

**ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS PARA EL USO DE
GASES DE CIMA GENERADOS EN LAS TORRES DE VACÍO EN LA GRB.**

DIMAS SCHNEYDER ORTEGA FERREIRA

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2017**

**ANÁLISIS TÉCNICO-ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS PARA EL USO DE
GASES DE CIMA GENERADOS EN LAS TORRES DE VACÍO EN LA GRB.**

DIMAS SCHNEYDER ORTEGA FERREIRA

**Trabajo de grado como requisito para optar el título de
Ingeniero Químico**

Práctica empresarial

Director

GIOVANNI MORALES MEDINA

Ing. Químico, Dr.

Codirectores

LUIS GIOVANNY BARBOSA ARIAS

Jefe de Departamento de Refinación de Crudos

JUAN CARLOS ARIAS MOLINA

Ing. de Procesos de Departamento de Refinación de Crudos

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS**

ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

BUCARAMANGA

2017

DEDICATORIA

Gracias a Dios por permitirme este triunfo.

Dedico este gran logro alcanzado a mis padres, Elsa Ferreira y Dimas Ortega. A mi madre por apoyarme incondicionalmente en toda mi vida, mi razón de vivir y mi todo. Mi padre por estar junto a mí siempre cuando lo necesito.

También dedico este triunfo a Jennifer Gaviria por estar junto a mí en todos los momentos y por toda la felicidad compartida juntos. Gracias por todo su apoyo e incondicional amor. Porque con ella todo es posible.

A mis amigos Diego, Mauro, Oscar, Gabriel y Alexander, por su gran apoyo y gracias por los grandes momentos vividos juntos durante todo este tiempo en la universidad.

Finalmente gracias a Jairo, Juan Carlos, Efraín, Andrés, Luis Giovanny y demás personal del Departamento de Refinación de Crudos de la GRB por permitirme realizar esta grata experiencia y por compartir todo su gran conocimiento y apoyo conmigo. Gracias al profesor Giovanni por permitirme realizar este gran proyecto a su lado y por ayudarme a crecer profesionalmente.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
1. MARCO TEÓRICO	2
1.1. Funcionamiento de las unidades de destilación	2
1.2. Venteo en las unidades de vacío de la GRB	3
1.3. Simulador de Procesos ASPEN HYSYS	5
2. OBJETIVOS.....	6
Objetivo general	6
Objetivos específicos	6
3. METODOLOGÍA	7
4. RESULTADOS Y ANÁLISIS	8
4.1. Alternativas para el flujo de no condensables	8
4.2. Selección de la alternativa.....	8
4.2.1. Análisis de las alternativas por simulación	9
Simulación de la alternativa N°1.....	11
Simulación de la alternativa N°2.....	13
4.3. Evaluación económica de alternativas	14
4.4. Operatividad de la alternativa seleccionada	18
4.5. Requerimientos de instalación de la alternativa	18
4.6. Costos y requerimientos adicionales de operación	19
4.7. Evaluación financiera de la alternativa seleccionada	20
5. CONCLUSIONES	23
6. RECOMENDACIONES.....	24
7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	25
8. BIBLIOGRAFÍA.....	27
ANEXOS	29

LISTA DE FIGURAS

Fig. 1. Unidad de destilación de crudo [1].	3
Fig. 2. Torre de destilación al vacío [3].....	4
Fig. 3. Sistema PG-252 completo [1].....	10
Fig. 4. Sistema PG-252 alternativa N°1.....	12
Fig. 5. Sistema PG-2102 alternativa N°1.....	13
Fig. 6. Sistema PG-252 alternativa N°2.....	13
Fig. 7. Sistema PG-2102 alternativa N°2.....	14
Fig. 8. Potencial económico en función de la temperatura de enfriamiento PG-252 alternativa N°2.....	16
Fig. 9. Potencial económico en función de la temperatura de enfriamiento PG-2102 alternativa N°2.....	17
Fig. 10. Flujo de caja.	22
Fig. 11. Número de identificación de acuerdo al material del equipo [13].	34
Fig. 12. Factor F _{bm} [13].	35
Fig. 13. Costo de tanques por unidad de volumen [13].	36
Fig. 14. Número de identificación para bombas centrifugas hechas en acero al carbono [13].	38
Fig. 15. Factor de material F _m [13].	38
Fig. 16. Tarifas costo energía eléctrica [ESSA].	42

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Composición gases de cima de las torres de vacío [1].....	5
Tabla 2. Cuadro comparativo de las alternativas planteadas.....	9
Tabla 3. Condiciones de entrada al proceso PG-252 [1].....	11
Tabla 4. Condiciones de entrada al proceso PG-2102 [1].....	11
Tabla 5. Parámetros de las nuevas facilidades [1].....	11
Tabla 6. Factor utilización [1].....	11
Tabla 7. Flujos máximos encontrados Alternativa N°2.....	14
Tabla 8. Potencial económico sistema PG-252 alternativa N°1.....	15
Tabla 9. Potencial económico sistema PG-2102 alternativa N°1.....	15
Tabla 10. Costo refrigeración [14].....	16
Tabla 11. Efluentes gaseosos de los compresores de anillo líquido y porcentaje de utilización [1].....	18
Tabla 12. Costo de las nuevas facilidades [8].....	18
Tabla 13. Costo sistema PG-2102.....	19
Tabla 14. Costos operativos de la alternativa N°1.....	20
Tabla 15. Ingresos y egresos de la alternativa en anualidades.....	21
Tabla 16. Flujo de caja.....	21
Tabla 17. Potencial económico sistema PG-252 alternativa N°2.....	29
Tabla 18. Potencial económico sistema PG-2102 alternativa N°2.....	30
Tabla 19. Constantes para la estimación del costo de la P-2125 [13].....	33
Tabla 20. Factor Fm de acuerdo al material [13].....	36
Tabla 21. Parámetros para el cálculo del costo del E-2131 [13].....	37
Tabla 22. Parámetros para el cálculo del costo de la P-2126 [13].....	38
Tabla 23. Consumo de energía equipos empleados [1].....	39
Tabla 24. Gasto de servicio industrial [1].....	40
Tabla 25. Costos de servicios industriales y variación de la inflación [14],[10].....	40
Tabla 26. Proyección IPC [10].....	41
Tabla 27. Corrientes sistema PG-252.....	47

Tabla 28. Corrientes sistema PG-2102.	47
Tabla 29. Caso de estudio Sistema PG-252.	48
Tabla 30. Caso de estudio Sistema PG-2102.	49
Tabla 31. Cálculo del número de operarios.....	50
Tabla 32. Salario mínimo y costo de mano de obra [15].	51

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A. GASES DE CIMA GENERADOS POR LAS TORRES DE VACÍO.....	29
ANEXO B. POTENCIAL ECONOMICO DE LA ALTERNATIVA N°2.....	29
ANEXO C. LONGITUD DE TUBERIAS DE LAS NUEVAS FACILIDADES.....	31
ANEXO D. DESCRIPCION SISTEMA DE COMPRESION DE ANILLO LIQUIDO PG-252.....	32
ANEXO E. ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO P- 2125.....	33
ANEXO F. ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL TANQUE SEPARADOR D-2112.....	35
ANEXO G. ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR E- 2131.....	37
ANEXO H. ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN P- 2126.....	38
ANEXO I. COSTO DE SERVICIOS INDUSTRIALES Y REQUIMIENTOS INDUSTRIALES.....	39
ANEXO J. PARAMETRIZACIÓN PARA LA ESTIMACION DE COSTOS DE TUBERÍAS.....	43
ANEXO K. TABLAS DE CORRIENTES.....	47
ANEXO L. VALOR PRESENTE NETO Y TASA INTERNA DE RETORNO (TIR). 49	
ANEXO M. COSTO MANO DE OBRA.....	50

INTRODUCCIÓN

La sección de refinación de Crudos de la GRB consta de 5 unidades de destilación –atmosférica y al vacío–, las cuales generan gases de cima, nafta, jet, diésel y diferentes variedades de gasóleos. Actualmente la sección procesa ca. 230 kBPD de crudo pesado en sus unidades; esta característica de carga ha generado problemas en la operación de las unidades ya que los diseños de estas no son aptos para este tipo de crudo y esto se debe a que los crudos que se procesaban y los que se extraían de los pozos eran crudos medianos. Por lo que, para cumplir las restricciones, se hace una mezcla o blending, de modo que el crudo que se carga a las unidades sea un crudo mediano. A pesar de esta estrategia, la cantidad de crudo reducido resultante de la torre de destilación atmosférica hace necesaria la operación de las torres de vacío para elevar la cantidad de productos livianos aprovechables (gasóleos de vacío) [1].

La operación de las torres de vacío genera una problemática que impacta en el incremento de la contaminación atmosférica. En estas torres se tiene un flujo liberado a la atmósfera denominado venteo. La composición de gases de este flujo reporta una proporción elevada de butanos, los cuales pueden ser utilizados en otros procesos de la GRB para obtener flujos con potencial comercial; con esta alternativa, la utilización de este venteo llevaría consigo la reducción del impacto ambiental y la generación de ingresos económicos que aumentarían el margen de refinación [1].

El presente documento expone de manera sucinta el análisis realizado a diferentes alternativas para el uso de los venteos generados en las torres de vacío de la sección de refinación de la GRB. Las alternativas corresponden a utilizar estos gases bien sea en la Unidad de Recuperación de Vapores (VRU) o en un nuevo sistema de separación. La simulación y el potencial económico fueron utilizados como herramientas de decisión para la proposición de la alternativa de uso con mejores perspectivas para la refinería [1].

1. MARCO TEÓRICO

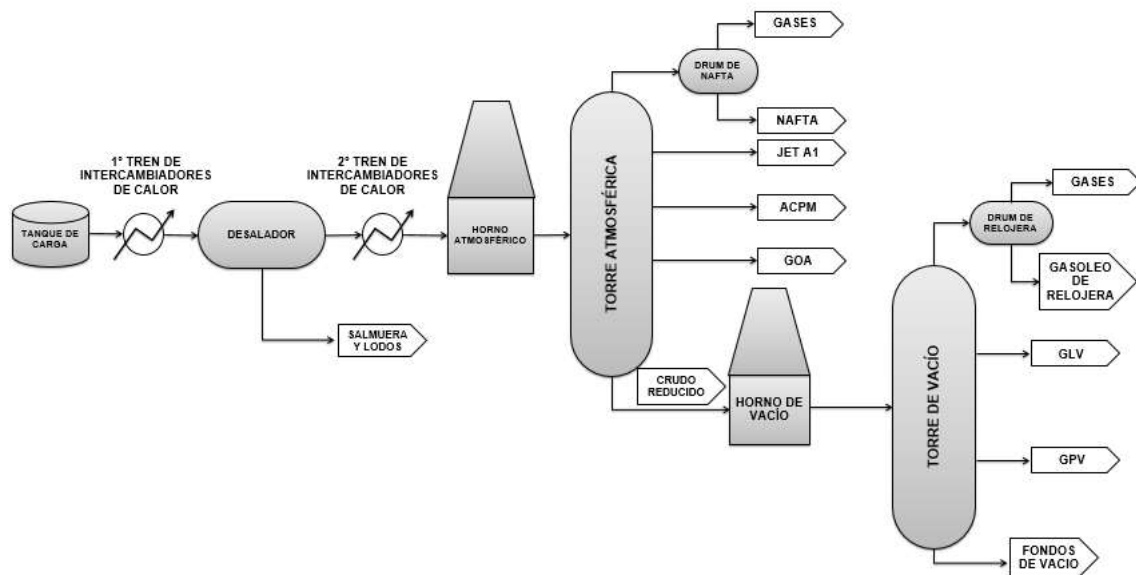
1.1. Funcionamiento de las unidades de destilación

La sección de refinación de la GRB está conformada por las unidades U-150/130, U-200, U-250, U-2000 y U-2100. El proceso inicia con la recepción de la carga mezclada en el primer tren precalentamiento. Posteriormente, el crudo entra por la parte inferior del desalador para la remoción de las sales e impurezas presentes por solubilidad en una fase acuosa; este tratamiento reduce la probabilidad de corrosión en las torres de destilación. Luego, el crudo es conducido a un horno atmosférico, con lo cual se obtienen las condiciones de presión y temperatura necesarias para que ocurra una separación por vaporización en la torre atmosférica. En esta torre, los vapores ascienden través de los platos internos de la torre movilizados por un vapor de despojo. Los hidrocarburos más livianos salen por el tope de la torre y llegan al condensador de cima, en donde los vapores se condensan, y la fase líquida y gas llegan al tanque separador de nafta. En este tanque acumulador, los vapores condensados (nafta) se separan de la fase gaseosa y se envían a las torres debutanizadoras en donde se extraen los butanos y estos son enviados a las unidades de craqueo catalítico fluidizado (FCC); también pueden ser conducidos a una tea, o a un sistema de gas combustible. Los vapores más pesados se irán condensando en los platos colectores de la torre de acuerdo al perfil de temperatura y al corte de cada hidrocarburo. Los hidrocarburos como el jet, ACPM y el GOA son recolectados utilizando las torres laterales. Por el fondo se obtiene el crudo reducido el cual es enviado al tanque de carga para la sección de vacío [1], [2], [3].

En cuanto a la sección de vacío, el crudo reducido es llevado al horno de vacío, antes de ingresar a la torre de vacío. Está, a diferencia de la atmosférica, opera a presiones reducidas para disminuir el punto de ebullición de los gasóleos presentes en el crudo reducido y así evitar el craqueo térmico. La operación de la torre al vacío es semejante a la atmosférica; el crudo reducido se separa en la zona flash, los vapores ascienden a través de los platos y empaques de la torre, de modo que se favorezca el contacto líquido-vapor y haya una mejor separación. En la cima se

obtienen gases que van desde C1 hasta C6, que son venteados a la atmósfera y un tipo de gasóleo liviano denominado gasóleo de relojera. Los productos intermedios son gasóleo liviano (GLV) y el gasóleo pesado (GPV). Por la parte del fondo se obtiene asfalto o fondos de vacío. La Figura 1 ilustra el recorrido de un flujo de crudo en una unidad de destilación de la GRB [1], [2].

Fig. 1. Unidad de destilación de crudo [1].

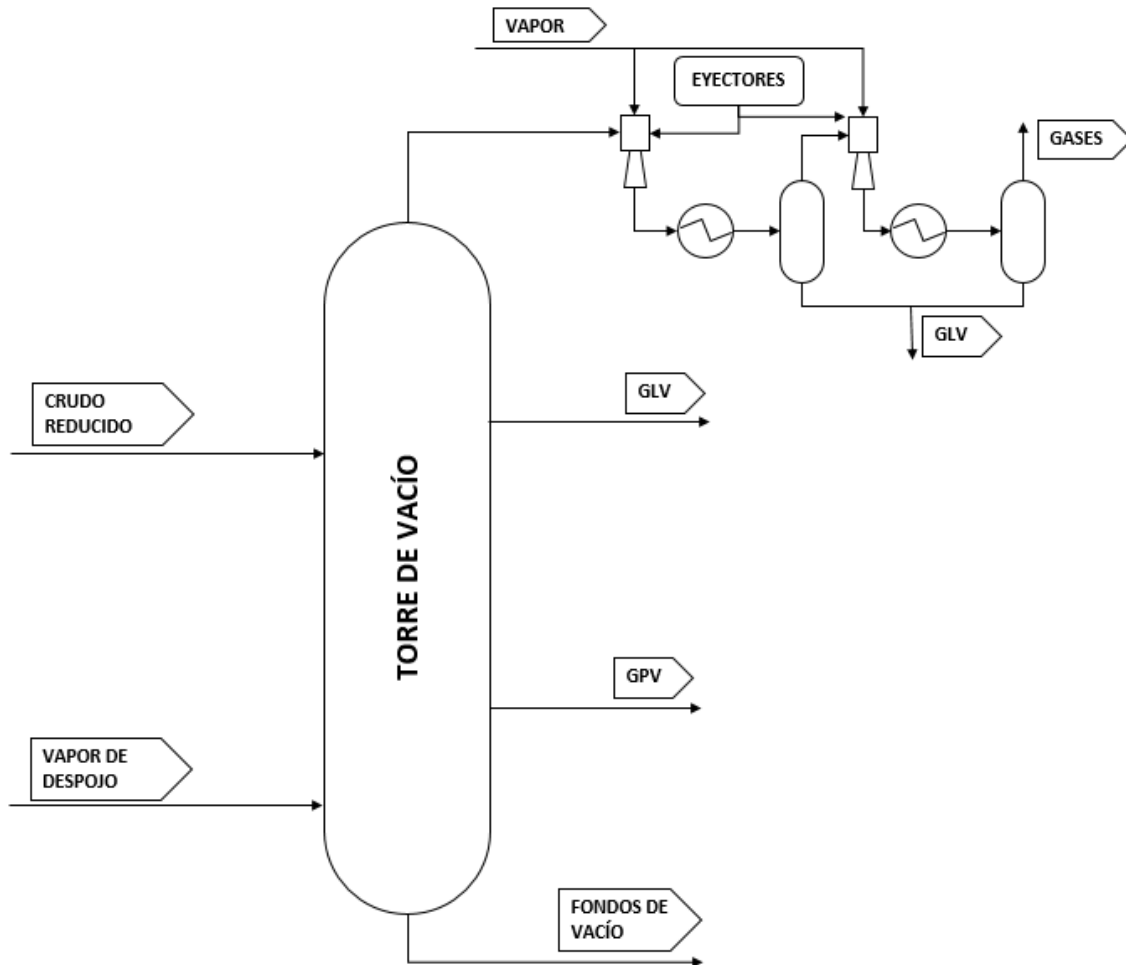


1.2. Venteo en las unidades de vacío de la GRB

Las torres de vacío procesan una mezcla de crudo reducido utilizando eyectores con condensadores intermedios o multietapas para disminuir la presión absoluta a ca. 29 in Hg. Los eyectores funcionan con vapor, el cual es acelerado en una tobera convergente-divergente. Debido al efecto Venturi, la disminución en la presión del vapor genera una succión del fluido aspirado en la cámara de mezcla. La mezcla del fluido del vapor y los gases aspirados, son introducidos en un difusor, donde se transforma la velocidad en presión [2]. En la torre, el vacío genera una corriente ascendente de vapores y gases; los vapores son condensados en platos superiores para obtener en las salidas laterales los flujos de gasóleos, que son enviados a las unidades FCC para su conversión en productos livianos de mayor valor agregado [3].

Por otra parte, los gases o vapores no condensables son usualmente descargados a la atmosfera lo cual ocasiona contaminación ambiental por su contenido elevado de metano, etano, propano, butanos, pentanos y H₂S. Unos de los principales focos de contaminación en la GRB corresponde a la unidad U-250, ya que esta unidad tiene la mayor capacidad de carga (ca. 39 kBPD). Las emisiones de los efluentes gaseosos de las unidades de vacío de la GRB están alrededor de 820 kg/h, cuya composición se muestra en la Tabla 1 Los datos fueron suministrados por el software PI DATALINK de la empresa (Ve Anexo A). La composición de estos gases se muestra en la siguiente Tabla 1 [1].

Fig. 2. Torre de destilación al vacío [3].



Debido al flujo de estos gases, la implementación de una alternativa de uso conllevaría no solo reducción del impacto ambiental, sino también el

aprovechamiento de compuestos livianos, con el correspondiente beneficio económico.

Tabla 1. Composición gases de cima de las torres de vacío [1].

	FRACCIÓN MASICA
H2O	0,06
AIRE	0,12
H2	0,00
H2S	0,07
C1	0,15
C2	0,11
C3	0,14
IC4	0,00
NC4	0,15
IC5	0,00
NC5	0,18
NEOPENTANO	0,00
N-HEXANO	0,03

1.3. Simulador de Procesos ASPEN HYSYS

El software de simulación de procesos empleado para el presente trabajo de grado fue ASPEN HYSYS® el cual es un simulador de fácil utilización y comprensión. Este simulador ofrece una gran base termodinámica para el cálculo preciso de las propiedades físico-químicas, propiedades de transporte y muy buena aproximación para la industria del petróleo y gas. Debido a las razones mencionadas anteriormente, se escogió este simulador para representar procesos como: compresión de gases, equilibrios liquido-vapor, diseño de facilidades (refiérase a un sistema de tubería) y equipos. Adicionalmente su operación y propiedades permiten modelar una amplia gama de procesos con confianza, tiene una gran base termodinámica y sus paquetes de propiedades llevan a la presentación de un proceso más realista [4].

2. OBJETIVOS

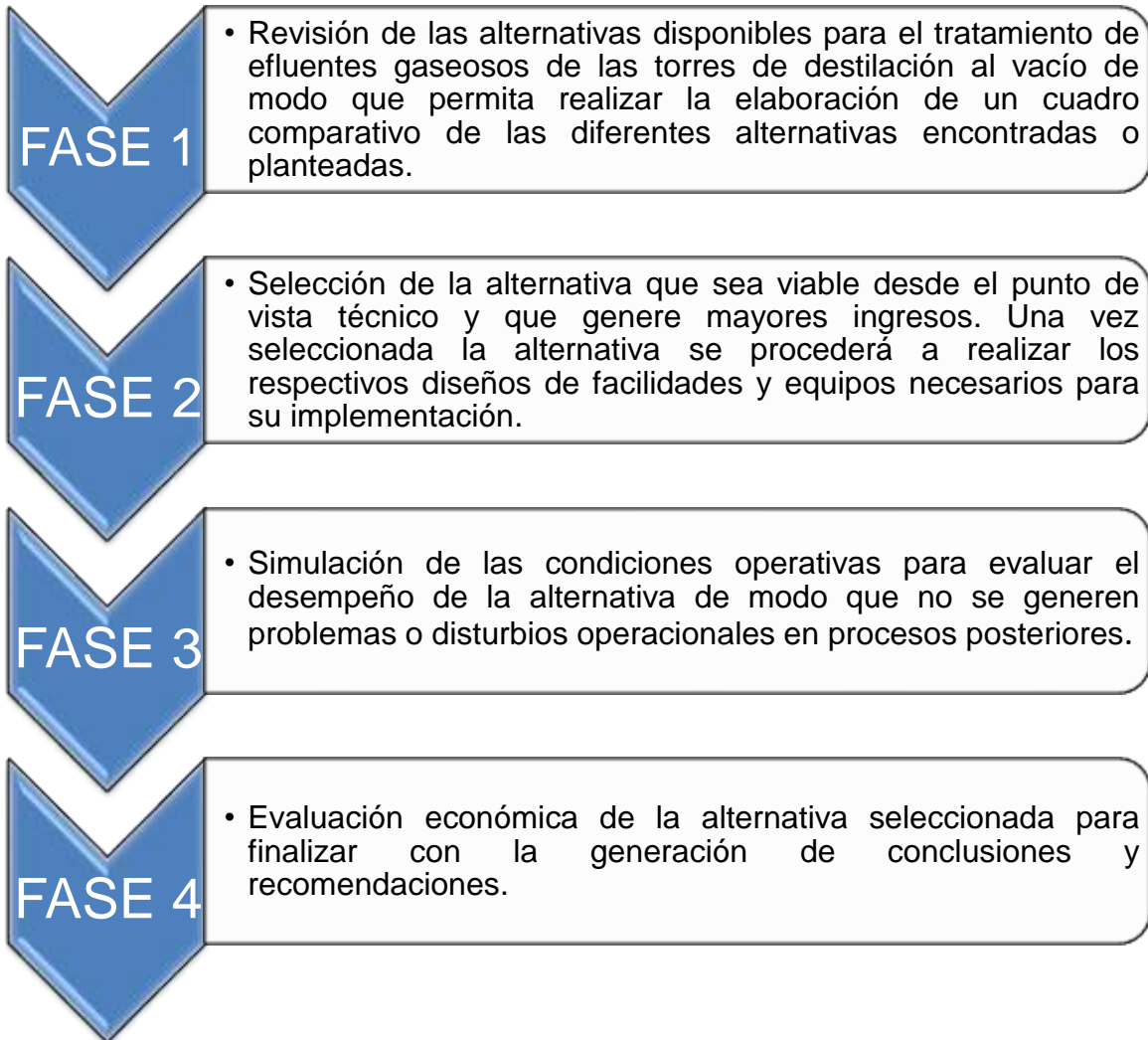
Objetivo general

Realizar la evaluación técnico-económica de diferentes alternativas para el aprovechamiento de los efluentes gaseosos de las torres de destilación al vacío de la GRB.

Objetivos específicos

- Proponer diferentes alternativas para el aprovechamiento de los efluentes gaseosos de las torres de destilación al vacío.
- Diseñar las facilidades y equipos necesarios para la implementación de la alternativa seleccionada.
- Evaluar económicamente la alternativa para el aprovechamiento de los efluentes gaseosos de las torres de destilación al vacío.

3. METODOLOGÍA



4. RESULTADOS Y ANÁLISIS

4.1. Alternativas para el flujo de no condensables

Alternativa N°1. Una de las alternativas para el uso de los efluentes gaseosos generados por las torres al vacío, corresponde a su uso en las unidades de recuperación de vapores (VRU) de la GRB, en donde son separados en metano (gas combustible), Etano-etileno, PGR (propano grado refinería), butanos y nafta liviana. Para lograr esto, se necesita la aplicación de un sistema de compresión de anillo líquido, posterior a los eyectores y al tanque acumulador de gasóleo; El compresor de anillo líquido permite comprimir los gases para poder enviarlos al destino antes mencionado [1] [5].

Alternativa N°2. Esta alternativa consta de una separación primaria de estos gases por condensación, en la que se separa una parte liviana que consta de metanos, etanos y otros componentes difícilmente condensables, y una parte pesada que viene dada por butanos, pentanos y hexanos. La parte liviana se utilizaría como gas combustible, mientras que la parte pesada sería enviada a las unidades de craqueo catalítico. El proceso consta de una compresión por parte de la bomba de anillo líquido (sirve para reducir el contenido de H₂S presente en los gases) para que posteriormente sea enfriada en un intercambiador de calor, de modo que este condense la parte pesada para que luego sea separada de la liviana en un tanque separador [1].

4.2. Selección de la alternativa

Cada alternativa presenta ventajas y desventajas para su aplicación, la Tabla 2 describe las principales ventajas y desventajas para cada una de ellas. Como es posible apreciar en esta tabla, la selección de la alternativa de mayor conveniencia difícilmente podría ser soportada sólo con las ventajas o las desventajas; *a priori* sin un análisis técnico y económico podría conllevar a la ejecución de un proyecto posiblemente fallido.

Tabla 2. Cuadro comparativo de las alternativas planteadas.

Alternativa N°1	Alternativa N°2
<p>VENTAJAS</p> <ul style="list-style-type: none"> • Reducción del impacto ambiental debido a la reducción del H₂S y demás gases descargados a la atmosfera. Adyacentemente se mejora notablemente el ambiente laboral debido a la reducción de malos olores generados por estos efluentes [1], [5]. <p>DESVENTAJAS</p> <ul style="list-style-type: none"> • Elevada inversión inicial debido a la implementación del sistema de compresión de anillo líquido y nuevas facilidades [1]. 	<p>VENTAJAS</p> <ul style="list-style-type: none"> • Mayor integración energética para el departamento de refinación de crudos [1]. • Reducción de gases contaminantes presentes en la atmosfera [1]. <p>DESVENTAJAS</p> <ul style="list-style-type: none"> • Diseño de nuevas facilidades y equipos [1]. • Mayor inversión inicial tanto por el sistema de compresión de anillo líquido como también por los nuevos equipos que se requieren.

4.2.1. Análisis de las alternativas por simulación

El análisis por simulación de las alternativas de uso de los gases no condensables fue realizado con base en el programa HYSYS 8.4. Para la ejecución de la simulación fue necesario establecer un paquete de fluido que modele el sistema representado, por tal razón se escogieron las ecuaciones de estados del modelo de PENG-ROBINSON, debido a que este sistema de cima consta de gases livianos desde C1 hasta C6 y dicho modelo proporciona una precisión razonable cerca del punto crítico, sobre todo para los cálculos de compresibilidad y la densidad del líquido, además de que cumple con extender su rango de aplicabilidad en presión y temperatura [6]. Una vez establecido dicho paquete de fluido, se ingresaron las condiciones de entrada del proceso (presión, temperatura, flujos, composiciones), las

cuales fueron suministradas por el software PI DATALINK® y las hojas de especificaciones de los equipos. Cabe aclarar que el sistema de compresión de anillo líquido fue asumido como un compresor rotatorio. Este sistema está compuesto por los siguientes equipos representados en Figura 5; las condiciones de entrada para los sistemas simulados son mostradas en las Tablas 2 y 3, y en el Anexo K se muestran las tablas de corrientes. Asimismo, la capacidad de cada sistema de compresión de anillo líquido fue estimada para determinar el factor de utilización (indica si un equipo posee la capacidad suficiente para operar a las condiciones de flujo dadas) (Tabla 6), el cual es utilizado para establecer si el sistema puede admitir la producción de efluentes gaseosos.

Fig. 3. Sistema PG-252 completo [1].

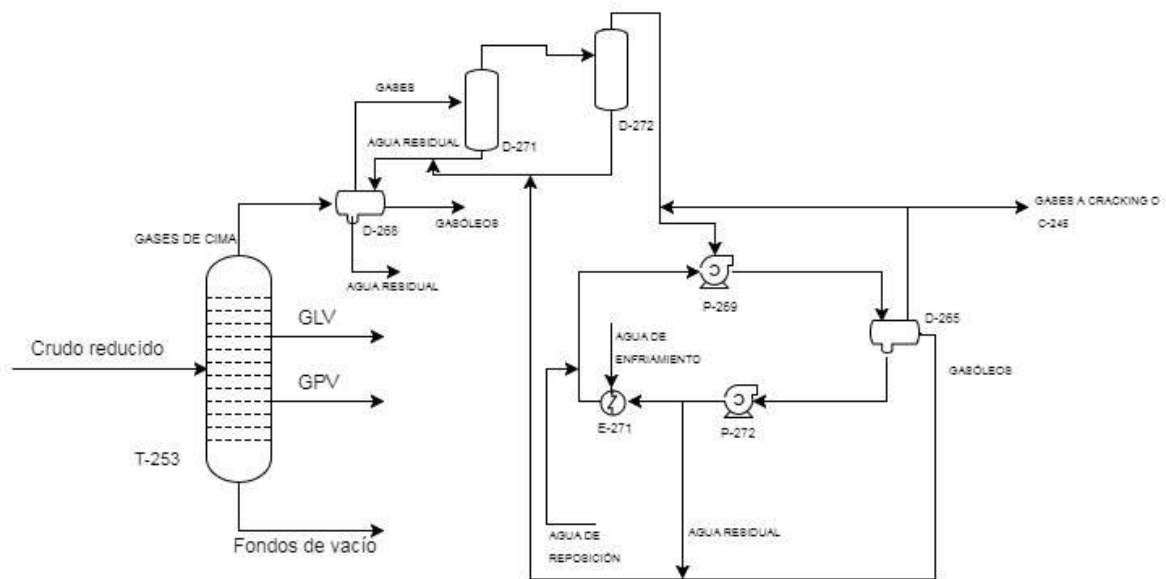


Tabla 3. Condiciones de entrada al proceso PG-252 [1].

Sistema PG-252			
Corriente	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Flujo (kg/h)
Gases T-205	137,90	118,33	77,77
Gases T-253	137,90	48,89	309,62
Gases T-131	137,90	118,33	104,59
Vapor Booster T-205	137,90	118,33	315,70
Vapor Booster T-131	137,90	48,89	294,84

Tabla 4. Condiciones de entrada al proceso PG-2102 [1].

Sistema PG-2102			
Corriente	Presión (kPa)	Temperatura (°C)	Flujo (kg/h)
Gases T-2003	137,90	54,44	207,58
Gases T-2103	137,90	54,44	120,47

Tabla 5. Parámetros de las nuevas facilidades [1].

	FACILIDAD T-205	FACILIDAD T-131	FACILIDAD T-2003
Longitud [m]	150	150	100
Diámetro nominal [in]	4	6	4
Material	Acero al carbono	Acero al carbono	Acero al carbono
Schedule	40	40	40
HTC global [kJ/h-m ² -°C]	328,1	328,1	328,1
Caída de presión [kPa]	1,49	0,07	0,43

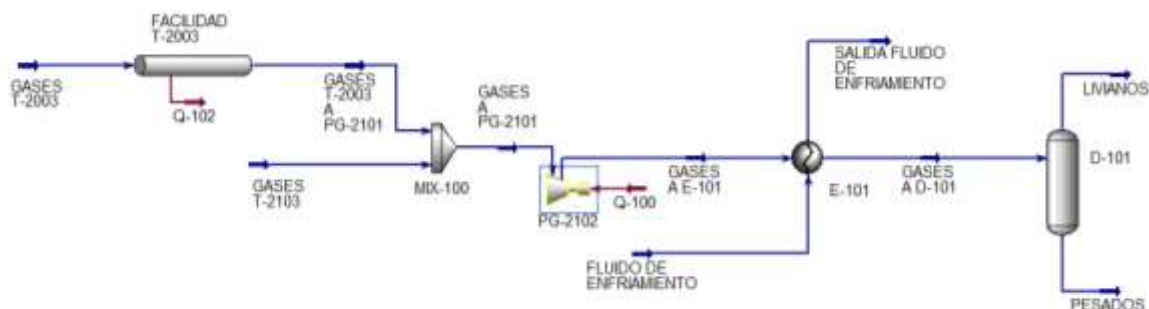
Tabla 6. Factor utilización [1].

		Factor utilización
Diseño PG-252 [kg/h]	503,59	0,95
Flujo gases a PG-252 [kg/h]	478,60	
Diseño PG-2102 [kg/h]	415,32	0,79
Flujo gases a PG-2102 [kg/h]	328,10	

Simulación de la alternativa N°1

Los gases de cima generados por la T-205 son enviados juntos con el vapor de los eyectores al D-230 de modo que este separe la fase gaseosa y la fase líquida que

Fig. 7. Sistema PG-2102 alternativa N°2.



De acuerdo a los resultados de la simulación, los flujos de los compuestos pesados varían de acuerdo a la temperatura del fluido de enfriamiento, estos mantienen una tendencia decreciente la medida en que la temperatura del fluido de enfriamiento al intercambiador es menor. En cuanto al flujo de compuestos livianos estos mantienen una tendencia constante debido a su baja temperatura de condensación. Las condiciones operacionales de los compresores son similares a la de la alternativa N°1.

Tabla 7. Flujos máximos encontrados Alternativa N°2.

		SITEMA PG-252		SITEMA PG-2102	
		<i>Temperatura fluido enfriamiento (°C)</i>	-45,56	<i>Temperatura fluido enfriamiento (°C)</i>	-45,56
FONDOS PESADOS	<i>Flujo butanos BPD</i>	15,43		<i>Flujo butanos BPD</i>	10,44
	<i>Flujo pentanos BPD</i>	19,45		<i>Flujo pentanos BPD</i>	13,22
	<i>Flujo hexanos BPD</i>	2,93		<i>Flujo hexanos BPD</i>	2,15
TOPE LIVIANOS	<i>Flujo etanos BPD</i>	22,91		<i>Flujo etanos BPD</i>	16,32
	<i>Flujo propanos BPD</i>	12,86		<i>Flujo propanos BPD</i>	12,18
	<i>Flujo metanos BPD</i>	36,63		<i>Flujo metanos BPD</i>	14,46

4.3. Evaluación económica de alternativas

Alternativa N°1. Para la evaluación económica de esta alternativa, se calculó el ingreso por cada componente de acuerdo a su precio por barril, suministrados por el Departamento de Planeación de la GRB; la Tabla 8 y 9 presenta las ganancias brutas obtenidas por la venta de los componentes puros constituyentes de los gases generados en las torres de vacío. Asimismo, la Tabla 8 y 9 presenta los flujos de los

componentes a la salida de cada compresor de anillo líquido aplicada la heurística de la operación de la VRU mencionada anteriormente, junto con los precios por barril de cada compuesto que suministra la UOP II y las ganancias obtenidas [5]. Las ganancias presentadas son un indicativo del dinero que obtendría la refinería ya que los componentes separados pueden ser utilizados en otros procesos de la GRB.

Tabla 8. Potencial económico sistema PG-252 alternativa N°1.

SISTEMA PG-252				
Componente	Flujos [kg/h]	Flujos BPD	Precio USD/BARRIL	Ganancia USD/h
n-Hexano	11,97	2,66	15,70	USD 1,74
n-Pentano	78,01	18,24	15,70	USD 11,93
n-Butano	67,37	17,49	15,70	USD 11,44
Propano	60,72	18,15	15,70	USD 11,87
Etano	49,20	22,30	20,10	USD 18,68
Metano	66,04	33,16	15,70	USD 21,69
Total				USD 77,36

Tabla 9. Potencial económico sistema PG-2102 alternativa N°1.

SISTEMA PG-2102				
Componente	Flujos [kg/h]	Flujos BPD	Precio USD/BARRIL	Ganancia USD/h
n-Hexano	8,77	1,95	15,70	USD 1,27
n-Pentano	52,62	12,31	15,70	USD 8,05
n-Butano	43,85	11,38	15,70	USD 7,45
Propano	40,92	12,23	15,70	USD 8,00
Etano	32,16	14,58	20,10	USD 12,21
Metano	43,85	22,01	15,70	USD 14,40
Total				USD 51,38

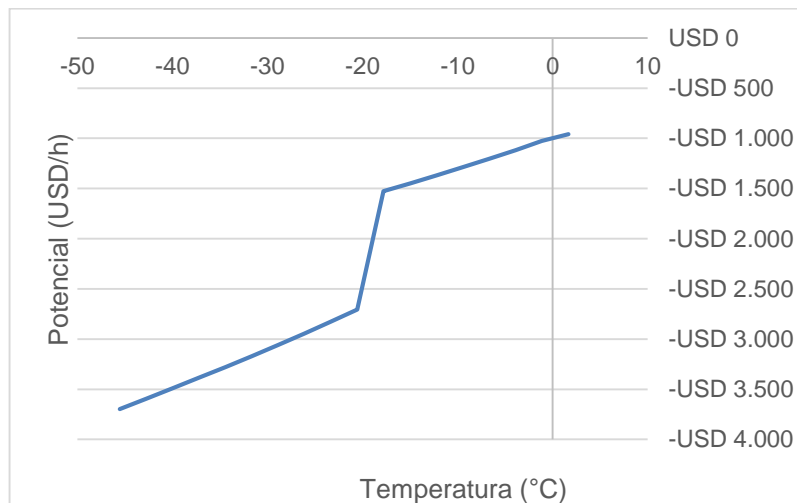
Según las tablas 8 y 9, la alternativa 1 tiene un potencial de ganancia máximo de ca. 128,74 USD/h.

Alternativa N°2. La evaluación de esta alternativa requirió la variación de la temperatura de entrada del fluido de enfriamiento, para determinar los costos asociados a la refrigeración; la Tabla 10 presenta los costos según los rangos de refrigeración. Asimismo, se considera que los ingresos por componente están relacionados de acuerdo a la separación dada en el tanque (por el fondo del tanque en pesados, y por el tope, en livianos) (ver Anexo B). Según lo anterior, el potencial económico puede ser expresado en función de la temperatura de enfriamiento; dos sistemas de anillo líquido fueron considerados en esta alternativa (PG-252 y PG-2102). Como se puede observar de la Figura 8, el potencial económico (calculado como ingresos por ventas menos egresos por la refrigeración) para la operación con el sistema PG-252 presenta una tendencia no monotónica debido al cambio en los costos de refrigeración (Tabla 10); esto se da porque el costo de refrigeración desde -50 a -20°C es aproximadamente el doble al costo desde -20 a 5°C. Cabe aclarar que el costo de refrigeración empleado para hallar el potencial económico está en función del *duty* del intercambiador (Anexo B).

Tabla 10. Costo refrigeración [14].

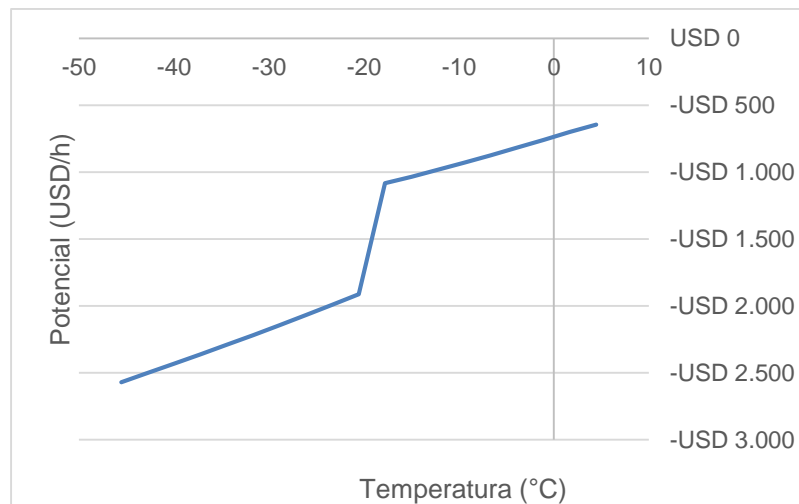
Costo refrigeración -50 a -20°C (USD/GJ)	18,18
Costo refrigeración -20 a 5°C (USD/GJ)	10,94
Costo refrigeración 5 a 30°C (USD/GJ)	6,14

Fig. 8. Potencial económico en función de la temperatura de enfriamiento PG-252 alternativa N°2.



De manera similar para el sistema PG-2102, el potencial exhibe una tendencia creciente no monotónica debido a los costos de refrigeración. Para ambos sistemas el potencial aumenta en la medida en que se incrementa la temperatura de refrigeración, pero sin presentar ganancias positivas.

Fig. 9. Potencial económico en función de la temperatura de enfriamiento PG-2102 alternativa N°2.



Según las Figuras 8 y 9, el potencial económico total para esta alternativa presenta ganancias negativas sin alcanzar un potencial económico positivo, lo cual nos da a entender que esta alternativa no es económicamente viable.

Con los resultados del potencial económico, es posible soportar que la alternativa N°1 es en potencia económicamente viable. Con esta alternativa, el uso de los gases no condensables ingresos brutos positivos y las caídas de presión a lo largo de las nuevas facilidades están dentro del rango permitido; y además no requiere el diseño de nuevos equipos para su implementación, evitando los respectivos costos.

4.4. Operatividad de la alternativa seleccionada

Una vez seleccionada la alternativa, otro punto a analizar es el sistema operacional que este requiere; es decir, si el diseño de la VRU de las unidades de craqueo catalítico de la GRB es capaz de procesar todos los efluentes gaseosos provenientes de las torres de vacío. Esto se podría verificar mediante las condiciones de diseño del compresor 245 (C-245) ubicado en la unidad U-200 ya que este es el encargado en enviar gases de toda la sección de refinación de crudos. Según la hoja de especificación, el compresor C-245 puede mover 1,56 m³/s de gases. Los flujos de gases de PG-252 y PG-2102 corresponden a 0,16 m³/s, con lo cual el C-245 posee capacidad suficiente para movilizar todos los gases generados (Tabla 11) [1].

Tabla 11. Efluentes gaseosos de los compresores de anillo líquido y porcentaje de utilización [1].

	m ³ /s
Flujo de gases de PG-252	0,10
Flujo de gases de PG-2102	0,06
Total	0,16
Porcentaje utilización	10,04%

4.5. Requerimientos de instalación de la alternativa

Para la instalación de la alternativa N°1 es necesario la construcción de nuevas facilidades que parten de las unidades U-200, U-130 y U-2000 al nuevo sistema a utilizar. Para estimar las longitudes las nuevas facilidades, se realizó una inspección en campo y mediante el mapa que suministra GOOGLE MAPS®. Estas longitudes están reportadas en el Anexo C. La Tabla 12 presenta el costo de las tuberías de las facilidades que se deben implementar (ver Anexo J).

Tabla 12. Costo de las nuevas facilidades [8].

	Costo facilidad	
Facilidad T-205	USD	28.122,50
Facilidad T-131	USD	47.335,50
Facilidad T-2003	USD	18.748,33

Las facilidades salen de la torre 205 (T-205), torre 131 (T-131) y torre 2003 (T-2003). Para las facilidades de la T-205 y T-131, estas llegan al sistema de cima de la torre al vacío de U-250 y se unen a la PG-252. Y para la facilidad de la T-2003, esta llega al sistema de cima de la U-2100 y se uniría al nuevo sistema PG-2102.

Actualmente el sistema PG-252 se encuentra instalado en la U-250. El costo del sistema PG-2102, el cual consta de un compresor de anillo líquido, un tanque separador, un intercambiador y una bomba centrífuga (Figura 3), fue determinado a partir de los parámetros de diseño del sistema PG-252; La Tabla 13 presenta los costos de implementación del sistema PG-2102 [13] (ver Anexo E, F, G y H).

Tabla 13. Costo sistema PG-2102.

	COSTO	
P-2125	USD	70.007,83
D-2112	USD	9.444,24
P-2126	USD	25.102,75
E-2131	USD	83.044,08
TOTAL	USD	187.598,90

Resumiendo, la alternativa N°1 que consta de la puesta en marcha del sistema PG-252 y la implementación del nuevo sistema PG-2102, resultó la más viable según el potencial económico. Independiente de la alternativa seleccionada, la implementación respectiva requiere de una inversión, cuya parte mayoritaria corresponde al costo del sistema PG-2102.

4.6. Costos y requerimientos adicionales de operación

Para la implementación y puesta en marcha de la alternativa N°1, esta tiene como requerimientos: servicios industriales, mano de obra, mantenimiento y tratamiento de residuos [14].

Tabla 14. Costos operativos de la alternativa N°1.

	ALTERNATIVA N°1
Servicio Industrial	41,01 kW energía eléctrica de equipos y 13,56 m ³ /h por agua de enfriamiento en intercambiadores de los sistemas PG [1].
Costo Servicio Industrial	7,69 USD/h en energía eléctrica y 0,28 USD/h en agua de enfriamiento [1], [7], [10].
Costo de paradas de planta	2 paradas de planta para la implementación y puesta en marcha de ambos sistemas PG, con un costo de USD 2'000.000 [16].
Número de Equipos	4 (Sistema PG-2102) [1].
Mano de Obra	10 obreros por un mes de instalación con un salario de 2.000 USD mensual/obrero, adicionalmente se requieren 3 operarios nuevos (ver Anexo M) [11], [16].
Mantenimiento	Se realiza cada 2 meses y se requieren 2 obreros que trabajen un día [11]
Tratamiento de Residuos	Las aguas agrias que son removidas de los sistemas PG son enviados a la PTAR de la GRB y los residuos gaseosos son quemados en la TEA [1].

4.7. Evaluación financiera de la alternativa seleccionada

Los ingresos y costos (egresos) presentados en la Tabla 15 se llevaron a anualidades para poder realizar la correcta evaluación financiera.

Tabla 15. Ingresos y egresos de la alternativa en anualidades.

Ingresos (USD/AÑO)	Egresos (USD/AÑO)	Inversión inicial (USD)
1'112.313,6	84.402	301.805,23

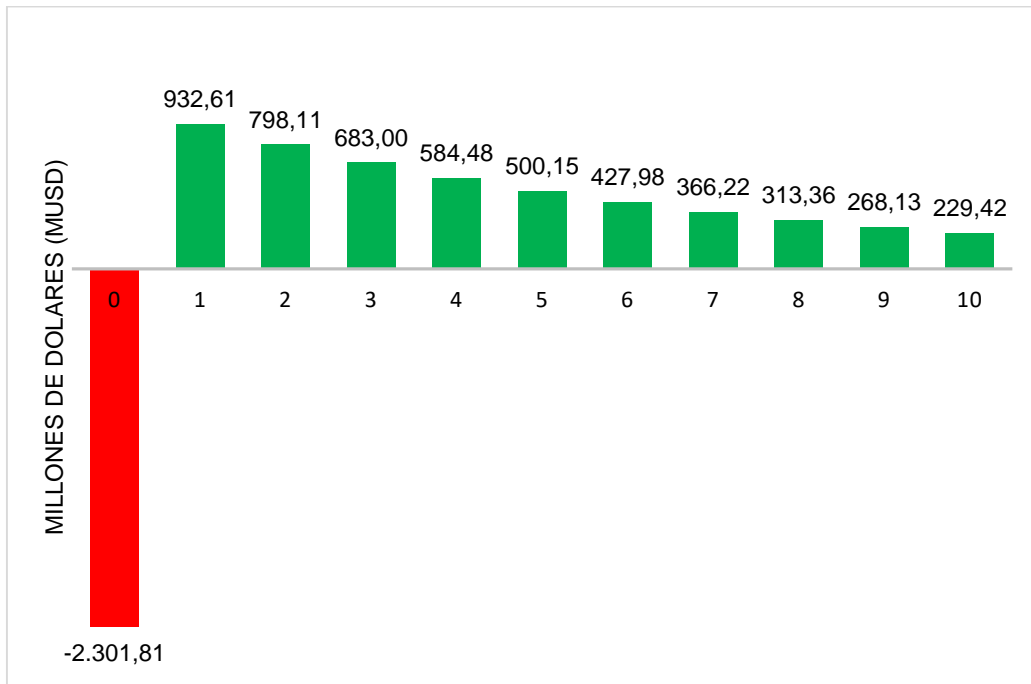
Se evaluó el estudio para una vida útil del proyecto de 10 años con una tasa mínima atractiva (TMR) de 17,42% e.a [12].

Tabla 16. Flujo de caja.

Año	Ingresos (USD)	Egresos (USD)	Ingresos-Egresos (USD)	%IPC	VPN (USD)
0		2.301.805,23	-2.301.805,23	6,02%	-2.301.805,23
1	1.184.984,76	89.916,26	1.095.068,49	6,53%	932.608,15
2	1.190.750,25	90.353,75	1.100.396,50	7,05%	798.114,22
3	1.196.515,74	90.791,23	1.105.724,51	7,57%	683.000,01
4	1.202.281,23	91.228,72	1.111.052,52	8,09%	584.475,46
5	1.208.046,72	91.666,20	1.116.380,53	8,61%	500.151,84
6	1.213.812,22	92.103,68	1.121.708,53	9,12%	427.984,03
7	1.219.577,71	92.541,17	1.127.036,54	9,64%	366.221,19
8	1.225.343,20	92.978,65	1.132.364,55	10,16%	313.364,40
9	1.231.108,69	93.416,13	1.137.692,56	10,68%	268.130,51
10	1.236.874,18	93.853,62	1.143.020,57	11,20%	229.421,06
				VPN	2.801.665,64

De acuerdo a la Tabla 16, podemos verificar la viabilidad de la alternativa N°1 obteniendo así un VPN de USD 2'801.665,64, una TIR de 47% y un Payback de 2 años aproximadamente. La tendencia de la Figura 10 decrece a medida que transcurren los años debido a que los costos de operación (egresos) aumentan en mayor medida que los ingresos.

Fig. 10. Flujo de caja.



5. CONCLUSIONES

- El desarrollo del presente proyecto de grado determinó que la implementación de una alternativa para el uso de los gases generados en las torres de vacío de la GRB requiere de una inversión inicial superior a USD 281.805. Esta inversión reportaría ingresos brutos de 128,74 USD/h, un VPN de USD 2'801.666 y una TIR de 47% con la alternativa N°1 lo que nos indica la viabilidad económica y financiera de presente proyecto.
- Se pudo encontrar la viabilidad técnica del proyecto tanto en la operación de los nuevos equipos a implementar y al diseño hidráulico de las nuevas facilidades que se requieren. En este sentido, se encontró que la caída de presión a lo largo de las facilidades deben ser menor a 18,6 kPa (presión de succión de ambos sistemas PG es de alrededor de los 119 kPa) y las calculadas mediante el simulador son: 1,49, 0,07 y 0,43 kPa de modo que haya un gradiente de presión y no ocasione retroflujo de los gases. Y los equipos necesarios en la implementación de la alternativa N°1 poseen la capacidad suficiente para la operación de esta.

6. RECOMENDACIONES

- Para un estudio más detallado es necesario realizar un análisis en cuanto al modo de operación de las VRU cuando reciba carga de los sistemas PG-252 y PG-2102.

7. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] EMPRESA COLOMBIANA DE PRETROLEOS – ECOPETROL. Manual de descripción de procesos de las unidades de crudo (MDPU). Barrancabermeja: ECOPETROL, 2012.
- [2] WAUQUIER, J.-P. Distillation, Absorption and Stripping in the Petroleum Industry. En J.-P. Wauquier, SEPARATION PROCESSES. Paris: TECHNIP, 1998. Vol. II, págs. 275-277.
- [3] WAUQUIER, J.-P. Distillation, Absorption and Stripping in the Petroleum Industry. En J.-P. Wauquier, SEPARATION PROCESSES. Paris: TECHNIP, 1998. Vol. II, págs. 265-274.
- [4] GARICA, Miguel. *Hysys. Destilacionatmosferica de crudo petrolifero.2006.*
- [5] EMPRESA COLOMBIANA DE PRETROLEOS – ECOPETROL. Manual de descripción de procesos de la unidad de cracking II (UOP II). Barrancabermeja: ECOPETROL, 2012.
- [6] ASPEN TECH. *Bases de la simulación.* ASPEN TECH, 2012. Consultado: Abril 25, 2017, de. Sitio web: <https://procesosbio.wikispaces.com/file/view/54224008-HYSYS-3-2-Manual-Traslation.pdf>
- [7] TURTON, R., BAILIE, R., WHITINH, W., & SHAEIWITZ, J. Estimation of Manufacturing Costs. En Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. U.S.A: PRENTICE HALL, 2009. Pág. 188-231.
- [8] ÁLVAREZ, E. (2015). ELABORACION DE ALTERNATIVAS PARA EL DISEÑO DE UN SISTEMA DE RECUPERACION DE CONDENSADO PARA LAS UNIDADES TOPPING DEL DEPARTAMENTO DE REFINACION DE CRUDOS DE LA GRB. Bucaramanga, 2015. Pág. 58.
- [9] CHEMICAL ENGINEERING. Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI). U.S.A, 2016.
- [10] BANCO DE LA REPÚBLICA DE COLOMBIA. Indicadores de inflación básica y su variación anual. Colombia, 2016.

- [11] EMPRESA COLOMBIANA DE PRETROLEOS – ECOPETROL. Departamento de mantenimiento GRB Barrancabermeja: ECOPETROL, 2012.
- [12] BANCO BILBAO VIZCAYA ARGENTARIA COLOMBIA S.A. Tasas de interés y tarifas 4 trimestre 2016. Colombia, 2016.
- [13] TURTON, R., BAILIE, R., WHITINH, W., & SHAEIWITZ, J. Estimation of Manufacturing Costs. En Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. U.S.A: PRENTICE HALL, 2009. Pág. 850-872.
- [14] TURTON, R., BAILIE, R., WHITINH, W., & SHAEIWITZ, J. Estimation of Manufacturing Costs. En Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. U.S.A: PRENTICE HALL, 2009. Pág. 258-290.
- [15] Ministerio del Trabajo y decretos del Gobierno nacional. Salario mínimo legal en Colombia. Mayo 22, 2017.
- [16] EMPRESA COLOMBIANA DE PRETROLEOS – ECOPETROL. Departamento de Planeación de la GRB. Barrancabermeja: ECOPETROL, 2012.

8. BIBLIOGRAFÍA

EMPRESA COLOMBIANA DE PRETROLEOS – ECOPETROL. Manual de descripción de procesos de las unidades de crudo (MDPU). Barrancabermeja: ECOPETROL, 2012.

EMPRESA COLOMBIANA DE PRETROLEOS – ECOPETROL. Departamento de mantenimiento GRB Barrancabermeja: ECOPETROL, 2012.

EMPRESA COLOMBIANA DE PRETROLEOS – ECOPETROL. Manual de descripción de procesos de la unidad de cracking II (UOP II). Barrancabermeja: ECOPETROL, 2012.

WAUQUIER, J.-P. Distillation, Absorption and Stripping in the Petroleum Industry. En J.-P. Wauquier, SEPARATION PROCESSES. Paris: TECHNIP, 1998. Vol. II, págs. 275-277.

WAUQUIER, J.-P. Distillation. En J.-P. Wauquier, CRUDE OIL PETROLEUM PRODUCTS. Paris: TECHNIP, 1998. Vol. I, págs. 17-23.

JONES, D., & PUJADO, P. The atmospheric and vacuum crude distillation units. Handbook of Petroleum Processing. U.S.A: Springer, 2006. Págs. 111-183.

WAUQUIER, J.-P. Distillation, Absorption and Stripping in the Petroleum Industry. En J.-P. Wauquier, SEPARATION PROCESSES. Paris: TECHNIP, 1998. Vol. II, págs. 265-274

LIEBERMAN, Norman. Vacuum Towers: Troubleshooting Process Operations. Cuarta Edición. Tulsa: PennWell Books, 1991. Pp.287-288.

CERUTTI, Alberto. La refinación del Petróleo Tomo I. Buenos Aires: Instituto Argentino de Petróleo y Gas, 2001.

PEREIRA, C. MODELO RIGUROSO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDOS U250-GCB EN PRO/II V7.0. Instituto Colombiano del Petróleo. Bucaramanga, Colombia. 2007.

TORRES, J. (2007). MODELO RIGUROSO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDOS U2000 EN PRO/II V7.0. Instituto Colombiano del Petróleo. Bucaramanga, Colombia. 2007.

ANEXOS

ANEXO A. GASES DE CIMA GENERADOS POR LAS TORRES DE VACÍO

<i>Fecha inicio</i>	11/3/16		<i>Fecha final</i>		10/9/16
	U-200	U-2100	U-2000	U-130	U-250
Flujo Promedio kg/h	77,77	120,47	207,58	104,59	309,62
Flujo Máximo kg/h	141,52	149,19	241,70	135,62	367,82

ANEXO B. POTENCIAL ECONOMICO DE LA ALTERNATIVA N°2

Tabla 17. Potencial económico sistema PG-252 alternativa N°2.

Temperatura fluido enfriamiento (°C)	Duty (GJ/h)	Costo de enfriamiento (USD/h)	Potencial económico (USD/h)
-45,56	207,57	3.773,53	-3.697,24
-42,78	201,96	3.671,49	-3.595,06
-40,00	196,27	3.568,07	-3.491,66
-37,22	190,47	3.462,69	-3.386,45
-34,44	184,56	3.355,25	-3.279,34
-31,67	178,53	3.245,60	-3.170,17
-28,89	172,36	3.133,40	-3.058,62
-26,11	166,03	3.018,35	-2.944,37
-23,33	159,53	2.900,13	-2.827,10
-20,56	152,83	2.778,47	-2.706,54
-17,78	145,93	1.596,65	-1.525,97
-15,00	138,82	1.518,79	-1.449,50
-12,22	131,44	1.438,04	-1.370,30
-9,44	123,83	1.354,77	-1.288,71
-6,67	116,00	1.269,13	-1.204,87
-3,89	108,00	1.181,66	-1.119,29
-1,11	99,29	1.086,35	-1.026,08
1,67	92,92	1.016,67	-957,94

Tabla 18. Potencial económico sistema PG-2102 alternativa N°2.

Temperatura fluido enfriamiento (°C)	Duty (GJ/h)	Costo de enfriamiento (USD/h)	Potencial económico (USD/h)
-45,56	143,96	2.617,13	-2.569,14
-42,78	140,20	2.548,78	-2.500,38
-40,00	136,40	2.479,66	-2.430,96
-37,22	132,54	2.409,59	-2.360,71
-34,44	128,63	2.338,45	-2.289,49
-31,67	124,65	2.266,03	-2.217,12
-28,89	120,59	2.192,23	-2.143,48
-26,11	116,43	2.116,69	-2.068,22
-23,33	112,17	2.039,28	-1.991,21
-20,56	107,81	1.959,89	-1.912,34
-17,78	103,32	1.130,41	-1.083,47
-15,00	98,69	1.079,80	-1.033,59
-12,22	93,92	1.027,58	-982,21
-9,44	88,98	973,54	-929,11
-6,67	83,88	917,78	-874,39
-3,89	78,64	860,37	-818,11
-1,11	73,26	801,56	-760,50
1,67	67,57	739,29	-699,54
4,44	62,43	683,01	-644,46

ANEXO C. LONGITUD DE TUBERIAS DE LAS NUEVAS FACILIDADES

2017-5-19

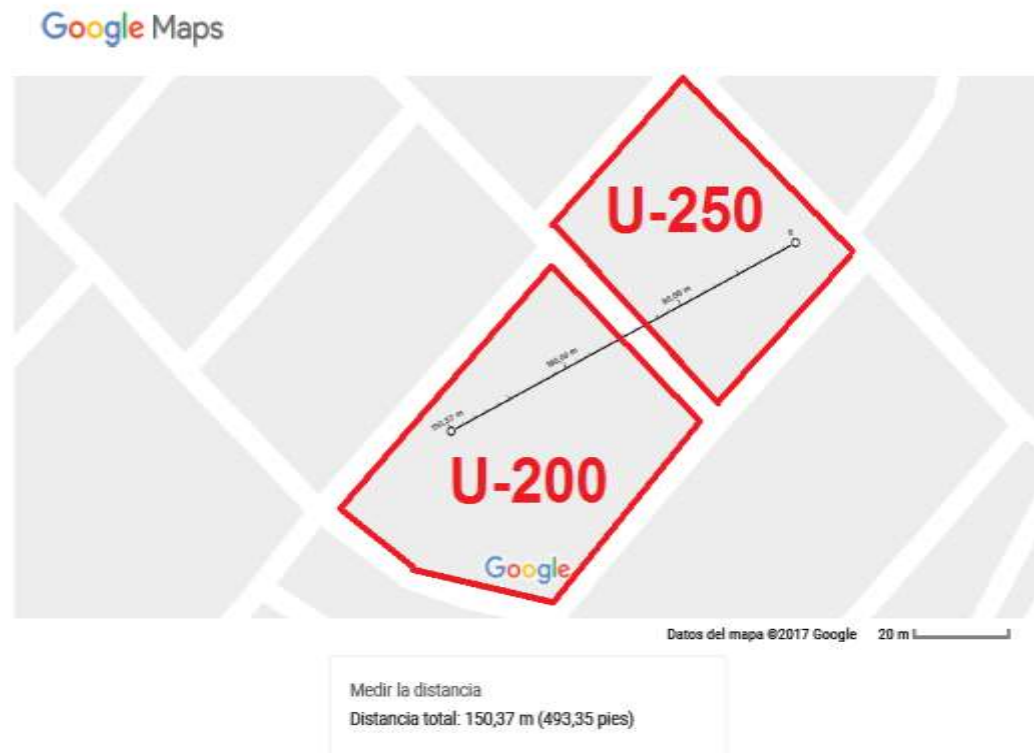
Google Maps



2017-5-19

Google Maps





ANEXO D. DESCRIPCION SISTEMA DE COMPRESION DE ANILLO LIQUIDO

PG-252

El sistema de compresión de anillo líquido consta de los equipos presentados en la Figura 3 y su funcionamiento se describe a continuación.

Los gases a recuperar se hacen pasar junto con agua, por la bomba de anillo líquido (P-269) para ser comprimidos y posteriormente enviados al tanque separador (D-265) en donde como su nombre lo indica separa la fase gaseosa de las dos líquidas. El D-265 es un separador 3 fases, ya que los gases provenientes de la unidad de vacío aun contienen gasóleos livianos; evidenciando así la fase acuosa, aceitosa y la gaseosa. Posterior a la separación los gases ya comprimidos son enviados a las unidades FCC [1], [5].

Los gasóleos son separados del tanque separador y enviados a donde sea necesario. Por último, el agua que sale del fondo del D-265 es comprimida por una bomba (P-272), en la que a la salida se purga parte de la corriente y el restante lo

envía a un intercambiador (E-271) con el fin de enfriar el agua (entre más caliente sea el líquido de compresión menos eficiente es la bomba de anillo líquido). Una vez enfriada el agua, esta es enviada de nuevo la bomba de anillo líquido para iniciar otra vez el proceso. Debido a que se hace una purga de agua es necesario enviar agua de reposición al tanque separador, esto con el fin de mantener limpia el agua de compresión y en estado estable. Cabe aclarar que la purga es necesaria debido al contacto líquido-gas que ocurre en la bomba de anillo líquido y que trae como consecuencia la absorción de H₂S [1], [5].

ANEXO E. ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LA BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO P-2125

La ecuación utilizada para calcular el costo total de la bomba es la siguiente [13]:

$$C_{P-2125} = C_p^0 F_{BM} \left(\frac{CEPCI(2016)}{CEPCI(2001)} \right) \quad (E1)$$

Donde C_p^0 esta dado por la siguiente ecuación,

$$\log_{10} C_p = K_1 + K_2 \log_{10}(A) + K_3 [\log_{10}(A)]^2 \quad (E2)$$

Donde A es la característica representativa del equipo, en este caso la potencia del compresor la cual es de 18,64 kW. Con las tablas que se presentan a continuación, es posible el cálculo del costo del equipo. Las tablas fueron extraídas de la bibliografía. Se asumió que la bomba de anillo líquido se comporta como un compresor rotatorio [1].

Tabla 19. Constantes para la estimación del costo de la P-2125 [13].

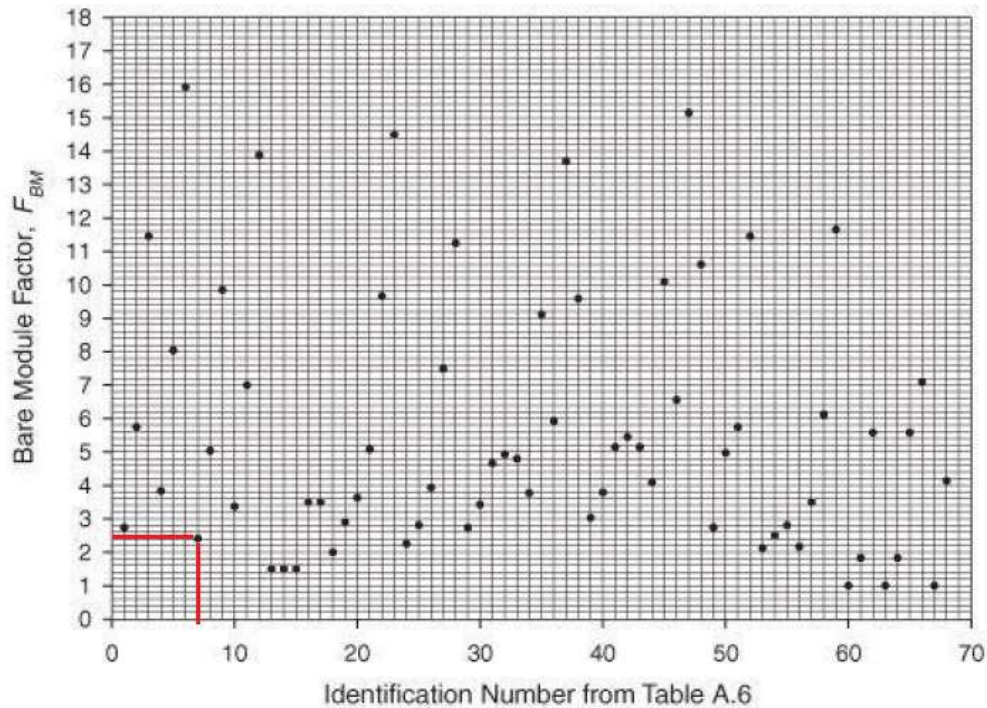
K1	K2	K3
5,0355	-1,8062	0,8253

Para la determinación del Fbm es necesario obtener el número de identificación de la Figura 11, y una vez determinado el número de identificación se encuentra el Fbm de acuerdo a la Figura 12.

Fig. 11. Número de identificación de acuerdo al material del equipo [13].

Identification Number	Equipment Type	Equipment Description	Material of Construction
1	Compressors/blowers	Centrifugal compressor or blower	CS
2		Centrifugal compressor or blower	SS
3		Centrifugal compressor or blower	Ni alloy
4		Axial compressor or blower	CS
5		Axial compressor or blower	SS
6		Axial compressor or blower	Ni alloy
7		Rotary compressor or blower	CS
8		Rotary compressor or blower	SS
9		Rotary compressor or blower	Ni alloy
10		Reciprocating compressor or blower	CS
11		Reciprocating compressor or blower	SS
12		Reciprocating compressor or blower	Ni alloy
13	Drives for compressors and blowers	Electric—explosionproof	—
14		Electric—totally enclosed	—
15		Electric—open/dripproof	—
16		Gas turbine	—
17		Steam turbine	—
18		Internal combustion engine	—
19	Evaporators and vaporizers	Evaporator—forced circ, short or long tube	CS
20		Evaporator—forced circ, short or long tube	Cu alloy
21		Evaporator—forced circ, short or long tube	SS
22		Evaporator—forced circ, short or long tube	Ni alloy
23		Evaporator—forced circ, short or long tube	Ti
24		Evaporator—falling film, scraped-wall	CS

Fig. 12. Factor F_{bm} [13].



De acuerdo a la bibliografía encontrada el CEPCI de enero de 2016 es de 979,1 para bombas y compresores; y el CEPCI del 2001 es de 397. El CEPCI permite llevar el costo del equipo del año 2001 hacia el año a proyectar, en este caso es el 2016 [9].

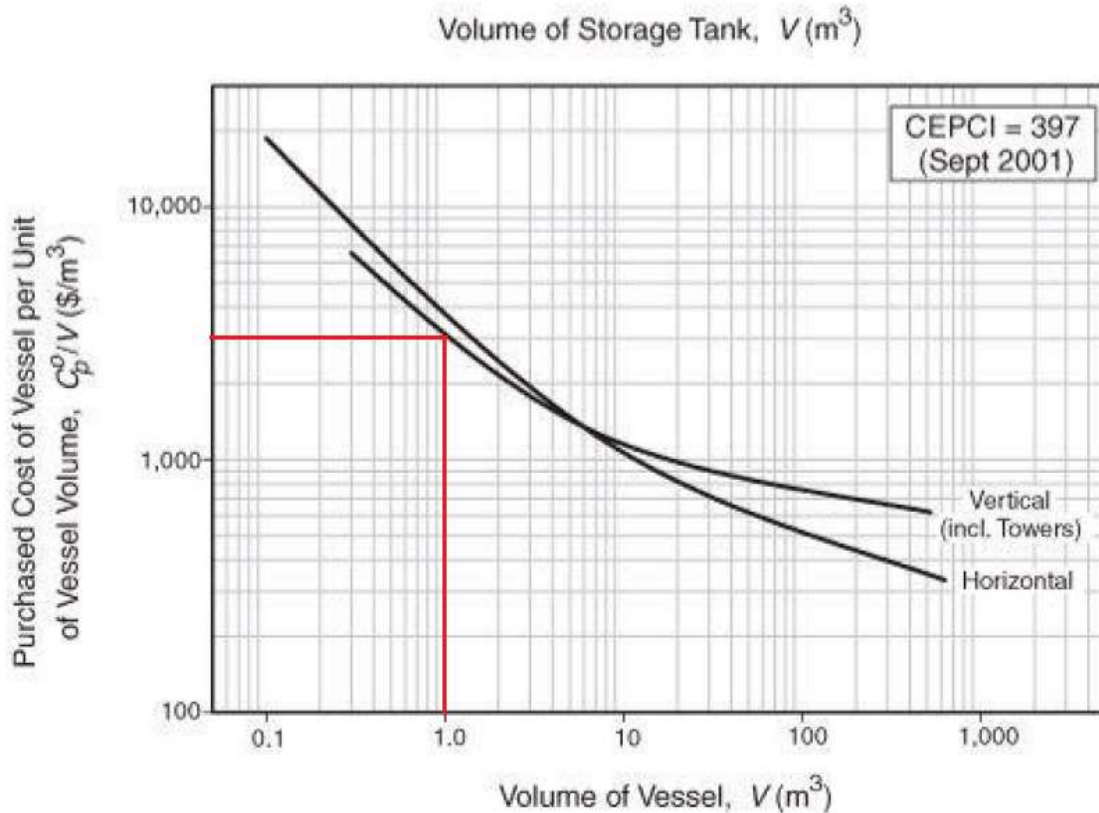
ANEXO F. ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL TANQUE SEPARADOR D-2112.

La siguiente ecuación permite calcular el costo del equipo [13]:

$$C_{D-2112} = C_p^0 (B_1 + B_2 F_m F_p) \left(\frac{CEPCI(2016)}{CEPCI(2001)} \right) \quad (E3)$$

Donde C_p^0 se calcula mediante la ecuación E2. A continuación se presenta la gráfica que permite realizar el cálculo. Cabe aclarar que ya que existe un sistema homólogo en la refinería de este sistema de compresión por lo cual se tomaron los mismos diseños de los equipos. En este sentido el D-2112 tendrá un volumen de 1 m³ con un diámetro de 0,9144 m, 1,83 m de longitud y una presión de 3,45 barg [1].

Fig. 13. Costo de tanques por unidad de volumen [13].



El factor de presión F_p está basado en el diseño según el código ASME para tanques presurizados de diámetro D (m) y a presión de operación de P (barg).

$$F_p = \frac{\frac{(P + 1)D}{2(850 - 0,6(P + 1))} + 0,00315}{0,0063} \text{ para espesores} > 0,0063 \text{ m} \quad (E4)$$

El facto del material puede ser calculado mediante la siguiente tabla. El diseño del tanque esta para acero al carbono [1].

Tabla 20. Factor F_m de acuerdo al material [13]

Material de construcción	Fm
Acero al carbono	1,0
Acero inoxidable con revestimiento	1,7
Acero inoxidable	3,1
Níquel con revestimiento	3,6
Níquel	7,1
Titanio con revestimiento	4,7
Titanio	9,4

Los coeficientes B1 y B2 para tanques horizontales son 1,49 y 1,52 respectivamente [13]. De esta manera se calculó el costo del tanque separador D-2112.

ANEXO G. ESTIMACIÓN DEL COSTO DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR E-2131

Empleando la ecuación $E3$ y $E2$ es posible el cálculo del costo total del equipo. Para los intercambiadores de calor, la característica que lo representa es el área de transferencia de calor. El E-2131 tendría $1,7 \text{ m}^2$ de área efectiva de transferencia calor [1]. Para dicho cálculo son necesarios los siguientes parámetros suministrados por la bibliografía [13].

Tabla 21. Parámetros para el cálculo del costo del E-2131 [13].

$K1$	$K2$	$K3$	$B1$	$B2$
4,3247	-0,303	0,1634	1,63	1,66

En cuanto al Fm este posee un valor de 1 ya que este intercambiador de calor estaría hecho de acero al carbono. Para valores de presión de operación del intercambiador menores a 5 barg el factor de presión es cero (F_p igual 0). De acuerdo a la hoja de especificación del equipo este opera a 3,51 barg [1].

ANEXO H. ESTIMACIÓN DEL COSTO DE LA BOMBA DE RECIRCULACIÓN P-2126

El costo de la bomba P-2126 se puede calcular mediante el uso de las ecuaciones $E3$ y $E2$, en donde la característica representativa es la potencia que requiere este equipo, en cuyo caso es 1,86 kW y sería una bomba centrífuga. La determinación del costo requiere de los siguientes parámetros.

Tabla 22. Parámetros para el cálculo del costo de la P-2126 [13].

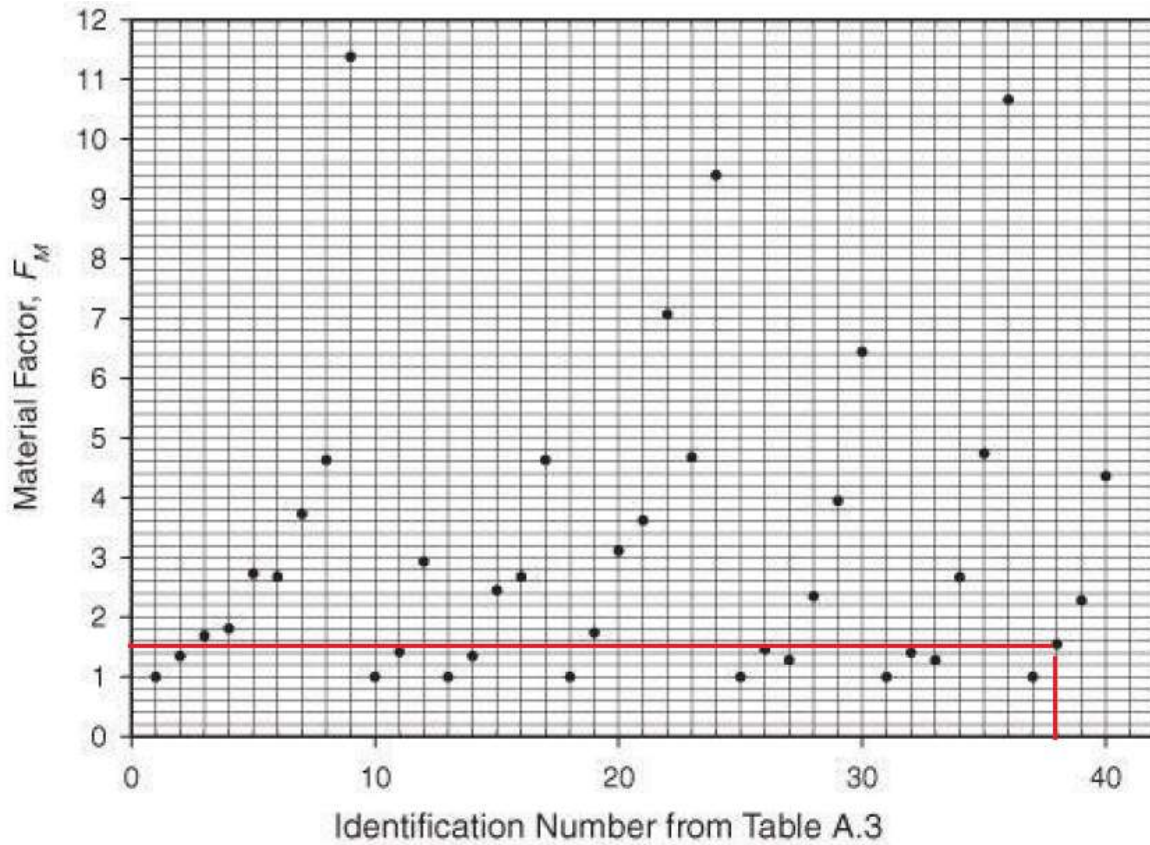
$K1$	$K2$	$K3$	$B1$	$B2$
3,3892	0,0536	0,1538	1,89	1,35

Esta bomba centrífuga sería de acero al carbono por lo que su factor F_m es 1,5 y el factor de presión es de 1 debido a que este equipo operaría a una presión de descarga de 3,51 barg y este a su vez es menor a 10 barg, es decir F_p es igual a cero si $P < 10$ barg [13].

Fig. 14. Número de identificación para bombas centrífugas hechas en acero al carbono [13].

Identification Number	Equipment Type	Equipment Description	Material of Construction
25	Pumps	Reciprocating	Cast iron
26		Reciprocating	Carbon steel
27		Reciprocating	Cu alloy
28		Reciprocating	SS
29		Reciprocating	Ni alloy
30		Reciprocating	Ti
31		Positive displacement	Cast iron
32		Positive displacement	Carbon steel
33		Positive displacement	Cu alloy
34		Positive displacement	SS
35		Positive displacement	Ni alloy
36		Positive displacement	Ti
37		Centrifugal	Cast iron
38		Centrifugal	Carbon steel
39		Centrifugal	SS
40		Centrifugal	Ni alloy

Fig. 15. Factor de material F_m [13].



ANEXO I. COSTO DE SERVICIOS INDUSTRIALES Y REQUIMIENTOS INDUSTRIALES.

Tabla 23. Consumo de energía equipos empleados [1].

	Gasto energético (kW)
P-269	18,64
P-2125	18,64
P-272	1,86
P-2126	1,86
Total	41,01

Tabla 24. Gasto de servicio industrial [1].

	Flujo agua enfriamiento (m ³ /h)
E-271	6,78
E-2131	6,78

Tabla 25. Costos de servicios industriales y variación de la inflación [14],[10].

Año	Costo agua de enfriamiento (USD/m3)	Costo refrigeración - 50 a -20°C (USD/GJ)	Costo refrigeración -20 a 5°C (USD/GJ)	Costo refrigeración 5°C a 30 (USD/GJ)	IPC (%)
2009	0,01	13,11	7,89	4,43	2,00%
2010	0,02	13,53	8,14	4,57	3,17%
2011	0,02	14,03	8,44	4,74	3,73%
2012	0,02	14,37	8,65	4,86	2,44%
2013	0,02	14,65	8,82	4,95	1,94%
2014	0,02	15,19	9,14	5,13	3,66%
2015	0,02	16,22	9,76	5,48	6,77%
2016	0,02	17,15	10,32	5,79	5,75%
2017	0,02	18,18	10,94	6,14	6,02%

Tabla 26. Proyección IPC [10].

Año	IPC (%)
2009	2,00%
2010	3,17%
2011	3,73%
2012	2,44%
2013	1,94%
2014	3,66%
2015	6,77%
2016	5,75%
2017	6,02%
2018	6,53%
2019	7,05%
2020	7,57%
2021	8,09%
2022	8,61%
2023	9,12%
2024	9,64%
2025	10,16%
2026	10,68%
2027	11,20%

La proyeccion de la tabla 25 se realizo mediante la funcion tendencia de EXCEL®.

Fig. 16. Tarifas costo energía eléctrica [ESSA].

ELECTRIFICADORA DE SANTANDER S.A. ESP.								
INFORMA A SUS USUARIOS DEL SISTEMA DE ENERGIA ELECTRICA DE DEPARTAMENTO DE SANTANDER Y SUR DEL CESAR								
De acuerdo con las resoluciones 119/07, 097/08, 121/09, 172/09, 180/14, 191/14 y 015/16 expedidas por la Comisión de Regulación de Energía y Gas CREG, que permiten establecer los costos de la prestación del servicio a usuarios regulados, las tarifas para el mes de JUNIO 2017								
TARIFAS RESIDENCIALES								
ESTRATO		1		2		3		4
PROPIEDAD ACTIVOS	NIVEL MEDIDA	% SUBSIDIO	TARIFA \$/kWh	% SUBSIDIO	TARIFA \$/kWh	% SUBSIDIO	TARIFA \$/kWh	TARIFA \$/kWh
ESSA	I	-55.75%	207.4283	-44.68%	259.2854	-15.00%	398.4169	468.7258
CLIENTE	I	-55.88%	187.9921	-44.86%	234.9901	-15.00%	362.2189	426.1399
Nota: El subsidio es aplicado hasta el consumo de subsistencia.								
TARIFAS RESIDENCIALES				TARIFAS NO RESIDENCIALES				
ESTRATO			5 y 6	COMERCIAL / INDUSTRIAL		ACUEDUCTOS. ESP		OFICIAL
PROPIEDAD ACTIVOS	NIVEL MEDIDA	% CONTRIB.	TARIFA \$/kWh	CONTRIB. 20%	TARIFA \$/kWh	CONTRIB. 10%	TARIFA \$/kWh	TARIFA \$/kWh
ESSA	I	20.00%	562.4710	93.7452	562.4710	46.8726	515.5984	468.7258
CLIENTE	I	20.00%	511.3679	85.2280	511.3679	42.6140	468.7539	426.1399
	II			77.5529	465.3173	38.7764	426.5408	387.7644
	III			65.1242	390.7451	32.5621	358.1830	325.6209
	IV			57.7957	346.7742	28.8979	317.8764	288.9785
COMPONENTES DEL COSTO UNITARIO VARIABLE Y FUJO DE PRESTACION DEL SERVICIO (CU) según Res. CREG 119/2007								
Conforme con las resoluciones CREG 180/14 y 015/16 el valor (Cfm _i) que aplica para el mes de junio de 2017 es 7366.69 \$/factura								
NIVEL MEDIDA	G	T	D	Cv	PR	R	CUv Calculado	CUf Aplicado
	Compra Energía	Costo STN	Costo Distribución	Costo de Comercialización	Costo de Compra, transporte y reducción de pérdidas	Costo de Restricciones	Costo Unitario Variable de Prestación del Servicio	Costo Unitario Fijo de Prestación del Servicio
	\$/kWh	\$/kWh	\$/kWh	\$/kWh	\$/kWh	\$/kWh	\$/kWh	\$/kWh
I ESSA	163.5916	21.2555	173.4240	52.7127	30.2553	27.4867	468.7258	0.0000
I CLIENTE	163.5916	21.2555	130.8381	52.7127	30.2553	27.4867	426.1399	0.0000
II	163.5916	21.2555	108.9854	52.7127	13.7324	27.4867	387.7644	0.0000
III	163.5916	21.2555	49.5771	52.7127	10.9973	27.4867	325.6209	0.0000
IV	163.5916	21.2555	19.7252	52.7127	4.2069	27.4867	288.9785	0.0000
I 50% ESSA (Pilas)	163.5916	21.2555	152.1311	52.7127	30.2553	27.4867	447.4329	0.0000
Según lo establecido en la Ley 820 de 2003 y su decreto reglamentario 3130 de 2003, ESSA comunica los valores correspondientes a las garantías exigidas para la denuncia del contrato de arrendamiento.							CONSUMO DE SUBSISTENCIA	
COSTO DE GARANTIAS PARA EL MES							Resolución UPME 0355 de 8 de Julio de 2004.	
SECTOR		Valor Garantía (\$)					Alturas inferior a 1000 Mts	Alturas superior o = a 1000 Mts
ESTRATO 1		142,334					173 kWh	130 kWh
ESTRATO 2		156,782						
ESTRATO 3		235,908						
ESTRATO 4		325,036						
ESTRATO 5		449,374						
ESTRATO 6		517,729						

ANEXO J. PARAMETRIZACIÓN PARA LA ESTIMACION DE COSTOS DE TUBERÍAS

Destino: JUAN MAURICIO LÓPEZ BARBOSA
Original con Copias, Faltas: 0 Anexos: 0



2012-075-40162

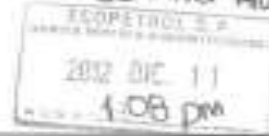


VICEPRESIDENCIA DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA
GERENCIA DE PROYECTOS DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA

Jennifer Alvarado

MEMORANDO

PIN/GPR-167-12
Barrancabermeja, Diciembre 11 de 2012



PARA: Ing. Juan Mauricio López; Gerente de Proyectos de Refinación y Petroquímica.

DE: Ing. Reynaldo Acevedo Rodríguez; Jefe del Departamento de Ingeniería - PIN.

ASUNTO: **DIVULGACIÓN PARAMÉTRICOS DE TRANSFORMADORES Y TUBERÍA PARA LA VRP.**

El equipo de Estimación de Costos de la GRP en conjunto con la Dirección Corporativa de Proyectos (DPY), tienen el objetivo de crear métricas propias de la compañía, que fortalezcan la revisión y validación de los estimativos de costos y tiempos de los programas y proyectos.

Como resultado se han generado paramétricos de costos que permiten apoyar la toma de decisiones en fases tempranas de maduración y gestión de proyectos, obteniendo una mayor predictibilidad y control de los servicios en la Estimación de Costos en la VRP.

Los paramétricos fueron generados mediante información histórica de contratos ejecutados en la Refinería de Barrancabermeja, entre los años 2001 hasta 2011, así como también de proyectos que se maduraron durante el año 2012 dentro de la Gerencia de Proyectos.

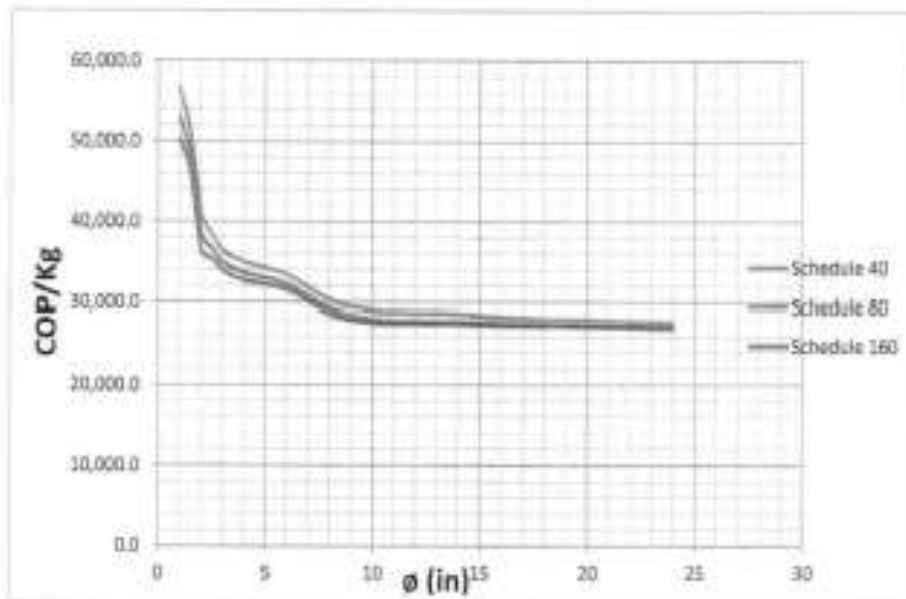
A continuación se presentan los paramétricos mencionados:

VRP-DPY-F-048
Versión: 03

Página 1 de 6
Carrera 3 Calle 10 y 10ª Oriental del 25 de Agosto,
Bloque 3, Barrancabermeja/Santander - Colombia.
Teléfonos: (0_7)6203001 Fax: (0_7) 6205030

7

Paramétricos de Tubería



Peso de Tubería (kg/m)			
Calibre			
Dimensión Nominal (In)	40	80	160
1	2.5	3.24	4.24
1 1/2	4.05	5.41	7.25
2	5.44	7.48	11.11
3	11.29	15.27	21.35
4	16.07	22.32	33.54
6	28.26	42.56	67.56
8	42.55	64.64	111.27
10	60.31	95.01	172.33
12	79.73	132.08	238.76
14	94.55	158.1	281.7
16	123.3	203.53	365.35
18	155.8	254.53	459.37
20	183.42	311.17	564.81
24	255.41	442.08	808.22



**VICEPRESIDENCIA DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA
GERENCIA DE PROYECTOS DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA**

Consideraciones

- Los paramétricos mostrados, se generaron utilizando información histórica de proyectos ejecutados desde el año 2001 hasta el año 2011, en la Refinería de Barrancabermeja.
- Los precios se normalizaron a 2012 con la herramienta corporativa Escalation Tool.
- Los costos se expresan en COP/Kg de tubería.
- La abscisa de la gráfica (\varnothing) representa el diámetro de la tubería en pulgadas.
- Se presentan los tres Schedule más usados dentro de la Refinería de Barrancabermeja.
- El material de la tubería es acero al carbono A106 y A53.
- Se analizaron tuberías comerciales de Schedule 40, 80 y 160 en un rango de diámetro (\varnothing) de: $\frac{1}{2}$ " a ≤ 24 ".

Inclusiones

- Suministro y montaje de tubería y accesorios menores (excepto bridas y válvulas) de acero al carbón en campo en alturas de hasta 6m.
- Alquiler, armado y desarmado de andamios.
- Prueba hidrostática y precomisionamiento.
- Suministro e instalación de soportes metálicos típicos (Incluye pintura).
- Suministro y aplicación de limpieza y pintura para tuberías aéreas bajo la especificación técnica corporativa.

Exclusiones

- Escalación y contingencia.
- AIU y demás costos indirectos.
- Costos de pasos especiales (Cruces de vía, subfluviales, viaductos etcétera), infraestructura de seccionamiento, tendido de fibra óptica en la línea y sistemas de protección catódica.
- Ensayos no destructivos en montaje (rayos X, Ultrasonido y alivios térmicos).



**VICEPRESIDENCIA DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA
GERENCIA DE PROYECTOS DE REFINACIÓN Y PETROQUÍMICA**

Los anteriores paramétricos han sido elaborados por el Equipo de Estimación de Costos del departamento de Ingeniería de la VRP, validados por la DPY y posteriormente divulgados para su respectiva aplicación. Estos paramétricos son objeto de mejoramiento y normalización continua en función de la información disponible.

Cordialmente,

Reynaldo Acevedo Rodríguez
Jefe Departamento de Ingeniería PIN - GRP

C.C. Dra. Lesly Castro, Coordinadora de contratación GRB
Ing. Iván Guerrero Gomez, Jefe Departamento de Proyectos
Ing. Cesar Luis Barco Garcia, Director Corporativo de Proyectos

ANEXO K. TABLAS DE CORRIENTES.

Tabla 27. Corrientes sistema PG-252.

SISTEMA PG-252				COMPOSICIONES MÁSCAS									
CORRIENTE	TEMPERTURA (°C)	PRESION (kPa)	FLUJO (kg/h)	H2O	C6	C5	C4	C3	C2	C1	H2S	H2	Aire
GASES T-253	48,89	137,90	309,62	0,059	0,027	0,176	0,152	0,137	0,111	0,149	0,066	0,004	0,118
GASES T-131	35,00	137,90	104,59	0,059	0,027	0,176	0,152	0,137	0,111	0,149	0,066	0,004	0,118
GASES A D-272	40,95	135,83	478,56	0,033	0,028	0,181	0,156	0,141	0,114	0,153	0,068	0,004	0,121
CONDENSADO D-271	40,95	135,83	623,96	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
GASES A PG-252	40,92	132,38	478,56	0,033	0,028	0,181	0,156	0,141	0,114	0,153	0,068	0,004	0,121
CONDENSADO D-272	40,92	132,38	0,00	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
GASES T-205	118,33	137,90	77,77	0,059	0,027	0,176	0,152	0,137	0,111	0,149	0,066	0,004	0,118
2	118,18	137,90	393,47	0,814	0,005	0,035	0,030	0,027	0,022	0,029	0,013	0,001	0,023
CONDENSADO BOOSTER T-205	118,18	137,90	0,00	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
VAPOR EYECTORES U-200	118,33	137,90	315,70	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
VAPOR EYECTORES U-130	35,00	137,90	294,84	1,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000	0,000
GASES A D-271	40,98	136,41	1102,52	0,580	0,012	0,079	0,068	0,061	0,050	0,067	0,029	0,002	0,053
GASES A CRACKING	66,84	197,85	478,56	0,033	0,028	0,181	0,156	0,141	0,114	0,153	0,068	0,004	0,121
9	35,00	137,90	399,43	0,754	0,007	0,046	0,040	0,036	0,029	0,039	0,017	0,001	0,031
GASES T-205 A D-271	37,64	136,41	393,47	0,814	0,005	0,035	0,030	0,027	0,022	0,029	0,013	0,001	0,023
GASES T-131 A D-271	35,00	137,82	399,43	0,754	0,007	0,046	0,040	0,036	0,029	0,039	0,017	0,001	0,031

Tabla 28. Corrientes sistema PG-2102.

SISTEMA PG-2102				COMPOSICIONES MÁSCAS									
CORRIENTE	TEMPERTURA (°C)	PRESION (kPa)	FLUJO (kg/h)	H2O	C6	C5	C4	C3	C2	C1	H2S	H2	Aire
GASES A CRACKING	54,52	197,85	328,05	0,0594	0,0297	0,1782	0,1485	0,1386	0,1089	0,1485	0,0693	0,0000	0,1188
GASES A PG-2101	43,47	137,47	328,05	0,0594	0,0297	0,1782	0,1485	0,1386	0,1089	0,1485	0,0693	0,0000	0,1188
GASES T-2003	54,44	137,90	207,58	0,0594	0,0297	0,1782	0,1485	0,1386	0,1089	0,1485	0,0693	0,0000	0,1188
GASES T-2103	54,44	137,90	120,47	0,0594	0,0297	0,1782	0,1485	0,1386	0,1089	0,1485	0,0693	0,0000	0,1188
GASES T-2003 A PG-2101	35,00	137,47	207,58	0,0594	0,0297	0,1782	0,1485	0,1386	0,1089	0,1485	0,0693	0,0000	0,1188

Tabla 29. Caso de estudio Sistema PG-252.

Temperatura enfriamiento (°C)	FONDO D-100			TOPE D-100		
	Flujo Butanos BPD	Flujo Pentanos BPD	Flujo Hexanos BPD	Flujo Etanos BPD	Flujo Propanos BPD	Flujo Metanos BPD
-45,56	15,43	19,45	2,93	22,91	12,86	36,63
-42,78	14,69	19,23	2,92	23,15	13,70	36,65
-40,00	13,86	18,96	2,92	23,37	14,49	36,67
-37,22	12,96	18,62	2,90	23,56	15,21	36,69
-34,44	11,99	18,21	2,89	23,73	15,88	36,70
-31,67	10,96	17,70	2,87	23,88	16,48	36,72
-28,89	9,89	17,08	2,84	24,01	17,03	36,73
-26,11	8,79	16,34	2,81	24,13	17,52	36,75
-23,33	7,68	15,45	2,77	24,23	17,96	36,76
-20,56	6,59	14,40	2,71	24,32	18,35	36,77
-17,78	5,53	13,17	2,63	24,41	18,69	36,78
-15,00	4,52	11,75	2,52	24,48	18,99	36,79
-12,22	3,57	10,12	2,38	24,54	19,26	36,80
-9,44	2,69	8,31	2,18	24,60	19,50	36,81
-6,67	1,89	6,35	1,91	24,66	19,70	36,82
-3,89	1,19	4,31	1,52	24,70	19,88	36,83
-1,11	0,55	2,12	0,91	24,74	20,03	36,83
1,67	0,15	0,62	0,31	24,77	20,13	36,84

Tabla 30. Caso de estudio Sistema PG-2102.

Temperatura enfriamiento (°C)	FONDOS D-101			TOPE D-101		
	Flujo Butanos BPD	Flujo Pentanos BPD	Flujo Hexanos BPD	Flujo Etanos BPD	Flujo Propanos BPD	Flujo Petanos BPD
-45,56	10,44	13,22	2,15	16,32	12,18	14,46
-42,78	10,01	13,10	2,15	16,53	13,09	14,47
-40,00	9,53	12,95	2,14	16,72	13,94	14,48
-37,22	9,00	12,76	2,13	16,88	14,74	14,49
-34,44	8,42	12,53	2,13	17,02	15,49	14,50
-31,67	7,79	12,25	2,11	17,15	16,16	14,50
-28,89	7,13	11,90	2,10	17,26	16,78	14,51
-26,11	6,44	11,49	2,08	17,35	17,34	14,52
-23,33	5,74	10,99	2,06	17,44	17,84	14,52
-20,56	5,03	10,40	2,02	17,52	18,29	14,53
-17,78	4,33	9,70	1,98	17,59	18,70	14,53
-15,00	3,65	8,88	1,92	17,65	19,05	14,54
-12,22	3,00	7,94	1,85	17,71	19,37	14,54
-9,44	2,38	6,87	1,74	17,75	19,64	14,54
-6,67	1,81	5,69	1,60	17,80	19,89	14,55
-3,89	1,30	4,40	1,41	17,84	20,10	14,55
-1,11	0,84	3,06	1,14	17,87	20,29	14,56
1,67	0,42	1,66	0,74	17,90	20,45	14,56
4,44	0,11	0,47	0,25	17,93	20,57	14,56

ANEXO L. VALOR PRESENTE NETO Y TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

El valor presente neto es un estimativo que me permite determinar la viabilidad de un proyecto. Si el VPN > 0 esto quiere decir que el proyecto es viable [14]. El VPN se logra encontrar cuando todos los valores del proyecto (ingresos y egresos) se llevan al presente mediante la siguiente expresión:

$$VPN = -I_0 + \sum_{n=1}^m \frac{VF}{(1+i)^n} \quad (E5)$$

Donde I_0 es la inversión inicial, m es el horizonte del proyecto, i tasa mínima atractiva y VF el valor futuro y para este caso el valor futuro se tomó como la

diferencia de los ingresos menos los egresos (ingresos brutos menos costos operativos) [14].

La tasa interna de retorno se puede calcular cuando VPN es igual a cero, y se encuentra la variable interés, que en cuyo caso sería la TIR [14].

ANEXO M. COSTO MANO DE OBRA

Según la bibliografía la mano de obra puede ser calculada mediante las siguientes ecuaciones:

$$N_{OL} = \sqrt{6,29 + 37,9P^2 + 0,23N_{np}} \quad (E6)$$

$$N_{np} = \sum Equipos \quad (E7)$$

Donde N_{OL} es el número de operarios, P es el número de pasos o procesos que involucran sólidos y N_{np} el número de equipos no particulares que involucran, compresión, calentamientos, enfriamientos, mezcla y reacción. La tabla 31 esquematiza los equipos no particulados empleados en la alternativa N°1.

Tabla 31. Cálculo del número de operarios

MANO DE OBRA	
Compresores	2
Intercambiadores	2
Total	4
NoI	2,68~3

De esta manera se requieren 3 nuevos operarios para ambos sistemas PG. Estos operarios son capaces de suplir las tres jornadas laborales durante el año, es decir, cada operario trabajaría una jornada y sería rotativa, esto se corrobora de acuerdo al esquema operacional del Departamento de Refinación de Crudos [1]. El costo de cada operario viene determinado la Tabla 32.

Tabla 32. Salario mínimo y costo de mano de obra [15].

Especificaciones Salariales			
Concepto	Valor Mensual (COP)	Valor Anual (COP)	Valor Anual (USD)
Salario Mínimo	737.717,00	8.852.604,00	2.950,87
Subsidio Transporte	83.140,00	997.680,00	332,56
Salud	92.215,00	1.106.580,00	368,86
Pensión	118.035,00	1.416.420,00	472,14
Riesgos Profesionales 5	51.345,00	616.140,00	205,38
Caja de Compensación	29.509,00	354.108,00	118,04
Cesantías	68.405,00	820.860,00	273,62
Interés Cesantías	8.209,00	98.508,00	32,84
Prima de Servicios	68.405,00	820.860,00	273,62
Parafiscales	66.400,00	796.800,00	265,60
Vacaciones	30.738,00	368.856,00	122,95
Descuento Salud-Pensión	-59.018,00	-708.216,00	-236,07
Total	1.295.100,00	15.541.200,00	5.180,40
Costo operarios (USD/AÑO)	15.541,20		