

**MODELO DE OPTIMIZACIÓN PARA EL DISEÑO HIDRÀULICO DE UN  
SISTEMA DE MEZCLA CON HOMOGENEIZADO DE CRUDOS PARA CARGA  
A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE LA REFINERÍA DE CARTAGENA**

**GABRIEL EDUARDO SALAMANCA CASTRO  
OSCAR IVAN THERAN BECERRA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIA FISICO-QUIMICAS  
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA  
BUCARAMANGA**

**2017**

**MODELO DE OPTIMIZACIÓN PARA EL DISEÑO HIDRÀULICO DE UN  
SISTEMA DE MEZCLA CON HOMOGENEIZADO DE CRUDOS PARA CARGA A  
LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE LA REFINERÍA DE CARTAGENA**

**GABRIEL EDUARDO SALAMANCA CASTRO  
OSCAR IVAN THERAN BECERRA**

**Trabajo de grado presentado para optar por el título de: Ingeniero Químico**

**Director  
GIOVANNI MORALES MEDINA,  
PhD en ingeniería química**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIA FISICO-QUIMICAS  
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA  
BUCARAMANGA**

**2017**

## **DEDICATORIA**

*Dedicado a ti JSO que te hubiese gustado vivir este momento, quiero decirte que lo logre y muchas gracias por todo el apoyo, este logro es tuyo. A mis padres que todo lo han hecho por mí.*

**Gabriel Eduardo Salamanca Castro**

*A DIOS por permitirme alcanzar esta nueva meta en mi vida.  
A mis padres Oswaldo Theran D Y Tilcia Becerra L que siempre me han apoyado en todo, a mis hermanos, A mi abuela que ha sido un gran ejemplo de superación en mi vida y a toda mi familia, por su apoyo incondicional y por siempre confiar en mí, este triunfo es de ustedes.*

*Y especialmente dedicado a Walter Zapata quien desde el cielo hoy mira como logro cada uno de los sueños de los que alguna vez hablamos.*

**Oscar Ivan Theran Becerra**

## **AGRADECIMIENTOS**

Expresamos nuestra gratitud a cada una de las personas que contribuyeron en el desarrollo de este trabajo de grado, en especial a:

Ing. Sergio Vides, Ingeniero Químico – ECOPETROL S.A, por su apoyo incondicional, colaboración, y la amistad brindada todo este tiempo.

A los ingenieros Howard Olmos, Erik López, Beatriz Beltrán y Wilmar Bernal, por el apoyo y la amistad brindada durante la permanencia en la refinería de Cartagena.

A los ingenieros Francisco Ramírez, Carlos Giraldo, Oscar Cardenas y Juan Carlos Vera que desde su larga experiencia lograron transmitirnos muchos consejos positivos para iniciar nuestra vida como ingenieros químicos.

A ECOPETROL S.A por la acogida en la Refinería de Cartagena y por incentivar el mejoramiento continuo.

A la Universidad Industrial de Santander, por la formación como profesional.

## CONTENIDO

	<b>Pág.</b>
INTRODUCCIÓN	15
1. MARCO TEÓRICO	17
1.1 GENERALIDADES DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN U-100	17
1.2 MEZCLADOR ESTÁTICO	17
1.3 HOMOGENIZACIÓN DE CRUDOS	18
1.4 MODELOS DE OPTIMIZACIÓN	18
1.4.1 Partes de un Modelo de Optimización [10]	18
1.4.2 Programación no lineal con variables mixtas (MINLP).	19
1.4.3 Software y códigos de ordenador para MINLP.	19
1.5 BALANCE DE ENERGIA MECANICA	20
1.5.1 Ecuación de Energía Mecánica.	20
1.5.2 Perdida en tuberías.	20
1.5.3 Perdidas en válvulas.	20
1.5.4 Perdidas en accesorios.	20
1.5.5 Cabeza de la bomba.	20
2. METODOLOGÍA	21
2.1 RECONOCIMIENTO DEL SISTEMA DE MEZCLA Y CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDOS (U-100).	21
2.2 DISEÑO BÁSICO PRELIMINAR DEL SISTEMA DE HOMOGENIZACIÓN Y CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDOS (U-100).	21
2.2.1 Alternativas de tanques de homogenización y cargue de crudo a la U-100.	21
2.2.2 Evaluación técnica de alternativas de las propuestas de diseño preliminar.	21
2.3 PLANTEAMIENTO DEL MODELO DE OPTIMIZACION DEL DISEÑO PRELIMINAR DE HOMOGENIZACIÓN Y CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN U-100.	22

2.3.1 Planteamiento de la función objetivo.	22
2.3.2 Selección de las variables. Según la función objetivo, e	22
2.3.3 Definición de las ecuaciones y restricciones.	22
2.3.4 Codificación del modelo.	22
2.3.5 Casos de estudio.	22
3. RESULTADOS	23
3.1 SISTEMA DE MEZCLA Y CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDOS U-100.	23
3.2 CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO HIDRÁULICO DEL SISTEMA DE HOMOGENIZACIÓN.	23
3.2.1 Utilización de los tanques TK-1111, TK-1016 Y TK-005	25
3.2.2 Instalación nuevo tanque de almacenamiento de crudo	25
3.2.3 Reuso de equipos de bombeo	25
3.2.4 Nuevo equipo de bombeo	25
3.3 PLANTEAMIENTO DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN PARA EL DISEÑO HIDRÁULICO DEL SISTEMA DE HOMOGENIZACIÓN	26
3.1.1 Función objetivo.	26
3.3.2 Ecuaciones y restricciones.	28
3.3.2.1 Balance de energía.	28
3.3.2.2 Pérdidas por tuberías.	28
3.3.2.3 Pérdidas en codos y válvulas.	28
3.3.2.4 Cabeza de las bombas.	28
3.3.2.5 Pérdidas por platinas.	30
3.3.3 Ecuaciones punto de mezcla.	30
3.3.4 Ecuaciones de decisión	30
3.3.5 Restricciones de desigualdad	30
3.3.6 Estructura matemática del Modelo de optimización	30
3.4 VALIDACIÓN DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN EN GAMS	37
3.4.1 Puntos de operación de las bombas en cada caso	38
3.4.2 Comparación de función objetivo para cada caso.	40

3.4.3 Comparación de cabezas para cada caso.	41
4. CONCLUSIONES	43
5. RECOMENDACIONES	44
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	45
BIBLIOGRAFIA	47
ANEXOS	50

## LISTA DE FIGURAS

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Diseño actual de mezcla y carga de crudo a la unidad de destilación de la refinería de Cartagena	24
Figura 2. Diseño propuesto para la homogenización del crudo de carga a la U-100	27
Figura 3. División del sistema en diferentes tramos para el planteamiento del modelo	29
Figura 4. Puntos de operación de las bombas 146-TKF-P-003 AB	39
Figura 5. Puntos de operación de las bombas 146-TKF-P-002 AB	39
Figura 6. Puntos de operación de las bombas 146-TKF-P-001 ABC	39
Figura 7. Puntos de operación de las bombas Buster Nuevas.	39
Figura 8. Puntos de operación de las bombas 100-CDU-P-001 ABC	39
Figura 9. Comparación de la función objetivo de acuerdo a cada caso de estudio.	40
Figura 10. Comparación de pérdidas de cabeza para el caso 1	41
Figura 11. Comparación de pérdidas de cabeza para el caso 2	41
Figura 12. Comparación de pérdidas de cabeza para el caso 2	41

## LISTA DE TABLAS

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Variables independientes del modelo	37

## LISTA DE ANEXOS

	<b>Pág.</b>
Anexo A. Ecuaciones de pérdidas para el balance de energía mecánica	50
Anexo B. Válvulas de globo, coeficientes de pérdidas de carga en función de la apertura.	51
Anexo C. Variación de coeficientes de pérdidas respecto al accesorio	52
Anexo D. Distribución de baterías de tanques de acuerdo al tipo de crudo.	53
Anexo E. Modificaciones para el redireccionamiento de crudo	54
Anexo F. Ubicación en plot plant de equipos a intervenir en el nuevo diseño.	56
Anexo G. Código en Gams del modelo de optimización	57
Anexo H. Nomenclatura de variables del modelo	66
Anexo I. Diseño de platinas para el caso 3	70
Anexo J. Tabla de resultados del modelo	72

## RESUMEN

**TÍTULO:** MODELO DE OPTIMIZACIÓN PARA EL DISEÑO HIDRÁULICO DE UN SISTEMA DE MEZCLA CON HOMOGENEIZADO DE CRUDOS PARA CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE LA REFINERÍA DE CARTAGENA\*

**AUTORES:** SALAMANCA Gabriel y THERAN Oscar\*\*

**PALABRAS CLAVES:** Mezcla, sistema de homogenización, modelo de optimización, MINLP.

### DESCRIPCIÓN:

La destilación de una mezcla homogénea de crudos permite alcanzar un perfil de temperatura, presión y flujos en la torre, que garantizan una operación estable, lo cual se ve reflejado en la obtención de altos rendimientos de productos livianos y un incremento en el margen de ganancia. La operación de una unidad de destilación industrial se ve afectada por el tratamiento de crudos estratificados debido a la carencia de un sistema de mezcla que garantice un fluido con propiedades homogéneas. Estos crudos han causado problemas operacionales como destilados fuera de especificación y ensuciamiento en equipos, repercutiendo en una disminución de la capacidad de procesamiento de la unidad en ca. 50 KBPD. En este trabajo se desarrolla un modelo de optimización para el diseño hidráulico de un sistema de mezcla con homogeneizado de crudos para carga a la unidad de destilación de la refinería de Cartagena, el cual se acerca a la descripción del proceso de transporte y mezcla de crudo desde los tanques de almacenamiento hasta la unidad de destilación. La solución del modelo permite prever los requerimientos de bombeo, número de accesorios y válvulas para el sistema con los mínimos costos de inversión, instalación y operación. El modelo corresponde a un problema de programación no lineal de enteros mixtos o MINLP cuya solución fue programada en GAMS y validada con tres casos de estudio para el mismo sistema.

---

\* Trabajo de Grado.

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Giovanni Morales Medina, I.Q., Dr.

## ABSTRACT

**TITLE:** OPTIMIZATION MODEL FOR THE HYDRAULIC DESIGN OF A MIXING SYSTEM WITH HOMOGENEIZED OF CRUDE OIL FOR LOAD ON THE DISTILLATION UNIT OF THE CARTAGENA REFINERY

**AUTHORS:** SALAMANCA Gabriel y THERAN Oscar\*\*

**KEY WORDS:** Mixture, Homogenization system, optimization model, MINLP.

### DESCRIPTION:

The distillation of a homogeneous mixture of crude oil allows a profile of temperature, pressure and flows in the tower to be achieved, which guarantees a stable operation, which is reflected in the obtaining of high yields of light products and an increase in the profit margin. The operation of an industrial distillation unit is affected by the treatment of stratified crude due to the lack of a mixing system that guarantees a fluid with homogeneous properties. These crudes have caused operational problems such as distillation out of spec and equipment fouling, resulting in a decrease in the unit's processing capacity in ca. 50 KBPD. In this work an optimization model is developed for the hydraulic design of a mixing system with crude homogenization for cargo to the distillation unit of the Cartagena refinery, which is close to the description of the crude oil transport and mixing process from the storage tanks to the distillation unit. The solution of the model allows to anticipate the requirements of pumping, number of accessories and valves for the system with the minimum costs of investment, installation and operation. The model corresponds to a problem of nonlinear programming of mixed integer or MINLP whose solution was programmed in GAMS and validated with three case studies for the same system.

---

\* Undergraduate Project.

\*\* Physiochemical Engineering College. Chemical Engineering School. Director: Giovanni Morales Medina, I.Q., Dr.

## INTRODUCCIÓN

El crudo es una mezcla viscosa e inflamable compuesta por hidrocarburos líquidos, sólidos y gaseosos que se producen naturalmente en el subsuelo de la tierra. Este crudo es sometido a un proceso de refinación que envuelven cambios físicos y químicos con la finalidad de obtener productos de mayor valor agregado. La destilación es el primer proceso se aplica al crudo para extraer combustibles livianos que son separados en virtud de sus puntos de ebullición.

En la refinería de Cartagena (REFICAR), la nueva torre de destilación instalada procesa 165000 bpd de crudo con diferentes características y genera gases, nafta, diésel liviano y pesado como productos principales [1]. Previo al ingreso a la torre, el crudo de alimentación es formado a partir de crudos iniciales que confluyen en el mezclador estático (146-TKF-MA-001) [2]. Debido a la situación actual en las reservas nacionales, REFICAR ha tenido que procesar diferentes crudos con una gran variabilidad en sus propiedades, lo cual ha impactado en la mezcla generando crudos poco homogeneizados para alimentación a la torre de destilación [3]. Estos crudos poco homogeneizados o estratificados pueden originar problemas operacionales como ensuciamiento de las partes internas de la torre y productos destilados fuera de especificación repercutiendo en una disminución en el desempeño de la unidad; e.g. en la operación durante las fechas entre el 6 y 30 de junio de 2016 la capacidad de procesamiento se redujo de 150 a 100 KBSD, lo cual representó un impacto económico negativo total de ca. 11 MMUSD [3]. En atención a lo anterior, se han propuesto y ejecutado acciones como el cambio en las condiciones de operación del mezclador estático; sin embargo, la problemática ha persistido.

Una opción para prevenir la generación de un crudo estratificado consiste en la implementación de un sistema de homogeneizado, utilizando tanques existentes del área de Materias Primas y Productos previo al envío a la planta de destilación. Con esto, en principio, será posible prevenir los problemas operacionales antes mencionados mediante la adaptación de un homogeneizador para la generación de un crudo uniforme [2]. La implementación de un sistema de homogeneizado implica el diseño hidráulico de las tuberías de transporte de los crudos, junto con sus accesorios y válvulas, así como, la selección adecuada de los diámetros de los impulsores de las bombas disponibles en la refinería. Las distancias y las diferentes opciones de ruteo desde los tanques de almacenamiento hasta el homogeneizador hacen que el diseño hidráulico tenga grados de libertad apreciables, con lo cual se pueda generar una solución para la distribución de tuberías, con una cantidad accesorios y válvulas que conlleve a una inversión elevada para REFICAR.

El presente documento propone un modelo de optimización para el diseño hidráulico del sistema de homogenización de crudos a la torre de destilación que conlleve a los menores costos de inversión para REFICAR. El modelo de optimización considera restricciones operacionales del sistema y una función objetivo de costos conducentes a una programación no lineal con variables mixta-enteras, conocida en la literatura de la optimización por las siglas MINLP (*mixed integer nonlinear programming*) [4]. El modelo de optimización propuesto es validado con tres casos de estudio reportando resultados que se encuentran dentro de las especificaciones esperadas para el sistema de mezcla de REFICAR.

## **1. MARCO TEÓRICO**

### **1.1 GENERALIDADES DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN U-100**

La nueva Unidad de Crudo de la refinería de Cartagena (REFICAR) tiene una capacidad de diseño de 165 kbpd de crudo mezcla. En la primera etapa del proceso de destilación el crudo mezcla se somete a calentamiento en hornos. Posteriormente, se fracciona en la torre atmosférica en donde se separa en: gas, nafta virgen, Jet A1, diesel pesado, diesel liviano y gasóleo atmosférico. La segunda etapa del proceso, es la destilación al vacío. En esta etapa, el crudo reducido pasa por un horno y se calienta para luego fraccionarse en la torre de vacío, obteniendo: diésel de vacío, gasóleo mediano, gasóleo pesado y fondos de vacío (brea virgen). [5].

### **1.2 MEZCLADOR ESTÁTICO**

Básicamente, un mezclador estático es un obstáculo estacionario puesto en un conducto para originar un mezclado y puede verse como el equivalente del agitador mecánico en un tanque de mezcla. Tiene la ventaja que no tiene ninguna parte móvil y extrae la energía requerida para mezclar del flujo, usando la diferencia de presión o la energía cinética y/o potencial de los materiales tratados, induciendo una reorganización del campo de flujo, de forma que la superficie interfacial aumenta cada vez que el fluido circula por cada uno de los elementos que lo constituyen. [6]. A pesar de su ventaja aparente, el mezclador estático es insuficiente para lograr una mezcla de crudo con características homogéneas, debido al amplio rango de viscosidades de los crudos iniciales.

### 1.3 HOMOGENIZACIÓN DE CRUDOS

La homogenización consiste en un proceso de concertar muchas sustancias para provocar una mezcla homogénea, lo cual se efectúa principalmente utilizando tanques mezcladores con agitación a revolución elevada. El proceso de homogeneización de crudo puede verse afectado por diferentes variables que dificultan que las sustancias se mezclen de forma natural, entre ellas se encuentra la temperatura que afecta directamente la viscosidad afectando las propiedades de transporte del fluido. Otra variable importante es la presión, que es la fuerza que se ejerce sobre el área determinada de una sustancia, lo que puede modificar las características del material transportado. [7]

### 1.4 MODELOS DE OPTIMIZACIÓN

Un modelo de optimización consiste en la proposición de una función objetivo que represente un requerimiento dado, junto con ecuaciones derivadas de los balances de masa y energía y restricciones de disponibilidad de recursos. En la optimización se busca maximizar o minimizar la función objetivo respuesta de un sistema. Dicha respuesta, en general, es un indicador del tipo “costo”, “producción”, “ganancia”, etc. [8] [9].

#### 1.4.1 Partes de un Modelo de Optimización [10]

- **Función objetivo:** Es la medida cuantitativa del funcionamiento del sistema que se desea optimizar (maximizar o minimizar).
- **Variables:** Representan las decisiones que se pueden tomar para afectar el valor de la función objetivo.
- **Restricciones:** Representan el conjunto de relaciones que se expresan mediante ecuaciones e inecuaciones que ciertas variables están obligadas a satisfacer.

**1.4.2 Programación no lineal con variables mixtas (MINLP).** La optimización no lineal con variables discretas y continuas, en inglés *Mixed Integer NonLinear Programming* (MINLP) proporciona una opción versátil para el modelado matemático de muchos problemas de optimización. Un modelo MINLP, puede ser expresado de forma algebraica de la siguiente manera:

$$\begin{aligned} \min: & Z = f(x, y) \\ \text{s. a} & g_j(x, y) \leq 0 \quad j \in J \\ & x \in X, \quad y \in Y \end{aligned}$$

Donde  $f(x, y)$ ,  $g(x, y)$  son funciones convexas y diferenciables,  $J$  es el conjunto de índices de desigualdades;  $x$  e  $y$  representan las variables continuas y discretas respectivamente. El conjunto  $X$  es el conjunto compacto, ejemplo  $X = \{x | x \in \mathbb{R}^n, Dx \leq d, x^L \leq x \leq x^U\}$ ; el conjunto discreto  $Y$  corresponde a un poliedro de puntos enteros,  $Y = \{y | y \in \mathbb{Z}^m, Ay \leq a\}$  que en muchas aplicaciones está restringido a valores 0-1,  $y \in \{0,1\}^m$  [10].

**1.4.3 Software y códigos de ordenador para MINLP.** Los métodos que resuelven modelos MINLP se basan en la resolución de subproblemas para obtener cotas del problema original. El método de ramificación y acotamiento no es más que una extensión de los métodos de ramificación empleados para resolver problemas MILP. El método de descomposición generalizada de Benders y el método de las aproximaciones exteriores, iteran entre dos subproblemas. Los métodos GBD y OA/ER se diferencian en la definición del problema maestro MILP. OA/ER emplea linealizaciones acumuladas para las funciones, mientras que el método GBD emplea acumulación de funciones lagrangianas paramétricas en las variables discretas. El código comercial DICOPT, que está disponible en el sistema de modelado GAMS para resolver problemas de tipo MINLP, es una implementación del método de aproximación exterior [11].

## 1.5 BALANCE DE ENERGIA MECANICA

**1.5.1 Ecuación de Energía Mecánica.** Esta ecuación está basada en la aproximación de Bernoulli con la modificación de que en esta se tienen en cuenta los efectos de la fricción por tuberías, las perdidas por accesorios y la energía suministrada por bombas o extraída por turbinas. En el anexo A se muestran las expresiones para cada uno de los términos del balance:

$$\frac{\Delta P}{\rho g} + \frac{\Delta v^2}{2g} + \Delta z - H_{bombas} + H_{accesorios} + H_{tuberias} + H_{turbinas} + H_{valvulas} = 0$$

**1.5.2 Perdida en tuberías.** Es indispensable tener en cuenta estas pérdidas sobre todo cuando se diseñan líneas muy largas ya que esto puede influir mucho en los cálculos de potencia de bombeo y requerimiento de accesorios y posteriormente en los costos de instalación y mantenimiento. [12].

**1.5.3 Perdidas en válvulas.** Las pérdidas en válvulas, dependen del número, del tipo y la apertura de la válvula. En el Anexo B se muestran las válvulas utilizadas y como su coeficiente de perdidas cambia con respecto a la apertura de estas.

**1.5.4 Perdidas en accesorios.** La expresión que la define depende del diámetro de la tubería y del caudal, como también del coeficiente de perdida que por lo general depende de la geometría del accesorio y del número de Reynolds. Los coeficientes de los accesorios se muestran en el Anexo C.

**1.5.5 Cabeza de la bomba.** La palabra bomba es un término general que designa a cualquier maquina hidráulica que añada energía al fluido. Debido a que el fluido se está viendo afectado por una fuerza externa que le aplica energía es importante tener en cuenta el efecto de las bombas dentro del balance de energía mecánica como una cabeza que ingresa al sistema [12].

## 2. METODOLOGÍA

### 2.1 RECONOCIMIENTO DEL SISTEMA DE MEZCLA Y CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDOS (U-100).

Se construyó un diagrama de proceso del sistema actual de mezcla y carga a la unidad de destilación de crudos a partir de la revisión de PI&D'S, isométricos y *Plot Plants*, identificando las líneas de proceso y equipos involucrados en este sistema.

### 2.2 DISEÑO BÁSICO PRELIMINAR DEL SISTEMA DE HOMOGENIZACIÓN Y CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDOS (U-100).

**2.2.1 Alternativas de tanques de homogenización y cargue de crudo a la U-100.** En esta etapa se desarrolló el planteamiento de las posibles alternativas de diseño del sistema, realizando en primer lugar un inventario de los tanques existentes en la unidad de materias primas y productos para determinar los equipos que podrían ser utilizados en la nueva propuesta de homogenización; se analizaron dos criterios para la selección de estos tanques, disponibilidad y capacidad.

**2.2.2 Evaluación técnica de alternativas de las propuestas de diseño preliminar.** Mediante el uso de las curvas y *datasheets* de las bombas, se procedió a revisar la operación de estos equipos bajo de las nuevas condiciones de operación para determinar si estas podían operar o si era necesario realizar variaciones que permitieran su uso, o su remplazo; la revisión considero la operación de las bombas en su punto de mayor eficiencia a un flujo adecuado para el procesamiento de la U-100.

## **2.3 PLANTEAMIENTO DEL MODELO DE OPTIMIZACION DEL DISEÑO PRELIMINAR DE HOMOGENIZACIÓN Y CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN U-100.**

**2.3.1 Planteamiento de la función objetivo.** En el presente trabajo de grado se definieron los costos de compra y operación del sistema planteado como objetivo del modelo de optimización.

**2.3.2 Selección de las variables.** Según la función objetivo, en este sistema las variables independientes de influencia sobre los costos correspondieron a los requerimientos de tuberías, válvulas, accesorios y de servicios industriales asociados al bombeo de los fluidos; asimismo, energía eléctrica en forma de potencia para mantener las bombas operando en el rango indicado por el diseño.

**2.3.3 Definición de las ecuaciones y restricciones.** Los balances de masa y energía mecánica para cada línea de transporte hidráulico, así como, los límites de las variables operativas fueron considerados dentro de las restricciones del modelo. Las restricciones del balance de energía mecánica incluían las ecuaciones de pérdidas por tuberías, válvulas y accesorios, así como, las curvas de desempeño de las bombas para diferentes diámetros de impulsor.

**2.3.4 Codificación del modelo.** El modelo de optimización fue codificado en el software GAMS debido a que este es un programa enfocado a la solución de modelos de optimización. Además, este programa tiene disponible diferentes métodos de solución para la programación no lineal mixta.

**2.3.5 Casos de estudio.** El código desarrollado en GAMS para el modelo de optimización propuesto fue validado por medio del análisis de las soluciones generadas para tres casos de estudio.

### **3. RESULTADOS**

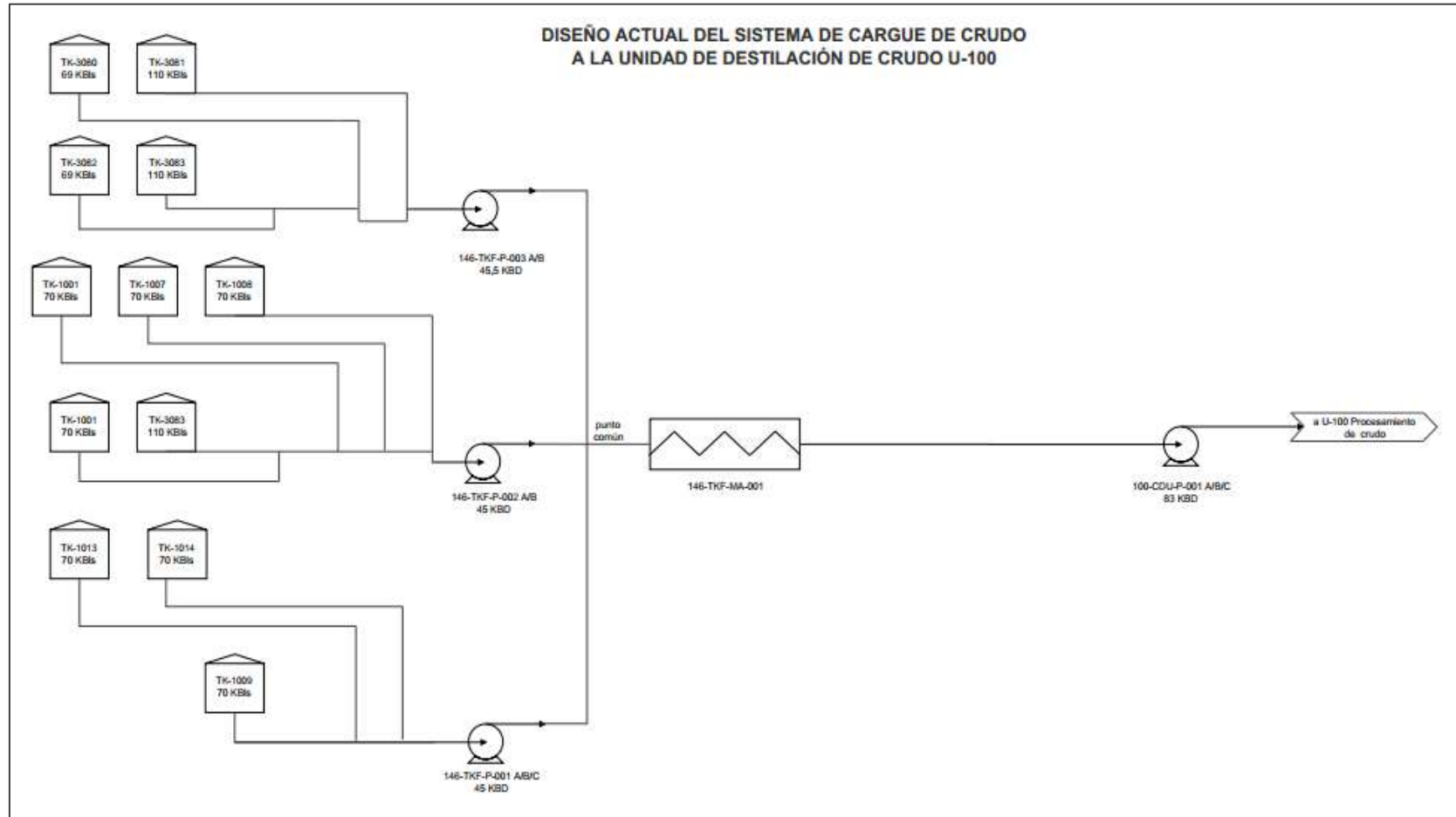
#### **3.1 SISTEMA DE MEZCLA Y CARGA A LA UNIDAD DE DESTILACIÓN DE CRUDOS U-100.**

Actualmente, el sistema de mezcla y carga a la unidad de destilación de la refinería consta de 3 baterías de tanques que contienen crudo de mediano, bajo, y alto azufre; asimismo, cada batería cuenta con un sistema de bombeo que envía la dieta de crudo al mezclador estático 146-TKF-MA-001, que mediante una caída de presión (15 psi) logra mezclar el crudo. Posteriormente, un juego de bombas succiona el crudo a la salida del mezclador estático y lo envía al sistema de precaliente antes de entrar al horno F-001. En el Figura 1, se muestra el diagrama de proceso del sistema actual de mezclado y carga de crudo a la U-100. En el anexo D, se muestra a detalle cómo se componen cada una de las baterías de tanques y los sistemas de bombeos asociados a cada una de ellas.

#### **3.2 CONSIDERACIONES PARA EL DISEÑO HIDRÁULICO DEL SISTEMA DE HOMOGENIZACION.**

El diseño hidráulico, según restricciones económicas y disponibilidad de equipos en REFICAR, debe considerar la utilización de tanques existentes, la adquisición de un nuevo tanque, el reuso de equipos de bombeo y la adquisición de uno nuevo.

Figura 1. Diseño actual de mezcla y carga de crudo a la unidad de destilación de la refinería de Cartagena



**3.2.1 Utilización de los tanques TK-1111, TK-1016 Y TK-005** En una primera restricción se plantea la utilización de los tanques existentes TK-1111, TK-1016 y TK-005, al ser los de mayor capacidad del área (180 KBIs, 140 KBIs y 250 KBIs respectivamente). Para tal fin se requeriría la intervención en las líneas que componen el cabezal de salida de crudo mezclado y el redireccionamiento del crudo mezclado hacía los tanques antes mencionados, propuestos para el retiro del agua y la homogenización de la mezcla.

**3.2.2 Instalación nuevo tanque de almacenamiento de crudo** En el nuevo sistema se contempla la instalación de un nuevo tanque de almacenamiento que permita sostener una operación continua de la U-100 por lo menos tres días más, a un flujo de procesamiento de 150 KBD. La capacidad recomendada es de 450 kb y se propone su montaje en el área donde actualmente se encuentra el tanque TK-1015, el cual está fuera de servicio. La instalación del nuevo tanque también incluye la construcción de nuevas líneas de cargue y descargue de crudo mezclado.

**3.2.3 Reuso de equipos de bombeo** Para la utilización de las bombas 146-TKF-P-001A/B/C, 146-TFK-P-002A/B y 146-TKF-P-003A/B a las nuevas condiciones de diseño hidráulico, es necesario instalar elementos de caídas de presión en las líneas de descargas, que permitan operar dichos equipos con una presión de descarga de 150 psig (valor en el cual se obtiene el punto de mayor eficiencia de operación de las bombas de “blending”).

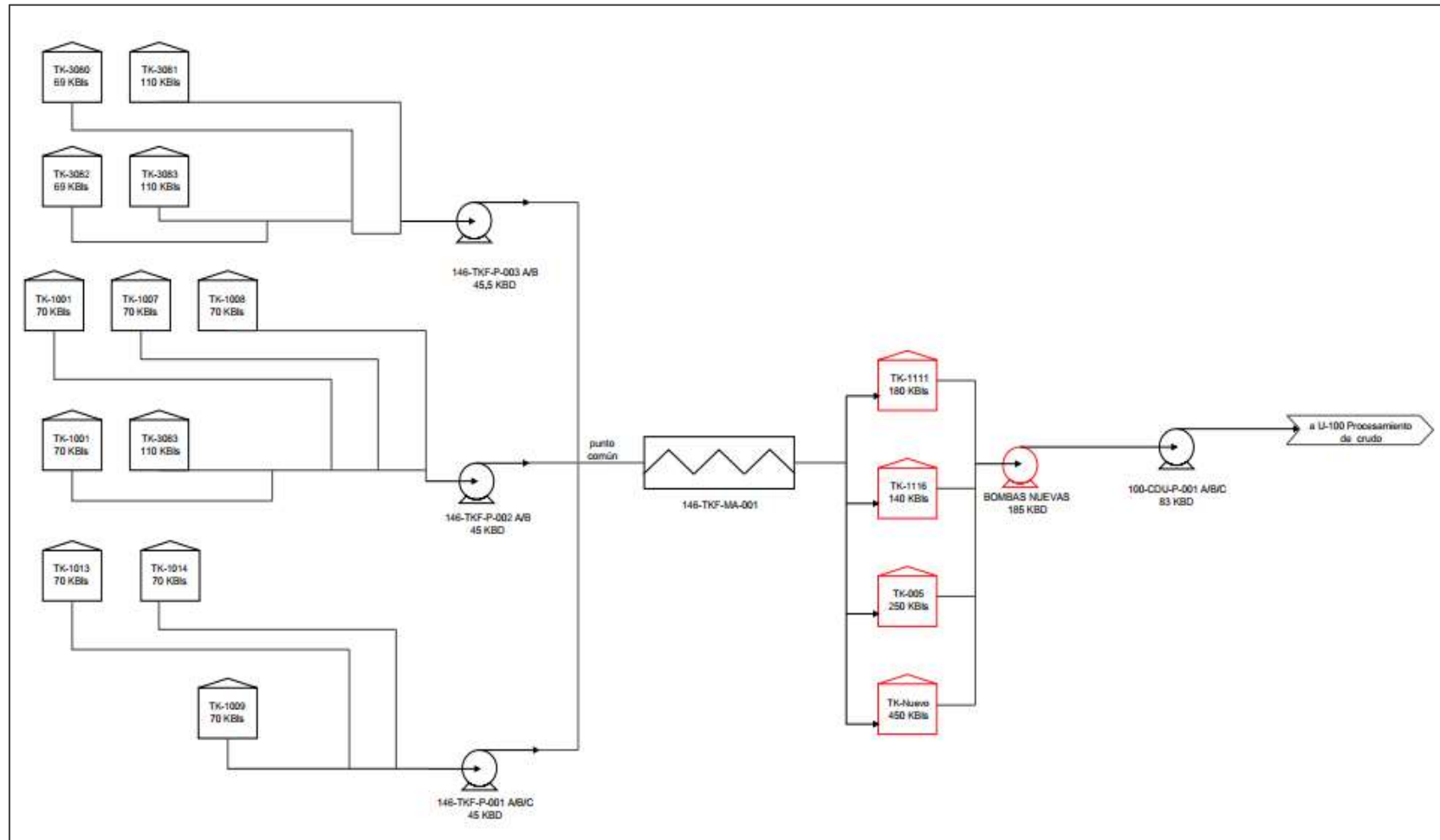
**3.2.4 Nuevo equipo de bombeo** De otro lado, según disponibilidad, se propone que el envío del crudo homogenizado hacía la U-100 se realice con un nuevo sistema de bombeo con una capacidad de flujo de las bombas de 4493 gpm cada una, en donde una esté en operación y otra en “spare” o disponible para relevo. Para implementar este diseño es necesario la instalación de tuberías, para intercomunicar la salida del mezclador MA-001 con la línea de entrada de los

tanques TK-1111 TK-1016 y TK-005, conectar la salida de los tanques a las succiones de las nuevas bombas propuestas y la descarga de dichas bombas conectarla con la tubería va hacia la U-100; en el Anexo E se muestran los PI&D'S con el trazado de las líneas propuestas. En la Figura 2, se presenta el diagrama de la configuración propuesta según restricciones de REFICAR y en el Anexo F se muestra el *Plot Plant* donde se logra ver la ubicación geográfica de los equipos actuales.

### **3.3 PLANTEAMIENTO DEL MODELO DE OPTIMIZACION PARA EL DISEÑO HIDRÁULICO DEL SISTEMA DE HOMOGENIZACIÓN**

**3.1.1 Función objetivo.** La función objetivo corresponde a los costos de homogeneización y cargue de crudo a la operación de la U-100 en la refinería de Cartagena. En los costos de compra se consideran las facilidades de transporte y mezcla, estas son tramos de tuberías, accesorios, válvulas y platinas y para los costos de operación se tiene en cuenta ecuaciones de consumo energético de las bombas. Estos costos se encuentran en función de variables que debe escoger el modelo tales como caudales y diámetros de tuberías.

Figura 2. Diseño propuesto para la homogenización del crudo de carga a la U-100



### **3.3.2 Ecuaciones y restricciones.**

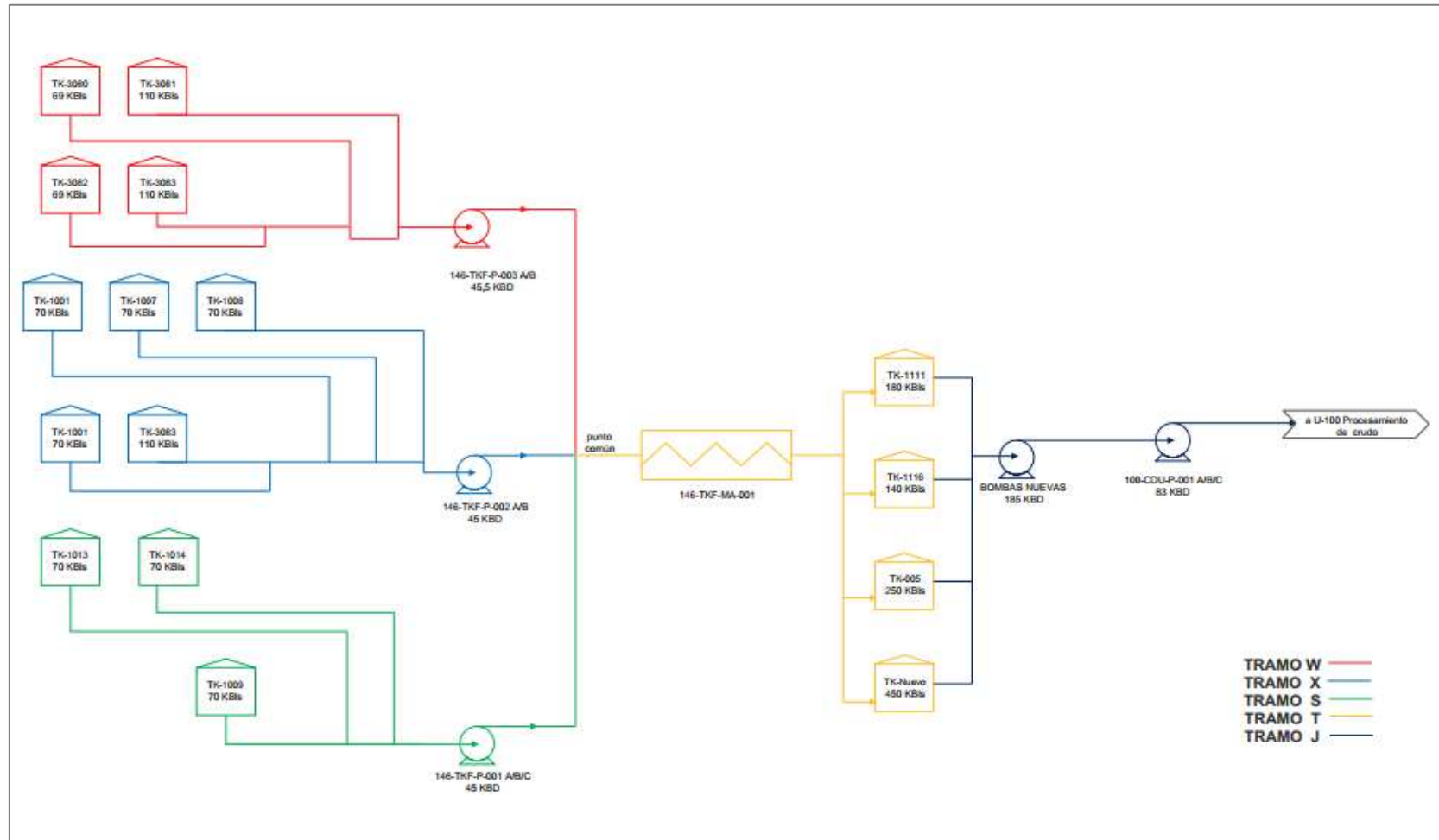
**3.3.2.1 Balance de energía.** Para reducir la complejidad del balance, el sistema hidráulico fue dividido en 5 tramos diferentes, los cuales se pueden diferenciar en la Figura 3. Los primeros tres (W, X y S) representan el trayecto de tres crudos de diferentes características desde el tanque donde se encuentran almacenados hasta un punto de tuberías donde se mezclan todos los crudos para ser dirigidos al mezclador estático. El tramo T es aquel donde el crudo pasa del punto común hasta el tanque atmosférico de mezcla el cual es el nuevo elemento de mezclado que se intenta añadir en el diseño. El último tramo se nombró con la letra J el cual está definido desde el tanque atmosférico hasta la descarga de la bomba 100-CDU-P-001 ABC la cual transporta el fluido hasta la operación de la U-100.

**3.3.2.2 Pérdidas por tuberías.** La ecuación para el factor de fricción seleccionada corresponde a la especificada en el anexo A. Asimismo, como material de las tuberías acero al carbón debido a que este era el menos costoso y el más recomendado para el uso industrial.

**3.3.2.3 Pérdidas en codos y válvulas.** Para accesorios se van a utilizar codos de 90° y 45°, cuyas pérdidas se obtienen utilizando la ecuación especificada en el anexo A. Para válvulas se utilizara 3 tipos de válvulas estranguladoras de flujo (estándar, tipo en Y y tipo en ángulo).

**3.3.2.4 Cabeza de las bombas.** Para los tramos W, X y S, se encuentran las bombas 146-TKF-P-001, 146-TKF-P-002 y 146-P-003, respectivamente. En el tramo T no hay la presencia de bombas y por último en el tramo J encontramos dos bombas, la primera es la bomba nueva propuesta en el nuevo diseño; la otra corresponde a la 100-CDU-P-001. Las ecuaciones de cabeza de cada bomba con respecto al caudal y al diámetro de impeler fueron obtenidas mediante regresiones basadas en las curvas de desempeño suministradas por los fabricantes.

Figura 3. División del sistema en diferentes tramos para el planteamiento del modelo



**3.3.2.5 Pérdidas por platinas.** Se decide que este término haga parte de los balances de los tramos W, X y S para lograr presiones adecuadas en las líneas de flujo de descarga de las bombas.

**3.3.3 Ecuaciones punto de mezcla.** Se debe añadir estas ecuaciones teniendo en cuenta que se necesita conocer las nuevas propiedades del fluido tales como densidad, viscosidad y caudal luego del mezclado. Para esto se utilizan ecuaciones de promedio para las densidades y suma de caudales.

**3.3.4 Ecuaciones de decisión** Estas ecuaciones de decisión consideran variables binarias (variables que únicamente pueden tomar el valor de 0 o 1). En el modelo se definieron 7 decisiones; las primeras son DecW, DecX, DecS, DecR y DecK, las cuales conducen a que el modelo seleccione un diámetro de impulsor para las bombas. Las siguientes son DecT y DecJ, las cuales conducen a la selección de la clase de válvula utilizada en el modelo para los tramos T y J respectivamente.

**3.3.5 Restricciones de desigualdad.** Estas restricciones corresponden a los límites de diseño definidos para la operación. La unidad de destilación de crudo está diseñada para un flujo de alimentación constante entre los 100 KBD a 150 KBD. Las distancias de los tramos a instalar se restringieron realizando una revisión de los planos de construcción; asimismo, por diseño el diámetro de tuberías fue definido entre 10 y 30 in.

### **3.3.6 Estructura matemática del Modelo de optimización**

#### **FUNCIÓN OBJETIVO**

$$\text{Costo} = \text{Costo de tuberías} + \text{Costo de Valvulas} + \text{Costo de Accesorios} + \text{Costos de Operación} \quad (1)$$

#### **Minimizar:**

$$\begin{aligned} \text{Costo} = & C_{tuberíasT} + C_{tuberíasJ} + C_{v1T} + C_{v1J} + C_{acc1T} + C_{acc2T} + C_{acc1J} + C_{acc2J} + C_{opw} \\ & + C_{opx} + C_{ops} + C_{opj} + C_{opr} \end{aligned} \quad (2)$$

## Sujeto a:

Balance de energía mecánica:

$$\left(\frac{P_{atm} - P_c}{\rho_0 * g}\right) + (Z_{w1} - Z_{w2}) - \left(\frac{16 * Q1^2}{2 * g * \pi^2 * D_w5^4}\right) - H_{tuberiasW} - H_{accW} + H_{bombaW} - H_{plaW} = 0 \quad (3)$$

Perdidas por fricción en tuberías en el tramo W:

$$H_{tuberiasW} = \left(\left(\frac{8 * L_{w1}}{\pi^2 * g * D_w1^5}\right) * f_{w1} * Q1^2\right) + \left(\left(\frac{8 * L_{w2}}{\pi^2 * g * D_w2^5}\right) * f_{w2} * Q1^2\right) + \left(\left(\frac{8 * L_{w3}}{\pi^2 * g * D_w3^5}\right) * f_{w3} * Q1^2\right) + \left(\left(\frac{8 * L_{w4}}{\pi^2 * g * D_w4^5}\right) * f_{w4} * Q1^2\right) + \left(\left(\frac{8 * L_{w5}}{\pi^2 * g * D_w5^5}\right) * f_{w5} * Q1^2\right) \quad (4)$$

Perdidas por accesorios en el tramo W:

$$H_{accW} = 46.7525 * Q1^2 \quad (5)$$

Selección del diámetro de impulsor de la bomba:

$$W1 + W2 + W3 = 1 \quad (6)$$

Cabeza de la bomba 146-TKF-003 AB tramo W:

$$H_{bombaW} = W1 * (-5907 * Q1^3) - (150.01 * Q1^2) + 48.294 * Q1 + 67.619 + W2 * (-1109.9 * Q1^2) + 128.93 * Q1 + 138.27 + W3 * (1653.4 * Q1^3) - (1692 * Q1^2) + 187.96 * Q1 + 142.92 \quad (7)$$

Balance de energía mecánica:

$$\left(\frac{P_{atm} - P_c}{\rho_{o2} * g}\right) + (Z_{x1} - Z_{x2}) - \left(\frac{16 * Q2^2}{2 * g * \pi^2 * D_x4^4}\right) - H_{tuberiasX} - H_{accX} + H_{bombaX} - H_{plaX} = 0 \quad (8)$$

Perdidas por fricción en tuberías en el tramo X:

$$H_{tuberiasX} = \left(\left(\frac{8 * L_{x1}}{\pi^2 * g * D_x1^5}\right) * f_{x1} * Q2^2\right) + \left(\left(\frac{8 * L_{x2}}{\pi^2 * g * D_x2^5}\right) * f_{x2} * Q2^2\right) + \left(\left(\frac{8 * L_{x3}}{\pi^2 * g * D_x3^5}\right) * f_{x3} * Q2^2\right) + \left(\left(\frac{8 * L_{x4}}{\pi^2 * g * D_x4^5}\right) * f_{x4} * Q2^2\right) \quad (9)$$

Perdidas por accesorios en el tramo X:

$$H_{accX} = 56.8583434 * Q2^2 \quad (10)$$

Selección del diámetro de impulsor de la bomba:

$$X1 + X2 + X3 = 1 \quad (11)$$

Cabeza de la bomba 146-TKF-002 AB:

$$\begin{aligned}
HbombaX = & X1 * (-37646 * Q2^3) + (2174.8 * Q2^2) - 128.5 * Q2 + 68.599) + X2 \\
& * (-2482.7 * Q2^2) - 8.4178 * Q2 + 130.96) + X3 \\
& * (-2710.5 * Q2^2) + 32.077 * Q2 + 155.86)
\end{aligned} \quad (12)$$

Balance de energía mecánica:

$$\left( \frac{Patm - Pc}{Po3 * g} \right) + (Zs1 - Zs2) - \left( \frac{16 * Q3^2}{2 * g * \pi^2 * Ds4^4} \right) - HtuberiasS - HaccS + HbombaS - HplaS = 0 \quad (13)$$

Perdidas por fricción en tuberías en el tramo S:

$$\begin{aligned}
HtuberiasS = & \left( \left( \frac{8 * Ls1}{\pi^2 * g * Ds1^5} \right) * fs1 * Q3^2 \right) + \left( \left( \frac{8 * Ls2}{\pi^2 * g * Ds2^5} \right) * fs2 * Q3^2 \right) \\
& + \left( \left( \frac{8 * Ls3}{\pi^2 * g * Ds3^5} \right) * fs3 * Q3^2 \right) + \left( \left( \frac{8 * Ls4}{\pi^2 * g * Ds4^5} \right) * fs4 * Q3^2 \right)
\end{aligned} \quad (14)$$

Perdidas por accesorios en el tramo S:

$$HaccS = 54.6301373 * Q3^2 \quad (15)$$

Selección del diámetro de impulsor de la bomba:

$$S1 + S2 + S3 = 1 \quad (16)$$

Cabeza de la bomba 146-TKF-001 ABC tramo S:

$$\begin{aligned}
HbombaS = & S1 * (-35469 * Q3^3) + (2001.4 * Q3^2) - 43.741 * Q3 + 67.967) + S2 \\
& * (-2582.1 * Q3^2) + 91.865 * Q3 + 128.13) + S3 \\
& * (-2801.1 * Q3^2) + 135.81 * Q3 + 156.5)
\end{aligned} \quad (17)$$

Mezcla de caudales:

$$QT = Q1 + Q2 + Q3 \quad (18)$$

Densidad de la mezcla:

$$Po = \frac{(Po1 * Q1) + (Po2 * Q2) + (Po3 * Q3)}{Q1 + Q2 + Q3} \quad (19)$$

Viscosidad de la mezcla:

$$Miu = \frac{(Miu1 * Q1) + (Miu2 * Q2) + (Miu3 * Q3)}{Q1 + Q2 + Q3} \quad (20)$$

Selección de válvula:

$$T1 + T2 + T3 = 1 \quad (21)$$

Balance de energía mecánica:

$$\begin{aligned}
\left( \frac{Pc - Patm}{Po * g} \right) + (Zt1 - Zt2) - \left( \frac{16 * QT^2}{2 * g * \pi^2 * DT^4} \right) - HtuberiasT - HaccT1 - HaccT2 - Hmezclador \\
- (T1 * HvalT1) - (T2 * HvalT2) - (T3 * HvalT3) = 0
\end{aligned} \quad (22)$$

Perdida de cabeza en el mezclador estático MA-001:

$$H_{mezclador} = \frac{\Delta P_{mezclador}}{\rho_o * g} \quad (23)$$

Tuberías:

$$Re_T = \left(\frac{\rho_o}{\mu}\right) * \left(\frac{4}{\pi}\right) * \left(\frac{QT}{DT}\right) \quad (24)$$

$$f_T = \frac{1}{1.8 * \log_{10} \left( \left(\frac{r_{ug}}{DT}\right)^{1.1} + \left(\frac{6.9}{Re_T}\right) \right)} \quad (25)$$

$$H_{tuberiasT} = f_T * \left( \frac{4 * LT * QT^2}{2 * \pi * g * DT^5} \right) \quad (26)$$

Válvula Estándar:

$$H_{valT1} = n_{vT} * \left( 2.725 * \left(\frac{1}{V_{pT}}\right)^{1.393} \right) * \left( \frac{8 * QT^2}{g * \pi^2 * DT^4} \right) \quad (27)$$

Válvula Angulo:

$$H_{valT2} = n_{vT} * \left( 1.5918 * \left(\frac{1}{V_{pT}}\right)^{1.22} \right) * \left( \frac{8 * QT^2}{g * \pi^2 * DT^4} \right) \quad (28)$$

Válvula tipo en Y:

$$H_{valT3} = n_{vT} * \left( 1.0385 * \left(\frac{1}{V_{pT}}\right)^{1.147} \right) * \left( \frac{8 * QT^2}{g * \pi^2 * DT^4} \right) \quad (29)$$

Codo de 90° accesorio T1, Codo de 45° accesorio T2:

$$H_{accT1} = n_{90T} * K_{90} * \left( \frac{8 * QT^2}{g * \pi^2 * DT^4} \right) \quad (30)$$

$$H_{accT2} = n_{45T} * K_{45} * \left( \frac{8 * QT^2}{g * \pi^2 * DT^4} \right) \quad (31)$$

Selección de válvulas en el tramo J:

$$J_1 + J_2 + J_3 = 1 \quad (32)$$

Balace de energía mecánica:

$$\left( \frac{P_{atm} - P_{100}}{\rho_o * g} \right) + (Z_{j1} - Z_{j2}) - \left( \frac{16 * QJ^2}{2 * g * \pi^2 * DJ^4} \right) - H_{tuberiasJ} - H_{accJ1} - H_{accJ2} - (J_1 * H_{valJ1}) - (J_2 * H_{valJ2}) - (J_3 * H_{valJ3}) + H_{bombaJ} + H_{bombaR} = 0 \quad (33)$$

Tuberías:

$$Re_J = \left(\frac{\rho_o}{\mu}\right) * \left(\frac{4}{\pi}\right) * \left(\frac{QJ}{DJ}\right) \quad (34)$$

$$fJ = \frac{1}{1.8 * \log_{10} \left( \left( \frac{rug}{3.7} \right)^{1.1} + \left( \frac{6.9}{ReJ} \right) \right)} \quad (35)$$

$$HtuberiasJ = fJ * \left( \frac{4 * LJ * QJ^2}{2 * g * \pi * DJ^5} \right) \quad (36)$$

Válvula Estándar:

$$HvalJ1 = nvJ * \left( 2.725 * \left( \frac{1}{VpJ} \right)^{1.393} \right) * \left( \frac{8 * QJ^2}{g * \pi^2 * DJ^4} \right) \quad (37)$$

Válvula Angulo:

$$HvalJ2 = nvJ * \left( 1.5918 * \left( \frac{1}{VpJ} \right)^{1.22} \right) * \left( \frac{8 * QJ^2}{g * \pi^2 * DJ^4} \right) \quad (38)$$

Válvula tipo en Y:

$$HvalJ3 = nvJ * \left( 1.0385 * \left( \frac{1}{VpJ} \right) ** (1.147) \right) * \left( \frac{8 * QJ^2}{g * \pi^2 * DJ^4} \right) \quad (39)$$

Codo de 90° accesorio J1, codo de 45° accesorio J2

$$HaccJ1 = n90J * K90 * \left( \frac{8 * QJ^2}{g * \pi^2 * DJ^4} \right) \quad (40)$$

$$HaccJ2 = n45J * K45 * \left( \frac{8 * QJ^2}{g * \pi^2 * DJ^4} \right) \quad (41)$$

Selección del diámetro de impulsor de la bomba nueva:

$$K1 + K2 + K3 = 1 \quad (42)$$

Cabeza de bomba nueva en función de diferentes diámetros:

$$HbombaJ = K1 * (-5907.2 * QJ^3 - (150.01 * QJ^2) + 48.294 * QJ + 67.619) + K2 * (-1109.9 * QJ^2 + 128.93 * QJ + 138.27) + K3 * ((1653.4 * QJ^3) - (1692.6 * QJ^2) + 187.96 * QJ + 142.92) \quad (43)$$

Selección del diámetro de impulsor:

$$R1 + R2 + R3 = 1 \quad (44)$$

Cabeza de bomba 100-CDU-P-001 ABC en función de diferentes diámetros:

$$HbombaR = R1 * (-2447.9 * QJ^2 + 23.874 * QJ + 230.54) + R2 * (-20218 * QJ^3 + (3159.4 * QJ^2) - 301.02 * QJ + 375.25) + R3 * (-2432.4 * QJ^2 + 66.464 * QJ + 413.48) \quad (45)$$

Longitudes equivalentes de accesorios:

$$Leq90T = N90T * \left(\frac{DT}{fT}\right) * K90 \quad (46)$$

$$Leq45T = N45T * \left(\frac{DT}{fT}\right) * K45 \quad (47)$$

$$Leq90J = N90J * \left(\frac{DJ}{fJ}\right) * K90 \quad (48)$$

$$Leq45J = N45J * \left(\frac{DJ}{fJ}\right) * K45 \quad (49)$$

Costos de tuberías y accesorios del tramo T:

$$CtuberiasT = (10^7 * DT^2 + (3 * 10^6) * DT + 101084) * LT \quad (50)$$

$$Cacc1T = (10^7 * DT^2 + (3 * 10^6) * DT + 101084) * Leq90T \quad (51)$$

$$Cacc2T = (10^7 * DT^2 + (3 * 10^6) * DT + 101084) * Leq45T \quad (52)$$

Costos de válvulas del tramo T:

Estándar:

$$Cv1T = T1 * nvT * (10^9 * DT^3 - (2 * 10^8) * DT^2 + (2 * 10^7) * DT + 32541) \quad (53)$$

En Y:

$$Cv2T = T2 * nvT * ((3 * 10^8) * DT^2 - (1 * 10^7) * DT + 675299) \quad (54)$$

En Angulo:

$$Cv3T = T3 * nvT * ((3 * 10^8) * DT^2 - (2 * 10^7) * DT + 1 * 10^6) \quad (55)$$

Costo de tuberías y accesorios del tramo J

$$CtuberiasJ = (10^7 * DT^2 + (3 * 10^6) * DT + 101084) * LJ \quad (56)$$

$$Cacc1J = (10^7 * DT^2 + (3 * 10^6) * DT + 101084) * Leq90J \quad (57)$$

$$Cacc2J = (10^7 * DT^2 + (3 * 10^6) * DT + 101084) * Leq45J \quad (58)$$

Costos de válvulas del tramo J:

Estándar:

$$Cv1J = J1 * nvJ * (10^9 * DJ^3 - (2 * 10^8) * DJ^2 + (2 * 10^7) * DJ + 32541) \quad (59)$$

En Y:

$$Cv2J = J2 * nvJ * ((3 * 10^8) * DJ^2 - (1 * 10^7) * DJ + 675299) \quad (60)$$

En Angulo:

$$Cv3J = J3 * nvJ * ((3 * 10^8) * DJ^2 - (2 * 10^7) * DJ + 1 * 10^6) \quad (61)$$

Potencias de las bombas:

$$Pw = (Po1 * g * HbombaW * Q1)/nw \quad (62)$$

$$Px = (Po2 * g * HbombaX * Q2)/nx \quad (63)$$

$$P_s = (P_{o3} * g * H_{bombaS} * Q_3) / n_s \quad (64)$$

$$P_j = (P_o * g * H_{bombaJ} * Q_j) / n_j \quad (66)$$

$$P_r = (P_o * g * H_{bombaR} * Q_r) / n_r \quad (67)$$

Costos de operación:

$$C_{opw} = E = P_w * C_{energia} * tiempo \quad (68)$$

$$C_{opx} = E = P_x * C_{energia} * tiempo \quad (69)$$

$$C_{ops} = E = P_s * C_{energia} * tiempo \quad (70)$$

$$C_{opj} = E = P_j * C_{energia} * tiempo \quad (71)$$

$$C_{opr} = E = P_r * C_{energia} * tiempo \quad (72)$$

Las ecuaciones desde la ecuación 1-72 conforman el modelo de programación MINLP, con el cual es posible obtener un diseño y un ruteo para el sistema que conlleve a los mínimos costos de inversión y operación. Los grados de libertad del modelo corresponden a:

$$G.L = \text{Ecuaciones del igualdad} - \text{Variables del modelo} = 70 - 98 = -28 \quad (73)$$

La tabla 1 presenta las variables del modelo, las cuales son de tipo real, binarias y enteras; las variables reales se refieren a flujos, cabezas y longitudes; las binarias se utilizan como una estrategia de decisión relacionada con la selección del tipo de válvula y del cálculo de la cabeza de las bombas a partir de diferentes diámetros de impulsor (6, 11, 16, 18, 21, 32, 42, 44); Las variables enteras se utilizan para la obtención del número de válvulas y accesorios en las líneas del sistema (27, 28, 29, 30, 31, 37, 38, 39, 40, 41). El modelo de optimización fue codificado en el software GAMS win 32 24.8.3 y el correspondiente código puede ser analizado en el Anexo G. La nomenclatura para cada una de las variables presentadas en el modelo anterior se encuentra explicada en el anexo H.

**Tabla 1. Variables independientes del modelo**

Variables independientes del modelo	<i>C, QT, QJ, Q1, Q2, Q3, Q4, Pc, HplaW, HplaX, HplaS, DT, DJ, LT, LJ</i>
Variables independientes binarias del modelo	<i>W1, W2, W3, X1, X2, X3, S1, S2, S3, K1, K2, K3, R1, R2, R3, T1, T2, T3, J1, J2, J3</i>
Variables independientes enteras del modelo	<i>NvT, N90T, N45T, NvJ, N90J, N45J</i>

Los términos no lineales que se encuentran en el modelo corresponden a:

- Términos convexos referentes al cuadrado del caudal relacionado con las pérdidas de cabeza por fricción en tuberías y accesorios de los tramos iniciales.
- Términos cóncavos referentes al negativo del cuadrado del caudal, relacionado con la diferencia de energía cinética en el tramo T (Figura 3).
- Términos no convexos relacionados con el factor de fricción, curvas características de las bombas, perdidas en tuberías, accesorios y válvulas en los tramos T y J (Figura 3), y las funciones de costos.

Debido a estas no linealidades, el éxito en la solución del modelo, así como el punto óptimo obtenido, van a depender fuertemente del punto inicial y de los límites definidos para las variables [13]. Por lo anterior, todas las variables fueron acotadas en el código de GAMS (Anexo G).

### **3.4 VALIDACIÓN DEL MODELO DE OPTIMIZACIÓN EN GAMS**

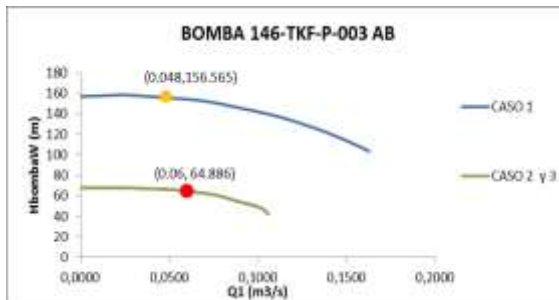
Debido a la complejidad matemática del programa de optimización, su validación se efectuó considerando tres casos, los cuales se diferencian en el tipo y la cantidad de válvulas disponibles para los tramo J y T, además de las variables de decisión de los diámetros de impeller de cada bomba en el sistema. Es importante hacer mención de la sensibilidad del programa ante el cambio de los límites de

algunas variables (por ejemplo caudal, longitudes, diámetros), lo cual es debido a las no linealidades, en especial a la del factor de fricción.

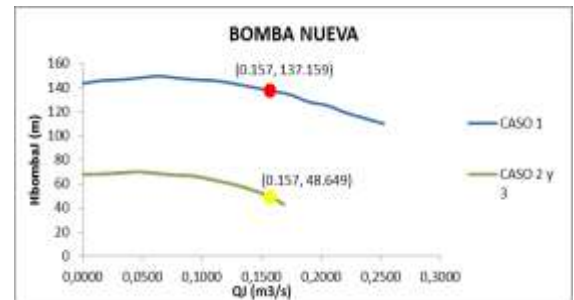
- Caso 1. El modelo no incluye selección del tipo válvula para los tramos T y J (se escogió tipo estándar); el modelo incluye la selección del número de válvulas estándar y no escoge el diámetro de impeller de cada bomba (se escoge el mayor diámetro impeller para cada bomba).
- Caso 2. Se escogió válvula tipo estándar para los tramos T y J; el modelo incluye la selección del número de válvulas estándar y determina el diámetro de impeller de cada bomba.
- Caso 3. El modelo incluye la selección del número y tipo de válvulas, además determina el diámetro de impulsor de cada bomba.

**3.4.1 Puntos de operación de las bombas en cada caso** En las figuras 4 a 8 se muestran los puntos de operación de las bombas del sistema para los diferentes casos de estudio y sus respectivos diámetros de impulsor. Según estas gráficas, se observa que para los casos 2 y 3 la solución del modelo reporta el menor diámetro de impulsor, lo cual indica que el modelo ajusta a la menor cabeza posible para minimizar la función objetivo. Asimismo, en los casos 2 y 3 la solución del modelo reporta el mismo diámetro de impeller y el mismo punto de operación en todas las bombas, debido a la similitud matemática de estos dos casos; además difieren del caso 1 por que en este último se le obliga al modelo a utilizar un diámetro determinado.

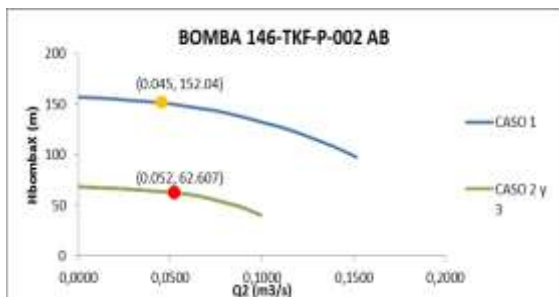
**Figura 4. Puntos de operación de las bombas 146-TKF-P-003 AB**



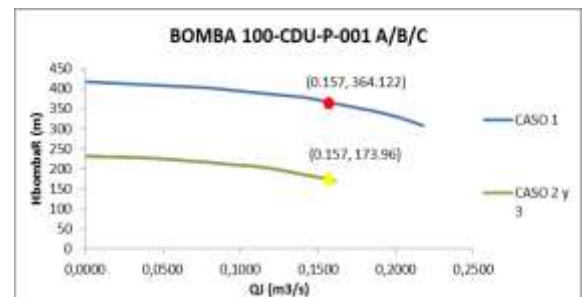
**Figura 7. Puntos de operación de las bombas Buster Nuevas.**



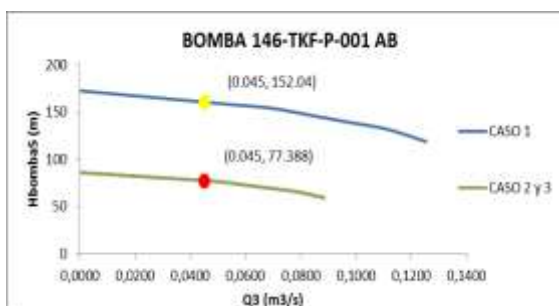
**Figura 5. Puntos de operación de las bombas 146-TKF-P-002 AB**



**Figura 8. Puntos de operación de las bombas 100-CDU-P-001 ABC**



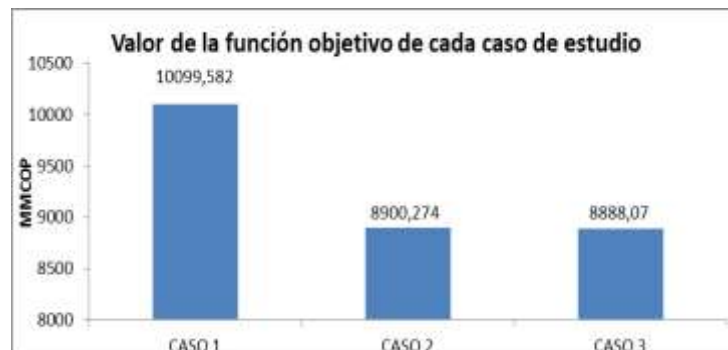
**Figura 6. Puntos de operación de las bombas 146-TKF-P-001 ABC**



**3.4.2 Comparación de función objetivo para cada caso.** En la figura 9 se presenta una comparación del costo de operación y compra para cada uno de los casos de estudio realizados para el modelo planteado. Según esta figura, en el caso 3 se obtiene el menor costo para el sistema, lo cual obedece a que el caso proporciona mayor libertad al código para la selección de variables; sin embargo, la solución del modelo presenta mayor complejidad que para los casos 1 y 2, en los cuales algunas variables se encuentran fijas.

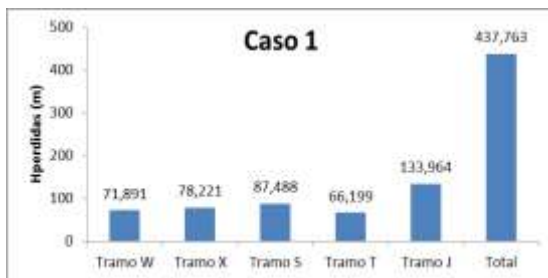
Para los tres casos el modelo reporta las mismas distancias para el sistema solución; además los costos de tuberías en función de diámetros son iguales en los casos 2 y 3. La diferencia en el costo total del sistema en cada caso radica principalmente en dos variables: el tipo de válvula y el diámetro de impulsor; para el caso 1 se fija el diámetro mayor de impulsor diferenciándose del caso 2 y 3 en los cuales el modelo escoge el menor de estos. Para los casos 2 y 3 en los cuales el impulsor es el mismo, la diferencia se debe al tipo de válvula que selecciona el modelo; para el caso 2 solamente se trabaja con válvulas tipo estándar, mientras que en el caso 3 el modelo tiene la posibilidad de elegir entre los tres tipos de válvulas disponibles, escogiendo las válvulas tipo en ángulo, cuyo costo es menor, cumpliendo con las especificaciones de diseño.

**Figura 9. Comparación de la función objetivo de acuerdo a cada caso de estudio.**



**3.4.3 Comparación de cabezas para cada caso.** En las figuras 10 a 12 se muestran las cabezas de pérdida por tramo en cada caso. Los valores en estas Figuras evidencian que a medida que se avanza en la complejidad del modelo con los casos, las pérdidas disminuyen debido principalmente a la disminución de la cabeza en las platinas, las cuales representan el mayor porcentaje de pérdida. Entre el caso 1 y los dos últimos se aprecia una disminución significativa en las pérdidas por platinas debido a la diferencia en la cabeza de las bombas que existe entre cada caso, para el caso 1 se tienen cabezas de bombas mayores que para el caso 2 y 3 por lo que necesitará mayor pérdidas por platinas. En los casos 2 y 3 la diferencia radica en la presión final de cada tramo en donde se mezclan los tres crudos de alimentación; esta presión ( $P_c$ ) para el caso 3 es menor que para el caso 2, por lo cual el sistema no tiene la necesidad de incluir una caída de presión elevada para cumplir el balance.

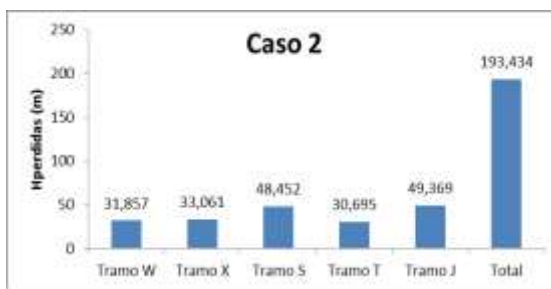
**Figura 10. Comparación de pérdidas de cabeza para el caso 1**



**Figura 12. Comparación de pérdidas de cabeza para el caso 2**



**Figura 11. Comparación de pérdidas de cabeza para el caso 2**



En el anexo I se presenta el diseño realizado en el software FE-SIZER [14], este diseño corresponde a la solución obtenida según el caso 3. En el anexo J se presentan los resultados para cada una de las variables de este caso; es este anexo se pueden analizar los valores de cabezas (tuberías, accesorios, bombas), además de los valores obtenidos de distancias, diámetros, números de accesorios y válvulas. La distribución obtenida por medio de la solución del modelo propuesto cumple con las disposiciones y restricciones especificadas por REFICAR.

Es importante mencionar que en la consulta de literatura realizada no se encontraron trabajos de optimización dirigidos a un sistema semejante al tratado en el presente documento. Por esto, el modelo desarrollado constituye una primera aproximación para la solución del problema de carga a las unidades de destilación que incluyen restricciones hidráulicas. De acuerdo a los resultados de la validación, las soluciones de los casos de análisis presentan valores que están en concordancia con la operación industrial; esta validación sugiere que el modelo desarrollado corresponde a una herramienta de importancia para el análisis y el diseño de la sección de carga a las unidades de destilación. Pruebas adicionales de validación son requeridas para potencializar la aplicación del modelo y el código desarrollados en este trabajo de grado.

## 4. CONCLUSIONES

El modelo de optimización se acerca a la descripción del proceso de transporte y mezcla de crudo desde los tanques TK-1111, TK-1116, TK-005 y TK-Nuevo hasta la U-100. Las soluciones obtenidas con el modelo codificado en GAMS reportan valores para cabezas disponibles de las bombas y cabezas de pérdidas en los accesorios y válvulas, así como, número de accesorios y válvulas que conducen a satisfacer las disposiciones y restricciones impuestas por REFICAR. Las soluciones obtenidas en los tres casos describen una topología del sistema que es adecuada para el espacio disponible en la planta, con lo cual las soluciones reportadas corresponden a soluciones factibles para el sistema.

De otro lado, del análisis de los tres casos de validación es posible concluir que a medida que aumenta la complejidad del modelo, la solución del mismo conduce a puntos óptimos de menor valor, alcanzando mayores reducciones en los costos de compra y operación.

## 5. RECOMENDACIONES

1. Considerar regla de mezcla para la viscosidad como por ejemplo refutas con el objetivo de obtener resultados más acordes con lo visto en laboratorio para esta propiedad.
2. Validar el modelo con software de hidráulica especializada utilizada en la industria de refinación.
3. Realizar una revisión en campo de las longitudes de las líneas reportadas en el modelo para mayor certeza en el costo de compra e instalación de tuberías.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] ECOPETROL S.A. Vision general de Reficar. Houston Texas: KBC Advanced Technologies INC 2015
- [2] VIDES, Sergio. LARA, Milton. Evaluación técnico/operativa para el cargue de crudo a la unidad de destilación combinada UDC-100. 2016
- [3] ECOPETROL S.A. RCA: Disminución en la capacidad de procesamiento de la U-100 por inundación de la sección superior (platos 43-56) de la torre atmosférica 100-CDU-T-001. Cartagena Informe Técnico Refinería de Cartagena 2017
- [4] COBOS, D. Modelo de optimización entere mixta no lineal en sistema de transporte de gas natural. (Tesis de Maestría) Universidad Autónoma de Nuevo León, Facultad de ingeniería Mecánica y Eléctrica. México. 2003
- [5] ECOPETROL S.A. Manual de descripción de procesos de la unidad de destilación combinada (atmosférica y vacío) 2, Refinería de Cartagena. Cartagena: Manual técnico. 2015
- [6] ORELLANA GAJARDO, Elias Gerardo. Calculo computacional de la dinámica de fluidos de un mezclador a través del software "fluent". (Tesis de grado) Concepción- Chile (Universidad el Bio-Bio). 2006
- [7] QUINTERO MURILLO Mayra Pamela Optimización del sistema de circulación de fuel oil en los tanques de almacenamiento de la planta cautivo mediante el uso de agitadores de homogeneización. (Tesis de grado). La Libertad-Ecuador. Universidad estatal península de Santa Elena. 2014

[8] RAMOS Andrés, SANCHEZ Pedro, FERRER Jose Maria, BARQUIN Julian, LINARES Pedro. Modelos matemáticos de optimización. Madrid 2010

[9] BAQUELA, E.G. y REDCHUK. A. Optimización matemática con R Volumen I: Introducción al modelado y resolución de problemas. Madrid. Editor: Bubok Publishing S.L. 2013

[10] CABALLERO Jose A.. Programacion no lineal con variables binarias (MINLP). Universidad de Alicante, Alicante.

[11] MORENO Marta Susana. Desarrollo de modelos y metodologías de optimización de plantas batch multiproducto de procesos biotecnológicos y alimenticios. (Tesis doctoral) Universidad Nacional del litoral. Santa Fe, Argentina. 2007

[12] CENGEL, Y. y CIMBALA, J.M. Mecánica de fluidos: fundamentos y aplicaciones Mexico D. F : McGraw-Hill. 2006

[13] THOMAS F. Edgar, DAVID M. HIMMELBLAU, LEON S. LASDON. Optimization of chemical processes New York.: McGraw- Hill. 2001

[14] CONTROL-SOFT Fewin 32 [en línea] disponible en: <http://www.control-soft.com/fewin32.html>

## BIBLIOGRAFIA COMPLEMENTARIA

AGUILAR, R. ANCHEYTA, J. TREJO, F. Mezclado de crudos y modelos no lineales para simulación y optimización de refinerías. V Simposio de tecnología. Mexico D.F. 2010

ÁLVAREZ BARAJAS Erick Junior. Elaboración de alternativas para el diseño de un sistema de recuperación de condensado para las unidades topping del departamento de refinación de crudos de la GRB. (Tesis de pregrado) Universidad industrial de Santander, Bucaramanga. 2015

AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE. Specification for Line Pipe: API specification 5L. 2004.

-AUTORES: EDWARD L. PAUL, VICTOR A. ATIEMO-OBENG, SUZANNE M. KRESTA. Handbook of industrial mixing Hoboken, New Jersey: Wiley-Interscience. 2001

BAQUELA, E.G. y REDCHUK. A. Optimización matemática con R Volumen I: Introducción al modelado y resolución de problemas. Madrid: Bubok Publishing S.L. 2013

CABALLERO José A. Programación no lineal con variables binarias (MINLP). Universidad de Alicante, Alicante.

CAO, C. GU, X. XIN, Z. Stochastic chance constrained mixed-integer nonlinear programming models and the solution approaches for refinery short-term crude oil

scheduling problema. Applied mathematical modeling. Revista de investigacion 2010 pp. 3231-3243.

CENGEL, Y. y CIMBALA, J.M. Mecánica de fluidos: fundamentos y aplicaciones Mexico D.F: McGraw-Hill. 2006

COBOS, D. Modelo de optimización entere mixta no lineal en sistema de transporte de gas natural. (Tesis de maestría) Universidad Autónoma de Nuevo León, Facultad de ingeniería Mecánica y Eléctrica. México. 2003

CONTROL-SOFT. Fewin 32 [en línea] disponible en: <http://www.control-soft.com/fewin32.html>

GAMS Manual [en línea] disponible en: [https://www.gams.com/latest/docs/userguides/mccarl/neglecting\\_to\\_deal\\_with\\_set\\_s\\_error\\_g.htm](https://www.gams.com/latest/docs/userguides/mccarl/neglecting_to_deal_with_set_s_error_g.htm)

GREENE Richard W. Válvulas: Selección, uso y mantenimiento. McGraw- Hill 2001

KSB Lista de precios 2017. Válvulas industria. Catalogo 2017

MONDRAGÓN AGUILAR Jaime. Refinación de petróleo. México. 1994

MORENO Marta Susana. Desarrollo de modelos y metodologías de optimización de plantas batch multiproducto de procesos biotecnológicos y alimenticios. (Tesis doctoral) Universidad Nacional del litoral. Santa Fe, Argentic. 2007

ORELLANA GAJARDO, Elias Gerardo. Calculo computacional de la dinámica de fluidos de un mezclador a través del software "Fluent". (Tesis de grado). Concepción- Chile Universidad el Bio-Bio 2006

PEMEX. : Sistema de tuberías en plantas industriales-instalación y pruebas. 2005

QUINTERO MURILLO.Mayra Pamela Optimización del sistema de circulación de fuel oil en los tanques de almacenamiento de la planta cautivo mediante el uso de agitadores de homogeneización. (Tesis de grado) La Libertad-Ecuador. Universidad estatal península de Santa Elena. 2014

RAMOS Andres, SANCHEZ Pedro, FERRER Jose Maria, BARQUIN Julian, LINARES Pedro. Modelos matemáticos de optimización. Madrid 2010.

SIMEX Lista de precios 2017. México 2017

THE AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS. Tuberías de proceso: Código ASME para tuberías a presión, B31. 2011.

THOMAS F. Edgar, DAVID M. HIMMEBLAU, LEON S. LASDON. Optimization of chemical processes. New York: McGraw- Hill. 2001

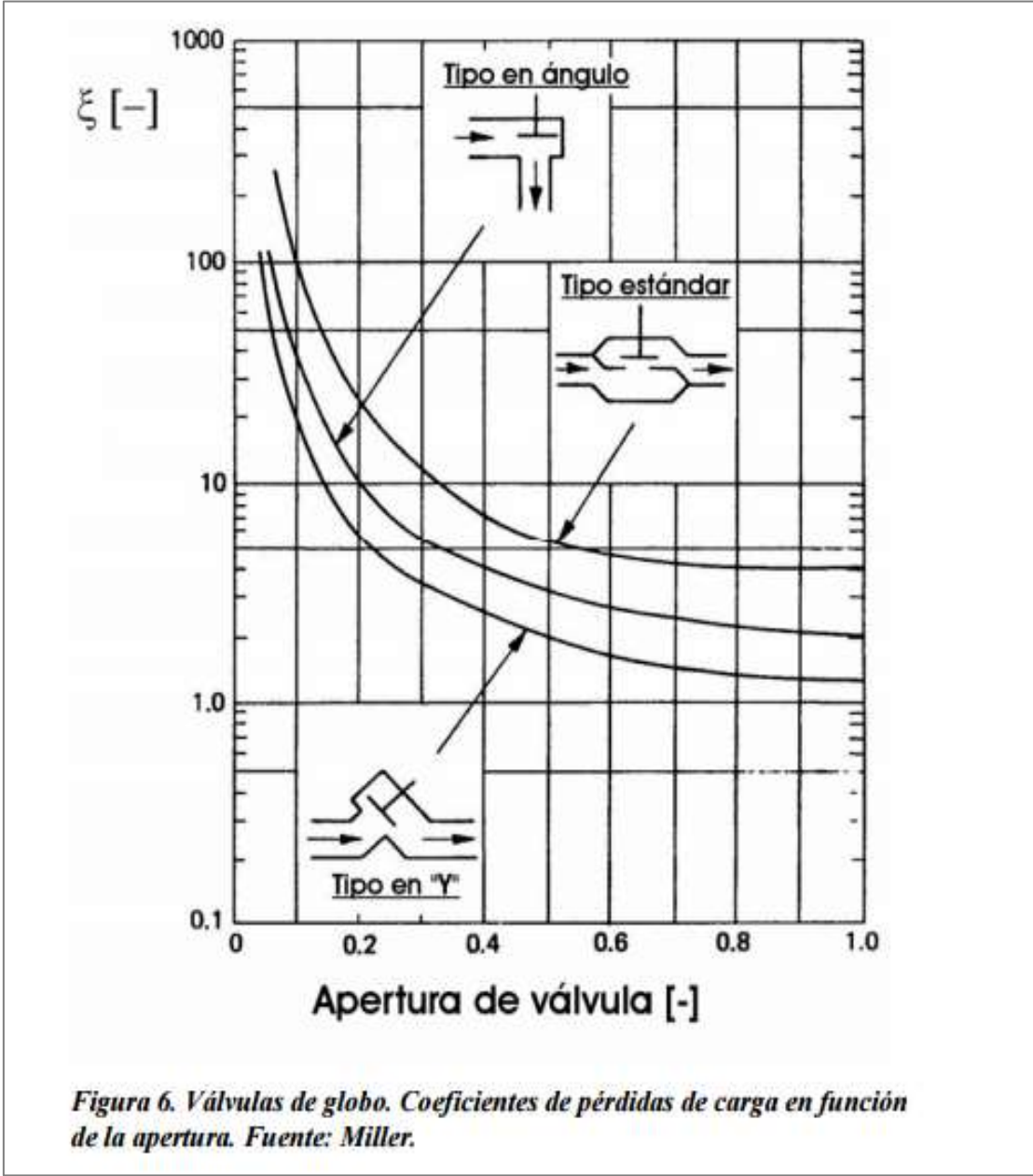
TORRES CAPELLAN, Antonio. El arquitecto técnico en las refinerías: Ampliación de la refinería de Cartagena. Universidad Politecnica de Valencia. 2013

## ANEXOS

### Anexo A. Ecuaciones de pérdidas para el balance de energía mecánica

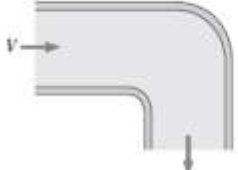
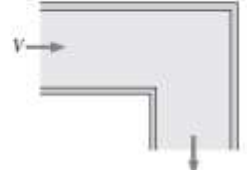
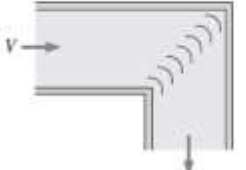
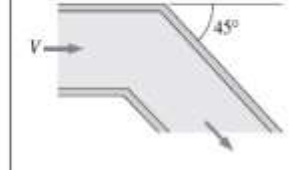
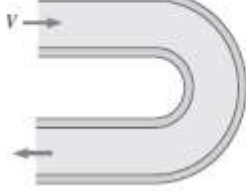
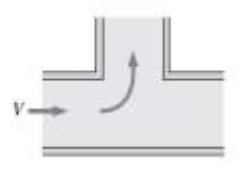
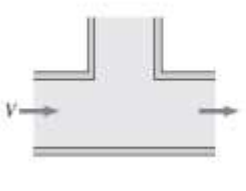

TÉRMINO	ECUACIÓN	
PÉRDIDA EN TUBERIAS	$H_{tuberias} = f * \frac{8 * L * Q^2}{\pi^2 * g * D^5}$	$f_{laminar} = \frac{64}{Re}$ $\frac{1}{\sqrt{f_{turbulento}}} = -1.8 * \log\left[\left(\frac{\epsilon/D}{3.7}\right)^{11} + \frac{6.9}{Re}\right]$
PÉRDIDA EN VALVULAS	$H_{val} = K * \frac{8 * Q^2}{g * \pi^2 * D^4}$	El K se escogera dependiendo al tipo de valvula y a la apertura
PÉRDIDA EN ACCESORIOS	$H_{acc} = K * \frac{8 * Q^2}{g * \pi^2 * D^4}$	Existe un K especifico para cada accesorio
CABEZA DE LA BOMBA	$H_{bomba} = \left(\frac{P}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} + z\right)_{sal} - \left(\frac{P}{\rho g} + \frac{v^2}{2g} + z\right)_{ent}$	Esta relacionada con las curvas de diseño de cada bomba

**Anexo B. Válvulas de globo, coeficientes de pérdidas de carga en función de la apertura.**



*Figura 6. Válvulas de globo. Coeficientes de pérdidas de carga en función de la apertura. Fuente: Miller.*

## Anexo C. Variación de coeficientes de pérdidas respecto al accesorio

<p><i>Codos y ramificaciones</i>  <i>Codo suave de 90°:</i>                      Embridado: <math>K_L = 0.3</math>                      Roscado: <math>K_L = 0.9</math></p> 	<p><i>Codo esquinado de 90°</i>                      (sin álabes directores):  <math>K_L = 1.1</math></p> 	<p><i>Codo esquinado de 90°</i>                      (con álabes directores):  <math>K_L = 0.2</math></p> 	<p><i>Codo roscado de 45°:</i>  <math>K_L = 0.4</math></p> 
<p><i>Codo de retorno de 180°:</i>                      Embridado: <math>K_L = 0.2</math>                      Roscado: <math>K_L = 1.5</math></p> 	<p><i>Conexión en T (flujo deriv.):</i>                      Embridado: <math>K_L = 1.0</math>                      Roscado: <math>K_L = 2.0</math></p> 	<p><i>Conexión en T (flujo en línea):</i>                      Embridado: <math>K_L = 0.2</math>                      Roscado: <math>K_L = 0.9</math></p> 	<p><i>Unión roscada:</i>  <math>K_L = 0.08</math></p> 

**Anexo D. Distribución de baterías de tanques de acuerdo al tipo de crudo.**

Bateria	Tanques	Capacidad (Kbls)	Tipo de crudo	Sistema de bombeo
1	TK-3080	69	HI SULFUR CRUDE	146-TKF-P-003A/B
	TK-3081	110		
	TK-3082	69		
	TK-3083	110		
2	TK-1001	70	LOW SULFURE CRUDE	146-TKF-P-002A/B
	TK-1007	70		
	TK-1008	70		
	TK-1119	70		
	TK-1012	70		
3	TK-1013	70	HEAVY SULFUR CRUDE	146-TKF-P-001A/B/C
	TK-1014	70		
	TK-1009	70		

## Anexo E. Modificaciones para el redireccionamiento de crudo

Figura 1. TIE-IN modificación en tuberías para re direccionamiento del crudo mezclado del TK-1111 posterior envi  a las bombas nueva

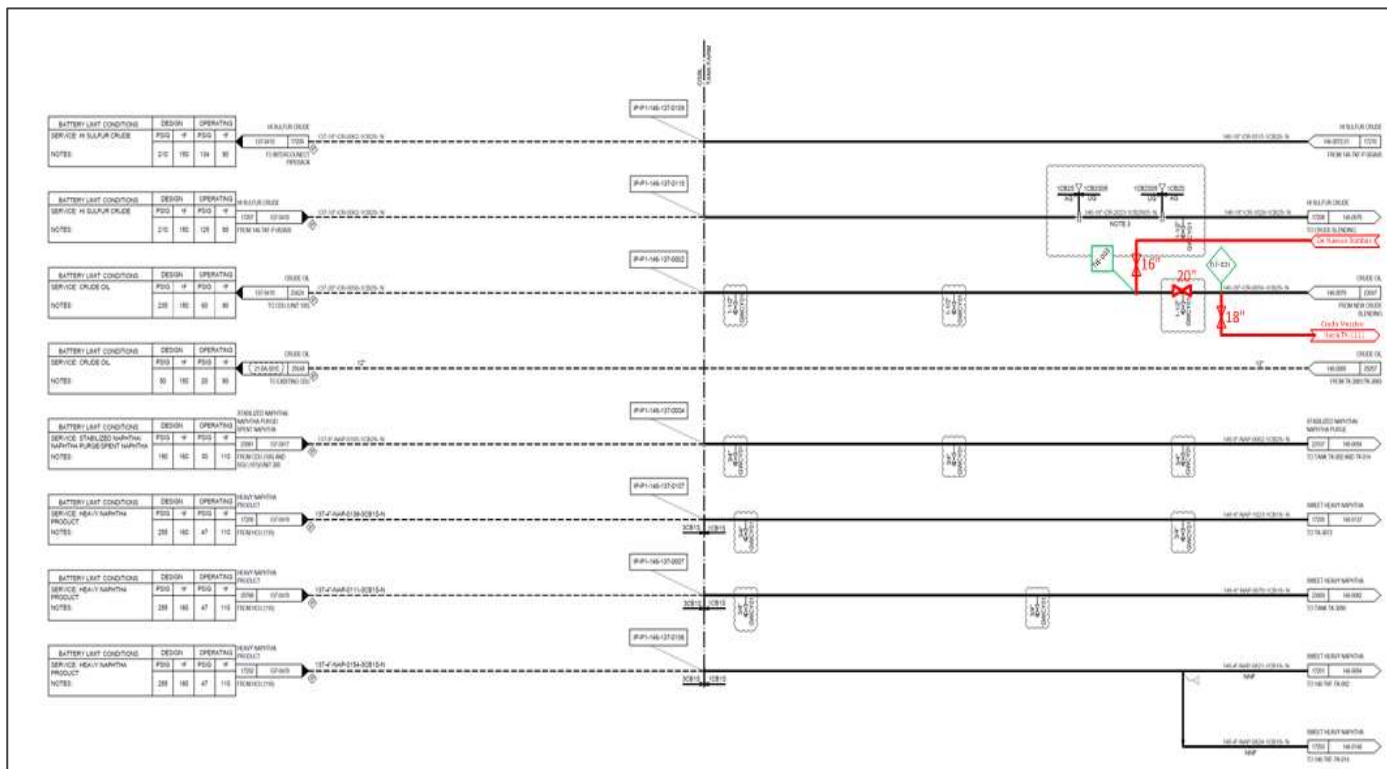
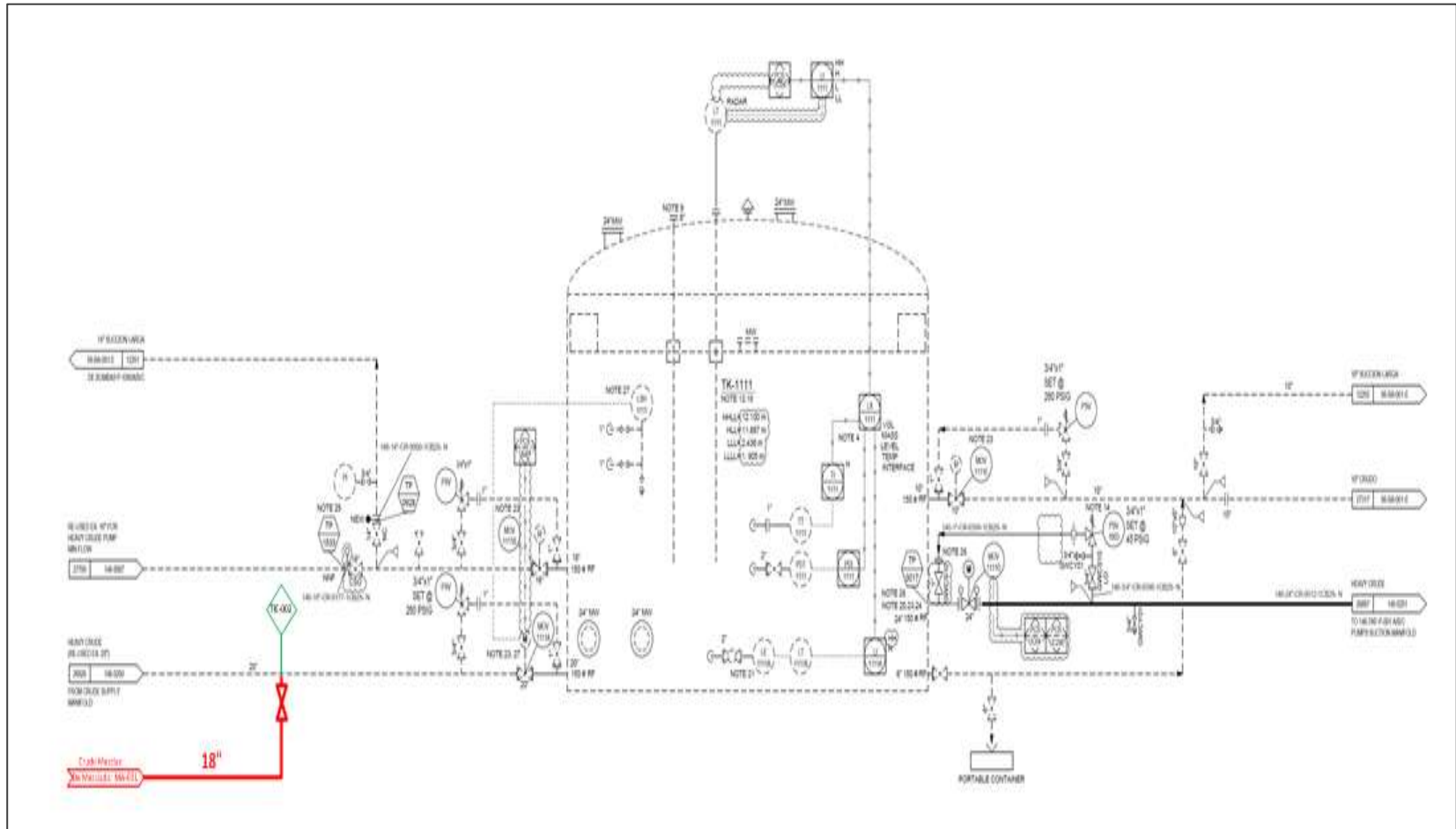
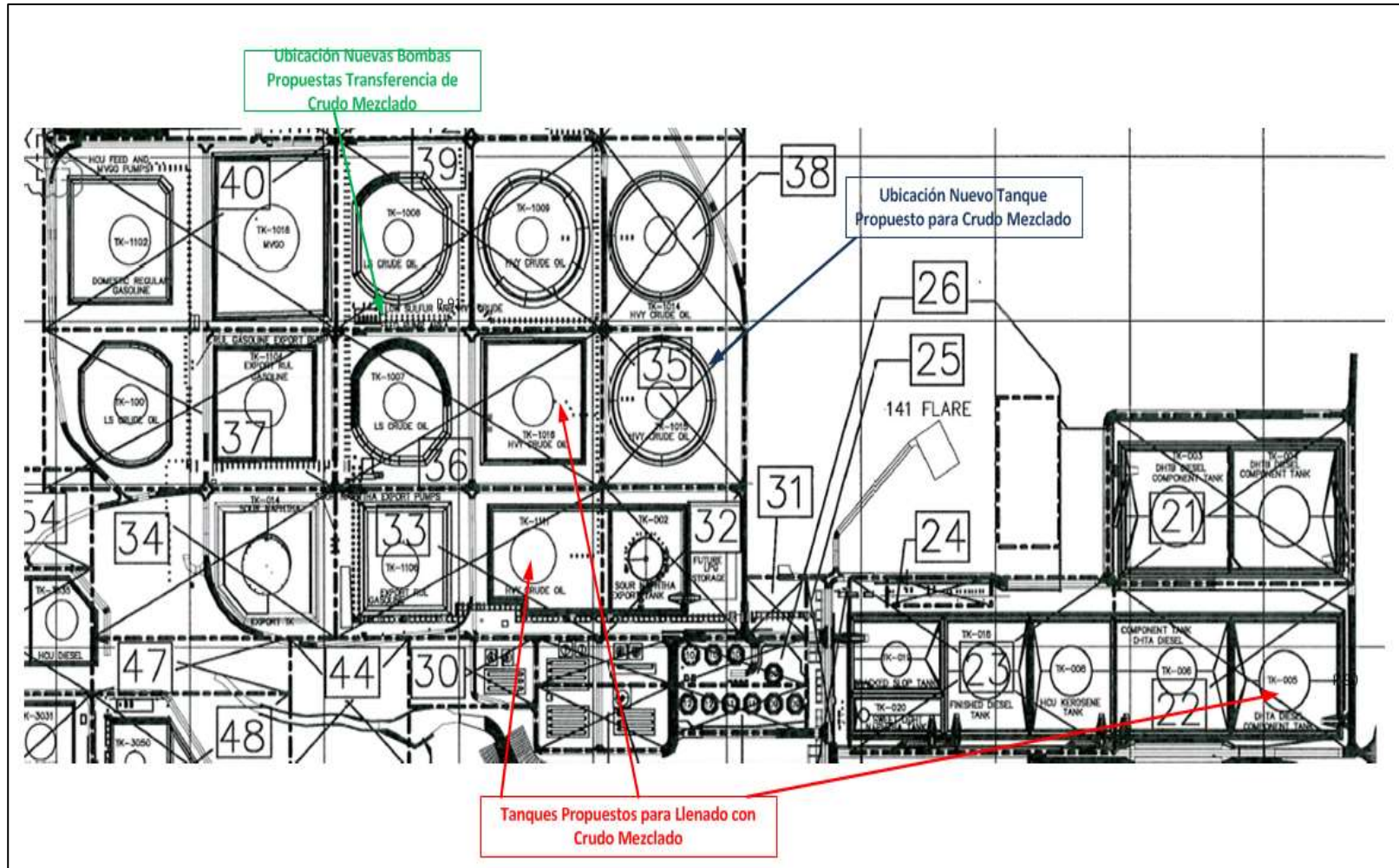


Figura 2. TIE-IN para la entrada de crudo mezclado hacia el tanque 146-TKF-TK-1111



**Anexo F. Ubicación en plot plant de equipos a intervenir en el nuevo diseño.**



## Anexo G. Código en Gams del modelo de optimización

Se anexara únicamente el código del caso 3 debido a que es el más cercano a la realidad del diseño pre eliminar y además es aquel con el que se cuenta para realizar la validación del modelo.

```
Option MINLP=DICOPT;
$title PROYECTO DE GRADO
$ONTEXT
Se desean minimizar los costos para la instalacion y puesta
en marcha de un sistema de homogeneizacion para estabilizar
la operación de la U-100
$OFFTEXT
VARIABLES C costo total del sistema;
POSITIVE VARIABLES
QT, QJ, Q1, Q2, Q3, Pc, HPlaW, HplaX, HplaS, DT, DJ, LT, LJ,
Po, CtuberiasT, CtuberiasJ, Cv1T, Cacc1T, Cacc2T, Cv1J,
Cacc1J, Cacc2J, miu, HtuberiasW, HaccW, HbombaW, HbombaJ,
HtuberiasX, HaccX, HbombaX, HtuberiasS, HaccS, HbombaS,
HtuberiasT, HtuberiasJ, HaccT1, HaccT2, HaccJ1, HaccJ2,
Hmezclador, HvalT1, HvalJ1, ReT, ReJ, fT, fJ, Leq90T, Leq45T,
Leq90J, Leq45J, P001, Pw, Px, Ps, Pj, Pr, HbombaR, CopW,
CopX, CopS, CopR, CopJ;
BINARY VARIABLES
W1,W2,W3,S1,S2,S3,X1,X2,X3,K1,K2,K3,R1,R2,R3,          t1,t2,t3,
j1,j2,j3 ;
INTEGER VARIABLES
NvT, N90T, N45T, NvJ, N90J, N45J;
SCALAR

TOL /1E-4/
g gravedad /9.8/
Po1 densidad tramo w /800/
Po2 densidad tramo x /930/
Po3 densidad tramo s /930/
pi constante /3.14/
miu1 viscosidad tramo w /0.02/
miu2 viscosidad tramo x /0.2212/
miu3 viscosidad tramo s /0.2212/
```

```

rug rugosidad /0.0002/
Patm presion atmosferica /101325/
Zw1 altura 1 tramo W /25.541/
Zw2 altura 2 tramo W /11/
Zx1 altura 1 tramo X /22.541/
Zx2 altura 2 tramo X /11/
Zs1 altura 1 tramo s /22.933/
Zs2 altura 2 tramo s /11/
Zt1 altura 1 ultimo tramo /11/
Zt2 altura 2 ultimo tramo /22.252/
Zj1 altura 1 tramo J /11/
Zj2 altura 2 tramo J /23/
*CONSTANTES TRAMO W
Dw1 diametro 1 tramo w /0.6096/
Dw2 diametro 2 tramo w /0.762/
Dw3 diametro 3 tramo w /0.4064/
Dw4 diametro 4 tramo w /0.3048/
Dw5 diametro 5 tramo w /0.4572/
Lw1 longitud 1 tramo w /55.4736/
Lw2 longitud 2 tramo w /749.9184/
Lw3 longitud 3 tramo w /15.25/
Lw4 longitud 4 tramo w /15.25/
Lw5 longitud 5 tramo w /308.1528/
*CONSTANTES TRAMO X
Dx1 diametro 1 tramo x /0.6096/
Dx2 diametro 2 tramo x /0.762/
Dx3 diametro 3 tramo x /0.254/
Dx4 diametro 4 tramo x /0.4064/
Lx1 longitud 1 tramo x /397.764/
Lx2 longitud 2 tramo x /4.2672/
Lx3 longitud 3 tramo x /9.144/
Lx4 longitud 4 tramo x /308/
*CONSTANTES TRAMO S
Ds1 diametro 1 tramo s /0.6096/
Ds2 diametro 2 tramo s /0.3048/
Ds3 diametro 3 tramo s /0.254/
Ds4 diametro 4 tramo s /0.4572/
Ls1 longitud 1 tramo s /355.092/
Ls2 longitud 2 tramo s /9.144/
Ls3 longitud 3 tramo s /9.144/
Ls4 longitud 4 tramo s /927.2016/
DeltaPmezclador caida de presion en el mezclador /103421/
K90 constante codo 90° /1.1/
K45 constante codo 45° /0.4/
Fw1 /0.0573/

```

```

Fw2 /0.0626/
Fw3 /0.0494/
Fw4 /0.0450/
Fw5 /0.0515/
Fx1 /0.0370/
Fx2 /0.0395/
Fx3 /0.0299/
Fx4 /0.0332/
Fs1 /0.03582/
Fs2 /0.03022/
Fs3 /0.02919/
Fs4 /0.03318/
Dmin /0.3048/
Dmax /0.762/
nw eficiencia bomba W /0.73/
nx eficiencia bomba X /0.73/
ns eficiencia bomba S /0.73/
nj eficiencia bomba J /0.725/
nr eficiencia bomba R /0.76/
Cenergia costo de la energia en la ciudad de cartagena $-
Watts /1.47594E-10/
tiempo tiempo de operacion en segundos /31536000/
VpT /1/
VpJ /1/
;

```

#### **EQUATIONS**

```

FunObj, BEW, BEX, BES, PTW, PTX, PTS, PaccW, BombaW, PaccX,
EL90T, EL45T, EL90J, EL45J, BombaX, PaccS, BombaS, BombaJ,
BombaR, MIXQ, MIXPo, MIXmiu, BET, BEJ, PerdidaTuberiasT,
PerdidaTuberiasJ, eqRET, eqReJ, FactorFT, FactorFJ,
ValvT1Estandar, ValvJ1Estandar, Pmezclador, Pcodo90T,
Pcodo45T, Pcodo90J, Pcodo45J, CostoTuberiaT, Costo90T,
Costo45T, CostoValvT1, CostoTuberiaJ, Costo90J, Costo45J,
CostoValvJ1, PotenciaW, PotenciaX, PotenciaS, PotenciaJ,
PotenciaR, CoperacionW, CoperacionX, CoperacionS,
CoperacionJ, CoperacionR decW, decX, decS, decR, decK, decT,
decJ,
;

```

```

FunObj..C=E=CtuberiasT+CtuberiasJ+Cv1T+Cv1J+Cacc1T+Cacc2T+Cac
c1J+Cacc2J+Copw+Copx+Cops+Copj+Copr;

```

**\*TRAMO W**

```

BEW.. ((Patm-Pc)/(Po1*g))+(Zw1-Zw2)-
((1/(2*g))* (16/((pi**2)*(Dw5)**4))*Q1**2)-HtuberiasW-
HaccW+HbombaW-HplaW=E=0;

```

**\*Perdidas por tuberías en el tramo W**

```

PTW.. HtuberiasW=E=((8*Lw1)/((pi**2)*g*Dw1**5))*fw1*Q1**2
      +((8*Lw2)/((pi**2)*g*Dw2**5))*fw2*Q1**2
      +((8*Lw3)/((pi**2)*g*Dw3**5))*fw3*Q1**2
      +((8*Lw4)/((pi**2)*g*Dw4**5))*fw4*Q1**2
      +((8*Lw5)/((pi**2)*g*Dw5**5))*fw5*Q1**2);
*Perdida por accesorios en el tramo W
PaccW.. HaccW=E=46*Q1**2;
*Cabeza de la bomba tramo W
DecW.. W1+W2+W3=E=1;
BombaW.. HbombaW =E= W1*( -(35469*(Q1**3)) + (2001.4*(Q1**2))
- 43.741*Q1 + 67.967 )
      + W2*( -(2582.1*(Q1**2)) + 91.865*Q1 + 128.13
)
      + W3*( -(2801.1*(Q1**2)) + 135.81*Q1 + 156.5
);

*TRAMO X
BEX.. ((Patm-Pc)/(Po2*g))+(Zx1-Zx2)-
((1/(2*g))*(16/((pi**2)*(Dx4)**4))*Q2**2)-HtuberiasX-
HaccX+HbombaX-HplaX=E=0;
*PTX hace referencia a la perdida de friccion en tuberias en
el tramo X
PTX.. HtuberiasX=E=((8*Lx1)/((pi**2)*g*Dx1**5))*fx1*Q2**2
      +((8*Lx2)/((pi**2)*g*Dx2**5))*fx2*Q2**2
      +((8*Lx3)/((pi**2)*g*Dx3**5))*fx3*Q2**2
      +((8*Lx4)/((pi**2)*g*Dx4**5))*fx4*Q2**2);
*Perdida por accesorios tramo X
PaccX.. HaccX=E=56*Q2**2;
*Cabeza de la bomba tramo X
DecX.. X1+X2+X3=E=1;
BombaX.. HbombaX =E= X1*( -(37646*(Q2**3)) + (2174.8*(Q2**2))
- 128.5*Q2 + 68.599)
      + X2*( -(2482.7*(Q2**2)) - 8.4178*Q2 + 130.96
)
      + X3*( -(2710.5*(Q2**2)) + 32.077*Q2 +
155.86);

*TRAMO S
BES.. ((Patm-Pc)/(Po3*g))+(Zs1-Zs2)-
((1/(2*g))*(16/((pi**2)*(Ds4)**4))*Q3**2)-HtuberiasS-HaccS+
HbombaS-HplaS=E=0;
*Perdida por tuberías tramo S
PTS.. HtuberiasS=E=((8*Ls1)/((pi**2)*g*Ds1**5))*fs1*Q3**2
      +((8*Ls2)/((pi**2)*g*Ds2**5))*fs2*Q3**2
      +((8*Ls3)/((pi**2)*g*Ds3**5))*fs3*Q3**2

```

```

+(((8*LS4)/((PI**2)*G*DS4**5))*FS4*Q3**2);
*Perdida por accesorios tramo S
PaccS.. HaccS=E= 54*Q3**2;
*Cabeza de la bomba S
DecS.. S1+S2+S3=E=1;
BombaS.. HbombaS =E= S1*(- (33283*(Q3**3)) + (1952.3*(Q3**2))
-213.64*Q3 + 86.081)
+ S2*(- (25935*(Q3**3)) + 1952.3*Q3**2 -
274.17*Q3+ 141.77)
+ S3*( (-23494*(Q3**3)) + (1952.3*(Q3**2))
- 302.66*Q3 + 172.76);

*PUNTO DE MEZCLA
*Mezcla de caudales
MIXQ.. QT=E=Q1+Q2+Q3;
*Densidad de la mezcla
MIXPO.. Po=E=((Po1*Q1)+(Po2*Q2)+(Po3*Q3))/(Q1+Q2+Q3);
*Viscosidad de la mezcla
MIXmiu.. Miu=E=((Miu1*Q1)+(Miu2*Q2)+(Miu3*Q3))/(Q1+Q2+Q3);

*TRAMO T
BET.. ((Pc-Patm)/(Po*g))+(Zt1-Zt2)-
((1/(2*g))*(16/((PI**2)*(DT)**4))*QT**2)-HtuberiasT-HaccT1-
HaccT2-Hmezclador-(Hvalt1)=E=0;

*MEZCLADOR
Pmezclador.. Hmezclador=E=DeltaPmezclador/(Po*g);
*TUBERIAS (T)
EqRET.. ReT=E=(Po/miu)*(4/PI)*(QT/DT);
FactorFT.. fT =E= (-1/(1.8*log10(((RUG/DT)/3.7)**1.1 +
(6.9/ReT))))**2;
PerdidaTuberiasT.. HtuberiasT=E=
fT*( (8*LT*QT**2)/(PI**2*g*DT**5));

*VALVULAS (T)
ValvT1Estandar..
Hvalt1=E=nvT*(2.725*(1/VpT)**(1.393))*((8*QT**2)/(g*PI**2*DT*
**4));
ValvT2Angulo..
Hvalt2=E=nvT*(1.5918*(1/VpT)**(1.22))*((8*QT**2)/(g*PI**2*DT*
**4));
ValvT3tipoY..
Hvalt3=E=nvT*(1.0385*(1/VpT)**(1.147))*((8*QT**2)/(g*PI**2*DT
**4));

```

**\*ACCESORIOS (T)**

**\*Codo 90° Accesorio T1**

Pcodo90T.. HaccT1=E=n90T\*K90\*((8\*QT\*\*2)/(g\*(pi\*\*2)\*(DT)\*\*4));

**\*Codo 45° Accesorio T2**

Pcodo45T.. HaccT2=E=n45T\*K45\*((8\*QT\*\*2)/(g\*(pi\*\*2)\*(DT)\*\*4));

**\*TRAMO J**

BEJ.. ((Patm-P001)/(Po\*g))+(Zj1-Zj2)-  
((1/(2\*g))\*(16/((pi\*\*2)\*(DJ)\*\*4))\*QJ\*\*2)-HtuberiasJ-HaccJ1-  
HaccJ2-(J1\*HvalJ1)-(J2\*Hvalj2)-  
(j3\*hvalj3)+HbombaJ+HbombaR=E=0;

DecJ..j1+j2+j3=E=1;

**\*TUBERIAS (J)**

EqREJ.. ReJ=E=(Po/miu)\*(4/pi)\*(QJ/DJ);

FactorFJ.. fJ =E= (-1/(1.8\*log10(((rug/DJ)/3.7)\*\*1.1 +  
(6.9/ReJ))))\*\*2;

PerdidaTuberiasJ.. HtuberiasJ=E=  
fJ\*((8\*LJ\*QJ\*\*2)/(Pi\*\*2\*g\*DJ\*\*5));

**\*VALVULAS (J)**

ValvJ1Estandar..

HvalJ1=E=nvJ\*(2.725\*(1/VpJ)\*\*(1.393))\*((8\*QJ\*\*2)/(g\*pi\*\*2\*DJ\*\*4));

ValvJ2Angulo..

HvalJ2=E=nvJ\*(1.5918\*(1/VpJ)\*\*(1.22))\*((8\*QJ\*\*2)/(g\*pi\*\*2\*DJ\*\*4));

ValvJ3tipoY..

HvalJ3=E=nvJ\*(1.0385\*(1/VpJ)\*\*(1.147))\*((8\*QJ\*\*2)/(g\*pi\*\*2\*DJ\*\*4));

**\*ACCESORIOS (J)**

**\*Codo 90° Accesorio J1**

Pcodo90J.. HaccJ1=E=n90J\*K90\*((8\*QJ\*\*2)/(g\*(pi\*\*2)\*(DJ)\*\*4));

**\*Codo 45° Accesorio J2**

Pcodo45J.. HaccJ2=E=n45J\*K45\*((8\*QJ\*\*2)/(g\*(pi\*\*2)\*(DJ)\*\*4));

**\*BOMBAS (J)**

DecK.. K1+K2+K3=E=1;

BOMBAJ.. HbombaJ =E= K1\*(-(5907.2\*(QJ\*\*3)) - (150.01\*(QJ\*\*2))  
+ 48.294\*QJ + 67.619)  
+ K2\*(-(1109.9\*(QJ\*\*2)) + 128.93\*QJ + 138.27)  
+ K3\*( (1653.4\*(QJ\*\*3)) - (1692.6\*(QJ\*\*2)) +  
187.96\*QJ + 142.92 );

**\*BOMBA (R)**



CoperacionS.. Cops=E=Ps\*Cenergia\*tiempo;  
 CoperacionJ.. Copj=E=Pj\*Cenergia\*tiempo;  
 CoperacionR.. Copr=E=Pr\*Cenergia\*tiempo;

**\*RESTRICCIONES**

Q1.lo=0.045;                   HtuberiasT.up=100;       CtuberiasT.lo=1;  
 Q1.up=0.06;                   HtuberiasJ.lo=0.001;   CtuberiasT.up=1E+10;  
 Q2.lo=0.045;                   HtuberiasJ.up=100;       CtuberiasJ.lo=1;  
 Q2.up=0.06;                   HaccW.lo=0.001;         CtuberiasJ.up=1E+10;  
 Q3.lo=0.045;                   HaccW.up=1000;         Cv1T.lo=0.1;  
 Q3.up=0.06;                   HaccX.lo=0.001;         Cv1T.up=100000;  
 QT.lo=0.138;                  HaccX.up=1000;         Cv2T.lo=0.1;  
 QT.up=0.207;                  HaccS.lo=0.001;         Cv2T.up=100000;  
   QJ.lo=0.14;                 HaccS.up=1000;         Cv3T.lo=0.1;  
 QJ.up=0.16;                  HaccT1.lo=0.001;        Cv3T.up=100000;  
 Dt.lo=Dmin;                  HaccT1.up=1000;        Cacc1T.lo=0.1;  
 Dt.up=Dmax;                  HbombaW.lo=0.01;        Cacc1T.up=1E+10;  
 DJ.lo=Dmin;                  HbombaW.up=1000;        Cacc2T.lo=0.1;  
 DJ.up=Dmax;                  HbombaX.lo=0.01;        Cacc2T.up=1E+10;  
 LT.lo=800;                    HbombaX.up=1000;        Cv1J.lo=0.1;  
 LT.up=1200;                  HbombaS.lo=0.01;        Cv1J.up=100000;  
 LJ.lo=1300;                  HbombaS.up=1000;        Cacc1J.lo=0.1;  
 LJ.up=1600;                  HbombaJ.lo=0.01;        Cacc1J.up=1E+10;  
 Nvt.lo=5;                    HbombaJ.up=1000;        Cacc2J.lo=0.1;  
 Nvt.up=10;                    miu.lo=0.001;            Cacc2J.up=1E+10;  
 NvJ.lo=8;                    miu.up=1000;            Hmezclador.lo=0.1;  
 NvJ.up=15;                    po.lo=0.001;            Hmezclador.up=10000  
 N90T.lo=22;                  po.up=10000;            HaccT2.lo=0.1;  
 N90T.up=30;                  ReT.lo=4000;            HaccT2.up=100;  
 N45T.lo=20;                  ReT.up=100000;         HaccJ1.lo=0.1;  
 N45T.up=30;                  ReJ.lo=4000;            HaccJ1.up=100;  
 N90J.lo=35;                  ReJ.up=100000;         HaccJ2.lo=0.1;  
 N90J.up=50;                  fT.lo=0.00001;         HaccJ2.up=100;  
 N45J.lo=30;                  fT.up=1;                 HvalT1.lo=0.01;  
 N45J.up=50;                  fJ.lo=0.00001;         HvalT1.up=1000;  
 Pc.lo=0.001;                 fJ.up=1;                 HvalJ1.lo=0.01;  
 Pc.up=1E+10;                 P001.lo=1;               HvalJ1.up=1000;  
 HtuberiasW.lo=0.001;        P001.up=3.178\*10\*\*6;   Leq90T.lo=0.1;  
 HtuberiasW.up=100;         HPlaW.lo=0;             Leq90T.up=1E+10;  
 HtuberiasX.lo=0.001;        HPlaW.up=200;           Leq45T.lo=0.1;  
 HtuberiasX.up=100;         HplaX.lo=0.1;           Leq45T.up=1E+10;  
 HtuberiasS.lo=0.001;        HplaX.up=200;           Leq90J.lo=0.1;  
 HtuberiasS.up=100;         HplaS.lo=0.1;           Leq90J.up=1E+10;  
 HtuberiasT.lo=0.001;        HplaS.up=200;           Leq45J.lo=0.1;

```

Leq45J.up=1E+10;      Pj.up=1E+10;          CopX.up=1E+10;
Pw.lo=0.1;             Pr.lo=0.1;             CopS.lo=0.1;
Pw.up=1E+10;          Pr.up=1E+10;          CopS.up=1E+10;
Px.lo=0.1;             HbombaR.lo=0.01;      CopR.lo=0.1;
Px.up=1E+10;          HbombaR.up=1000;      CopR.up=1E+10;
Ps.lo=0.1;             CopW.lo=0.1;          CopJ.lo=0.1;
Ps.up=1E+10;          CopW.up=1E+10;        CopJ.up=1E+10;
Pj.lo=0.1;             CopX.lo=0.1;

```

**MODEL** MODELOOPTIMIZACION /All/;

**SOLVE** MODELOOPTIMIZACION USING RMINLP MINIMIZING C;

Iter	Phase	Ninf	Infeasibility	RGmax	NSB	Step	InItr	MX	OK
46	1	7	9.2627537334E+00	6.9E-01	4	4.8E-02		F	T
51	2	7	9.2559119876E+00	2.8E-03	1	1.0E+00		F	T
56	2	4	6.2260604513E+00	4.8E-01	2	1.0E+00	3	T	T
61	1	4	6.1447434103E+00	2.4E-02	4	0.0E+00		T	T
66	2	3	1.2353830351E+00	1.8E-03	1	1.9E+00	1	T	T

\*\* Feasible solution. Value of objective = 10299.8758451

Iter	Phase	Ninf	Objective	RGmax	NSB	Step	InItr	MX	OK
71	3		1.0163302553E+04	5.7E+03	1	4.6E-07		T	T
76	3		8.8880703332E+03	0.0E+00	0	0.0E+00	0	F	T
77	3		8.8880703332E+03	0.0E+00	0				

\*\* Optimal solution. There are no superbasic variables.

--- DICOPT: Setting up first MIP

--- DICOPT: Relaxed NLP gives integer solution

The Relaxed NLP gave a solution where all the integer variables have integral values. There is no need to to continue the search.

--- Restarting execution

--- FINAL.gms (692) 2 Mb

--- Reading solution for model MODELOOPTIMIZACION

\*\*\* Status: Normal completion

--- Job FINAL.gms Stop 04/11/17 11:30:30 elapsed 0:00:00.813

## Anexo H. Nomenclatura de variables del modelo

### VARIABLES

$C$  : costo total del sistema ,  $m^3/s$

### VARIABLES POSITIVAS

$QT$ : caudal en el tramo  $T$  ,  $m^3/s$

$QJ$ : caudal en el tramo  $J$  ,  $m^3/s$

$Q1$ : caudal del tramo  $W$  ,  $m^3/s$

$Q2$ : caudal del tramo  $X$  ,  $m^3/s$

$Q3$ : caudal del tramo  $S$  ,  $m^3/s$

$P_c$ : presión en el punto común de mezcla ,  $Pa$

$H_{plaW}$ : pérdida generada por platina en el tramo  $W$ ,  $m$

$H_{plaX}$ : pérdida generada por platina en el tramo  $X$ ,  $m$

$H_{plaS}$ : pérdida generada por platina en el tramo  $S$ ,  $m$

$DT$ : diámetro de tubería en el tramo  $T$ ,  $m$

$DJ$ : diámetro de tubería en el tramo  $J$ ,  $m$

$LT$ : longitud de tubería en el tramo  $T$ ,  $m$

$LJ$ : longitud de tubería en el tramo  $J$ ,  $m$

$V_pT$ : apertura de la válvula en tramo  $T$

$V_pJ$ : apertura de válvula en el tramo  $J$

$P_o$ : densidad de la mezcla en punto común,  $kg/m^3$

$C_{tuberiasT}$  : costo de tubería del tramo  $T$  ,  $COP$

$C_{tuberiasJ}$ : costo de tubería del tramo  $J$ ,  $COP$

$C_{v1T}$ : costo de válvula tipo estándar en el tramo  $T$ ,  $COP$

$C_{v2T}$ : costo de válvula tipo ángulo en el tramo  $T$ ,  $COP$

$C_{v3T}$ : costo de válvula tipo  $Y$  en el tramo  $T$ ,  $COP$

$C_{acc1T}$ : costo de codo de  $90^\circ$  en el tramo  $T$ ,  $COP$

$C_{acc2T}$ : costo de codo de  $45^\circ$  en el tramo  $T$ ,  $COP$

$C_{v1J}$ : costo de válvula tipo estándar en el tramo  $J$ ,  $COP$

$C_{v2J}$ : costo de válvula tipo ángulo en el tramo  $J$ ,  $COP$

$C_{v3J}$ : costo de válvula tipo  $Y$  en el tramo  $J$ ,  $COP$

$C_{acc1J}$ : costo de codo de  $90^\circ$  en el tramo  $J$ ,  $COP$

$C_{acc2J}$ : costo de codo de  $45^\circ$  en el tramo  $J$ ,  $COP$

$\mu$ : viscosidad de la mezcla desde el punto común,  $pa \cdot s$

$H_{tuberiasW}$ : pérdidas por fricción en tuberías del tramo  $W$ ,  $m$

$H_{accW}$ : pérdidas generadas por accesorios en el tramo  $W$ ,  $m$

$H_{bombaW}$ : cabeza de bomba 146 – P – 003 AB,  $m$

$H_{bombaJ}$  : cabeza de bomba 100 – P – 001 ABC,  $m$

$H_{tuberiasX}$ : pérdidas por tuberías en el tramo  $X$ ,  $m$

$H_{accX}$ : pérdidas por accesorios en el tramo  $X$ ,  $m$

$H_{bombaX}$ : cabeza de la bomba 146 – P – 002 AB,  $m$

$H_{tuberiasS}$ : pérdidas por tuberías del tramo  $S$ ,  $m$

$H_{accS}$ : pérdidas por accesorios en el tramo  $S$ ,  $m$

$H_{bombaS}$ : cabeza de bomba 146 – P – 001 ABC,  $m$

$H_{tuberiasT}$ : pérdidas por tuberías en el tramo  $T$ ,  $m$

$H_{tuberiasJ}$ : pérdidas por tuberías en el tramo  $J$ ,  $m$

$H_{accT1}$ : pérdidas por codo  $90^\circ$  en tramo  $T$ ,  $m$

$H_{accT2}$ : pérdidas por codo  $45^\circ$  en tramo  $T$ ,  $m$

*HaccJ1: pérdidas por codo de 90° en tramo J, m*  
*HaccJ2: pérdidas por codo de 45° en tramo J, m*  
*Hmezclador: pérdida de cabeza en mezclador estatico, m*  
*HvalT1: pérdida generada por valvula estandaren el tramo T, m*  
*HvalT2: pérdida generada por valvula en angulo en el tramo T, m*  
*HvalT3: pérdida generada por valvula tipo en Y en el tramo T, m*  
*HvalJ1: pérdida generada por valvula tipo estandar en el tramo J, m*  
*HvalJ2: pérdida generada por valvula en angulo en el tramo J, m*  
*HvalJ3: pérdida generada por valvula tipo en Y en el tramo J, m*  
*ReT: reynolds de la mezcla en el tramo T*  
*ReJ: reynolds de la mezcla en el tramo J*  
*fT: factor de friccion en el tramo T*  
*fJ: factor de friccion en el tramo J*  
*Leq90T: longitud equivalente de codo de 90° en el tramo T, m*  
*Leq45T: longitud equivalente de codo de 45° en el tramo T, m*  
*Leq90J: longitud equivalente de codo de 90° en el tramo J, m*  
*Leq45J: longitud equivalente de codo de 45° en el tramo J, m*  
*P001: presion de descarga de la bomba 100 – CDU – P – 001, Pa*  
*Pw: Potencia de la bomba 146 – P – 003, Watts*  
*Px: Potencia de la bomba 146 – P – 002, Watts*  
*Ps: Potencia de la bomba 146 – P – 001, Watts*  
*Pj: Potencia de la bomba Nueva, Watts*  
*Pr: Potencia de la bomba 100 – CDU – P – 001ABC, Watts*  
*HbombaR: cabeza de la bomba 100 – CDU – P – 001, m*  
*CopW: costo de operacion de la bomba 146 – P – 003AB, COP*  
*CopX: costo de operacion de la bomba 146 – P – 002AB, COP*  
*CopS: costo de operacion de la bomba 146 – P – 001ABC, COP*  
*CopR: costo de operacion de la bomba 100 – CDU – P – 001ABC, COP*  
*CopJ: costo de operacion de la bomba Nueva, COP*

#### VARIABLES ENTERAS

*NvT: numero de valvulas en el tramo T*  
*N90T: numero de codos de 90° en el tramo T*  
*N45T: numero de codos de 45° en el tramo T*  
*NvJ: numero de valvulas en el tramo J*  
*N90J: numero de codos de 90° en el tramo J*  
*N45J: numero de codos de 45° en el tramo J*

#### VARIABLES BINARIAS

*W1, W2, W3: representa una decisión de seleccion del diametro de impeller para la bomba 146 – P – 003AB*  
*S1, S2, S3: representa una decisión de seleccion del diametro de impeller para la bomba 146 – P – 001ABC*  
*X1, X2, X3: representa una decisión de seleccion del diametro de impeller para la bomba 146 – P – 002AB*  
*J1, J2, J3 : representa una decision del tipo de valvula seleccionada en el tramo J*  
*K1, K2, K3: representa una decision de seleccion del diametro de impeller de la bomba nueva*  
*T1, T2, T3: representa una decision del tipo de valvula seleccionada en el tramo T*  
*R1, R2, R3: representa una decisión de seleccion del diametro de impeller*

para la bomba 100 – CDU – P – 001ABC

## ESCALARES

$g$  gravedad = 9.8 m/s<sup>2</sup>

Po1 densidad tramo w = 800 kg/m<sup>3</sup>

Po2 densidad tramo x = 930 kg/m<sup>3</sup>

Po3 densidad tramo s = 930 kg/m<sup>3</sup>

$\pi$  constante = 3.14

miu1 viscosidad tramo w = 0.02 Pa \* s

miu2 viscosidad tramo x = 0.2212 Pa \* s

miu3 viscosidad tramo s = 0.2212 Pa \* s

rug rugosidad = 0.0002 m

Patm presion atmosferica = 101325 Pa

Zw1 altura 1 tramo W = 10.541 m

Zw2 altura 2 tramo W = 11 m

Zx1 altura 1 tramo X = 10.541 m

Zx2 altura 2 tramo X = 11 m

Zs1 altura 1 tramo s = 11.633 m

Zs2 altura 2 tramo s = 11 m

Zt1 altura 1 ultimo tramo = 11 m

Zt2 altura 2 ultimo tramo = 11.252 m

Zj1 altura 1 tramo J = 11 m

Zj2 altura 2 tramo J = 12 m

Dw1 diametro 1 tramo w = 0.6096 m

Dw2 diametro 2 tramo w = 0.762 m

Dw3 diametro 3 tramo w = 0.4064 m

Dw4 diametro 4 tramo w = 0.3048 m

Dw5 diametro 5 tramo w = 0.4572 m

Lw1 longitud 1 tramo w = 55.4736 m

Lw2 longitud 2 tramo w = 749.9184 m

Lw3 longitud 3 tramo w = 15.25 m

Lw4 longitud 4 tramo w = 15.25 m

Lw5 longitud 5 tramo w = 308.1528 m

Dx1 diametro 1 tramo x = 0.6096 m

Dx2 diametro 2 tramo x = 0.762 m

Dx3 diametro 3 tramo x = 0.254 m

Dx4 diametro 4 tramo x = 0.4064 m

Lx1 longitud 1 tramo x = 397.764 m

Lx2 longitud 2 tramo x = 4.2672 m

Lx3 longitud 3 tramo x = 9.144 m

Lx4 longitud 4 tramo x = 308 m

Ds1 diametro 1 tramo s = 0.6096 m

Ds2 diametro 2 tramo s = 0.3048 m

Ds3 diametro 3 tramo s = 0.254 m

Ds4 diametro 4 tramo s = 0.4572 m

Ls1 longitud 1 tramo s = 355.092 m

Ls2 longitud 2 tramo s = 9.144 m

Ls3 longitud 3 tramo s = 9.144 m

Ls4 longitud 4 tramo s = 927.2016 m

DeltaPmezclador caida de presion en el mezclador = 103421 pa

K90 constante codo 90° = 1.1

K45 constante codo 45° = 0.4

$Fw1 = 0.0573$   
 $Fw2 = 0.0626$   
 $Fw3 = 0.0494$   
 $Fw4 = 0.0450$   
 $Fw5 = 0.0515$   
 $Fx1 = 0.0370$   
 $Fx2 = 0.0395$   
 $Fx3 = 0.0299$   
 $Fx4 = 0.0332$   
 $Fs1 = 0.03582$   
 $Fs2 = 0.03022$   
 $Fs3 = 0.02919$   
 $Fs4 = 0.03318$   
 $Lmax = 1800 \text{ m}$   
 $Lmin = 1200 \text{ m}$   
 $Dmin = 0.254 \text{ | } 0.3048 \text{ m}$   
 $Dmax = 1.016 \text{ m}$   
 $nw \text{ eficiencia bomba } W = 0.73$   
 $nx \text{ eficiencia bomba } X = 0.73$   
 $ns \text{ eficiencia bomba } S = 0.73$   
 $nj \text{ eficiencia bomba } J = 0.725$   
 $nr \text{ eficiencia bomba } R = 0.76$   
 $Cenergia \text{ costo de la energia en la ciudad de cartagena} = 1.47594E - 10 \text{ \$} - \text{Watts}$   
 $tiempo \text{ tiempo de operacion} = 31536000 \text{ s}$

## Anexo I. Diseño de platinos para el caso 3

Tramo W

Tag No.: 146-TKF-FE-003		Service Description: CARGAA U-100		Line No.:					
<b>Fluid Data</b> State: Liq Vol-SG@Flowing Fluid: HI SULFUR Gf1: 0.8030 Pfl: 553.18 kPa-ab Tfl: 100.00 deg F u: 10.0000 cPoise Fp: 1.0000 Pv: 53.0896 kPa-ab		<b>Meter/Pipe Data</b> Meter Type: ORIFICE PLATE Meter Style: CONCENTRIC Tap Style: FLANGE TAPS Meter Material: 316/316L SS Nom. Pipe Size: 12.00 in Pipe I.D.: 11.938 in Pipe Schedule: 40 Pipe Material: CARBON STEEL Sizing Parameter: FLOWMETER CALC FOR BORE Discharge Coefficient Standard: ASME MFC-3M (1989)/ISO 5167 (1991)		<b>Calculation Results</b> Sizing Factor, Sm = 0.05 Pipe RD @ Oper = 20207 Disch Coef, C = 0.60 Bore Expan, FaD = 1.00 Pipe Expan, FaD = 1.00 Orifice Uncertainty = 0.50 % Beta, β = 0.28 Bore = 3.33 in dPn = 506.91 in WC Velocity @ Throat = 40.30 ft/s Beta Calc @ 86.93 % Full Scale Flow Permanent dP Loss = 91.05 %					
<b>Sizing Data</b> qm: 37509 USbb/d qn: 32606 USbb/d dPm: 670.82 in WC		<b>Base Conditions</b> Tap Location: UPSTREAM Pb: 14.69595 psia Tb: 60.00 deg F dP Ref @: 68.00 deg F Patm: 101.33 kPa-ab		<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th>Rev</th> <th>Date</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>0</td> <td>11 Apr 2017</td> </tr> </tbody> </table> <div style="text-align: right; margin-top: 5px;"> <input type="button" value="Calculate"/> </div>		Rev	Date	0	11 Apr 2017
Rev	Date								
0	11 Apr 2017								
Calc Memo:									

Tramo X

Tag No.: 145-TKF-FE-002	Service Description: CARGAA U-100	Line No.:
<b>Fluid Data</b>	<b>Meter/Pipe Data</b>	<b>Calculation Results</b>
State: Lig Vol-SG@Flowing	Meter Type: ORIFICE PLATE	Sizing Factor, Sm = 0.04
Fluid: LOW SULF CRUDE	Meter Style: CONIC	Pipe RD @ Oper = 914
GI1: 0.9280	Tap Style: CORNER TAPS	Disch Coef, C = 0.73
PI1: 553.18 kPa-ab	Meter Material: 316/316L SS	Bore Expan, Fad = 1.00
TI1: 100.00 deg F	Nom. Pipe Size: 12.00 in	Pipe Expan, Fed = 1.00
u: 221.220 cPois	Pipe I.D.: 11.930 in	Orifice Uncertainty = 2.00 %
Fp: 1.0000	Pipe Schedule: 40	Beta, B = 0.24
Pv: 26.2001 kPa-ab	Pipe Material: CARBON STEEL	Bore = 2.92 in
<b>Sizing Data</b>	Sizing Parameter: FLOWMETER CALC FOR BORE	dPn = 497.27 in wC
qm: 37509 USbb/d	Discharge Coefficient Standard: R/W Miller, 3rd Edition	Velocity @ Throat = 52.43 ft/s
qn: 28217 USMM/d	<b>Base Conditions</b>	Beta Calc @ 75.23 % Full Scale Flow
dPn: 676.71 in wC	Tap Location: UPSTREAM	Permanent dP Loss = 91.50 %
<b>Factors</b>	Pb: 14.69595 psia	Rev: 0
<input type="checkbox"/> Manometer Correction Factor	Tb: 60.00 deg F	Date: 11 Apr 2017
<input type="checkbox"/> Drain/Vent Correction Factor	dP Ref @: 60.00 deg F	Calculate
<input type="checkbox"/> Water Vapor Correction Factor	Patm: 101.33 kPa-ab	
<input type="checkbox"/> Saturated Liquid Correction Factor		
<input type="checkbox"/> Vapor Quality Correction Factor		
Calc Memo:		

Tramo S

Tag No.: 145-TKF-FE-001	Service Description: CARGAA U-100	Line No.:
<b>Fluid Data</b>	<b>Meter/Pipe Data</b>	<b>Calculation Results</b>
State: Lig Vol-SG@Flowing	Meter Type: ORIFICE PLATE	Sizing Factor, Sm = 0.03
Fluid: HEAVY CRUDE	Meter Style: CONIC	Pipe RD @ Oper = 791
GI1: 0.9280	Tap Style: CORNER TAPS	Disch Coef, C = 0.73
PI1: 553.18 kPa-ab	Meter Material: 316/316L SS	Bore Expan, Fad = 1.00
TI1: 100.00 deg F	Nom. Pipe Size: 12.00 in	Pipe Expan, Fed = 1.00
u: 221.220 cPois	Pipe I.D.: 11.930 in	Orifice Uncertainty = 2.00 %
Fp: 1.0000	Pipe Schedule: 40	Beta, B = 0.22
Pv: 26.2001 kPa-ab	Pipe Material: CARBON STEEL	Bore = 2.58 in
<b>Sizing Data</b>	Sizing Parameter: FLOWMETER CALC FOR BORE	dPn = 610.38 in wC
qm: 37509 USbb/d	Discharge Coefficient Standard: R/W Miller, 3rd Edition	Velocity @ Throat = 67.00 ft/s
qn: 24446 USbb/d	<b>Base Conditions</b>	Beta Calc @ 65.17 % Full Scale Flow
dPn: 1437.00 in wC	Tap Location: UPSTREAM	Permanent dP Loss = 93.35 %
<b>Factors</b>	Pb: 14.69595 psia	Rev: 0
<input type="checkbox"/> Manometer Correction Factor	Tb: 60.00 deg F	Date: 11 Apr 2017
<input type="checkbox"/> Drain/Vent Correction Factor	dP Ref @: 60.00 deg F	Calculate
<input type="checkbox"/> Water Vapor Correction Factor	Patm: 101.33 kPa-ab	
<input type="checkbox"/> Saturated Liquid Correction Factor		
<input type="checkbox"/> Vapor Quality Correction Factor		
Calc Memo:		

## Anexo J. Tabla de resultados del modelo

### Caso 1

FUNCION OBJETIVO	
C(MMCOP)	10099.582
VARIABLES INDEPENDIENTES	
Q1 (m3/s)	0.048
Q2 (m3/s)	0.045
Q3 (m3/s)	0.045
QT (m3/s)	0.138
QJ (m3/s)	0.157
Pc (Pa)	8.7960E+05
HplaW (m)	71.469
HplatX (m)	77.84
HplatS (m)	87.036
DT (m)	0.254
DJ (m)	0.254
LT (m)	800
LJ (m)	1300
COSTOS (mmCOP)	
CtuberiasT	1370.353
CtuberiasJ	2226.824
Cv1T	69.378
Cv1J	111.004
Caac1T	257.216
Caac2T	85.03
Caac1J	424.968
Caac2J	132.457
CopW	375.669
CopX	397.586
CopS	420.894
CopR	3031.254
CopJ	1196.949
No VALVULAS Y ACC	
NvT	5
N90T	22
N45T	20
NvJ	8
N90J	35
N45J	30

VARIABLES DEPENDIENTES	
Po (kg/m3)	884.783
miu (Pa*s)	0.151
HbombaW (m)	156.565
HbombaX (m)	152.04
HbombaS (m)	160.953
HbombaJ (m)	137.159
HbombaR (m)	364.122
fT	0.041
fJ	0.039
ReT	4049.585
ReJ	4600.264
HtuberiasW (m)	0.256
HaccW (m)	0.106
HtuberiasX (m)	0.227
HaccX (m)	0.113
HtuberiasS (m)	0.343
HaccS (m)	0.109
HtuberiasT (m)	48.84
HaccT1 (m)	9.167
HaccT2 (m)	3.031
Htuberias(m)	98.62
HaccJ1 (m)	18.821
HaccJ2 (m)	5.866
HvalT1 (m)	5.161
HvalJ1 (m)	10.657
Hmezclador (m)	11.927
P001 (Pa)	3.1780E+06
Leq90T (m)	150.161
Leq45T (m)	49.64
Leq90J (m)	248.092
Leq45J (m)	77.327
Pw (Watt/s)	8.071E+04
Px (Watt/s)	8.5419E+04
Ps (Watt/s)	9.0427E+04
Pj (Watt/s)	2.5716E+05
Pr (Watt/s)	6.5125E+05

## Caso 2

FUNCION OBJETIVO	
C(mmCOP)	8900.274
VARIABLES INDEPENDIENTES	
Q1 (m3/s)	0.06
Q2 (m3/s)	0.052
Q3 (m3/s)	0.045
QT (m3/s)	0.157
QJ (m3/s)	0.157
Pc (Pa)	4.7376E+05
HplaW (m)	31.35
HplatX (m)	32.721
HplatS (m)	48
DT (m)	0.305
DJ (m)	0.305
LT (m)	800
LJ (m)	1300
VARIABLES DEPENDIENTES	
Po (kg/m3)	880.314
miu (Pa*s)	0.144
HbombaW (m)	64.886
HbombaX (m)	62.507
HbombaS (m)	77.388
HbombaJ (m)	48.649
HbombaR (m)	173.96
fT	0.041
fJ	0.041
ReT	4000
ReJ	4000
HtuberiasW (m)	0.401
HaccW (m)	0.166
HtuberiasX (m)	0.304
HaccX (m)	0.151
HtuberiasS (m)	0.343
HaccS (m)	0.109
HtuberiasT (m)	19.89
HaccT1 (m)	5.706
HaccT2 (m)	1.886
Htuberias J (m)	32.321
HaccJ1 (m)	9.078
HaccJ2 (m)	2.83
HvalT1 (m)	3.213
HvalJ1 (m)	5.14
Hmezclador (m)	11.988
PO01 (Pa)	1.5852E+06
Leq90T (m)	180.169
Leq45T (m)	59.56
Leq90J (m)	286.633
Leq45J (m)	89.34
Pw (Watt/s)	4.181E+04
Px (Watt/s)	4.0570E+04
Ps (Watt/s)	4.3478E+04
Pj (Watt/s)	90878.955
Pr (Watt/s)	3.1000E+05

VARIABLES BINARIAS	
W1	1
W2	0
W3	0
X1	1
X2	0
X3	0
S1	1
S2	0
S3	0
K1	1
K2	0
K3	0
R1	1
R2	0
R3	0
No VALVULAS Y ACC	
NvT	5
N90T	22
N45T	20
NvJ	8
N90J	35
N45J	30
COSTOS (MMCOP)	
CtuberiasT	1805.445
CtuberiasJ	2933.848
Cv1T	122.975
Cv1J	196.76
Caac1T	406.607
Caac2T	134.416
Caac1J	646.875
Caac2J	201.623
CopW	194.613
CopX	188.836
CopS	202.37
CopR	1442.905
CopJ	422.998

### Caso 3

FUNCION OBJETIVO	
C(MMCOP)	8888.07
VARIABLES INDEPENDIENTES	
Q1 (m3/s)	0.06
Q2 (m3/s)	0.052
Q3 (m3/s)	0.045
QT (m3/s)	0.157
QJ (m3/s)	0.157
Pc (Pa)	5.5318E+05
HplaW (m)	21.219
HplatX (m)	24.051
HplatS (m)	39.285
DT (m)	0.305
DJ (m)	0.305
LT (m)	800
LJ (m)	1300
VARIABLES DEPENDIENTES	
Po (kg/m3)	880.252
miu (Pa*s)	0.144
HbombaW (m)	64.886
HbombaX (m)	62.548
HbombaS (m)	77.388
HbombaJ (m)	48.735
HbombaR (m)	174.106
fT	0.041
fJ	0.041
ReT	4000
ReJ	4000
HtuberiasW (m)	0.401
HaccW (m)	0.166
HtuberiasX (m)	0.301
HaccX (m)	0.15
HtuberiasS (m)	0.343
HaccS (m)	0.109
HtuberiasT (m)	19.905
HaccT1 (m)	5.707
HaccT2 (m)	1.887
HvalT1 (m)	3.213
HvalT2 (m)	1.877
HvalT3 (m)	1.225
HtuberiasJ(m)	32.346
HaccJ1 (m)	9.079
HaccJ2 (m)	2.83
HvalJ1 (m)	5.141
HvalJ2 (m)	3.003
HvalJ3 (m)	1.959
P001 (Pa)	1.5104E+06
Leq90T (m)	180.049
Leq45T (m)	59.52
Leq90J (m)	286.442
Leq45J (m)	89.281
Pw (Watt/s)	4.181E+04
Px (Watt/s)	4.0443E+04
Ps (Watt/s)	4.3478E+04
Pj (Watt/s)	90918.288
Pr (Watt/s)	3.0985E+05

COSTOS (MMCOP)	
CtuberiasT	1803.624
CtuberiasJ	2930.889
Cv1T	0
Cv2T	121.44
Cv3T	0
Cv1J	0
Cv2J	194.305
Cv3J	0
Caac1T	405.927
Caac2T	134.191
Caac1J	645.793
Caac2J	201.286
CopW	194.613
CopX	188.244
CopS	202.37
CopR	1442.208
CopJ	423.181
No VALVULAS Y ACC	
NvT	5
N90T	22
N45T	20
NvJ	8
N90J	35
N45J	30
VARIABLES BINARIAS	
W1	1
W2	0
W3	0
X1	1
X2	0
X3	0
S1	1
S2	0
S3	0
J1	0
J2	1
J3	0
T1	0
T2	0
T3	0
K1	1
K2	0
K3	0
R1	1
R2	0
R3	0