.64	15.51	24.31	10.3	630	91.7	630	91.7	1969.7	52.85	
C3	24.18	0.17	964.64	34.55	31.67	0.2	53.7	16	6.39	7.84	47.34	19.08	27.4	3.99	27.4	3.99	1039.4	27.89	
iC4	0.52		142.08	5.09	0.86	0.01	16.5	5.02	0.84	1.03	15.7	6.33					157.78	4.23	
NC4	0.32		224.63	8.05	0.64		35.4	10.73	1.29	1.58	34.09	13.74					258.72	6.94	
iC5	0.01		45.7	1.64	0.03		14.7	4.45	0.25	0.31	14.42	5.81					60.12	1.61	
NC5			49.17	1.76	0.02		20.4	6.18	0.24	0.29	20.12	8.11					69.29	1.86	
NC6			26.2	0.94			28.5	8.64	0.11	0.13	28.37	11.43					54.57	1.47	
NC7+			18.25	0.65			46.7	14.47	0.07	0.08	46.65	18.3					64.9	1.74	
TOTAL	14325	100	2791.6	100	15932	100	330	100	81.5	100	248.1	100	687	100	687	100	3727	100	
LB/H	241383		114572		268630		17412		1805		15607		20688		20688		150867		
PESO MOLECULAR	16.85		41.04		16.86		52.83		22.14		62.9		30.11		30.11		40.48		
GPM @ 60 °F			470								52.2				109		631.2		
PRESIÓN (PSIG)	220		220		220		335		165		165		330		325		315		
TEMPERATURA (°F)	56		56		-122		58		55		49		100		18		70		
MMCFD @68 °F, 14.2 PSIA					152				0.8				6.56						
BBL / DIA @60 °F	16100		161								1790				3737		21627		

Tabla 7.1 Tabla de balance del proceso criogénico inicial llevado a cabo por Turboexpansión





A continuación se presenta una lista de equipo, referente al proceso criogénico original de la Fig. 7.1.

**LISTA DE EQUIPO DEL PROCESO CRIOGÉNICO
POR TURBOEXPANSIÓN**

TAG	EQUIPO
Equipos Estáticos	
FA-1	TANQUE DE ALIMENTACIÓN
FA-2	TANQUE DE ENTRADA AL DESHIDRATADOR
FA-3 A/B	DESHIDRATADOR
FA-4	TANQUE DE RECEPCIÓN DE LÍQUIDO
FA-5	ALIMENTADOR DE DEMETANIZADOR
FA-6	TANQUE ALIMENTADOR DE EXPANSOR
FA-7	RECEPTOR DE PRODUCTO
DA-1	DEMETANIZADOR
EA-1	INTERCAMBIADOR
EA-2	REHERVIDOR DE DEMETANIZADOR
EA-3	CONDENSADOR 1
EA-4	CONDENSADOR 2
EA-5	CONDENSADOR 3
EA-6	CONDENSADOR 4
EA-7	CONDENSADOR 5
EA-8	CONDENSADOR 6
EA-9	INTERCAMBIADOR DE CONDENSADOS
EA-10	ENFRIADOR DE ETANO RICO
Equipos Dinámicos	
GB-1	COMPRESOR DE GAS ALIMENTADO
GB-2	RECOMPRESOR DE GAS RESIDUAL
GC-1	EXPANSOR DE DEMETANIZADOR
GA-1 A/B	BOMBA DE TANQUE DE RECEPCIÓN DE LÍQUIDO
GA-2 A/B	BOMBA DE REHERVIDOR DE DEMETANIZADOR
GA-3 A/B	BOMBA DE PRODUCTO

Tabla 7.2 Lista de equipo del proceso criogénico original

El tren de enfriamiento cuenta con un Servicio Auxiliar cuya función es enfriar todavía más la entrada del gas a la columna. El gas más ocupado en estos casos es el propano, debido a factores económicos y operacionales; económicamente porque es un producto obtenido del mismo proceso criogénico y puede ser recirculado posteriormente, y operacionalmente pues es un gas usado ampliamente como refrigerante, del cual se conoce bien su comportamiento.



La columna tiene como fin recuperar etano como hidrocarburo condensable por el fondo de la columna, y por medio de su domo recuperar gas natural (en su totalidad compuesto por metano). Lo anterior se refuerza con la Tabla de balance, en ella se puede ver que el hidrocarburo condensable de mayor composición es el etano, mientras que la mayor cantidad de metano es enviado como gas residual. Una parte de este gas se ocupa como combustible para otros procesos internos del Complejo de Petroquímico, y otra parte es enviada al proceso siguiente llamado "Clorados", donde el etano sirve para producir el monómero de cloruro de vinilo (MVC); y una tercera parte se envía a una zona de almacenaje para venderla a otros consumidores.

7.3 CONSIDERACIONES DEL SISTEMA

Las consideraciones sobre las que basaremos el funcionamiento del sistema para realizar el balance de exergía son las siguientes:

- a) Puesto que el proceso criogénico inicial es un sistema abierto, ocuparemos las ecuaciones de conservación, descritas en el Capítulo II.
- b) El sistema opera bajo condiciones de estado estacionario, por lo que el término de variación de la exergía con respecto al tiempo es igual a cero.
- c) Las propiedades físicas como: densidad, capacidad calorífica, viscosidades, etc., son consideradas constantes.
- d) El término de exergía potencial y cinética no se tomarán en cuenta debido a que el nivel de referencia de alturas es el mismo y las velocidades son constantes en los equipos respectivamente.
- e) Durante el proceso criogénico no hay reacción química, por lo que el término de exergía químico es cero.

$$Ex_q = 0 \quad (\text{Ec. 7.1})$$

- f) Las condiciones ambiente a las que se encuentra el sistema son:

$$T_o = 92^\circ\text{F} \text{ (552}^\circ\text{R)}, P_o = 14.225\text{psia.}$$



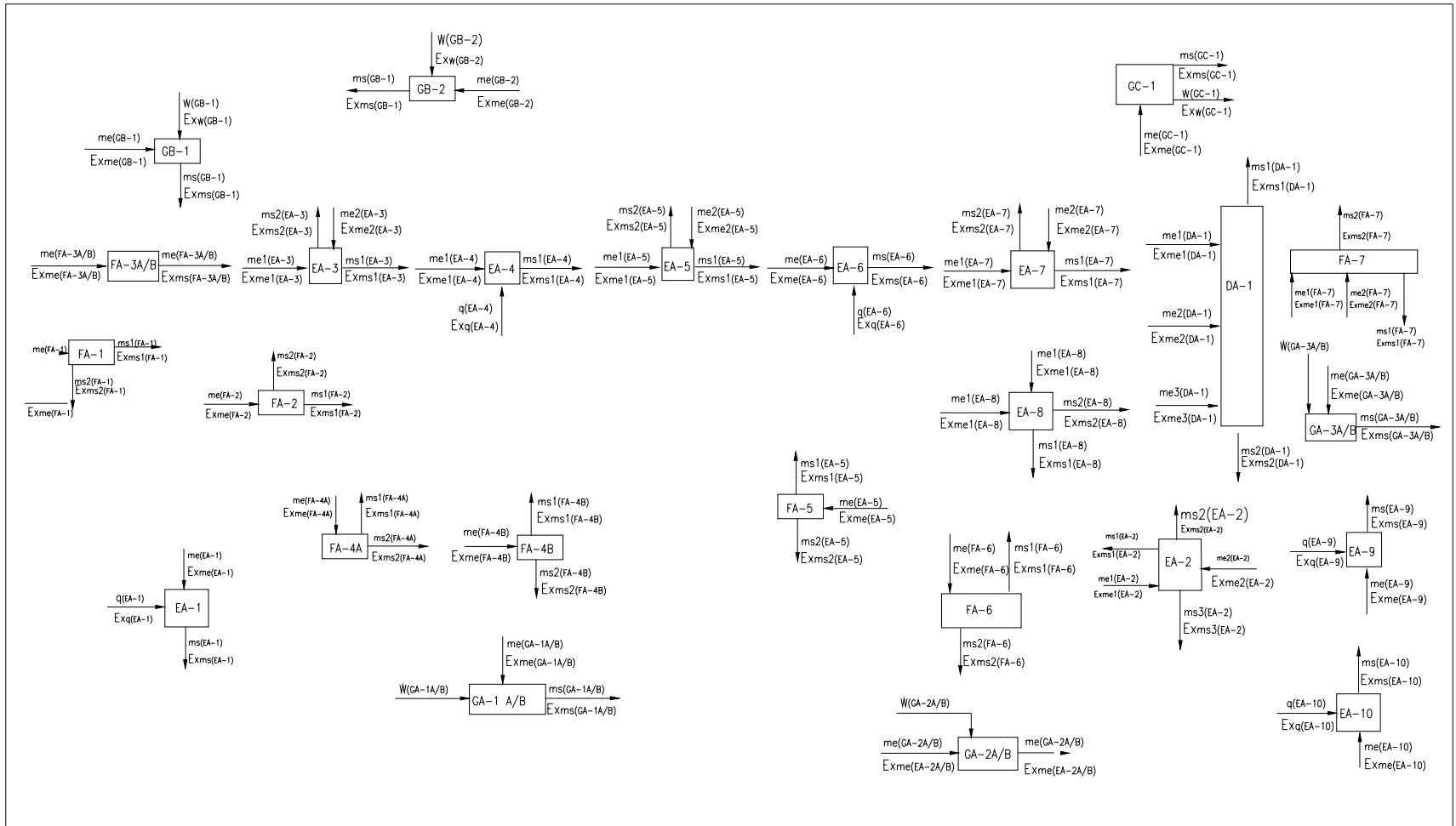
7.4 GRADO DE AGREGACIÓN DEL SISTEMA

El grado de agregación del sistema gira en torno al deseo de conocer en dónde se llevan a cabo las pérdidas de energía del proceso. Se considera cada equipo como un bloque. Por tanto el grado de agregación es 24, equivalente al número de equipos considerados para el análisis del proceso.

7.5 DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO CRIOGÉNICO INICIAL

Para llevar a cabo el balance de exergía es necesario realizar el diagrama de bloques del proceso criogénico inicial de turboexpansión, mostrado en la Fig. 7.2. La consideración más importante para desarrollar dicho diagrama es que cada equipo corresponde a un bloque, dado que queremos conocer la parte del proceso con mayor porcentaje de desperdicio energético. Donde los términos relacionados con cada bloque (las corrientes de entrada y salida referentes a la transferencia de materia, trabajo y energía de cada equipo) están acompañados por su parte exergética.

Una vez disponible este diagrama puede plantearse el balance de exergía para cada equipo, basándose en las corrientes entrantes y salientes de cada bloque.



CPI	FECHA	VA	DESCRIPCIÓN	FECHA	POR	VUBR	NÚM.	DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO POR												

DIAGRAMA DE BLOQUES DE PLANTA CRIOGENICA

NOMBRE DE PLANTA: PLANTA CRIOGENICA

REV: 0

Fig. 7.2 Diagrama de bloques del proceso criogénico inicial llevado a cabo por Turboexpansión





7.6 PLANTEAMIENTO DEL BALANCE DE EXERGÍA DEL SISTEMA

A fin de conocer las pérdidas de exergía Irreversibles (I_{rr}) de cada equipo, debe plantearse un balance para cada tipo de ellos. Esto se logrará sustituyendo los términos respectivos en cada equipo durante el balance de exergía de la Ec. 2.33, de acuerdo al diagrama de bloques (Fig. 7.2), tal como a continuación se muestra.

7.6.1 Equipos estáticos

a) Tanques.

(EQUIPOS: FA-1, FA-2, FA-3A/B, FA-4A/B, FA-5, FA-6, FA-7)

Para este tipo de equipos que contienen o flashean una mezcla liquido-vapor, las corrientes de materia conectadas a él tienen la misma presión y temperatura en tanto están equilibradas térmicamente. Asimismo, debido a la ausencia de una fuente de calor, el término de exergía por calor desaparece, como también ocurre con el término de trabajo.

Estos tanques solamente presentan el flujo de materia entrando y saliendo de él, y por ello el balance de exergía queda de la siguiente manera:

$$I_{rr} = \sum \dot{E}x_d - \sum \dot{E}x_{au} \quad (\text{Ec. 7.2})$$

$$I_{rr} = \sum (\dot{H}_d - \dot{H}_0) - T_0(\dot{S}_d - \dot{S}_0) - \sum (\dot{H}_{au} - \dot{H}_0) - T_0(\dot{S}_{au} - \dot{S}_0) \quad (\text{Ec. 7.3})$$

Los cambios que se presentan son físicos y por eso las Irreversibilidades de los tanques es igual a: la diferencia de las corrientes totales de exergía física a la entrada menos las corrientes totales de exergía física a la salida.

b) Intercambiadores de calor de tubo y coraza

(EQUIPOS: EA-1, EA-2, EA-3, EA-4, EA-5, EA-6, EA-7, EA-8, EA-9, EA-10)

Estos equipos cuentan únicamente con corrientes transportadoras de energía a la entrada y salida tanto por el lado de los tubos como por el lado de la coraza. Dada la inexistencia del término de trabajo mecánico sobre el



equipo, y así mismo, la inexistencia de generación de trabajo por algún medio, estos términos desaparecen.

Las irreversibilidades equivalen a la diferencia entre la exergía dada por la corriente caliente (h) y la exergía recibida por la corriente fría (c), de forma que el balance queda de la siguiente manera:

$$\dot{I}_{rr} = \sum_h \dot{E} x_{q,h} - \sum_c \dot{E} x_{q,c} \quad (\text{Ec. 7.4})$$

Ó:

$$\dot{I}_{rr} = \dot{Q}(\theta_{LM,h} - \theta_{LM,c}) \quad (\text{Ec. 7.5})$$

Donde:

$$\theta_{LM} = 1 - \frac{T_0}{T_{LM}} \quad (\text{Ec. 7.6})$$

$$T_{LM} = \frac{\Delta H}{\Delta S} \quad (\text{Ec. 7.7})$$

La Ec. 8.6 es la forma general para calcular la exergía de un intercambiador cuando se disponen de la información termodinámica de la corriente de entrada y la corriente de salida.

c) Torre desmetanizadora

(EQUIPO: DA-1)

En la torre Desmetanizadora se lleva a cabo la separación de hidrocarburos. Para fines del balance, el rehervidor del fondo de la torre suministra la energía suficiente a la torre a fin de realizar el enfriamiento necesario, y poder separar el NGL de los hidrocarburos condensables. La torre tiene corrientes de materia de entrada y de salida, y así también una corriente de energía, quedando el balance de exergía de la siguiente manera:

$$\dot{I}_{rr} = \sum \dot{E} x_d - \sum \dot{E} x_{au} + \sum \Delta \dot{E} x_q \quad (\text{Ec. 7.8})$$

$$\dot{I}_{rr} = \sum (\dot{H}_d - \dot{H}_o) - T_0(\dot{S}_d - \dot{S}_o) - \sum (\dot{H}_{au} - \dot{H}_o) - T_0(\dot{S}_{au} - \dot{S}_o) + \dot{Q}\left(\frac{T_0 - T}{T}\right) \quad (\text{Ec. 7.9})$$

El balance anterior es la forma general para obtener las Irreversibilidades de la torre de Demetanizadora.



d) Mezcladores y Tees

Los mezcladores tienen la presión igualada en todas sus corrientes por lo que la entalpía y la entropía es igual a cero.

7.6.2 Equipos dinámicos

a) Bombas

(EQUIPOS: GA-1A/B, GA-2A/B, GA-3A/B)

Para este tipo de equipos sólo existen los términos energéticos de materia que entran y salen de él, y el término mecánico realizado por dicho equipo para llevar a cabo su trabajo. El balance de exergía es el siguiente

$$\dot{I}_{rr} = \sum \dot{E}x_d - \sum \dot{E}x_{au} + \dot{W} \quad (\text{Ec. 7.10})$$

$$\dot{I}_{rr} = \sum [(\dot{H}_d - \dot{H}_o) - T_o(\dot{S}_d - \dot{S}_o)] - \sum [(\dot{H}_{au} - \dot{H}_o) - T_o(\dot{S}_{au} - \dot{S}_o)] + \dot{W} \quad (\text{Ec. 7.11})$$

b) Compresores

(EQUIPOS: GB-1, GB-2)

Los compresores son equipos que involucran sólo a términos de entrada y salida de materia, y el del trabajo, este último se proporciona para comprimir el gas. El balance de exergía queda de la siguiente manera:

$$\dot{I}_{rr} = \sum \dot{E}x_d - \sum \dot{E}x_{au} + \dot{W} \quad (\text{Ec. 7.12})$$

$$\dot{I}_{rr} = \sum [(\dot{H}_d - \dot{H}_o) - T_o(\dot{S}_d - \dot{S}_o)] - \sum [(\dot{H}_{au} - \dot{H}_o) - T_o(\dot{S}_{au} - \dot{S}_o)] + \dot{W} \quad (\text{Ec. 7.13})$$

c) Expansores

(EQUIPO: GC-1)

El expansor que alimenta la corriente más importante a la torre desmetanizadora GC-1, tiene un balance similar al del compresor, solamente que este equipo suministra trabajo al medio, por lo que el símbolo del término exergético mecánico es negativo.

$$\dot{I}_{rr} = \sum \dot{E}x_d - \sum \dot{E}x_{au} - \dot{W} \quad (\text{Ec. 7.14})$$



$$\dot{I}_{rr} = \sum [(\dot{H}_d - \dot{H}_o) - T_0(\dot{S}_d - \dot{S}_o)] - \sum [(\dot{H}_{au} - \dot{H}_o) - T_0(\dot{S}_{au} - \dot{S}_o)] - W \quad (\text{Ec. 7.15})$$

7.6.3 Eficiencia energética

a) Eficiencia energética de los equipos

En base a las definiciones de los parámetros de optimización, la aplicación de éstos al caso particular del proceso criogénico inicial se presenta en la Tabla 7.3. En ella es presentada la fórmula para cada equipo.

EQUIPO	EFICIENCIA (η)
EQUIPOS ESTÁTICOS	
TANQUES	$\frac{Ex_{au}}{Ex_D}$ (Ec. 7.16)
INTERCAMBIADORES DE TUBO Y CORAZA	$\frac{\sum \Delta Ex_{qu}}{\sum \Delta Ex_{qD}}$ (Ec. 7.17)
TORRE DESMETANIZADORA	$\frac{Ex_{au}}{Ex_D + \sum \Delta Ex_{qD}}$ (Ec. 7.18)
EQUIPOS DINÁMICOS	
BOMBAS	$\frac{Ex_{au}}{Ex_D + W_D}$ (Ec. 7.19)
COMPRESORES	$\frac{Ex_{au}}{Ex_D + W_D}$ (Ec. 7.20)
EXPANSORES	$\frac{Ex_{au}}{Ex_D - W_D}$ (Ec. 7.21)

Tabla 7.3 Eficiencia de los equipos empleados en el proceso de Turboexpansión

En la anterior tabla cada uno de los términos empleados son los asignados para los equipos descritos en el capítulo 3.

La eficiencia térmica sirve en la determinación de optimización de los equipos. Si la eficiencia aumenta, entonces el equipo funcionará mejor. Esto



indica que si la tecnología criogénica empleada para mejorar la producción del proceso aumenta, también lo hará la eficiencia de los equipos.

b) Eficiencia global

La eficiencia de cada equipo es independiente de la eficiencia global del proceso. Esto significa que la eficiencia de un equipo puede aumentar pero no garantizará que la eficiencia del proceso reaccione de forma similar. Por ello es necesario determinar la eficiencia global del proceso.

La eficiencia del bloque se obtiene considerando todo el proceso como un solo bloque. Todas las entradas de materia y energía al bloque son I

Para el Proceso Criogénico por Turboexpansión primero se sumarán las Irreversibilidades de todos los equipos:

$$\dot{\Sigma} Irr_{TOT} = \dot{\Sigma} Irr_{FATOT} + \dot{\Sigma} Irr_{EATOT} + \dot{\Sigma} Irr_{DATOT} + \dot{\Sigma} Irr_{GATOT} + \dot{\Sigma} Irr_{GBTOT} + \dot{\Sigma} Irr_{GCTOT} \quad (\text{Ec. 7.22})$$

La Exergía total de entrada al proceso es la suma de las corrientes de materia y de energía que entran al proceso, es decir:

$$Ex_{tte} = Ex_{m1} + \Sigma Ex_{qTOT} \quad (\text{Ec. 7.23})$$

Donde el término ΣEx_{qTOT} es la suma de todas las corrientes de las fuentes de calor que alimentan a los intercambiadores, es decir, la suma de las corrientes de los intercambiadores conectados con los servicios auxiliares.

De manera que si restamos la suma de Irreversibilidades a la suma total de exergía de las corrientes que entran al proceso, obtenemos la suma total de exergía de las corrientes a la salida, ΣEx_{tts} .

La eficiencia global del proceso queda de la siguiente manera:

$$\Sigma Ex_{tts} = \Sigma Ex_{tte} - \dot{\Sigma} Irr \quad (\text{Ec. 7.24})$$

$$\eta_{global} = \frac{\Sigma Ex_{tts}}{\Sigma Ex_{tte}} = \frac{\Sigma Ex_{tte} - \dot{\Sigma} Irr_{TOT}}{\Sigma Ex_{tte}} \quad (\text{Ec. 7.25})$$



La Ec. 7.25 determina la eficiencia global del proceso de Turboexpansión mostrado de la Fig 7.1. Si la eficiencia global del proceso es mayor (con los cambios que hagan), indica entonces que hay una optimización energética y un mejor aprovechamiento de los recursos energéticos. Lo anterior quiere decir que no hay desperdicio de tanta energía en la obtención de NGL y los hidrocarburos condensables, nuestro principal objetivo.

7.7 SIMULACIÓN DEL PROCESO CRIOGÉNICO INICIAL

7.7.1 Descripción de la simulación

La simulación de un proceso se puede definir como la tarea que sustituye ciertos valores de entrada para obtener resultados o valores de salida, tales que los primeros sirven para estimar el comportamiento del sistema bajo condiciones reales. Esta actividad se puede llevar a cabo en un simulador de procesos.

Un simulador de procesos es un programa computacional agilizador de los cálculos del proceso, que itera a mayor velocidad todas las relaciones termodinámicas, mecánicas, físicas y químicas, involucradas en el proceso. En nuestro caso ocuparemos un simulador llamado **HYSYS ver. 3.2**, el cual puede ser operado tanto en forma dinámica como estática.

La simulación puede ser clasificada de acuerdo a distintos criterios, por ejemplo, según el tipo de proceso (batch o continuo), si involucra el tiempo (estacionario o dinámico), si maneja variables cuantitativas o cualitativas, etc.

Ahora bien, puesto que el proceso criogénico es de tipo continuo, la simulación también lo será. Por otro lado, ocuparemos un método estático, es decir, se considerará la inmutabilidad de las propiedades de las corrientes con respecto al tiempo. Esto es, si llegara a cambiar alguna propiedad del proceso, como el flujo o la temperatura de algún equipo, se tendría que repetir la simulación para conocer las nuevas propiedades de todo el proceso.



Antes de comenzar la simulación es necesario seleccionar el paquete de propiedades (P.P.) termodinámico donde se calcularán las propiedades termodinámicas de las corrientes. En nuestro caso ocuparemos el P.P. Antoine, porque las condiciones de presión de temperatura para los componentes usados en el proceso, están dentro del rango de operación que maneja este paquete. El método de convergencia seleccionado para esta simulación es el método de aceleración de Weingstein.

7.7.2 Simulación del proceso a condiciones del proceso

Ya realizado lo anterior se introducen los componentes que intervienen en el proceso, y se comienzan a seleccionar los equipos a simular. La simulación en HYSYS se lleva a cabo substituyendo la información tanto del DFP como de la tabla de balance en ventanas especiales para cada corriente y equipo donde se introduce la información disponible.

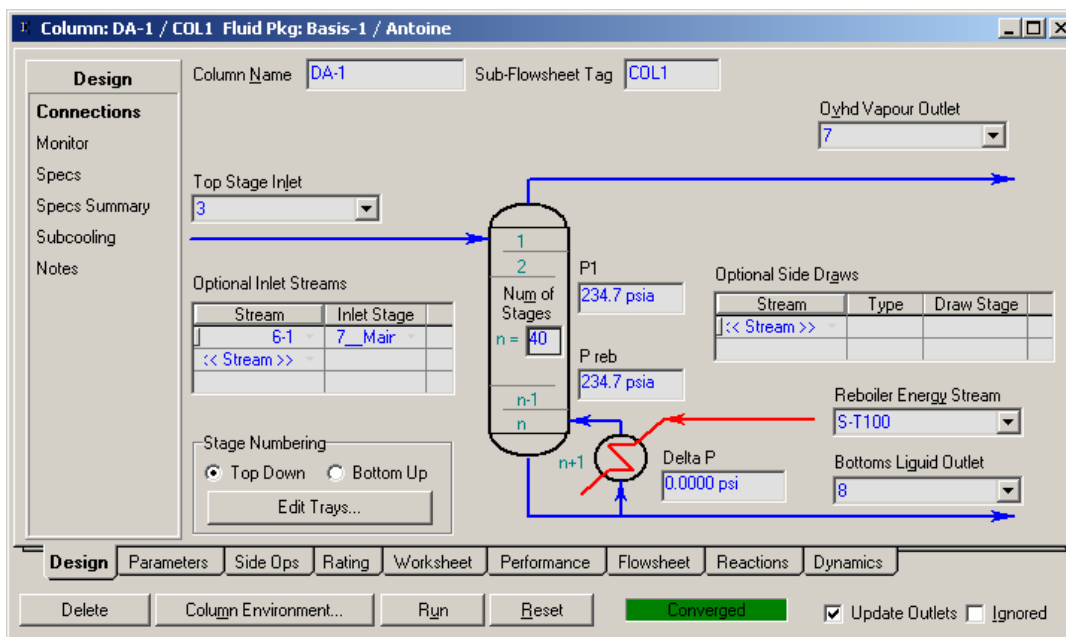


Fig 7.3 Ventana de conexiones de una torre desmetanizadora

Por ejemplo, la Fig. 7.3 muestra la ventana que resulta de introducir la información requerida para la torre desmetanizadora (DA-1). Para lo cual se requiere la siguiente información: número de platos (etapas), corrientes de



alimentación bien calculadas así como la etapa en la que se conectarán, asignar un nombre a las corrientes de salida en el domo y fondo de la columna, así como a la corriente de energía del reboiler; y conocer la temperatura y presión estimadas a la que opera la columna en el domo y fondo de la columna.

Una vez realizado lo anterior comienza el cálculo de las especificaciones de la torre. En esta etapa de la simulación hay que proponer distintos valores, intentando obtener el menor error posible de los datos reales con respecto a los calculados. Lo anterior se hace en una ventana llamada "Monitor" (Fig. 7.4), donde es posible cambiar los valores de las especificaciones.

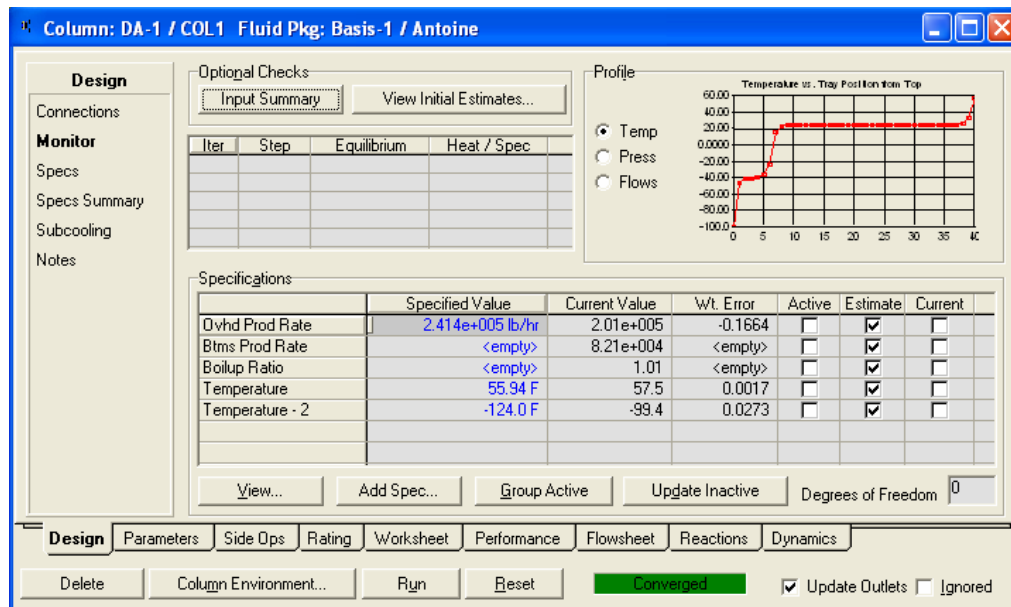


Fig7.4. Ventana Monitor de la torre desmetanizadora

Es importante decir que esta parte de la simulación es una de las que mayor experiencia requiere en el manejo del simulador, esto porque aquí se dispone de múltiples posibilidades de combinaciones, de especificaciones para proporcionar el mejor resultado con respecto a la realidad.

Para que la simulación no tenga errores el grado de libertad de los equipos debe ser igual a cero, asimismo, no pueden existir cruces de temperatura en los intercambiadores, ó información concurrente (repetida).



Por tal razón esta etapa de la simulación es la que requiere más experiencia, pues a veces constriñe a suprimir información con el propósito de mantener los grados de libertad de los equipos igual a cero.

7.7.3 Simulación de las corrientes a condiciones ambiente

La simulación de las corrientes del proceso a condiciones ambiente se efectúa por medio de la sustitución de las condiciones de Temperatura y Presión, establecidas en la sección 7.3 inciso *f*, para cada corriente. Para ello se conservaron las demás condiciones de operación como: flujo, composición, fracción de vapor. En consecuencia las propiedades de entalpia y entropía son distintas. Estos resultados sirven para el cálculo de la exergía de las corrientes.

7.7.4 Cálculo de la exergía de las corrientes

El balance de exergía del proceso fue desarrollado con ayuda de una aplicación de HYSYS, llamada *spreadsheet*, cuya función es parecida a una hoja de cálculo, no obstante, en *spreadsheet* es posible importar la información de la simulación, teniendo la ventaja de que cualquier cambio realizado sobre la simulación también se hará en el *spreadsheet*.

El cálculo exergético de las corrientes se llevó a cabo sustituyendo los datos de las propiedades de la simulación obtenidos en los puntos 7.7.3 y 7.7.2 (en las fórmulas planteadas en el punto 7.6 para cada equipo).

7.7.5 Resultados de la simulación

El DFP de la simulación del proceso criogénico ejecutado por turboexpansión se muestra en la Fig 7.5. Los datos de la exergía de las corrientes simuladas a condiciones del proceso y a condiciones ambiente se muestran en la Tabla 7.5.

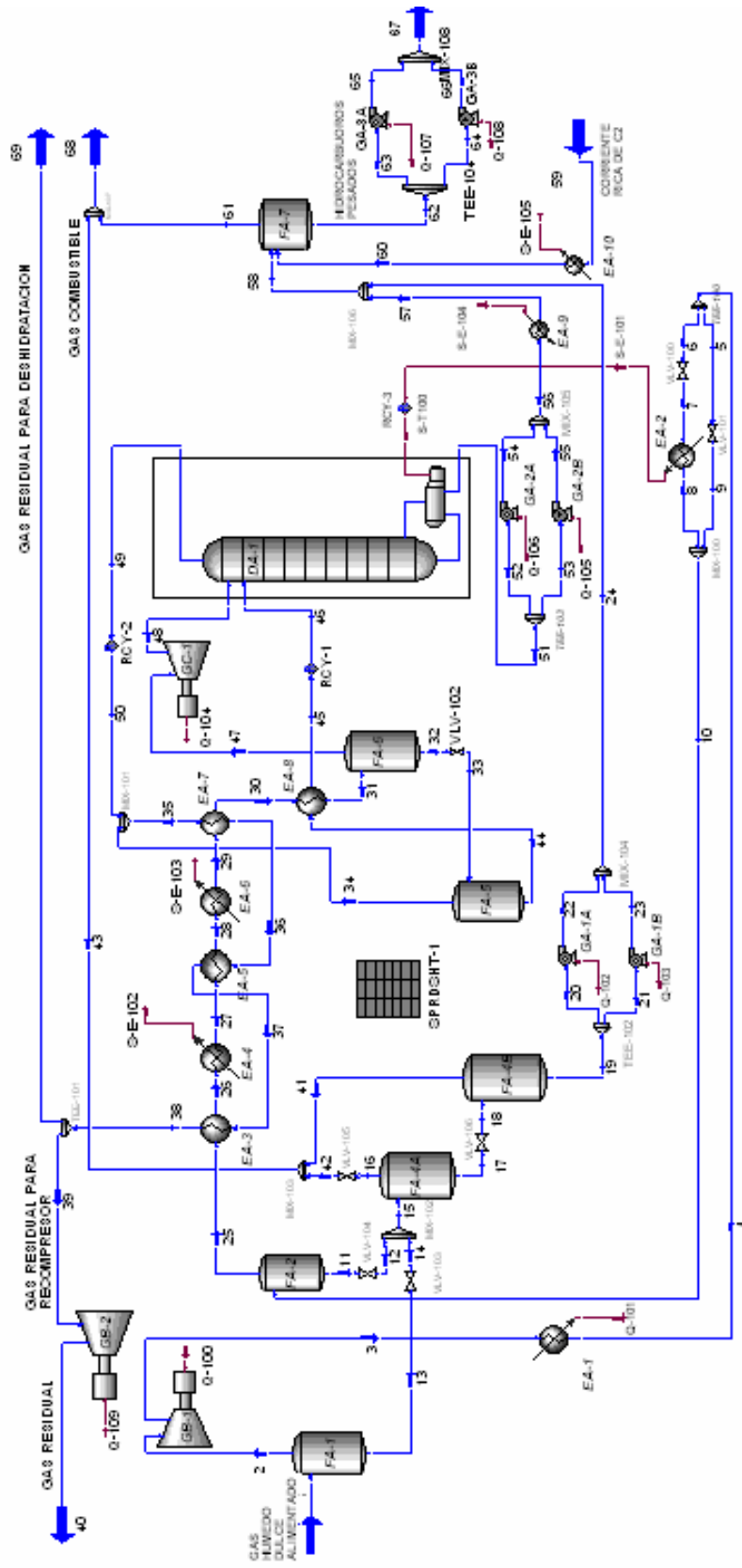


Fig. 7.5. DFP de la simulación del proceso criogénico típico de Turboexpansión



Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Temperatura (°R)	461	462	463	464	465	466	467	468	469	470	471	472	473	474	475
Presion (Psi)	565	565	690	711	711	711	711	645	706	645	645	364	565	350	350
Flujo masico (lb/h)	400614	392819	392819	392819	0	392819	392819	392819	0	392819	26985	26985	7795	7795	34780
Exergía Física(Btu/h)	74732241	74261137	78200463	78667235	0	9473315850	78667243	77074576	0	77074581	1093843	1059167	162031	155507	1209680
Corriente	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Temperatura (°R)	476	477	478	479	480	481	482	483	484	485	486	487	488	489	490
Presion (Psi)	350	350	103	103	103	103	273	273	273	645	640	613	608	1016	1011
Flujo masico (lb/h)	1149	33632	33632	31242	15621	15621	15621	15621	31242	365834	365834	365834	365834	365834	365834
Exergía Física(Btu/h)	172313	956632	892480	644132	322066	322066	334649	334649	669299	74941176	75594294	76342520	77236672	90171298	90692914
Corriente	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45
Temperatura (°R)	491	492	493	494	495	496	497	498	499	500	501	502	503	504	505
Presion (Psi)	1006	1006	255	255	235	230	225	220	220	515	103	95	95	255	250
Flujo masico (lb/h)	365834	243061	243061	82528	283743	283743	283743	283743	141871	141871	2389	1149	3538	160533	160533
Exergía Física(Btu/h)	96388707	57337745	52562708	18841508	57817317	56405446	53795941	50740513	25370257	31803699	159291	104320	257006	31434997	22609874
Corriente	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
Temperatura (°R)	506	507	508	509	510	511	512	513	514	515	516	517	518	519	520
Presion (Psi)	250	1006	240	235	235	235	235	235	363	363	363	358	273	345	340
Flujo masico (lb/h)	160533	122773	122773	201215	201214	82090	41045	41045	41045	41045	82090	82090	113332	20688	20688
Exergía Física(Btu/h)	22609874	37350553	32417356	39437894	39437787	5542280	2771140	2771140	2813382	2802052	5604104	5545995	6166934	2275275	2698234
Corriente	61	62	63	64	65	66	67	68	69						
Temperatura (°R)	521	522	523	524	525	526	527	528	529						
Presion (Psi)	273	273	273	273	600	600	600	95	220						
Flujo masico (lb/h)	8137	125883	62941	62941	62941	62941	125883	11675	141871						
Exergía Física(Btu/h)	799243	7899434	3949717	3949717	4067744	4067744	8135488	794437	25370257						

Tabla 7.4 Balance de exergía del proceso criogénico inicial de Turboexpansión



En la tabla 7.5 se muestran los resultados obtenidos de las pérdidas exergéticas irreversibles del proceso de turboexpansión y las eficiencias de cada equipo considerado en el análisis.

BLOQUE	EQUIPO	Irr	Eficiencia (η)
1	FA-1	309074	0.980
2	FA-2	1039561	0.987
3	FA-4A	80734	0.933
4	FA-4B	89056	0.900
5	FA-5	2286202	0.957
6	FA-6	1700409	0.982
7	FA-7	166491	0.981
8	DA-1	15020969	0.750
9	EA-1	345968	0.259
10	EA-2	2501931	0.571
11	EA-3	2402695	0.214
12	EA-4	175980	0.765
13	EA-5	1715268	0.343
14	EA-6	11535912	0.108
15	EA-7	890335	0.369
16	EA-8	312974	0.645
17	EA-9	56341	0.508
18	EA-10	183888	0.565
19	GA-1A	5142	0.985
20	GA-1B	5142	0.985
21	GA-2A	11331	0.980
22	GA-2B	11331	0.980
23	GA-3A	4230485	0.490
24	GA-3B	4230485	0.490
25	GB-1	1211607	0.985
26	GB-2	1174004	0.964
27	GC-1	1904068	0.949
Exergia entrada TOTAL (BTU / hr)		Irr TOTAL (BTU / hr)	Eficiencia Global (%)
73,706,053		53,597,384	27.3

Tabla 7.5 Irr y Eficiencias del proceso criogénico de Turboexpansión

Los datos de la tabla anterior pueden apreciarse mejor en la gráfica de la Fig 7.6, ahí las pérdidas de exergía irreversibles están representadas sólo por las irreversibilidades del sistema (Irr). Luego entonces, conforme la columna de Irr de cada equipo es más alta, las pérdidas de energía son mayores.



Irreversibilidades del proceso criogénico de Turboexpansión

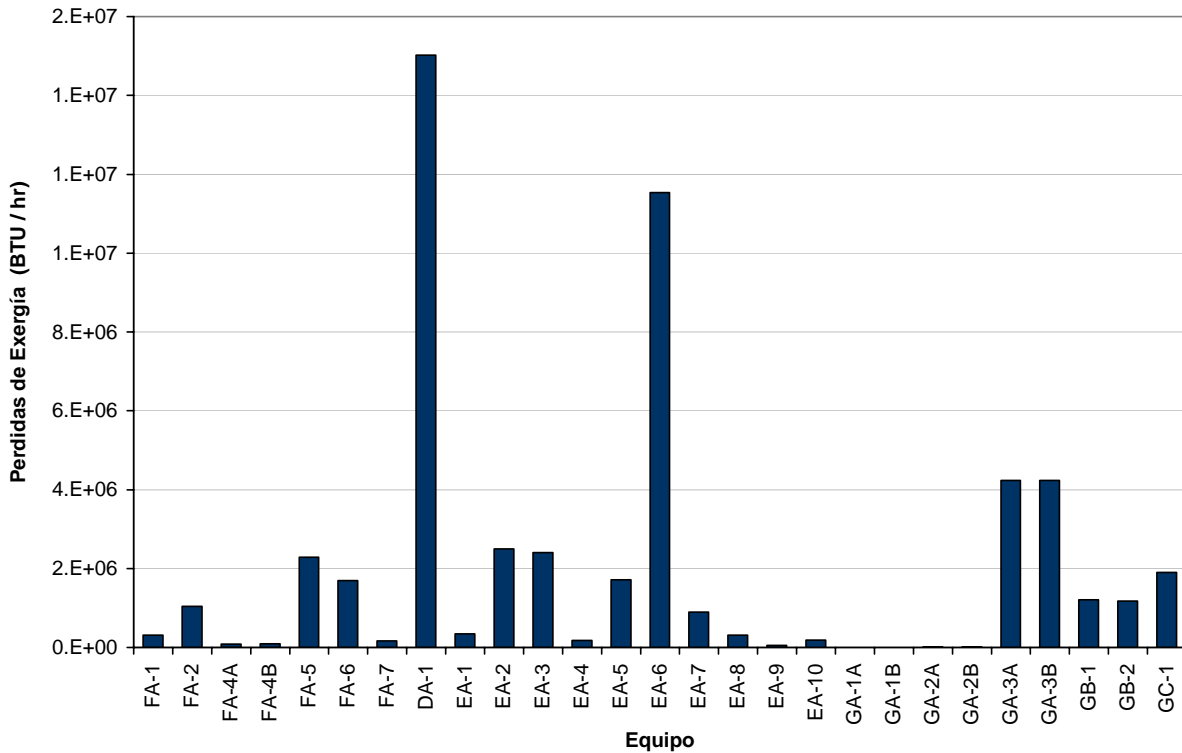


Fig. 7.6 Gráfica que muestra las Irr de cada equipo para el proceso criogénico llevado a cabo por Turboexpansión

La composición generada por la separación de los hidrocarburos en la columna desmetanizadora se muestra en la tabla 7.6. A través de la tabla puede apreciarse que por medio del domo se adquiere principalmente metano (88.8%) con un poco de etano (9.9%), y por el fondo se consigue etano (37.9%) y propano (45.6%).

COMPONENTE	FONDO % mol	DOMO % mol
Nitrogeno	0.00000	0.84466
Metano	0.00000	88.83533
Dioxido de Carbono	0.01189	0.38993
Etano	37.94464	9.92390
Propano	45.66850	0.00613
i-Butano	5.54710	0.00003
n-Butano	7.84367	0.00001
i-Pentano	1.03634	0.00000
n-Pentano	0.93886	0.00000
n-Hexano	0.18658	0.00000
Hepanto+	0.82241	0.00000

Tabla 7.6 Composición de la columna desmetanizadora para el proceso criogénico llevado a cabo por Turboexpansión



VIII. APLICACIÓN DE LOS CRITERIOS DE MEJORA OPERACIONAL AL PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN

“Si lo puedes soñar, lo puedes lograr.”

Albert Einstein

Resumen

De acuerdo a las irreversibilidades de los equipos del proceso mostrados en la sección 7.7.5 del capítulo VII, los equipos que presentan un aumento de desperdicio energético son la columna desmetanizadora DA-1 y el intercambiador de calor EA-6. En este sentido, con el propósito de mejorar la eficiencia del proceso, analizaremos dos tecnologías criogénicas: GSP y CRR. Es decir, en este capítulo se presenta el análisis de los criterios de mejora operacional y los pasos realizados, así como el DFP de la simulación con los cambios realizados sobre el proceso inicial.

Los criterios están en función de los requerimientos determinantes para el mejoramiento del proceso, los cuales pueden resumirse en la siguiente expresión: tener una flexibilidad de operación con un aumento de producción de los productos y una disminución de energía empleada en su obtención.

Es pertinente decir que los resultados de las Irr, eficiencias de los bloques y la eficiencia global de los procesos GSP y CRR, se muestran en el capítulo X.



8.1 CRITERIOS DE MEJORA OPERACIONAL

Desde un principio se planteó que el enfoque de la optimización del proceso criogénico tendría un carácter apegado a la Ingeniería de Proyectos. En este sentido vale la pena aclarar que dentro de la Ingeniería Química hay distintas formas de obtener una optimización, por lo general buscando una función objetivo y maximizando o minimizando ésta. Así pues, para nuestro caso exclusivo, la función objetivo es la eficiencia energética global del proceso, y por lo mismo, la forma de llevar a cabo la optimización del proceso sería maximizando dicha función.

En la *Ingeniería de Proyectos* debe seleccionarse un proyecto para aplicarlo en la zona donde se desee maximizar, con ayuda de un tecnólogo, quien tiene comprobado el funcionamiento de la tecnología a aplicar. Ahora bien, dentro de las tecnologías a optimizar en el presente trabajo, se han seleccionado las pertenecientes al tecnólogo ORTLOFF, porque es una empresa con experiencia, dedicada a la construcción y mejoramiento de plantas criogénicas desde hace más de 30 años.

El mejoramiento de un proceso requiere por lo regular de una inversión de capital financiero pues en ocasiones se requiere cambiar el procedimiento de operación, lo cual implica modificaciones sobre los equipos o sobre la estructura operacional.

Las modificaciones típicas a equipos como calentadores a fuego directo y reactores son por ejemplo incrementar el área de transferencia en intercambiadores de calor, retroalimentar la red de intercambiadores de calor usando el concepto del pinch, cambios en las condiciones de operación, instalación de equipo adicional para recuperar pérdidas de efluente, relocalización o eliminación de equipo viejo, etc.

No obstante, la selección de tecnología no es lo único que influye en mencionado proceso, pues también son importantes las condiciones del ambiente, las vías disponibles para satisfacer a los consumidores, la facilidad



de los proveedores para hacer llegar los consumibles, el precio de los consumibles, etc. Y con esta información se hace una matriz de resultados que ayude a indicar qué tan adecuado es el proceso en base a una calificación dada a cada uno de los aspectos involucrados en el proceso. De esta forma la combinación de aspectos con mayor calificación es seleccionada para maximizar el proceso.

Cabe resaltar, la presente tesis está evaluando únicamente el aspecto energético, para ello las propuestas deben ser evaluadas una por una en todos los bloques donde sean aplicadas, considerando su exergía recuperada; en otras palabras, hay que considerar la reducción que pueda obtenerse sobre las pérdidas de exergía de los bloques correspondientes.

Como se ha mencionado, el sistema que estamos analizando ya existe, por lo cual se ha seleccionado el número de bloques en base a que cada uno de los bloques es un equipo, de manera que del equipo con mayores irreversibilidades se escogerá la tecnología criogénica más apropiada.

En nuestro caso la columna desmetanizadora DA-1 y el intercambiador de calor EA-6 son los equipos con mayor desperdicio energético, por esta razón la tecnología seleccionada debe estar orientada a proponer cambios sobre estos equipos a fin de aumentar la eficiencia energética global del proceso.

En base a lo anterior, los criterios sustentadores de la mejora operacional del proceso para la selección del modelo criogénico adecuado son las siguientes:

1. El proceso debe tener una flexibilidad de operación con el fin de satisfacer las necesidades del mercado, debido a los cambios que este presenta con relación al consumo de metano, etano y propano principalmente.



2. Obtener un porcentaje de recuperación de metano y etano mayor que con el Proceso Criogénico Inicial, cuando se desee.
3. Obtener un porcentaje de gas residual superior al del proceso Criogénico Inicial, cuando se desee.
4. Eliminar al máximo el CO₂ en la obtención de gas residual.
5. Disminuir las pérdidas energéticas de los recursos empleados para obtener los hidrocarburos deseados.

Podemos resumir la optimización del proceso en la siguiente expresión: “Que los cambios presentados cuenten con flexibilidad de operación dentro del mercado, de manera que obtengamos metano o etano como gas residual con el mínimo porcentaje de CO₂, y al mismo tiempo, que se obtenga el máximo de etano o propano como hidrocarburo condensable”.

La disminución de pérdidas de exergía se refleja en el incremento de la eficiencia del proceso criogénico de Turboexpansión, mientras que el aumento de producción lo veremos reflejado en el aumento del porcentaje de la composición de metano por el domo de la columna desmetanizadora, y en cuanto al aumento de porcentaje de la composición de etano y propano por el fondo de la misma.

8.2 SELECCIÓN DE LOS PROCESOS CRIOGÉNICOS DE OPTIMIZACIÓN

Para obtener una mejora en el proceso tomaremos como modelo de optimización el **GSP** (**G**as **S**ubcooled **P**rocess) y **CRR** (**C**old **R**esidue **R**eflux) de la tabla 6.1, ya que ellos cumplen con los criterios de mejora operacional del proceso deseado, expuesto anteriormente.

Los resultados de la simulación y del análisis del proceso de Turboexpansión mostrados en el capítulo anterior, indican que los equipos con mayor desperdicio de energía son: la columna demetanizadora DA-1, el intercambiador de calor EA-6 y en menor medida los compresores GB-1 y



GB-2. En el Capítulo VI las configuraciones presentadas para optimizar están enfocadas a optimizar estos equipos por medio del concepto de *Separador de Vapor*.

El proceso GSP fue seleccionado ya que es una tecnología que ha garantizado por años un aumento de producción de los productos, está ampliamente comprobada y es un proceso que requiere poca inversión para mejorar el proceso; sólo necesita un subenfriador que funciona como rectificador de los gases, dejando al expansor en la columna desmetanizadora. Por el aspecto de producción la configuración de GSP es un proceso diseñado para la recuperación de etano, eliminando CO₂ convencionalmente.

La configuración CRR se ha seleccionado como una segunda opción para asegurar que obtendremos un máximo entre dos opciones. El modelo CRR se ocupará de una obtención ultra alta de etano y propano, esto obedece a que tiene una flexibilidad de operación que asegura una participación continua en el mercado, ya sea recuperando gas natural o hidrocarburos condensables, dependiendo del precio en que se encuentren.

8.3 PROCESO CRIOGÉNICO MODIFICADO CON LA TECNOLOGIA GAS SUBCOOLED PROCESS (GSP)

El proceso criogénico modificado con la tecnología GSP involucra adición de un subenfriador en el domo de la torre, al cual llamaremos EA-11. De forma que la configuración final del proceso con la tecnología ya implementada queda como se muestra en la Fig. 8.1.

Los cambios realizados en el diagrama de bloques como consecuencia del cambio de configuración en las corrientes, fueron con la torre desmetanizadora, el intercambiador EA-11 y el Tanque FA-6. Mientras fue ocupada la corriente de salida del intercambiador EA-11 para enfriar el tren de intercambiadores. Por otro lado el tanque EA-5 fue eliminado porque la corriente para enfriar al subenfriador EA-11 sale al mismo tiempo del intercambiador EA-7, estaba a una temperatura suficiente sin necesidad de ocupar el tanque de separación FA-5.

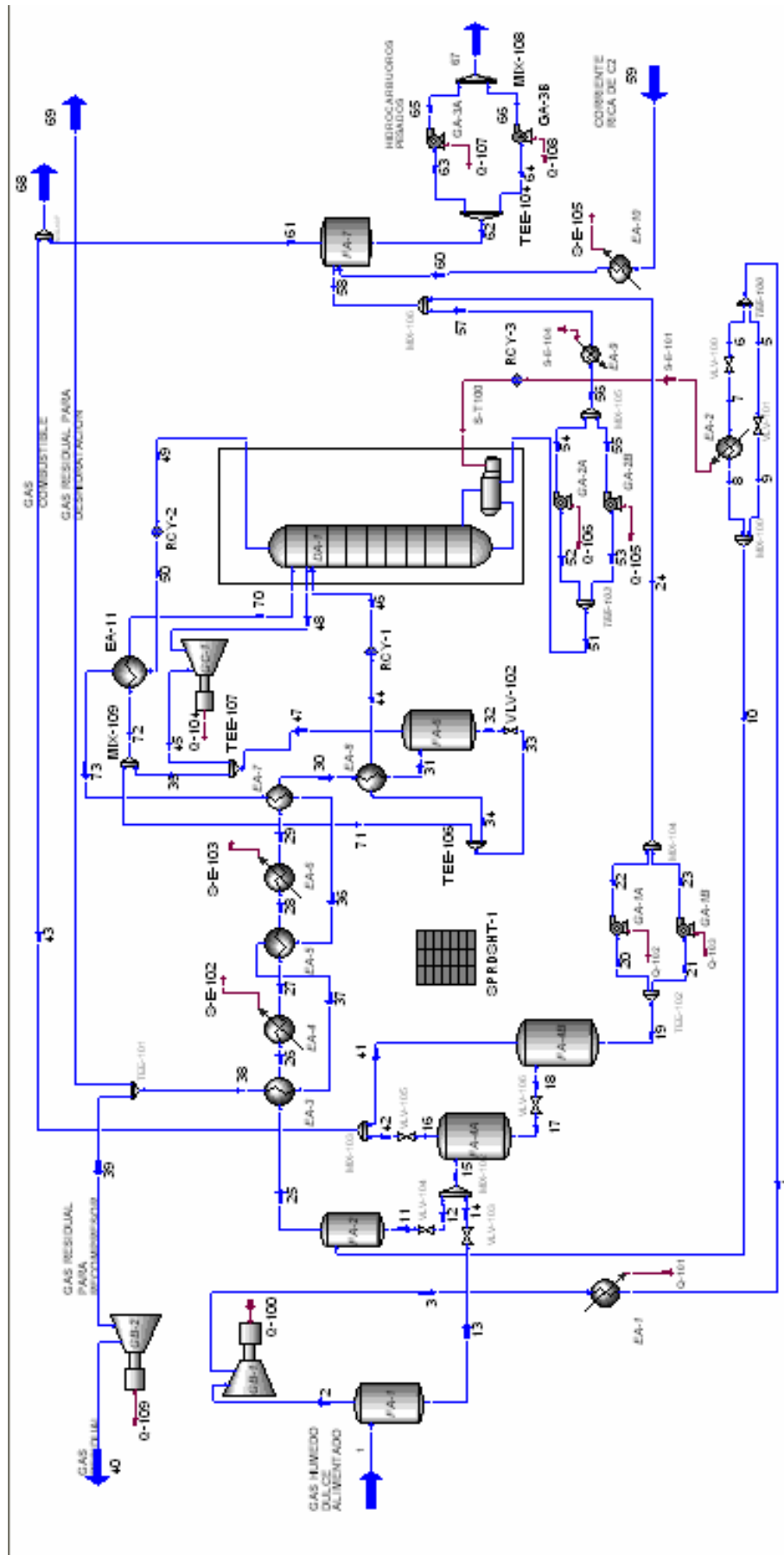


Fig. 8.1 Proceso criogénico de Turboexpansión modificado con la tecnología GSP



Para conocer el grado de energía desperdiciado por estos equipos y para saber si en realidad mejoran el proceso, se realizó un balance de exergía sobre los equipos modificados. Para esto tuvo que realizarse el diagrama de bloques y la simulación de los equipos a las condiciones nuevas en que se encuentran los equipos del proceso, y aunado a lo anterior, también fueron tomadas en cuenta las mismas condiciones del ambiente para las que se obtuvieron las corrientes del proceso criogénico de Turboexpansión.

Para tener el mismo marco de referencia de comparación con respecto al proceso inicial, las características de la corriente de alimentación al proceso de gas dulce húmedo, tales como composición de los componentes, temperatura, presión y flujo fueron las mismas. Con el mismo propósito se empleó la misma temperatura y flujo de servicios auxiliares del proceso criogénico por Turboexpansión, por lo que la carga térmica de ellos es igual.

El balance de exergía a fin de obtener las irreversibilidades de los equipos fue realizado como se indica en la sección 7.6 del capítulo VII. El balance general empleado para determinar las I_{rr} de los equipos típicos no cambia, sólo se agregan o eliminan las corrientes conectadas al equipo, por ejemplo para la determinación de la I_{rr} del intercambiador EA-11 se emplea la Ec. 7.5.

De igual manera la eficiencia de los equipos del proceso criogénico modificado con GSP fue obtenida tal como se indica en el capítulo VII. Así pues, si se agrega o elimina una corriente, sólo es necesario realizar su diagrama de bloques y obtener la eficiencia siguiendo la Ec. 3.2, que es general para todos los equipos.

8.4 PROCESO CRIOGÉNICO MODIFICADO CON LA TECNOLOGIA COLD RESIDUE REFLUX (CRR)

Dentro de las tecnologías criogénicas que tenemos, la CRR presenta una flexibilidad en la operación. Es una buena tecnología para obtener propano y etano recuperado; si estos gases se enviaran como gas residual implicaría una disminución en el consumo de energía.

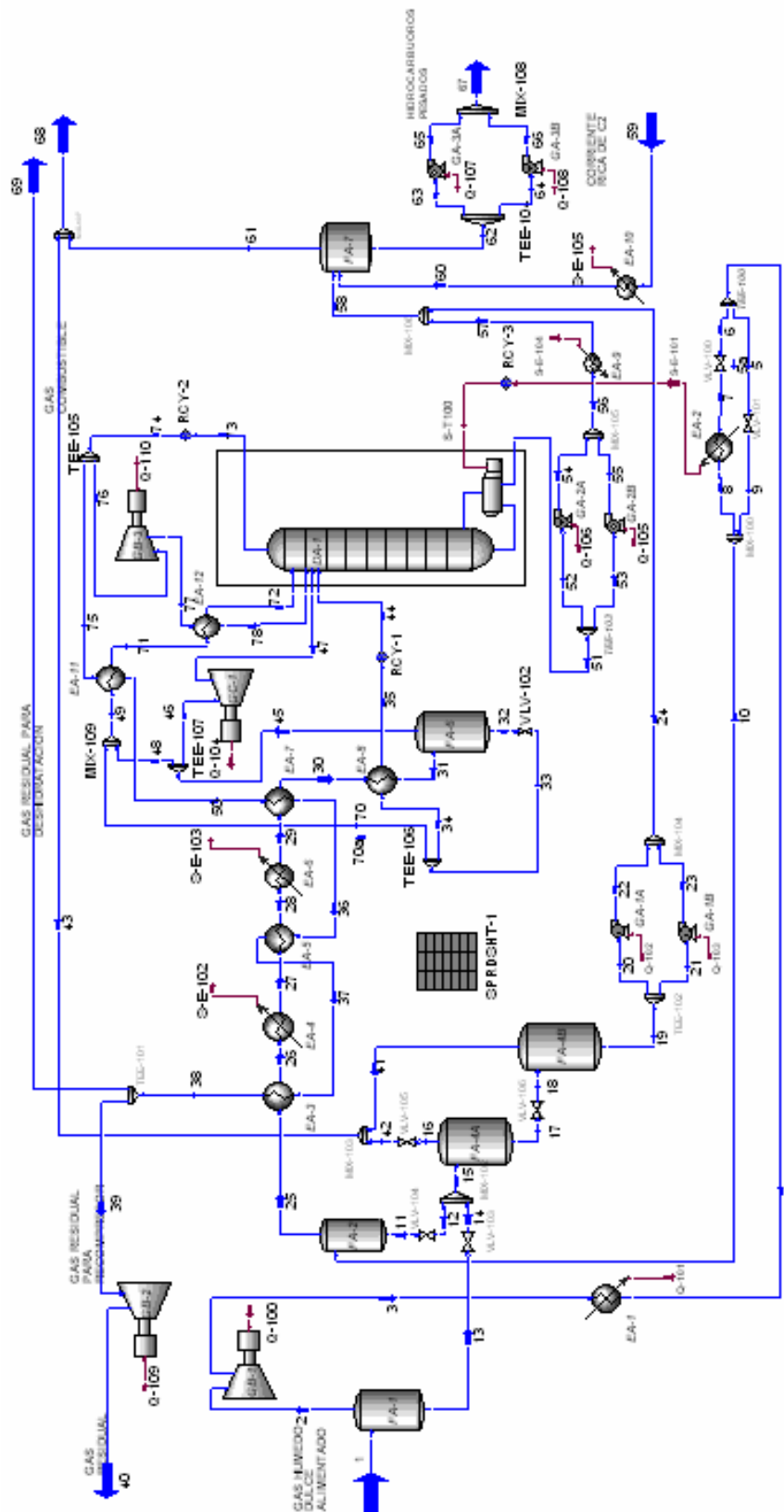


Fig. 8.2 Proceso criogénico de Turboexpansión modificado con la tecnología ORR



Para poder comparar el presente proceso con el de Turboexpansión, es preciso tomar en cuenta que deseamos obtener etano, y de esta manera es posible tener un marco de referencia que nos ayude a decidir la configuración deseada, tal como se planteó en los criterios de mejora operacional.

Los cambios generados con esta tecnología implican un costo mayor, porque debe acondicionarse un compresor, equipo denominado CB-3. El CB-3 aunque es pequeño implica un gasto de energía mayor para poder realizar el aumento de presión en la corriente que entra por la parte superior de la columna desmetanizadora DA-1. Así también, dentro de la tecnología CRR debe adicionarse un condensador EA-12, colocado a la salida del compresor para condensar los gases de salida del mismo, y que entren a la Torre. Esto sin olvidar agregar el subenfriador EA-11, de donde se basa la tecnología de rectificación. El arreglo del proceso criogénico modificado con CRR queda como se muestra en la Fig. 8.2.

En suma, así como la estructura de los balances exergéticos no cambia para los equipos del proceso modificado con GSP, tampoco hay un cambio con el modelo CRR. La forma de obtener las Irreversibilidades y las eficiencias en los equipos adicionados (dos Intercambiadores y un Compresor) se mencionan en el Capítulo VII.

El proceso sólo cambia en su estructura interna, puesto que hay un rearrreglo de corrientes de entrada y salida sobre los equipos adicionados y los relacionados con ellos. Lo anterior implicaría el adiconamiento de otras dos corrientes de entrada a la columna desmetanizadora, o bien, que de igual manera se elimine el tanque FA-5 porque el gas requerido para enfriar el subenfriador es suficiente a la salida del tanque FA-6, con esto podrá realizarse el enfriamiento por parte del gas de salida de la columna.

La eficiencia global del proceso también es modificada, se obtiene siguiendo la estructura de la Ec. 7.25, y para ello es agregada otra corriente de trabajo, empleada para el compresor GB-3.



IX. RESULTADOS Y COMENTARIOS AL PROCESO CRIOGÉNICO DE TURBOEXPANSIÓN

“El genio es uno por ciento de inspiración y noventa y nueve por ciento transpiración.”

Thomas Alva Edison

Resumen

A continuación se presentarán los resultados de la simulación del proceso criogénico de Turboexpansión modificado con la configuración GSP y CRR. Aunado antes dicho, se presentará el balance de exergía de estos procesos, las irreversibilidades, las eficiencias de los equipos y de los procesos.

Además en el presente capítulo viene una comparación de las eficiencias de los procesos, así como las gráficas que muestran cuáles son los equipos con mayor gasto de energía.

En suma, a través de los resultados podrá apreciarse que debido a la aplicación de las tecnologías criogénicas, la eficiencia global del proceso inicial aumenta de manera considerable, teniendo como consecuencia una disminución de energía desperdiciada en los equipos DA-1, EA6 y GC-1.



Los resultados obtenidos tanto para el análisis del modelo de turboexpansión, como su optimización con las tecnologías GSP y CRR, parten de las mismas condiciones de la corriente de gas húmedo alimentado (1):

COMPONENTE	FONDO % mol
Nitrogeno	0.00620
Metano	0.79450
Dioxido de Carbono	0.00250
Etano	0.10650
Propano	0.05510
i-Butano	0.00840
n-Butano	0.01360
i-Pentano	0.00320
n-Pentano	0.00370
n-Hexano	0.00290
Hepanto+	0.00340
CONDICIONES	
Temperatura (°F)	100.00000
Presión (psia)	564.69600
Flujo (lb/hr)	400614

Tabla 9.1 Condiciones de la corriente de alimentación de gas dulce

La simulación de las corrientes principales se desarrolló a partir de las mismas condiciones de composición, presión, temperatura y flujo. Estas fueron tomadas de la tabla de Balance 7.1 del proceso criogénico de Turboexpansión. En cuanto al Proceso Criogénico modificado con GSP y con CRR, se adicionaron unas corrientes y otras se eliminaron, debido a los cambios generados en la configuración del proceso.

De esta forma el balance de exergía para los tres modelos fue realizado tomando en cuenta las siguientes condiciones ambientes: $T_o=91.4^{\circ}\text{F}$ (552°R), $P_o=14.225$ psia

En lo que refiere a las propiedades termodinámicas como entalpía y entropía de cada corriente del proceso criogénico modificado, tanto a las condiciones de temperatura y presión del proceso como a las del ambiente, se encuentran en el Apéndice.



9.1 RESULTADOS DEL PROCESO CRIOGÉNICO MODIFICADO CON LA TECNOLOGIA GAS SUBCOOLED PROCESS (GSP)

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Temperatura (*R)	560	560	590	583	583	583	583	530	583	530	530	525	560	558	532
Presion (Psi)	565	565	690	711	711	711	711	645	706	645	645	364	565	350	350
Flujo masico (lb/h)	400614	392819	392819	392819	0	392819	392819	392819	0	392819	26985	26985	7795	7795	34780
Exergía Física(Btu/h)	74732241	74261137	78200463	78667235	0	9473315850	78667243	77074576	0	77074581	1093843	1059167	162031	155507	1209680

Corriente	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Temperatura (*R)	532	532	515	515	515	515	516	516	516	530	502	473	459	430	416
Presion (Psi)	350	350	103	103	103	103	273	273	273	645	640	613	608	1016	1011
Flujo masico (lb/h)	1149	33632	33632	31242	15621	15621	15621	15621	31242	365834	365834	365834	365834	365834	365834
Exergía Física(Btu/h)	172313	956632	892480	644132	322066	322066	334649	334649	669299	74941176	75594294	76342520	77236672	90171298	92065700

Corriente	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45
Temperatura (*R)	393	393	329	329	393	372	403	457	457	540	515	509	511	413	393
Presion (Psi)	1006	1006	255	255	1006	225	220	215	215	415	103	95	95	250	1006
Flujo masico (lb/h)	365834	243061	243061	121531	61386	282226	282226	282226	197558	197558	2389	1149	3538	121531	61386
Exergía Física(Btu/h)	96388707	57337745	52562708	26281354	18675276	54498543	52090996	49341915	34780325	41782362	159291	104320	257006	19639439	18675276

Corriente	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
Temperatura (*R)	413	393	293	363	363	512	512	512	514	514	514	546	536	560	471
Presion (Psi)	250	1006	240	235	235	235	235	235	363	363	363	358	273	345	340
Flujo masico (lb/h)	121531	122773	61386	282227	282226	83606	41803	41803	41803	41803	83606	83606	114849	20688	20688
Exergía Física(Btu/h)	19639439	37350553	16208678	56395333	56395375	3578540	1789270	1789270	1820638	1820638	3641275	3562771	4053780	2275275	2698234

Corriente	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73
Temperatura (*R)	517	517	517	517	521	521	521	492	457	340	329	323	346
Presion (Psi)	273	273	273	273	600	600	600	95	215	250	255	255	230
Flujo masico (lb/h)	8065	127472	63736	63736	63736	63736	127472	11603	84668	182917	121531	182917	282226
Exergía Física(Btu/h)	630077	6074649	3037324	3037324	3156579	3156579	6313158	618904	14802575	38860281	28170202	42101037	58740207

Tabla 10.3 Balance de Exergía del Proceso Criogénico modificado con GSP



La tabla de balance de exergía del proceso criogénico modificado con GSP se muestra en la tabla 9.1.

Las pérdidas de exergía son dadas en su totalidad por las irreversibilidades internas (Irr), son mostradas en la tabla 9.1 donde cada equipo del proceso representa un bloque.

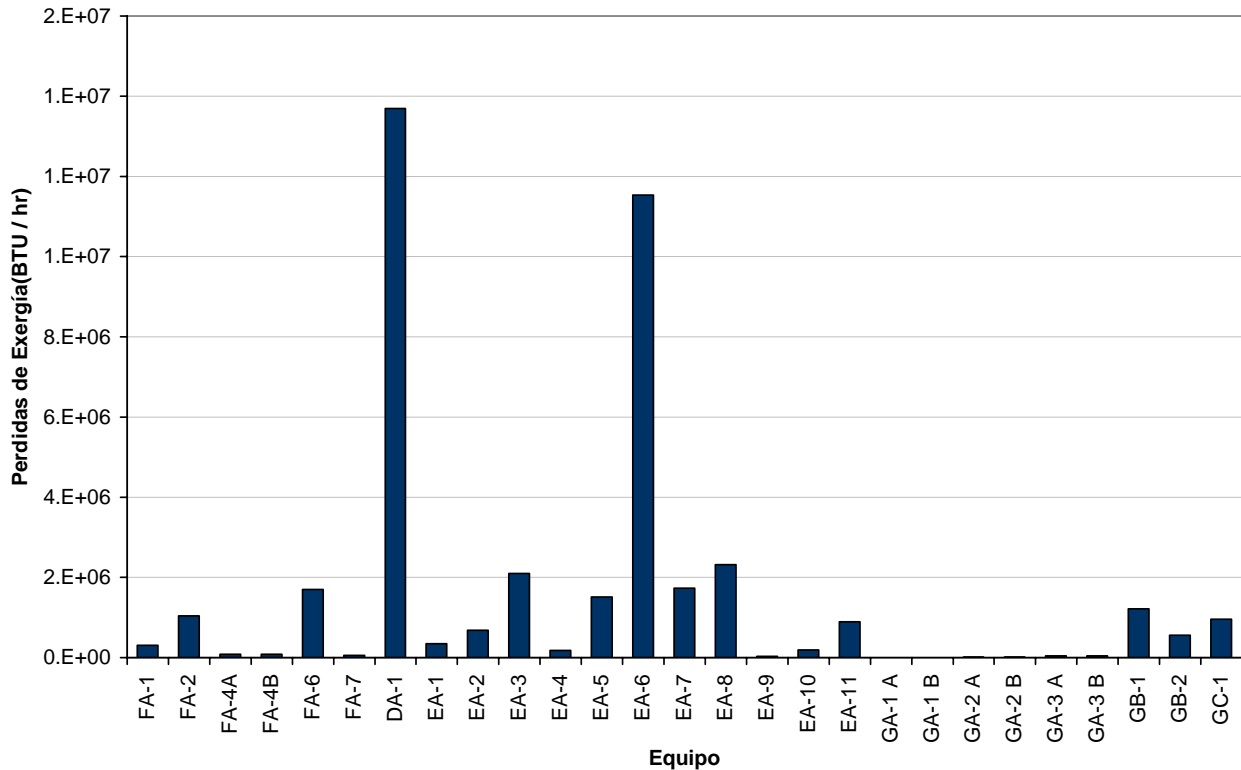
BLOQUE	EQUIPO	Irr	Eficiencia (η)
1	FA-1	309074	0.996
2	FA-2	1039561	0.987
3	FA-4A	80734	0.933
4	FA-4B	89056	0.900
5	FA-6	1700409	0.982
6	FA-7	47288	0.993
7	DA-1	13698293	0.814
8	EA-1	345968	0.259
9	EA-2	683434	0.571
10	EA-3	2096196	0.238
11	EA-4	175980	0.765
12	EA-5	1513320	0.371
13	EA-6	11535912	0.108
14	EA-7	1728661	0.088
15	EA-8	2318951	0.651
16	EA-9	35945	0.686
17	EA-10	183888	0.565
18	EA-11	895994	0.724
19	GA-1 A	5142	0.985
20	GA-1 B	5142	0.985
21	GA-2 A	11647	0.994
22	GA-2 B	11647	0.994
23	GA-3 A	45658	0.986
24	GA-3 B	45658	0.986
25	GB-1	1211607	0.985
26	GB-2	558107	0.987
27	GC-1	952034	0.945
TOTAL		41325307	

Tabla 9.2 Irr y Eficiencias del proceso Criogénico modificado con GSP

Para apreciar mejor las Irr de los bloques, los datos de la tabla anterior se presentan en la gráfica de la Fig. 9.1.



**Irreversibilidades del proceso criogénico de Turboexpansión
modificado con GSP**



La composición (% mol) de las corrientes de salida de la columna desmetanizadora tanto por el domo como por el fondo, aplicando la tecnología GSP al proceso criogénico inicial, se muestran en la tabla siguiente:

**Composición de los componentes en la columna desmetanizadora
modificada con GSP**

COMPONENTE	FONDO % mol	DOMO % mol
Nitrogeno	0.00000	0.71991
Metano	0.00000	92.01123
Dioxido de Carbono	0.20264	0.25871
Etano	42.06607	6.71854
Propano	42.00718	0.28028
i-Butano	5.30669	0.00646
n-Butano	7.53798	0.00461
i-Pentano	0.99973	0.00012
n-Pentano	0.90605	0.00006
n-Hexano	0.18015	0.00000
Hepanto+	0.79352	0.00007

Tabla 9.3



9.2 RESULTADOS DE PROCESO CRIOGÉNICO MODIFICADO CON LA TECNOLOGÍA COLD RESIDUE REFLUX (CRR)

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Temperatura (°R)	565	565	690	711	711	711	711	645	706	645	645	364	565	350	350
Presion (Psi)	19051	18927	18927	18927	0	18927	18927	18927	0	18927	508	508	124	124	632
Flujo masico (lb/h)	400614	392819	392819	392819	0	392819	392819	392819	0	392819	26985	26985	7795	7795	34780
Exergía Física(Btu/h)	74732241	74261137	78200463	78667235	0	9473315850	78667243	77074576	0	77074581	1093843	1059167	162031	155507	1209680

Corriente	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Temperatura (°R)	350	350	103	103	103	103	273	273	273	645	640	613	608	1016	1011
Presion (Psi)	50	582	582	507	254	254	254	254	507	18419	18419	18419	18419	18419	18419
Flujo masico (lb/h)	1149	33632	33632	31242	15621	15621	15621	15621	31242	365834	365834	365834	365834	365834	365834
Exergía Física(Btu/h)	172313	956632	892480	644132	322066	322066	334649	334649	669299	74941176	75594294	76342520	77236672	90171298	92065700

Corriente	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45
Temperatura (°R)	1006	1006	255	255	250	225	220	215	215	500	103	95	95	250	1006
Presion (Psi)	18419	10925	10925	5462	5462	16702	16702	16702	11691	11691	74	50	125	5462	7494
Flujo masico (lb/h)	365834	243061	243061	121531	121531	292250	292250	292250	204575	204575	2389	1149	3538	121531	122773
Exergía Física(Btu/h)	96388707	57337745	52562708	26281354	19639439	55804025	53416770	50668421	35467895	44823486	159291	104320	257006	19639439	37350553

Corriente	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
Temperatura (°R)	1006	240	1006	255	230	235	235	235	363	363	363	358	273	345	340
Presion (Psi)	3747	3747	3747	9210	16702	1714	857	857	857	857	1714	1714	2222	687	687
Flujo masico (lb/h)	61386	61386	61386	182917	292250	73494	36747	36747	36747	36747	73494	73494	104737	20688	20688
Exergía Física(Btu/h)	18675276	16208678	18675276	42101037	59601523	4655100	2327550	2327550	2365216	2355219	4710438	4687536	5297506	2275275	2698234

Corriente	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75
Temperatura (°R)	273	273	273	273	600	600	600	95	215	255	250	245	235	235	235
Presion (Psi)	265	2644	1322	1322	1322	1322	2644	389	5011	5462	9210	9210	33407	33404	16702
Flujo masico (lb/h)	8419	117006	58503	58503	58503	58503	117006	11957	87675	121531	182917	182917	584590	584500	292250
Exergía Física(Btu/h)	819403	6993204	3496602	3496602	3605888	3605888	7211776	807242	15200526	26281354	38160372	37926284	113626346	113600916	56800458

Corriente	76	77	78
Temperatura (°R)	235	265	260
Presion (Psi)	16702	16702	16702
Flujo masico (lb/h)	292250	292250	292250
Exergía Física(Btu/h)	56800458	57936026	57694548

Tabla 10.4 Balance de Exergía del Proceso Criogénico modificado con CRR



La tabla de balance de exergía del proceso criogénico modificado con CRR se muestra en la tabla 9.4.

Las pérdidas de exergía son dadas en su totalidad por las irreversibilidades internas (I_{rr}), son mostradas en la tabla 9.5 donde cada equipo del proceso representa un bloque.

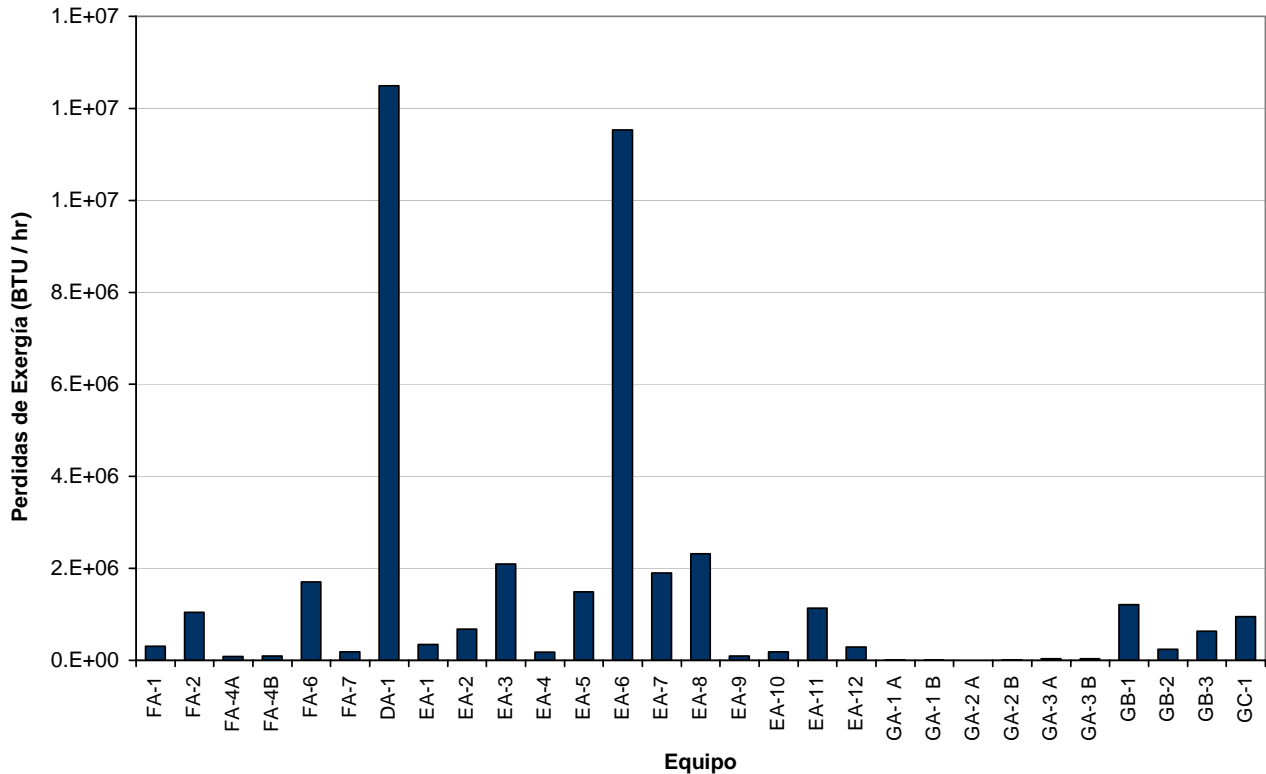
BLOQUE	EQUIPO	I_{rr}	Eficiencia(η)
1	FA-1	309074	0.996
2	FA-2	1039561	0.987
3	FA-4A	80734	0.933
4	FA-4B	89056	0.900
5	FA-6	1700409	0.982
6	FA-7	183132	0.977
7	DA-1	12488045	0.905
8	EA-1	345968	0.259
9	EA-2	683434	0.571
10	EA-3	2095464	0.238
11	EA-4	175980	0.765
12	EA-5	1493030	0.375
13	EA-6	11535912	0.108
14	EA-7	1903141	0.499
15	EA-8	2318951	0.651
16	EA-9	91549	0.200
17	EA-10	183888	0.565
18	EA-11	1139609	0.711
19	EA-12	292026	0.250
20	GA-1 A	5142	0.985
21	GA-1 B	5142	0.985
22	GA-2 A	0	0.980
23	GA-2 B	9997	0.980
24	GA-3 A	41138	0.989
25	GA-3 B	41138	0.989
26	GB-1	1211607	0.985
27	GB-2	243215	0.995
28	GB-3	634137	0.980
29	GC-1	952034	0.949
TOTAL		41292514	

Tabla 9.4 I_{rr} y Eficiencias del proceso criogénico modificado con CRR

Para apreciar mejor las I_{rr} de los bloques, los datos de la tabla anterior se presentan en la gráfica de la Fig. 9.2.



***Irreversibilidades del proceso criogénico de Turboexpansión
modificado con CRR***



La composición (% mol) de las corrientes de salida de la columna desmetanizadora tanto por el domo como por el fondo, aplicando la tecnología CRR al proceso criogénico inicial, se muestran en la tabla siguiente:

***Composición de los componentes en la columna desmetanizadora
modificada con CRR***

COMPONENTE	FONDO % mol	DOMO % mol
Nitrogeno	0.00000	0.70610
Metano	0.00000	90.24594
Dioxido de Carbono	0.07036	0.27116
Etano	32.87514	8.33311
Propano	48.44290	0.42563
i-Butano	6.26667	0.01018
n-Butano	8.92610	0.00746
i-Pentano	1.18680	0.00020
n-Pentano	1.07588	0.00010
n-Hexano	0.21399	0.00000
Hepanto+	0.94216	0.00012

Tabla 9.5



9.3 EFICIENCIAS GLOBALES DE LAS MODIFICACIONES REALIZADAS Y SELECCIÓN DEL PROCESO MAS ADECUADO

Las Irr y la Eficiencia global de los tres modelos analizados se presentan a continuación:

Comparativa de Eficiencias de los procesos criogénicos

CONFIGURACIÓN DE CRIOGÉNICA	TURBOEXPANSION	GSP	CRR
Exergía entrada TOTAL (BTU / hr)	73,706,053	65,013,542	65,463,627
Irr TOTAL (BTU / hr)	53,597,384	41,325,307	41,292,514
Eficiencia Total (%)	27.3	36.4	36.9

Tabla 9.6

Es pertinente señalar que la eficiencia del proceso criogénico de turboexpansión con GSP y CRR es mayor a la eficiencia inicial. Lo anterior significa que el objetivo de la tesis logró cumplirse.

El proceso criogénico de Turboexpansión tiene una eficiencia de 27.3%, no obstante, el aumento de las modificaciones hechas con la configuración GSP aumentan la eficiencia del proceso a un 36.4%, mientras que las modificaciones hechas con la configuración CRR dan un 36.9%. La diferencia entre la mejora obtenida del proceso GSP y CRR no es demasiada, los dos procesos optimizan satisfactoriamente al proceso de Turboexpansión típico. Sin embargo, lo decisivo se da en los rubros económicos y de flexibilidad de operación. La tecnología GSP es más apropiada para obtención de etano mientras que la CRR posee mayor flexibilidad de operación para recuperar ya sea etano o propano por el fondo de la columna. Adaptándose este último a proceso más rápidamente a los cambios que existen en el mercado en base al precio del étano.

De los resultados de las graficas de pérdidas de energía se puede apreciar que con las modificaciones realizadas, las Irr de los motores son menores y su eficiencia es mayor. Asimismo, las eficiencias de los tanques son de las más altas debido a que no tienen un foco de energía que transmita o quite energía, pues estos equipos sirven exclusivamente de receptores de materia, o también funcionan donde se flashea ésta.



En cambio los intercambiadores y la columna desmetanizadora tienen eficiencias muy bajas, esto indica que en este tipo de equipos el desperdicio energético es superior que en los tanques.

Podemos representar los tres modelos analizados como una caja negra, (ver Fig. 9.3) de manera que dentro de ellos tengamos la eficiencia global que desarrollan, donde ΣEx_{tte} es la suma de todas las corrientes de exergía de entrada, es decir, la máxima energía que entra al proceso; la ΣIrr_{TOT} representa la suma de todas las pérdidas de exergía irreversibles de todos los equipos empleados, es decir, el desperdicio energético del proceso para desarrollar la separación de hidrocarburos.

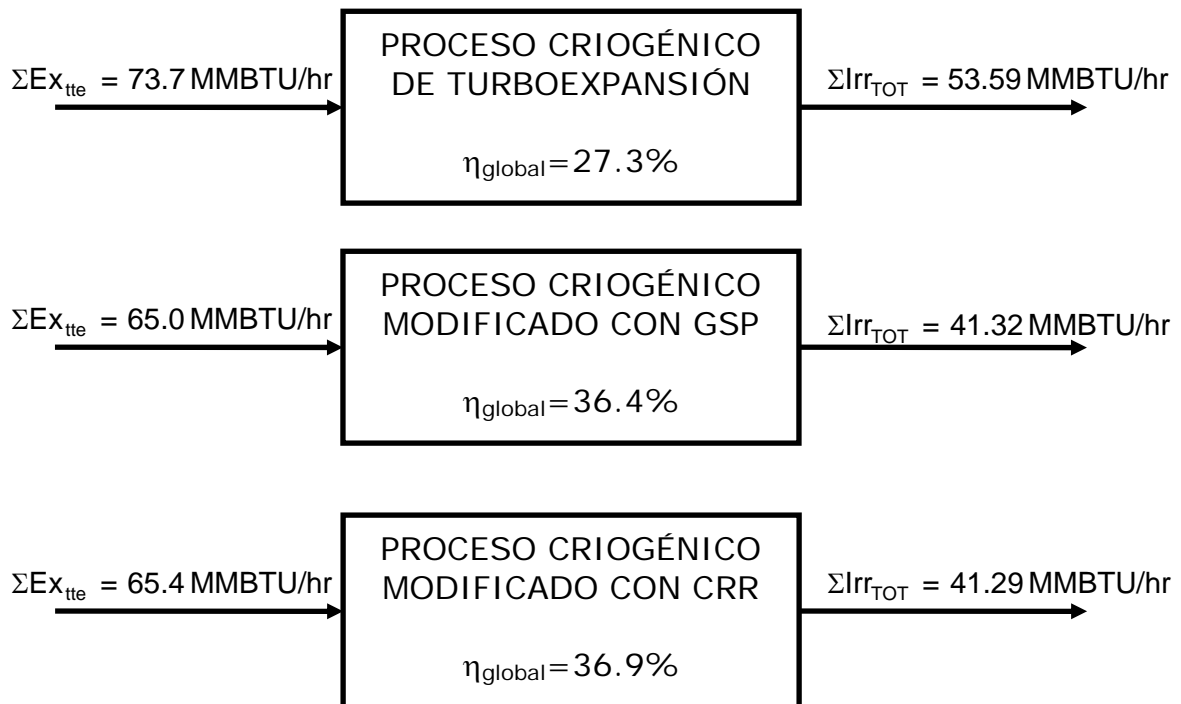


Fig. 9.3 Representación esquemática de los procesos analizados

Lo anterior significa que mientras las irreversibilidades sean menores, el desperdicio energético será menor; y mientras el término ΣEx_{tte} sea menor, se requerirá menor energía de las corrientes de entrada para llevar a cabo la obtención de los hidrocarburos mostrados en las tablas de composiciones de la columna desmetanizadora. Sin embargo, la eficiencia depende de una



relación de estos dos términos, puede ser que la exergía empleada a la entrada disminuya, no obstante, en caso de aumentar las irreversibilidades, la eficiencia será mayor. El proceso ideal sería aquel con un mínimo de irreversibilidades en relación a la suma de exergía de entrada, y simultáneamente aquél que cumpla con el máximo porcentaje de recuperación de etano por el fondo y de metano por el domo de la columna DA-1.

Por otro lado, en los dos casos de optimización fue eliminado el equipo FA-5, porque representaba un desperdicio de energía. Para ello la corriente que estaba a la salida del equipo FA-5, cuya finalidad era pasar a través del intercambiador EA-8 a fin de desembocar en la columna, fue colocado por medio del subenfriador EA-11, ya que la corriente necesaria para este último equipo con respecto a las condiciones del tanque precedente al tanque FA-5 eran suficientes para realizar el enfriamiento en el subenfriador EA-11.

Por el aspecto de inversión el GSP resulta más barato en tanto requiere únicamente de agregar un intercambiador, mientras que el precio del proceso modificado con CRR es superior debido a que además del intercambiador, pide un condensador y un compresor, elevando la inversión de las modificaciones.

Con todo y que se tendría que elaborar un estudio más detallado sobre el impacto de la inversión en el proceso criogénico en relación a los costos de operación, y determinar el aspecto más óptimo en base a la elaboración de una curva de costos de operación y costos de inversión, basta saber que el proceso modificado con CRR de entrada será mayor debido a la cantidad de equipos que deberán instalarse.

Seguramente el proceso con CRR requerirá mayor energía a la entrada con respecto al GSP, pese a ello, las irreversibilidades son menores, lo cual representa un aumento de eficiencia. En último de los casos el siguiente factor posible a analizar es la composición de los hidrocarburos en la salida de la columna desmetanizadora. En este sentido el proceso con mejor recuperación



de etano es el GSP, de hecho esta configuración ha sido empleada en plantas de manera exitosa y es de resaltar, se convirtió en la tecnología madre de las demás.

El modelo GSP también presenta un porcentaje mayor de metano como gas residual, sin embargo el modelo con CRR presenta un aumento en la recuperación de propano. Lo anterior es de mucha utilidad cuando el precio del etano se abarata porque de esta manera puede enviarse el etano como gas residual para ser quemado. Como se ha mencionado el modelo CRR tiene la flexibilidad para cambiar de modo de recuperación, por lo mismo, el costo de operación depende de estos factores, requiriendo un estudio que rebasa los límites planteados en esta tesis. Con todo, es posible decir que el proceso modificado con GSP es una elección adecuada si lo deseado es mejorar el proceso de Turboexpansión con la finalidad de obtener principalmente etano, y cuando se cuenta con poco capital para poder desarrollar dichas modificaciones.

Ahora bien, ambas tecnologías (GSP y CRR) son adecuados para ahorrar energía y reducir eficientemente los contaminantes, la elección estaría entonces en función de lo que deseamos obtener como hidrocarburo con mayor valor económico. Puesto que el étano ha sido un hidrocarburo con mayor valor económico que el metano, lo más conveniente es aplicar la tecnología CRR a proceso típico que inicialmente se propuso para obtener un ahorro de energía con un aumento de producción de etano y etano en la columna desmetanizadora.

El modelo CRR es de gran utilidad cuando las reservas de hidrocarburos son abundantes deseando tener un cambio más efectivo, y existiendo la ventaja de tener una flexibilidad de operación en un mercado con precios que cambian a gran velocidad.





X. CONCLUSIONES

“...después me dijo un arriero que no hay que llegar primero, sino hay que saber llegar.”

José Alfredo Jiménez

La aplicación de los criterios de mejora operacional al proceso criogénico típico está basada en la flexibilidad de operación del proceso criogénico para aumentar la producción de hidrocarburos con mayor pureza. Lo cual asegura la continuidad de las ventas, ya sea recuperando o desechando etano, dependiendo de los precios del mercado. Teniendo en cuenta lo anterior, así como los resultados de las irreversibilidades se puede concluir lo siguiente:

- Los equipos con mayores pérdidas de energía irreversibles del proceso criogénico inicial fueron la columna desmetanizadora DA-1 y el intercambiador EA-6. Por lo que las tecnologías aplicadas para mejorar energéticamente el proceso están relacionadas con estos equipos.
- El proceso criogénico modificado con la tecnología CRR es la configuración más óptima, en términos de ahorro de energía. Obteniendo hidrocarburos condensables (etano y propano) con una eficiencia global de 36.9%.
- Siendo que el aspecto de energía no es el único en la selección del proceso, puede mencionarse que el proceso criogénico modificado con GSP es el óptimo para producir gas natural, con una eficiencia de 36.4%.
- Las irreversibilidades sobre las que se presentaron una disminución mayor al aplicar las tecnologías GSP y CRR fueron en los compresores GB-1 y GB-2, así como en los intercambiadores del tren de enfriamiento y la columna desmetanizadora.



Reflexión final de la tesis

Lo más importante del análisis exergético es determinar dónde se llevan a cabo las pérdidas energéticas del proceso que representan una merma económica del sistema. De manera que los costos de producción están en función del método empleado para obtener los hidrocarburos del gas natural, de los cuales el etano tiene mayor valor económico que el metano, porque éste último se ocupa en una amplia variedad de productos como precursor. En cambio si se envía como gas residual, servirá únicamente para ser quemado, desperdiciando así este recurso no renovable.

Sería absurdo enviar etano por la vía del gas residual para ser quemado teniendo la forma de evitarlo, y por ello, esta tesis propone la tecnología CRR como una opción para disminuir los costos de producción y obtener un aumento de etano puro, evitando sea desperdiciado, y teniendo como consecuencia un mayor rendimiento económico.

El fin último de la ciencia y la tecnología es que sirvan para beneficio del hombre. La elección de tal beneficio está fundada en la libertad de escoger entre un bien y un bien mejor. En un país como México, que posee yacimientos de hidrocarburos y los medios para extraerlos, lo único que falta es que sean empleadas las herramientas para su beneficio.



XI. BIBLIOGRAFÍA

- [1] R. Rivero y A. Anaya, *Exergy analysis of industrial process*, Latin American Applied Research, 27(Abril), 1997, p.191.
- [2] Jan Szargut, *Exergy Method, Technical and ecological applications*, WIT PRESS, 2005.
- [3] Smith Van Ness, *Introducción a la termodinámica en Ingeniería química*, Mc Graw Hill, 1997.
- [4] Ira N. Levine, *Fisicoquímica*, Mc Graw Hill, 1990.
- [5] Garcia Jolly, Rafael, *Análisis de procesos mediante balances de exergía*, Bazua Rueda E. (dir.), Tesis de licenciatura, Universidad Nacional Autónoma de México, México, 1990.
- [6] Rojas Gordillo, Iván, *Análisis de exergía en dos puntos críticos en una industria productora de harina de pescado*, Tesis de Maestría, Universidad de Puerto Rico, Puerto Rico, 2005.
- [7] Husain Al-Muslim, et al, *Exergy Analysis of Single and two Stage Crude Oil Units*, Journal of Energy Resources Technology, Núm., 125 (Septiembre), 2003, p.199
- [8] D.N. Ewan, et. al., *Why cryogenic processing (investigating the feasibility of a cryogenic turbo-expander plant)*, ORTLOFF, Marzo, 1975.
- [9] John D. Wilkinson; Hank M. Hudson. *Improved NGL recovery designs maximize operating flexibility and product recoveries*. ORTLOFF.- Marzo: 1992.
- [10] Joe T. Lynch, et. al., *Improving throughput and ethane recovery at GPM's Goldsmith gas plant*, ORTLOFF, Marzo, 1996.
- [11] Hank M. Hudson, et. al., *Reducing treating for cryogenic NGL recovery plants*, ORTLOFF, Marzo, 2001.
- [12] Kyle T. Cuellar, et. al., *Co-Producing LNG from cryogenic NGL recovery Plants*, ORTLOFF, Marzo, 2002.
- [13] N. Pitman, Richard, *Next Generation processes for NGL/LPG recovery*, ORTLOFF, Marzo, 1998.
- [14] Joe T. Lynch, P. E. et al., *Process Retrofits Maximize the value of existing NGL and LPG Recovery plants*, ORTLOFF, 2003.



- [15]** Secretaría de Energía, Instituto Nacional de Geografía e Informática, México, 2006
<http://www.inegi>
(Fecha de consulta: 24 febrero 2007)
- [16]** Secretaría de Energía, Instituto Nacional de Geografía e Informática, México, 2005.
<<http://www.inegi.gob.mx/est/default.aspx?c=4419>>
(Fecha de consulta: 24 febrero 2007]
- [17]** PEMEX, México, 2005
<<http://www.pemex.gob.mx>>
(Fecha de consulta: 02 Abril 2007)
- [18]** Szargut J., et. al., *Exergy Análisis of Termal, Chemical and Metalurgical Processes*, Hemisphere Publishing Co, N.Y., 1988.



XII. APÉNDICE

A. Datos de la simulación del proceso criogénico de Turboexpansión

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Entalpia másica (Btu/lb)	-1651	-1662	-1649	-1654	-1654	-1654	-1654	-1691	-1654	-1691
Entropia másica (Btu / lb °F)	1.799	1.825	1.830	1.819	1.819	1.819	1.819	1.761	1.820	1.761
Flujo masico (lb/h)	400614	392819	392819	392819	0	392819	392819	392819	0	392819
Cp (Btu / lb °F)	0.571	0.571	0.587	0.591	0.591	0.591	0.591	0.594	0.591	0.594
Temperatura (°F)	100	100	130	123	123	123	123	70	122.7216998	70.00000475
Temperatura (°R)	560	560	590	583	583	583	583	530	582.7216998	530.00000475
Presion (Psi)	565	565	690	711	711	711	711	645	706	645
Flujo molar (lbmol / h)	19051	18927	18927	18927	0	18927	18927	18927	0	18927
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1634	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1654	-1648
Entropia ambiente (Btu / lb °F)	2.167	2.193	2.193	2.193	2.193	45.519	2.193	2.193	2.193	2.193

Corriente	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Entalpia másica (Btu/lb)	-1130	-1130	-1053	-1053	-1113	-1569	-1097	-1097	-1085	-1085
Entropia másica (Btu / lb °F)	0.521	0.523	0.479	0.481	0.515	1.694	0.475	0.478	0.417	0.417
Flujo masico (lb/h)	26985	26985	7795	7795	34780	1149	33632	33632	31242	15621
Cp (Btu / lb °F)	0.590	0.581	0.587	0.583	0.580	0.528	0.582	0.558	0.567	0.567
Temperatura (°R)	530	525	560	558	532	532	532	515	515	515
Presion (Psi)	645	364	565	350	350	350	350	103	103	103
Flujo molar (lbmol / h)	508	508	124	124	632	50	582	582	507	254
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-973	-973	-923	-923	-960	-1545	-940	-940	-918	-918
Entropia ambiente (Btu / lb °F)	0.878	0.878	0.752	0.752	0.854	2.008	0.810	0.810	0.757	0.757

Corriente	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Entalpia másica (Btu/lb)	-1085	-1084	-1084	-1084	-1732	-1754	-1779	-1792	-1852	-1857
Entropia másica (Btu / lb °F)	0.417	0.418	0.418	0.418	1.852	1.808	1.760	1.732	1.559	1.547
Flujo masico (lb/h)	15621	15621	15621	31242	365834	365834	365834	365834	365834	365834
Cp (Btu / lb °F)	0.567	0.566	0.566	0.566	0.594	0.608	0.621	0.632	0.855	0.871
Temperatura (°R)	515	516	516	516	530	502	473	459	430	425
Presion (Psi)	103	273	273	273	645	640	613	608	1016	1011
Flujo molar (lbmol / h)	254	254	254	507	18419	18419	18419	18419	18419	18419
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-918	-918	-918	-918	-1698	-1698	-1698	-1698	-1698	-1698
Entropia ambiente (Btu / lb °F)	0.757	0.757	0.757	0.757	2.285	2.285	2.285	2.285	2.285	2.285



Corriente	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
Entalpia másica (Btu/lb)	-1904	-1807	-1807	-2095	-2003	-1996	-1979	-1950	-1950	-1897
Entropia másica (Btu / lb °F)	1.434	1.213	1.248	2.060	2.026	2.047	2.094	2.166	2.166	2.181
Flujo masico (lb/h)	365834	243061	243061	82528	283743	283743	283743	283743	141871	141871
Cp (Btu / lb °F)	1.049	0.850	0.640	0.645	0.585	0.570	0.547	0.531	0.531	0.576
Temperatura (°R)	393	393	329	329	351	361	391	444	444	560
Presion (Psi)	1006	1006	255	255	235	230	225	220	220	515
Flujo molar (lbmol / h)	18419	10925	10925	5050	16453	16453	16453	16453	8226	8226
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1698	-1576	-1576	-1962	-1887	-1887	-1887	-1887	-1887	-1887
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	2.285	2.060	2.060	2.715	2.604	2.604	2.604	2.604	2.604	2.604

Corriente	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
Entalpia másica (Btu/lb)	-1258	-1569	-1359	-1659	-1553	-1553	-2095	-2120	-1965	-1965
Entropia másica (Btu / lb °F)	1.276	1.801	1.455	0.831	1.123	1.123	1.873	1.901	2.005	2.005
Flujo masico (lb/h)	2389	1149	3538	160533	160533	160533	122773	122773	201215	201214
Cp (Btu / lb °F)	0.446	0.474	0.451	0.637	0.569	0.569	1.442	0.772	0.570	0.570
Temperatura (°R)	515	509	511	329	413	413	393	293	361	361
Presion (Psi)	103	95	95	255	250	250	1006	240	235	235
Flujo molar (lbmol / h)	74	50	125	5874	5874	5874	7494	7494	11402	11402
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1237	-1545	-1337	-1377	-1377	-1377	-1940	-1940	-1857	-1857
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	1.435	2.008	1.626	1.698	1.698	1.698	2.705	2.705	2.557	2.557

Corriente	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
Entalpia másica (Btu/lb)	-1217	-1217	-1217	-1216	-1216	-1216	-1194	-1164	-1241	-1422
Entropia másica (Btu / lb °F)	0.625	0.625	0.625	0.625	0.625	0.625	0.666	0.604	1.341	0.974
Flujo masico (lb/h)	82090	41045	41045	41045	41045	82090	82090	113332	20688	20688
Cp (Btu / lb °F)	0.642	0.642	0.642	0.639	0.639	0.639	0.688	0.635	0.535	0.738
Temperatura (°R)	517	517	517	519	519	519	552	541	560	471
Presion (Psi)	235	235	235	363	363	363	358	273	345	340
Flujo molar (lbmol / h)	1966	983	983	983	983	1966	1966	2474	687	687
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1044	-1044	-1044	-1044	-1044	-1044	-1044	-1009	-1224	-1224
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	1.061	1.061	1.061	1.061	1.061	1.061	1.061	0.983	1.570	1.570

Corriente	61	62	63	64	65	66	67	68	69
Entalpia másica (Btu/lb)	-1229	-1202	-1202	-1202	-1199	-1199	-1199	-1268	-1950
Entropia másica (Btu / lb °F)	1.253	0.632	0.632	0.632	0.634	0.634	0.634	1.364	2.166
Flujo masico (lb/h)	8137	125883	62941	62941	62941	62941	125883	11675	141871
Cp (Btu / lb °F)	0.528	0.633	0.633	0.633	0.626	0.626	0.626	0.435	0.531
Temperatura (°R)	521	521	521	521	524	524	524	495	444
Presion (Psi)	273	273	273	273	600	600	600	95	220
Flujo molar (lbmol / h)	258	2903	983	1452	1452	1452	2903	382	8226
Condiciones ambiente									
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1196	-1032	-1032	-1032	-1032	-1032	-1032	-1239	-1887
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	1.490	1.054	1.054	1.054	1.054	1.054	1.054	1.541	2.604



B. Datos de la simulación del proceso criogénico modificado con GSP

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Entalpía másica (Btu/lb)	-1651	-1662	-1649	-1654	-1654	-1654	-1654	-1691	-1654	-1691
Entropía másica (Btu / lb °F)	1.80	1.82	1.830	1.819	1.819	1.819	1.819	1.761	1.820	1.761
Flujo masico (lb/h)	400614	392819	392819	392819	0	392819	392819	392819	0	392819
Cp (Btu / lb °F)	0.57	0.57	0.587	0.591	0.591	0.591	0.591	0.594	0.591	0.594
Temperatura (°R)	560	560	590	583	583	583	583	530	583	530
Presion (Psi)	565	565	690	711	711	711	711	645	706	645
Flujo molar (lbmol / h)	19051	18927	18927	18927	0	18927	18927	18927	0	18927
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1634	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	2.167	2.193	2.193	2.193	2.193	45.519	2.193	2.193	2.193	2.193

Corriente	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Entalpía másica (Btu/lb)	-1130	-1130	-1053	-1053	-1113	-1569	-1097	-1097	-1085	-1085
Entropía másica (Btu / lb °F)	0.521	0.523	0.48	0.481	0.515	1.694	0.475	0.478	0.417	0.417
Flujo masico (lb/h)	26985	26985	7795	7795	34780	1149	33632	33632	31242	15621
Cp (Btu / lb °F)	0.590	0.581	0.59	0.583	0.580	0.528	0.582	0.558	0.567	0.567
Temperatura (°R)	530	525	560	558	532	532	532	515	515	515
Presion (Psi)	645	364	565	350	350	350	350	103	103	103
Flujo molar (lbmol / h)	508	508	124	124	632	50	582	582	507	254
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-973	-973	-923	-923	-960	-1545	-940	-940	-918	-918
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	0.878	0.878	0.752	0.752	0.854	2.008	0.810	0.810	0.757	0.757

Corriente	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Entalpía másica (Btu/lb)	-1085	-1084	-1084	-1084	-1732	-1754	-1779	-1792	-1852	-1869
Entropía másica (Btu / lb °F)	0.417	0.418	0.418	0.418	1.852	1.808	1.760	1.732	1.559	1.518
Flujo masico (lb/h)	15621	15621	15621	31242	365834	365834	365834	365834	365834	365834
Cp (Btu / lb °F)	0.567	0.566	0.566	0.566	0.594	0.608	0.621	0.632	0.855	0.915
Temperatura (°R)	515	516	516	516	530	502	473	459	430	416
Presion (Psi)	103	273	273	273	645	640	613	608	1016	1011
Flujo molar (lbmol / h)	254	254	254	507	18419	18419	18419	18419	18419	18419
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-918	-918	-918	-918	-1698	-1698	-1698	-1698	-1698	-1698
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	0.757	0.757	0.757	0.757	2.285	2.285	2.285	2.285	2.285	2.285

Corriente	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
Entalpía másica (Btu/lb)	-1904	-1807	-1807	-1807	-2095	-1990	-1973	-1944	-1944	-1906
Entropía másica (Btu / lb °F)	1.434	1.213	1.248	1.248	1.873	2.068	2.114	2.185	2.185	2.190
Flujo masico (lb/h)	365834	243061	243061	121531	61386	282226	282226	282226	197558	197558
Cp (Btu / lb °F)	1.049	0.850	0.640	0.640	1.442	0.558	0.540	0.530	0.530	0.564
Temperatura (°R)	393	393	329	329	393	372	403	457	457	540
Presion (Psi)	1006	1006	255	255	1006	225	220	215	215	415
Flujo molar (lbmol / h)	18419	10925	10925	5462	3747	16382	16382	16382	11468	11468
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1698	-1576	-1576	-1576	-1940	-1887	-1887	-1887	-1888	-1888
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	2.285	2.060	2.060	2.060	2.705	2.604	2.604	2.604	2.605	2.605



Corriente	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
Entalpia másica (Btu/lb)	-1258	-1569	-1359	-1703	-2095	-1703	-2095	-2120	-1996	-1996
Entropia másica (Btu / lb °F)	1.276	1.801	1.455	1.536	1.873	1.536	1.873	1.901	2.047	2.047
Flujo masico (lb/h)	2389	1149	3538	121531	61386	121531	122773	61386	282227	282226
Cp (Btu / lb °F)	0.446	0.474	0.451	0.549	1.442	0.549	1.442	0.772	0.571	0.571
Temperatura (°R)	515	509	511	413	393	413	393	293	363	363
Presion (Psi)	103	95	95	250	1006	250	1006	240	235	235
Flujo molar (lbmol / h)	74	50	125	5462	3747	5462	7494	3747	16383	16382
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1237	-1545	-1337	-1576	-1940	-1576	-1940	-1940	-1888	-1888
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	1.435	2.008	1.626	2.060	2.705	2.060	2.705	2.705	2.605	2.605

Corriente	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
Entalpia másica (Btu/lb)	-1233	-1233	-1233	-1232	-1232	-1232	-1211	-1176	-1241	-1422
Entropia másica (Btu / lb °F)	0.640	0.640	0.640	0.640	0.640	0.640	0.681	0.616	1.341	0.974
Flujo masico (lb/h)	83606	41803	41803	41803	41803	83606	83606	114849	20688	20688
Cp (Btu / lb °F)	0.642	0.642	0.642	0.638	0.638	0.638	0.687	0.633	0.535	0.738
Temperatura (°R)	512	512	512	514	514	514	546	536	560	471
Presion (Psi)	235	235	235	363	363	363	358	273	345	340
Flujo molar (lbmol / h)	2037	1018	1018	1018	1018	2037	2037	2544	687	687
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1044	-1044	-1044	-1044	-1044	-1044	-1044	-1009	-1224	-1224
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	1.061	1.061	1.061	1.061	1.061	1.061	1.061	0.983	1.570	1.570

Corriente	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
Entalpia másica (Btu/lb)	-1245	-1212	-1212	-1212	-1209	-1209	-1209	-1280	-1944	-1879
Entropia másica (Btu / lb °F)	1.261	0.642	0.642	0.642	0.643	0.643	0.643	1.370	2.185	1.572
Flujo masico (lb/h)	8065	127472	63736	63736	63736	63736	127472	11603	84668	182917
Cp (Btu / lb °F)	0.528	0.633	0.633	0.633	0.626	0.626	0.626	0.434	0.530	0.614
Temperatura (°R)	517	517	517	517	521	521	521	492	457	340
Presion (Psi)	273	273	273	273	600	600	600	95	215	250
Flujo molar (lbmol / h)	257	2974	1487	1487	1487	1487	2974	382	4915	9210
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1196	-1032	-1032	-1032	-1032	-1032	-1032	-1239	-1887	-1698
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	1.490	1.054	1.054	1.054	1.054	1.054	1.054	1.541	2.604	2.285

Corriente	71	72	73
Entalpia másica (Btu/lb)	-1807	-1904	-2012
Entropia másica (Btu / lb °F)	2.060	1.495	2.003
Flujo masico (lb/h)	121531	182917	282226
Cp (Btu / lb °F)	0.640	0.652	0.591
Temperatura (°R)	329	323	346
Presion (Psi)	255	255	230
Flujo molar (lbmol / h)	5462	9210	16382
Condiciones ambiente			
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1576	-1698	-1888
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	2.060	2.285	2.605



C. Datos de la simulación del proceso criogénico modificado con CRR

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Entalpía másica (Btu/lb)	-1651	-1662	-1649	-1654	-1654	-1654	-1654	-1691	-1654	-1691
Entropía másica (Btu / lb °F)	1.799	1.825	1.830	1.819	1.819	1.819	1.819	1.761	1.820	1.761
Flujo masico (lb/h)	400614	392819	392819	392819	0	392819	392819	392819	0	392819
Cp (Btu / lb °F)	0.571	0.571	0.587	0.591	0.591	0.591	0.591	0.594	0.591	0.594
Temperatura (°R)	560	560	590	583	583	583	583	530	583	530
Presion (Psi)	565	565	690	711	711	711	711	645	706	645
Flujo molar (lbmol / h)	19051	18927	18927	18927	0	18927	18927	18927	0	18927
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1634	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1648	-1654	-1648
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	2.167	2.193	2.193	2.193	2.193	45.519	2.193	2.193	2.193	2.193

Corriente	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Entalpía másica (Btu/lb)	-1130	-1130	-1053	-1053	-1113	-1569	-1097	-1097	-1085	-1085
Entropía másica (Btu / lb °F)	0.521	0.523	0.479	0.481	0.515	1.694	0.475	0.478	0.417	0.417
Flujo masico (lb/h)	26985	26985	7795	7795	34780	1149	33632	33632	31242	15621
Cp (Btu / lb °F)	0.590	0.581	0.587	0.583	0.580	0.528	0.582	0.558	0.567	0.567
Temperatura (°R)	530	525	560	558	532	532	532	515	515	515
Presion (Psi)	645	364	565	350	350	350	350	103	103	103
Flujo molar (lbmol / h)	508	508	124	124	632	50	582	582	507	254
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-973	-973	-923	-923	-960	-1545	-940	-940	-918	-918
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	0.878	0.878	0.752	0.752	0.854	2.008	0.810	0.810	0.757	0.757

Corriente	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Entalpía másica (Btu/lb)	-1085	-1084	-1084	-1084	-1732	-1754	-1779	-1792	-1852	-1869
Entropía másica (Btu / lb °F)	0.417	0.418	0.418	0.418	1.852	1.808	1.760	1.732	1.559	1.518
Flujo masico (lb/h)	15621	15621	15621	31242	365834	365834	365834	365834	365834	365834
Cp (Btu / lb °F)	0.567	0.566	0.566	0.566	0.594	0.608	0.621	0.632	0.855	0.915
Temperatura (°R)	515	516	516	516	530	502	473	459	430	416
Presion (Psi)	103	273	273	273	645	640	613	608	1016	1011
Flujo molar (lbmol / h)	254	254	254	507	18419	18419	18419	18419	18419	18419
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-918	-918	-918	-918	-1698	-1698	-1698	-1698	-1698	-1698
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	0.757	0.757	0.757	0.757	2.285	2.285	2.285	2.285	2.285	2.285

Corriente	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
Entalpía másica (Btu/lb)	-1904	-1807	-1807	-1807	-1703	-1966	-1949	-1921	-1921	-1874
Entropía másica (Btu / lb °F)	1.434	1.213	1.248	1.248	1.536	2.044	2.089	2.157	2.157	2.159
Flujo masico (lb/h)	365834	243061	243061	121531	121531	292250	292250	292250	204575	204575
Cp (Btu / lb °F)	1.049	0.850	0.640	0.554	0.537	0.554	0.537	0.527	0.527	0.573
Temperatura (°R)	393	393	329	329	413	374	404	456	456	560
Presion (Psi)	1006	1006	255	255	250	225	220	215	215	500
Flujo molar (lbmol / h)	18419	10925	10925	5462	5462	16702	16702	16702	11691	11691
Condiciones ambiente										
Entalpia ambiente (Btu / lb)	-1698	-1576	-1576	-1576	-1576	-1865	-1865	-1865	-1865	-1865
Entropia ambiente(Btu /lb °F)	2.285	2.060	2.060	2.060	2.060	2.573	2.573	2.573	2.573	2.573



Corriente	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
Entalpía másica (Btu/lb)	-1258	-1569	-1359	-1703	-2095	-2095	-2120	-2095	-1904	-1987
Entropía másica (Btu / lb °F)	1.276	1.801	1.455	1.536	1.873	1.873	1.901	1.873	1.495	1.982
Flujo masico (lb/h)	2389	1149	3538	121531	122773	61386	61386	61386	182917	292250
Cp (Btu / lb °F)	0.446	0.474	0.451	0.549	1.442	1.442	0.772	1.442	0.652	0.583
Temperatura (°R)	515	509	511	413	393	393	293	393	323	352
Presion (Psi)	103	95	95	250	1006	1006	240	1006	255	230
Flujo molar (lbmol / h)	74	50	125	5462	7494	3747	3747	3747	9210	16702
Condiciones ambiente										
Entalpía ambiente (Btu / lb)	-1237	-1545	-1337	-1576	-1940	-1940	-1940	-1940	-1698	-1865
Entropía ambiente(Btu /lb °F)	1.435	2.006	1.626	2.060	2.705	2.705	2.705	2.705	2.285	2.573

Corriente	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
Entalpía másica (Btu/lb)	-1203	-1203	-1203	-1202	-1202	-1202	-1178	-1150	-1241	-1422
Entropía másica (Btu / lb °F)	0.605	0.605	0.605	0.605	0.605	0.605	0.650	0.587	1.341	0.974
Flujo masico (lb/h)	73494	36747	36747	36747	36747	73494	73494	104737	20688	20688
Cp (Btu / lb °F)	0.641	0.641	0.641	0.638	0.638	0.638	0.686	0.635	0.535	0.738
Temperatura (°R)	525	525	525	526	526	526	560	549	560	471
Presion (Psi)	235	235	235	363	363	363	358	273	345	340
Flujo molar (lbmol / h)	1714	857	857	857	857	1714	1714	2222	687	687
Condiciones ambiente										
Entalpía ambiente (Btu / lb)	-1035	-1035	-1035	-1035	-1035	-1035	-1035	-1000	-1224	-1224
Entropía ambiente(Btu /lb °F)	1.025	1.025	1.025	1.025	1.025	1.025	1.025	0.951	1.570	1.570

Corriente	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
Entalpía másica (Btu/lb)	-1227	-1192	-1192	-1192	-1190	-1190	-1190	-1266	-1921	-1807
Entropía másica (Btu / lb °F)	1.246	0.619	0.619	0.619	0.621	0.621	0.621	1.357	2.157	1.248
Flujo masico (lb/h)	8419	117006	58503	58503	58503	58503	117006	11957	87675	121531
Cp (Btu / lb °F)	0.527	0.631	0.631	0.631	0.624	0.624	0.624	0.436	0.527	0.640
Temperatura (°R)	524	524	524	524	528	528	528	498	456	329
Presion (Psi)	273	273	273	273	600	600	600	95	215	255
Flujo molar (lbmol / h)	265	2644	1322	1322	1322	1322	2644	389	5011	5462
Condiciones ambiente										
Entalpía ambiente (Btu / lb)	-1196	-1025	-1025	-1025	-1025	-1025	-1025	-1238	-1865	-1576
Entropía ambiente(Btu /lb °F)	1.478	1.030	1.030	1.030	1.030	1.030	1.030	1.530	2.573	2.060

Corriente	71	72	73	74	75	76	77	78
Entalpía másica (Btu/lb)	-1873	-1872	-1968	-1968	-1968	-1968	-1962	-1962
Entropía másica (Btu / lb °F)	1.590	1.594	2.034	2.035	2.035	2.035	2.039	2.039
Flujo masico (lb/h)	182917	182917	584590	584500	292250	292250	292250	292250
Cp (Btu / lb °F)	0.606	0.603	0.561	0.561	0.561	0.561	0.565	0.564
Temperatura (°R)	345	345	372	372	372	372	386	385
Presion (Psi)	250	245	235	235	235	235	265	260
Flujo molar (lbmol / h)	9210	9210	33407	33404	16702	16702	16702	16702
Condiciones ambiente								
Entalpía ambiente (Btu / lb)	-1698	-1698	-1865	-1865	-1865	-1865	-1865	-1865
Entropía ambiente(Btu /lb °F)	2.285	2.285	2.573	2.573	2.573	2.573	2.573	2.573