

ESTIMACIÓN DEL VOLUMEN DE MEZCLA FORMADO EN EL TRANSPORTE
DE HIDROCARBUROS POR LOTES PARA UN POLIDUCTO DEL PAÍS USANDO
MODELOS DISPONIBLES EN LA LITERATURA

CARLOS ANDRÉS FLÓREZ DUARTE

SILVERIO ALEXANDER ABRIL REYES

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS

ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

BUCARAMANGA

2015

ESTIMACIÓN DEL VOLUMEN DE MEZCLA FORMADO EN EL TRANSPORTE
DE HIDROCARBUROS POR LOTES PARA UN POLIDUCTO DEL PAÍS USANDO
MODELOS DISPONIBLES EN LA LITERATURA

CARLOS ANDRÉS FLÓREZ DUARTE

SILVERIO ALEXANDER ABRIL REYES

Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de
ingeniero químico

Director:

RAMIRO MARTÍNEZ REY

Ing. Químico Ph.D.

Co-director:

RONALD OSWALDO SÁNCHEZ NÚÑEZ

Ing. Químico

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

2015

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
1. INTRODUCCIÓN.....	13
2. CONCEPTOS TEÓRICOS.....	16
2.1 COEFICIENTE DE DISPERSIÓN AXIAL.....	16
2.2 LONGITUD Y VOLUMEN DE MEZCLA.....	16
2.3 PROCESO DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS POR FLUJO “BATCH”.....	16
2.4 DESCRIPCIÓN DE LOS MODELOS EXPERIMENTALES Y TEÓRICOS QUE ESTUDIAN ESTE FENÓMENO.....	18
3. DESARROLLO EXPERIMENTAL.....	23
3.1 ANÁLISIS E INTERPRETACIÓN DEL PROBLEMA DE FORMACIÓN DE INTERFASES EN EL TRANSPORTE POR LOTES DE HIDROCARBUROS.....	23
3.2 IDENTIFICACIÓN Y DESARROLLO MATEMÁTICO DE LOS MODELOS EXPERIMENTALES Y TEÓRICOS QUE ESTUDIAN ESTE FENÓMENO; ASÍ COMO LAS VARIABLES QUE CONTRIBUYEN A ESTE.....	24
3.3 VISITA TÉCNICA Y TOMA DE DATOS EN LA ESTACIÓN DE BOMBEO.....	28
3.4 ANÁLISIS Y EVALUACIÓN DE LOS MODELOS DESARROLLADOS EN LA ETAPA 2.....	29
3.5 IDENTIFICACIÓN DEL MODELO QUE MEJOR DESCRIBE Y MÁS SE APROXIMA, CON LA TECNOLOGÍA UTILIZADA POR LA ESTACIÓN DE BOMBEO.....	29
4. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	30
5. CONCLUSIONES.....	40
BIBLIOGRAFÍA.....	41

ANEXOS.....43

Lista de tablas

	Pág.
Tabla 1. Relación de velocidades de Taylor.....	25
Tabla 2. Valores de α y β para distintos intervalos de Reynolds y un número de Schmidt=100.....	26
Tabla 3. Valores de λ y C%.....	28
Tabla 4. Resultados longitud de mezcla Taylor.....	31
Tabla 5. Resultados volumen de mezcla Taylor.....	31
Tabla 6. Resultados longitud de mezcla Tichacek y otros.....	32
Tabla 7. Resultados volumen de mezcla Tichacek y otros.....	32
Tabla 8. Resultados longitud de mezcla Aunicky.....	33
Tabla 9. Resultados volumen de mezcla Aunicky.....	33
Tabla 10. Resultados longitud de mezcla Austin y otros.....	34
Tabla 11. Resultados volumen de mezcla Austin y otros.....	35
Tabla 12. Resultados longitud de mezcla Krantz y otros.....	35
Tabla 13. Resultados volumen de mezcla Krantz y otros.....	36
Tabla 14. Resultados longitud de mezcla Oliveira.....	36
Tabla 15. Resultados volumen de mezcla Oliveira.....	37
Tabla 16. Resultados longitud de mezcla Botros.....	37
Tabla 17. Resultados volumen de mezcla Botros.....	38
Tabla 18. Resultados longitud de mezcla Sjenitzer.....	38
Tabla 19. Resultados volumen de mezcla Sjenitzer.....	39

LISTA DE FIGURAS

Pág.

Figura 1. Representación esquemática de una estación para flujo batch.....	17
Figura 2. Representación esquemática de las etapas propuesta para el desarrollo de este trabajo.....	23
Figura 3. Hoja de cálculo principal.....	30
Figura 4. Hoja de cálculo para Taylor.....	31
Figura 5. Hoja de cálculo para Tichacek y otros.....	32
Figura 6. Hoja de cálculo para Aunicky.....	33
Figura 7. Hoja de cálculo para Austin y otros.....	34
Figura 8. Hoja de cálculo para Krantz y otros.....	35
Figura 9. Hoja de cálculo para Oliveira.....	36
Figura 10. Hoja de cálculo para Botros.....	37
Figura 11. Hoja de cálculo para Sjenitzer.....	38

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Expresiones para el cálculo de la viscosidad cinemática de la mezcla.....	43
Anexo B. Desarrollo de la expresión para el cálculo de la longitud de mezcla.....	43
Anexo C. Desarrollo de la expresión para el cálculo de la longitud de mezcla.....	44
Anexo D. Expresiones para el cálculo de la función error y su inversa.....	45
Anexo E. Datos tomados y suministrados en la estación de bombeo, para un diámetro de 0,58 y una longitud de tubería de 100000 m.....	45
Anexo F. Nomenclatura (unidades en el sistema SI).....	46
Anexo G. Evidencia fotográfica de la visita a la estación de bombeo para la recolección de datos.....	47

RESUMEN

Título: “ESTIMACIÓN DEL VOLUMEN DE MEZCLA FORMADO EN EL TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS POR LOTES PARA UN POLIDUCTO DEL PAÍS USANDO MODELOS DISPONIBLES EN LA LITERATURA”.*

Autores: Silverio Alexander Abril Reyes, Carlos Andrés Flórez Duarte.**

Palabras clave: Transporte de hidrocarburos, Volumen de mezcla, Interfase, Modelo matemático, coeficiente de dispersión axial.

En el presente trabajo se realizó un análisis, desarrollo y comparación de una serie de modelos matemáticos que se han presentado como una herramienta para predecir y evaluar el volumen de mezcla generado en el transporte de hidrocarburos por lotes. Esta forma de transporte de hidrocarburos consiste en una red de tuberías, las cuales están compuestas por estaciones de bombeo, estaciones reductoras, estaciones de rebombeo, depósitos de almacenamiento y la tubería de la línea. Los modelos sometidos a estudio han sido obtenidos a partir de conceptos básicos de fenómenos de transporte aplicados en la interfase de los fluidos y del uso del coeficiente de dispersión axial, determinado a partir del uso de ecuaciones semi-empíricas en función del régimen de flujo y del fluido. A partir de esto, se realizó un análisis de los modelos más representativos y por tanto más referenciados en la literatura generados hasta el momento, identificando parámetros que contribuyen a la formación de estas interfases, para finalmente encontrar cual es el modelo que mejor predice el volumen de la interfase. Para validar los modelos se realizó una visita de campo a una estación de bombeo perteneciente a una empresa que refina y distribuye hidrocarburos, con el objetivo de comprender y verificar los procesos que se llevan a cabo en el transporte por lotes de hidrocarburos. Finalmente, para validar y comparar estos modelos se utilizaron datos de campo tomados de la estación de bombeo.

* Trabajo de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de ingeniería Química. Director: Ramiro Martínez Rey PhD. Codirector: Ronald Oswaldo Sánchez Núñez Ing. Químico.

ABSTRAC

Title: “ESTIMATION OF MIXING VOLUME FORMED IN THE HYDROCARBON TRANSPORT IN BATCHES FOR A NATIONAL PIPELINE USING AVAILABLE MODELS IN THE LITERATURE”.*

Authors: Silverio Alexander Abril Reyes, Carlos Andrés Flórez Duarte.**

Keywords: Hydrocarbons Transportation, Mixing volume, interface, mathematical model, axial dispersion coefficient.

In this work we present an analysis, development and comparison from a series of mathematical models that had been introduced as a tool for the prediction and assess from the volume generated by the hydrocarbon transported in batches. This form of transportation of hydrocarbons consist in a network of pipes, which are composed by pumping stations, reducing stations, storage tanks and pipelines. These models have been obtained from basic concepts of transportation applied in the interface of fluids and using the axial dispersion coefficient, that was determined from semi-empirical equations as a function of flux and fluid rate. From this, the development of a analysis by the most representative models and therefore most referenced in the literature so far conducted, identifying parameters that contribute to the formation of these interfaces, to find out the best model who finally can predict the volume in the interface. To validate this models it was necessary the visit to a pumping station from a company that refines and distributes oil, in order to understand and verify the processes performed in transportation on batches of hydrocarbons . Finally, to validate and compare these models field data taken from the pumping station were used. To compare these models, was used field data taken in a pumping station belonging to a company that refines and distributes oil.

* Trabajo de Grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de ingeniería Química. Director: Ramiro Martínez Rey PhD. Codirector: Ronald Oswaldo Sánchez Núñez Ing. Químico.

1. INTRODUCCIÓN

Los sistemas que transportan hidrocarburos desde las refinerías hasta el consumidor final no tienen tuberías independientes para cada hidrocarburo transportado, por lo contrario usan sistemas denominados poliductos que permiten llevar varios tipos de hidrocarburos por una misma tubería. Esta forma de transporte de hidrocarburos consiste en una red de tuberías, las cuales están compuestas por estaciones de bombeo, estaciones reductoras, estaciones de rebombeo, depósitos de almacenamiento y la tubería de la línea. Estas líneas transportan una gran variedad de hidrocarburos o productos terminados (refinados), los poliductos pueden contener entre uno y hasta cinco productos diferentes en distintos puntos de su recorrido, que son entregados en las terminales de recepción o en estaciones intermedias ubicadas a lo largo del sistema de transporte. El transporte de los productos es requerido de manera directamente proporcional a la producción de petróleo crudo y de igual manera a la demanda de la zona a la que va a ser transportado. El esquema de transporte que consiste en enviar productos refinados o varios tipos de crudos por el ducto secuencialmente, es conocido como transporte por lotes o batching, para el caso del crudo se denominan oleoductos.

Este sistema de suministro y transporte por lotes de hidrocarburos en oleoductos y poliductos ofrece una versátil solución en la industria petrolera al trasladar y distribuir materias primas y productos, permitiendo a las refinerías la distribución rápida y oportuna de sus productos a los distribuidores locales ayudando a satisfacer las crecientes demandas energéticas, que van de la mano con el desarrollo de la nación. El tamaño de cada lote y sus características dependen de las especificaciones técnicas y de calidad del cliente. El transporte de hidrocarburos por lotes es un proceso eficiente, sin embargo genera degradación y en algunos casos pérdida del producto debido al cambio en las características de este por la contaminación por mezcla de los productos adyacentes. Este es un fenómeno intrínseco, el cual conlleva a la formación de volúmenes de mezcla que,

en la literatura y en la industria se denominan como interfases, en las cuales las propiedades físicas y químicas de los productos en se encuentran fuera de las especificaciones de calidad requeridas por los clientes, o, simplemente adquieren un menor valor comercial. Una vez contaminado este producto se puede usar como un producto de calidad inferior o se reprocesa hacia la refinería; para recuperar los productos puros. Por tal razón, entender, medir, minimizar, y controlar este fenómeno de formación de interfases conlleva a mejorar la viabilidad y la economía de las operaciones de transporte de hidrocarburos por tuberías.

Desde mediados del siglo veinte este fenómeno de producción de interfases ha sido motivo de estudio por muchos autores. Algunos de estos autores han utilizado un enfoque empírico, el cual se basa en la generación de datos en campo y laboratorio; otro enfoque ha sido el teórico usando ecuaciones de conservación como eje principal y distintos modelos para describir el régimen de flujoy la dispersión. La complejidad de estos modelos se fue incrementando de acuerdo al avance de las técnicas de solución matemáticas y métodos numéricos.

En nuestro país se usa para la detección de las interfases la medición de la densidad de los productos, sin embargo no existe un método teórico preciso que permita describir los comportamientos de dichas interfases. En este trabajo se presenta un análisis de los modelos más representativos y por lo tanto más referenciados en la literatura generados hasta el momento, identificando parámetros que contribuyen a la formación de estas interfases, para finalmente encontrar cual es el modelo que mejor predice el volumen de interfase. Para el desarrollo de este estudio se siguió una metodología basada en el análisis e interpretación del problema de formación de interfases en el transporte por lotes de hidrocarburos, seguido de la identificación y desarrollo matemático de los modelos experimentales y teóricos que han propuesto a lo largo de la historia los autores que han investigado este fenómeno, q continuación se identificó las variables que contribuyen a que se produzca este fenómeno. Para validar los

modelos se realizó una visita de campo y recolección de datos, con el objetivo de comprender y verificar los procesos que se llevan a cabo en el transporte por lotes de hidrocarburos. Se verificó que en la estación que se realizó la visita no cuentan con un método que permita calcular de forma directa el volumen de interfase generado en el transporte por lotes de hidrocarburos y que la forma como se calcula este volumen está basada en la experiencia y en la práctica de los operadores de esta estación. Finalmente se compararon los modelos estudiados y se generaron los respectivos análisis y conclusiones.

2. CONCEPTOS TEÓRICOS:

2.1 COEFICIENTE DE DISPERSIÓN AXIAL:

El coeficiente de dispersión axial (K) es un parámetro que representa el grado de retromezcla durante el flujo en dirección axial, ya sea en flujo laminar o turbulento O. Levenspiel [14].

$$\frac{\partial c}{\partial t} = K \frac{\partial^2 c}{\partial x^2} \quad (1)$$

2.2 LONGITUD Y VOLUMEN DE MEZCLA EN LA INTERFASE:

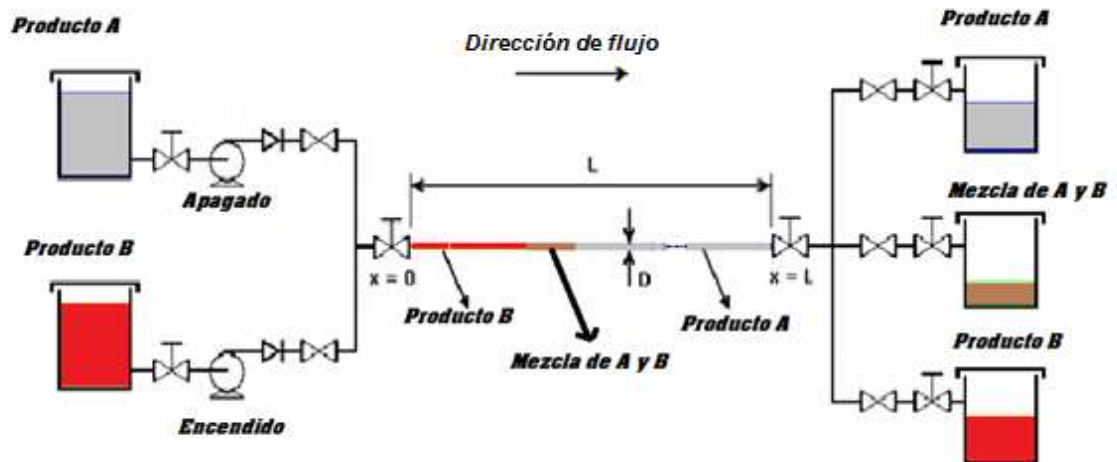
Son la longitud y el volumen de la mezcla formada en el transporte por lotes de hidrocarburos, esta tiene características diferentes a los productos iniciales y no cumple con las especificaciones de calidad solicitadas por el cliente.

2.3 PROCESO DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS POR FLUJO “BATCH”:

Este tipo de transporte consiste básicamente en el envío de productos de diferentes características y especificaciones, uno después del otro secuencialmente a través de una tubería. Cada lote es generalmente diferente al anterior y a los siguientes lotes que se van a transportar, esto sumado a la falta de barreras físicas que impidan la mezcla de los productos transportados presenta un fenómeno de mezcla causado por el contacto de un fluido con otro (interfase).

Para entender este proceso, consideremos la Figura 1:

Figura 1. Representación esquemática de un proceso de transporte por flujo “batch”.



Fuente: autores del proyecto.

En la Figura 1 se asume que el producto A ya está siendo bombeado por una tubería de diámetro (D) y longitud (L), en un momento dado el producto B empieza a bombearse. Después de esto la bomba encargada de enviar el producto A desde el tanque se apaga y la bomba encargada de enviar el producto B desde el tanque se enciende. En este momento el producto B empieza a desplazar al producto A, a través de la línea y así los dos fluidos son transportados a lo largo de la línea uno después del otro. A lo largo de la línea y en el transcurso del transporte de estos fluidos se genera una zona de mezcla, la cual es una consecuencia directa del cambio de perfil de velocidades que se presenta en la interfase de los fluidos.

2.4 DESCRIPCIÓN DE LOS MODELOS EXPERIMENTALES Y TEÓRICOS QUE ESTUDIAN ESTE FENÓMENO:

A continuación se presenta un análisis de cada uno de los modelos seleccionados para el desarrollo de este estudio:

Uno de los primeros estudios presentados en el área de transferencia de masa en tuberías, fue el realizado por Sir Geoffrey Taylor (1953) [1], el cual se basa en el estudio de la dispersión de un soluto en una tubería de 16.31 m de longitud y 9.52 mm de diámetro para régimen turbulento. Taylor usó la ecuación de conservación de especies considerando difusión turbulenta, dirección radial y convección longitudinal, despreciando la difusión molecular en cualquier dirección; adicionalmente utilizó un perfil de velocidad universal, válido solo para $Re > 2 \times 10^3$. Teniendo en cuenta las anteriores consideraciones, Taylor obtuvo la siguiente ecuación:

$$K = 10,1^a U_* \quad (2)$$

Donde U_* es la velocidad de fricción y se define como:

$$U_* = \sqrt{\frac{\tau_w}{\rho}} \quad (3)$$

Adicionalmente obtuvo la siguiente expresión para el cálculo de la longitud de la zona de mezcla (S) en función del diámetro (D), longitud (L) y velocidad (U):

$$S = \sqrt{437L \left(\frac{D}{2}\right) \left(\frac{U_*}{U}\right)} \quad (4)$$

Los resultados obtenidos por Taylor solo se pueden aplicar a casos donde los efectos viscosos en la pared de la tubería pueden ser despreciados (flujo turbulento totalmente desarrollado ($Re > 100^3$), todo esto por las simplificaciones realizadas y por el perfil de velocidad (universal) tomado por Taylor.

Para poder realizar un análisis de la formación de mezcla axial en tuberías rectas, en el año de 1957 Tichacek, Barkelaw, y Baron [2] realizaron un estudio en el cual incluyeron el efecto de la difusión molecular en dirección radial y dedujeron una expresión para K en función de los números de Reynolds (Re) y Schmidt (Sc), para régimen turbulento validando el modelo con una amplia gama de datos disponibles para líquidos y gases. Mediante el uso de perfiles de velocidad experimentales identificaron que K es muy sensible al cambio de dichos perfiles.

Este análisis indica que el volumen de mezcla axial se incrementa a medida que el fluido se aproxima al régimen laminar, sobre todo para líquidos. Además que la Rugosidad de la tubería y la difusión turbulenta en dirección longitudinal tienen poco efecto en la mezcla axial para régimen turbulento. Los resultados de este modelo solo son validos para sistemas donde no haya un gran cambio en la viscosidad cinemática del fluido de una región a otra.

Ecuación propuesta por estos autores para el cálculo de K :

$$K = \frac{v}{2Re\lambda} \quad (5)$$

En 1970 Aunicky [3] realizó un análisis de los diferentes estudios presentados hasta el momento y comparó estos modelos con datos experimentales propios. Validó la influencia de la longitud de la tubería y el número de Reynolds en la formación del volumen de mezcla. Presentó una expresión que permite calcular el volumen de mezcla, el cual incluye por primera vez los efectos de la capa límite en la pared de la tubería:

$$\frac{v_m}{v_p} = 4Z \sqrt{\frac{K}{UL}} \quad (6)$$

Aunicky generó una expresión para la longitud de mezcla en función del coeficiente de dispersión axial:

$$S = 4Z \sqrt{\frac{KL}{U}} \quad (7)$$

$$\log K = \frac{1,6098788}{Re^{0,2987}} \log L + 0,8172 \log Re - 5,7811 \quad (8)$$

Experimentalmente en el año de 1974 Krantz & Wasan [4] presentaron un estudio en el cual introdujeron los efectos de difusión turbulenta y molecular en dirección radial y convección axial. Experimentalmente en el año de 1971 generaron un perfil de velocidad el cual incluye los efectos viscosos de las zonas cercanas a la pared de las tuberías. Extendieron la teoría de Taylor [1] a fluidos no Newtonianos que cumplen la ley de potencia ($n \neq 1$). Al incluir los efectos de la capa límite en las paredes de la tubería generaron una mayor exactitud en los modelos para Reynolds bajos, lo cual valida el por qué las longitudes de zona de mezcla aumentan a medida que el régimen se vuelve laminar. Expresión obtenida para K :

$$K = \alpha(Re)^\beta \quad (9)$$

Donde α y β son constantes que dependen del Re .

Para el calcular la longitud de mezcla Kamal K Brotos [5] en el año 1984, propuso una metodología la cual utiliza el factor de fricción para el cálculo del coeficiente de dispersión axial. Además propuso el uso de la ecuación de Arrhenius para el cálculo de la viscosidad como una función de la concentración. Aunque este modelo se basa en estudios anteriores, es importante porque se incluye una expresión para el cálculo de la viscosidad, teniendo en cuenta por primera vez la diferencia de las propiedades físicas entre los fluidos transportados. Las ecuaciones derivadas de su análisis:

$$K = 7,14\sqrt{\gamma} \quad (10)$$

$$S = X_{99\%} - X_{1\%} \quad (11)$$

$$X_{1\%} = \Lambda_{1\%} \sqrt{K_{1\%} \left(\frac{L}{U}\right)} \quad (12)$$

$$X_{99\%} = \Lambda_{99\%} \sqrt{K_{99\%} \left(\frac{L}{U}\right)} \quad (13)$$

$X_{1\%}$, $\Lambda_{1\%}$ y $K_{1\%}$ son los valores calculados al inicio de la interfase y $X_{99\%}$, $\Lambda_{99\%}$ y $K_{99\%}$ los valores calculados al final de la interfase.

Teniendo en cuenta el cambio de los perfiles de velocidad de los dos productos transportados en el año 2010 Oliveira [6], realizó un análisis de la formación de interfases con un modelo unidireccional. Concluyó la dependencia de las zonas de mezcla con el número de Reynolds, los paros de bombeo y la longitud de la tubería. Definió un Re crítico por encima del cual por más que aumente las velocidades de los fluidos, la zona de mezcla no varía. Obtuvo la siguiente expresión para el cálculo de la longitud de la zona de mezcla:

$$S = 4\sqrt{DLK} \operatorname{erf}^{-1}(2C - 1) \quad (14)$$

Oliveira calculó el volumen de mezcla (V_m) con el producto del área de la sección transversal de la tubería por la longitud de mezcla (S):

$$V_m = S * A \quad (15)$$

Basándose en la teoría derivada por Taylor [1], F. Sjenitzer [7] realizó en el año de 1958 una comparación de los modelos propuestos hasta el momento, además obtuvo unas relaciones empíricas para el cálculo del coeficiente de dispersión axial y la longitud de la zona de mezcla:

$$K = v * 1428Re^{0,1} \left(\frac{L}{D}\right)^{0,141} \quad (16)$$

$$S = 146L^{0,57}v^{0,45}U^{-0,45}D^{-0,02}\text{erf}^{-1}(2C - 1) \quad (17)$$

Uno de las principales investigaciones en esta área la realizaron en 1974 Austin y Palfrey [7]; este estudio se basó en la definición de dos zonas de mezcla que dependen de Re . Para llegar a esto recopilaron una gran cantidad de datos para distintos diámetros y longitudes de tuberías comerciales y experimentales. La zona para Re altos la denominaron región “*Flat*” y define la longitud de mezcla en función de Re como:

$$\frac{S^2}{DL} = 138Re^{-0,2} \quad (18)$$

La zona para Re bajos la denominaron “*Steep*” y la representaron con la siguiente expresión:

$$\frac{S^2}{DL} = 3,38 * 10^8 Re^{-1,8} e^{2,42D^{0,5}} \quad (19)$$

Igualando las ecuaciones para ambas zonas deducen un Re crítico:

$$Re_{\text{crítico}} = 10000e^{1,62D^{0,8}} \quad (20)$$

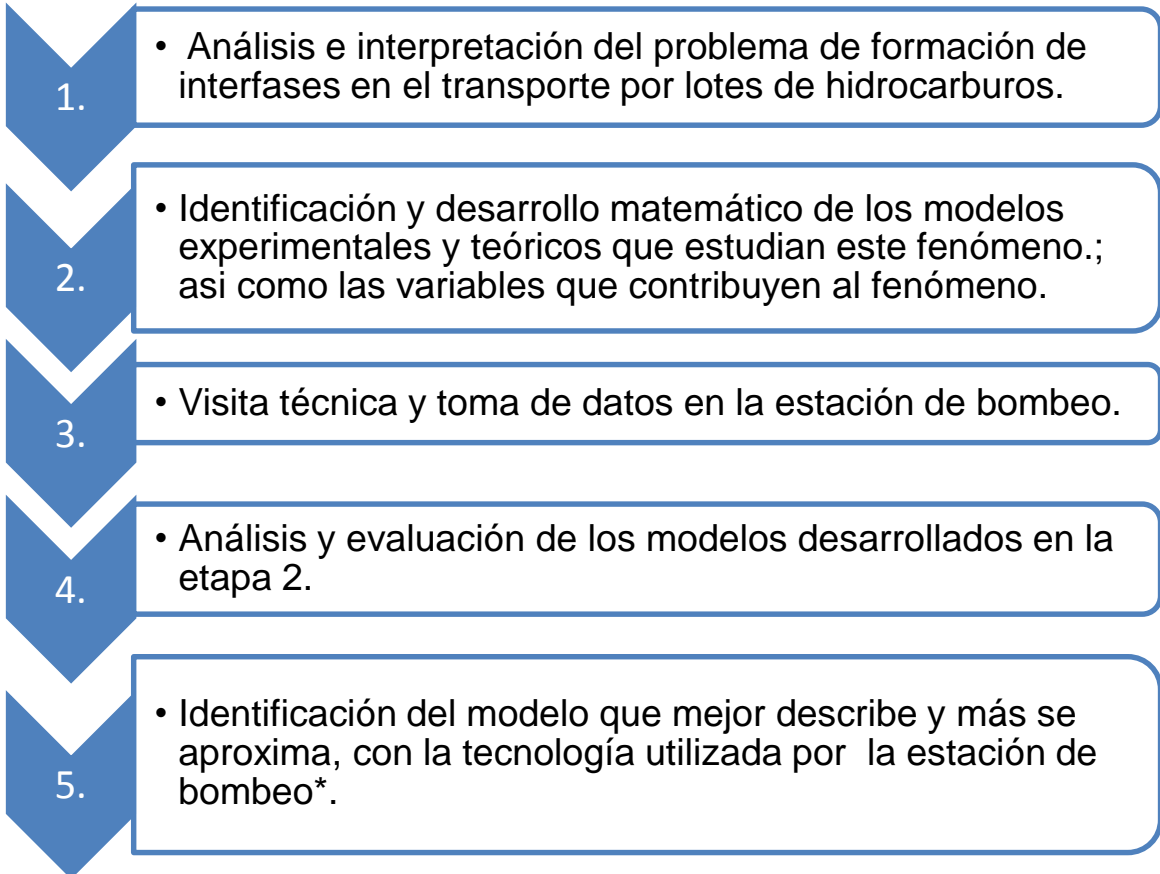
Con este Re crítico la zona de mezcla aumenta drásticamente a medida que el flujo es laminar.

En el desarrollo de este trabajo se pudo observar que algunos autores han utilizado un enfoque teórico usando la ecuación de conservación de especies como eje principal; otros han optado por un enfoque empírico, que mediante la generación de datos en campo y laboratorio, han dado lugar a ecuaciones empíricas que correlacionan la zona de mezcla con las distintas variables de operación. Cabe aclarar que en la mayoría de los casos se consideran sistemas isotérmicos, incompresibles, donde las propiedades físicas de los fluidos involucrados no cambian de una manera drástica y, donde la cantidad de soluto inyectado a la tubería es pequeña en relación al fluido transportado.

3. DESARROLLO EXPERIMENTAL:

El presente trabajo se desarrolló a partir de cinco etapas, estas se diseñaron con el fin de lograr los objetivos propuestos en este trabajo. La Figura 2 describe el proceso llevado a cabo en cada una de estas etapas:

Figura 2. Representación esquemática de las etapas propuestas para el desarrollo de este trabajo.



Fuente: autores del proyecto.

3.1 ANÁLISIS E INTERPRETACIÓN DEL PROBLEMA DE FORMACIÓN DE INTERFASES EN EL TRANSPORTE POR LOTES DE HIDROCARBUROS:

El fenómeno de mezcla presentado cuando se transportan diferentes productos por la misma línea (tubería) a causa del contacto de uno y otro, puede no representar ningún tipo de inconveniente en el transporte de diversos tipos de crudos, en donde cada lote se ve levemente afectado por el tipo de crudo que lo antecede y precede, sin constituirse en una situación crítica para el proceso de transporte y valor comercial de los mismos. Sin embargo, la situación es completamente distinta en el transporte de productos ya refinados (gasolina de aviación, gasolina motor, queroseno, combustible diesel, entre otros), para los

cuales las especificaciones de calidad son críticas en el valor comercial y técnico de los mismos. Este volumen, inherente a la tecnología del sistema y cuya supresión es imposible, sólo se puede reducir a valores técnica y económicamente manejables con la ayuda de estudios que permitan la optimización de esta operación. Uno de los factores que hay que considerar en el transporte de hidrocarburos refinados utilizando la misma línea tiene que ver con la planeación previa del orden o secuencia de bombeo de los diferentes productos a través de la línea, con el objetivo de que el frente de contaminación se reduzca tanto como sea posible o en busca de que las consecuencias de contaminación de uno y otro productos no repercutan considerablemente en la alteración de sus especificaciones de calidad. En ciertos casos las características de la interfase no permiten que ésta se considere o incluya en el siguiente o anterior producto del orden de bombeo, a causa de la incompatibilidad en las características de los dos productos; en tales casos la interfase se convierte en un proceso no deseado en este sistema de transporte, por lo que debe decidirse la viabilidad de su uso o, en su defecto su reprocesamiento en la refinería.

Este análisis e interpretación se basó en los estudios de los autores analizados y presentados en la sección anterior (3.1).

3.2 IDENTIFICACIÓN Y DESARROLLO MATEMÁTICO DE LOS MODELOS EXPERIMENTALES Y TEÓRICOS QUE ESTUDIAN ESTE FENÓMENO, ASÍ COMO LAS VARIABLES QUE CONTRIBUYEN A LA OCURRENCIA DE ESTE:

En esta etapa se identificaron los modelos sometidos a estudio, las variables de las cuales dependen, se les dio el desarrollo matemático necesario, se llevaron las expresiones propuestas y desarrolladas al sistema SI y se propusieron expresiones para el cálculo de la longitud y el volumen de mezcla.

3.2.1 G. Taylor [1]: El cálculo de la Viscosidad cinemática de la mezcla se realizó con la ecuación de Gambill [10]. La expresión propuesta por esta autor para el cálculo de la longitud de mezcla depende de la relación de velocidades del fluido, para encontrar los valores de esta relación se calcularon de la siguiente expresión:

$$\left(\frac{u_*}{U}\right)^2 = \frac{1}{2}\gamma \quad (21)$$

Para el cálculo de γ se utilizó la siguiente expresión:

$$\gamma = 0,791 Re^{-0,25} \quad (22)$$

Esta relación de velocidades del fluido se cálculo para un $1410 \leq Re \leq 538000$ generando la siguiente tabla de datos experimentales, en la cual se calcula dicha relación por medio del parámetro γ dependiente de Re :

Tabla 1. Relación de velocidades para el modelo de Taylor [1].

Re	U*/U
1410	0,083333333
2300	0,076923077
3720	0,071428571
5990	0,066666667
9600	0,0625
15300	0,058823529
24400	0,055555556
38600	0,052631579
61100	0,05
96400	0,047619048
152000	0,045454545
239000	0,043478261
374000	0,041666667
585000	0,04
915000	0,038461538
1440000	0,037037037
2220000	0,035714286
3550000	0,034482759
5380000	0,033333333

Fuente: autores del proyecto.

Taylor no propuso expresión para el cálculo del volumen de mezcla.

3.2.2 L. J. Tichacek, C. H. Barkelew, and T. Baron [2]: Para el desarrollo propuesto por este autor para hallar K , se utilizaron las siguientes expresiones:

Viscosidad cinemática de la mezcla: se utilizó la ecuación de Gambill [10].

Para el cálculo del coeficiente de fricción (Moody):

$$\Lambda = 4\gamma \quad (23)$$

Estos autores no propusieron expresiones para el cálculo de la longitud y el volumen de mezcla.

3.2.3 W.B. Krantz and D.T. Wasan [4]: Se cálculo la viscosidad cinemática de la expresión de Gambill [2]. Para poder hallar K de la teoría de estos autores se halló una correlación para K y Re , hallando las constantes α y β , para cada intervalo de Reynolds, esta fue deducida para un número de Schmidt de 100 y para diferentes intervalos del número de Reynolds, generando una serie de intervalos para el cálculo de K en determinado intervalo de Re :

$$K = \alpha(Re)^\beta$$

Tabla 2. Valores de α y β para distintos intervalos de Reynolds.

Sc=100		
Rango de Re	A	β
1000<Re<2000	5,90E+21	-6,44
2000<Re<10000	153000	-1,335
10000<Re<20000	81000	-1,025
20000<Re<40000	180	-0,0318
40000<Re<100000	5,97	-0,3107
100000<Re<1000000	0,803	-0,1364

Fuente: autores del proyecto.

Para el cálculo de la longitud de mezcla y el volumen de mezcla se utilizaron las expresiones derivadas en este trabajo (ver anexo B y C).

3.2.4 F. Sjenitzer [5]: Con la expresión de Gambill [10] se cálculo la viscosidad cinemática. Para el cálculo de la longitud de mezcla fue necesario hallar el inverso de la función error de la concentración (anexo D), este autor no propuso una expresión para el cálculo del volumen de mezcla.

3.2.5 J.E. Austin and J.R. Palfrey [7]: Se trabajó con las regiones “flat” y “steep” propuestas por los autores y que dependen del número de Reynolds, además se llevaron estas expresiones al sistema SI, región “Flat”:

$$S = \frac{3,5814\sqrt{LD}}{Re^{0,1}} \quad (24)$$

La zona para Re bajos (*Steep*):

$$S = 5614,41\sqrt{LD} * e^{\frac{\sqrt{0,2048D}}{Re^{0,9}}} \quad (25)$$

Igualando las dos zonas hallamos un Re crítico:

$$Re_{\text{crítico}} = 10000e^{2,75D^{0,5}} \quad (26)$$

La viscosidad cinemática se cálculo con la expresión de Gambill [10].

Para el cálculo del volumen de mezcla se utilizó la expresión derivada en este trabajo (ver anexo C).

3.2.6 J. Oliveira [6]: La estimación de la longitud de mezcla en este trabajo se da partiendo de la suposición que los niveles de pureza del producto A en la mezcla (C_{AB}) y el producto B en el mezcla (C_{BA}) son iguales, $C_{AB} = C_{BA} = C$. Se utilizó la ecuación de Gambill [10] para el cálculo de la viscosidad de la mezcla para poder calcular y expresar S; que depende de K tomado de W. B. Krantz-Wasan [4]. Para el cálculo del inverso de la función error se utilizó la expresión propuesta en el anexo D.

Para el cálculo del volumen de mezcla se utilizó el área de la sección transversal de la tubería:

$$A = \pi \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad (27)$$

3.2.7 Z. Aunicky [3]: Para poder realizar los cálculos necesarios con las expresiones propuestas por este autor, era necesario hallar el parámetro estadístico Z , el cual describe el área bajo la curva del perfil de la concentración, este valor fue tomado de P. A. Ramanujan [12]:

$$Z = 0,455 \quad (28)$$

La viscosidad cinemática fue calculada con la expresión de Gambill [10].

3.2.8 K. Botros [5]: Para el cálculo de K , se utilizó el valor de Δ hallado de la ecuación (23) y la viscosidad se calculó con la expresión desarrollada por Arrhenius [13]. Para el cálculo de la zona de mezcla se toman datos de la siguiente tabla, los cuales fueron línealizados en este trabajo de la gráfica de Δ vs C% propuesta por Botros:

Tabla 3. Valores de λ y C%

C%	λ
0.2	-0.4
1	-3.2
2	-2.9
5	-2.2
10	-1.8
30	-0.8
50	0
70	0.8
90	1.7
98	2.8
99.8	3.95
99.9	5.5

Fuente: autores del proyecto.

Para el cálculo de la longitud de mezcla y el volumen de mezcla se utilizaron las expresiones derivadas en este trabajo (ver anexo B y C).

3.3 VISITA TÉCNICA Y TOMA DE DATOS EN LA ESTACIÓN DE BOMBEO:

Con el propósito de comparar y validar los modelos sometidos a estudio, se realizó una visita técnica a una estación de bombeo perteneciente a una empresa dedicada a la refinación y al transporte de hidrocarburos, en la cual se pudo conocer y entender los procesos que allí se llevan a cabo, los equipos involucrados en estos, el papel del personal encargado de llevar a cabo estos procesos y conocer la técnica utilizada por los operadores de esta estación de bombeo para predecir el volumen de mezcla generado en el transporte por lotes de hidrocarburos. Esta técnica consiste en la medición constante de las densidades de los fluidos que se transportan por medio de densímetros, lo que le permite al operador tomar la decisión de en qué momento corta el batch, esta decisión se basa en su experiencia, conocimientos y las especificaciones de calidad del producto que se le va a entregar al cliente. El motivo principal de esta visita, además de conocer el proceso utilizado en la estación de bombeo, fue el de realizar una toma de datos (ver anexo E), los cuales nos permitieron validar y comparar los modelos sometidos a estudio.

3.4 ANÁLISIS Y EVALUACIÓN DE LOS MODELOS DESARROLLADOS:

Con los datos tomados en la visita a la estación de bombeo de la empresa dedicada a la refinación y transporte de hidrocarburos, la ayuda de las ecuaciones, los modelos desarrollados y el diseño de una hoja de cálculo que permitió comprobar y validar los modelos y sus ecuaciones con los datos tomados en campo, se realizó un análisis de los modelos y sus resultados, evaluando las fallas en estos, por medio del cálculo de un porcentaje de error de cada modelo.

3.5 IDENTIFICACIÓN DEL MODELO QUE MEJOR DESCRIBE Y MÁS SE APROXIMA, CON LA TECNOLOGÍA UTILIZADA POR LA ESTACIÓN DE BOMBEO:

Después de realizar los cálculos pertinentes, con la ayuda de la hoja de Excel, se procedió a verificar cuál modelo tenía más exactitud en el cálculo del volumen de mezcla generado en el transporte por lotes de hidrocarburos, comparándolos con datos reales tomados en la estación de bombeo.

4. RESULTADOS Y ANÁLISIS:

Todos los modelos desarrollados usan el sistema internacional de unidades, estos modelos fueron incluidos en una hoja de cálculo en Excel, la cual permite el cálculo de las variables de interés (coeficiente de dispersión axial, longitud de la mezcla y volumen de mezcla), estas se compararon y validaron con datos de campo, tomados en una estación de bombeo de una empresa dedicada a la refinación y transporte de hidrocarburos.

Para poder analizar estos resultados se halló un porcentaje de error de cada modelo, el cual permite predecir el modelo más aproximado a los datos experimentales (tomados y suministrados en la estación de bombeo, disponibles en el anexo E):

$$\text{Porcentaje de error (\%)} = \frac{\text{calculado}(\text{con las ecuaciones de los modelos}) - \text{experimental}}{\text{Experimental}} * 100 \quad (29)$$

Una vez introducidos los datos en la hoja de cálculo de Excel los resultados fueron los siguientes para cada modelo, a diferentes velocidades de flujo y a igual longitud y diámetro de tubería:

Figura 3. Hoja de cálculo principal.

Datos Operación		Zona Mezcla									
Longitud (L) [m]:	10000	AM*	FAV	TAYLOR	OLIVER	BOTROS	AUMCKY	TICHACK	SJENICER	REAL	
Diámetro (D) [m]:	0.5	236.5963555	581.5489	726.6647953	491.5135	820.4657	333.4485	757.8325	323.3837		
Rugosidad absoluta de la tubería (f) [m]:	0.00005	62.51033564	146.2524	191.910486	131.4632	216.7741	0.842395	200.056	85.388755		
Temperatura (T) [°C]:	30	0.147644	0.771459546	0.147644	0.308848	0.0352243	0.284942	0.744E-05			
Densidad A (ρ _A) [kg/m ³]:	650										
Densidad B (ρ _B) [kg/m ³]:	802										
Densidad de la mezcla (ρ _m) [kg/m ³]:	700										
Velocidad absoluta A (v _A) [m/s]:											
Velocidad absoluta B (v _B) [m/s]:											
Velocidad convectiva A (v _{cA}) [m/s]:	0.0000087										
Velocidad convectiva B (v _{cB}) [m/s]:	0.0000003										
Velocidad convectiva de la mezcla (v _c) [m/s]:	2.79621E-06										
Velocidad convectiva de la mezcla (v _c) [m/s]:	3.45041E-06										
Velocidad de fricción (U _w):	0.244968574										
Número de Reynolds (Re):	21919.876										
Número de SPIETH (Sp):											
PI (m):	3										
Área (A) [m ²]:	0.1963495										
Volumen de la tubería (V _t) [m ³]:	26420.255										
Concentración de A (C _A):	0.01										
Concentración de B (C _B):	0.99										
Concentración AB (C):	0.01										
Factor de fricción (f):	0.001284513										
Ajuste de probabilidad integral (z):	0.470										
		VOLUMEN DE MEZC. % ERROR		LONGITUD DE MEZC. % ERROR							
		AUSTIN & PALFREY	-75.1428	236.5963555	-60.3078						
		KRANTZ & VASAN	-11.8433	581.548932	-55.30774						
		TAYLOR	191.910486	-23.8925	726.6647953	-41.43575					
		OLIVERA	131.463175	-47.7242	491.5734889	-59.83698					
		BOTROS	216.7740606	-13.8007	820.4656873	-33.87607					
		AUMCKY	0.84239471	-36.4835	233.4181032	-81.9881					
		TICHACK	200.0559571	-10.4499	757.8395364	-36.9757					
		SJENICER	85.38875515	-68.0637	323.388968	-73.95363					
		REAL	251.48		1240.0						

Fuente: autores del proyecto.

4.1 Taylor:

Figura 4. Hoja de cálculo para este modelo.

TAYLOR			
Coeficiente de dispersión axial		$k=10,1*(D/2)*U.$	
		0,717455546	
Longitud de la mezcla		$S=(437*(d/2)*L*(U./U_0))^0,5$	
		726,6647553	
Volumen de Mezcla		$Vm=PI*(D/2)^2*S$	
		191,9910486	
Re	U/U ₀	U/U ₀	U/U ₀
1410	12	12	0,0833333333
2300	13	13	0,076923077
2720	14	14	0,071428571
5990	15	15	0,066666667
9600	16	16	0,0625
15300	17	17	0,058823529
24400	18	18	0,055555556
38600	19	19	0,052631579
61100	20	20	0,05
96400	21	21	0,047619048
152000	22	22	0,045454545
239000	23	23	0,043478261

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 4. Resultados volumen de mezcla Taylor. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Longitud de la zona de mezcla (m)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	711,98	593,2	20,2
2	726,11	611,4	18,9
1	742,29	629,2	17,9
0,1	1035,08	1240,80	16,5

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 5. Resultados volumen de mezcla Taylor utilizando la ecuación propuesta en este trabajo, con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Volumen de la zona de mezcla (m ³)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	188,1	120,23	56,0
2	191,9	251,48	23,6
1	196,1	170,03	15,1
0,1	221,8	251,48	11,8

Fuente: autores del proyecto.

Los valores que proporciona la ecuación para la estimación de la longitud en el modelo de Taylor se comportan muy bien a velocidades bajas, donde su error disminuye proporcionalmente. Se puede deducir que este modelo funciona mejor a Reynolds relativamente bajos.

4.2 L. J. Tichacek, C. H. Barkelew:

Figura 5. Hoja de cálculo para este modelo.

TICHACEK			
Coeficiente de dispersión axial (k)			
	$K=v*(2*R_0/\Lambda)$		
	k=		0,26414234
	$\Lambda=4*v$		0,013139893
Longitud de mezcla:			
	$S:6,58*(k*L/U)^{0.5}$		757,1825364
volumen de mezcla:			
	$Vm:\pi*(D/2)^2*s$		200,0559571

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 6. Resultados longitud de mezcla Tichacek y otros. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Longitud de la zona de mezcla (m)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	459,89	593,21	22,3
2	437,16	611,47	28,5
1	400,88	629,20	36,2
0,1	300,61	1240,80	75,5

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 7. Resultados volumen de mezcla Tichacek y otros. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Volumen de la zona de mezcla (m ³)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	121,50	120,23	1,0
2	115,50	123,23	3,9
1	105,91	127,52	16,4
0,1	79,42	251,48	68,4

Fuente: autores del proyecto.

Estos cálculos se realizaron con las expresiones propuestas en el anexo B y C, a pesar de que a velocidades mayores los resultados de longitud de mezcla están distantes de lo reales, los valores para el volumen de mezcla se aproximan a los reales a velocidades mayores.

4.3 Z. Aunicky:

Figura 6. Hoja de cálculo para este modelo.

AUNICKY	
Coeficiente de dispersión axial (k)	
$\text{Log } k = (1.609878 / \text{Re}^{0.2987}) * (\text{Log } L) + (0.8172) * (\text{Log } \text{Re}) - (5.7811)$	
K:	0,0822425
Longitud de la mezcla	
$S = Z * (K * L / U)^{0,5}$	
S=	233,4181092
Volumen de mezcla	
$V_m = 4 * Z * \text{SQRT}(K / U * L) * V_t$	
Vm=	8,842999411

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 8. Resultados longitud de mezcla Aunicky. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Longitud de la zona de mezcla (m)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	576,64	593,21	2,7
2	408,48	611,47	33,1
1	228,21	629,20	63,7
0,1	36,24	1240,80	97,0

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 9. Resultados volumen de mezcla Aunicky. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Volumen de la zona de mezcla (m³)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	145,10	120,23	20,6
2	154,17	123,23	25,1
1	172,27	127,52	35,0
0,1	273,56	251,48	37,8

Fuente: autores del proyecto.

A pesar de que el error disminuye a velocidades superiores, este es muy alto, lo que muestra una clara deficiencia en este modelo, motivo por el cual este modelo no aplicaría para hacer predicciones en la industria.

4.4 J.E. Austin and J.R. Palfrey:

Figura 7. Hoja de cálculo para este modelo.

Viscosidad cinemática de la mezcla (ν_m , [m ² /s]) ¹	$\log \nu_m = 0.5 \log \nu_1 + 0.5 \log \nu_2$	2,79821E-06	
Número de Reynolds:	$Re = \rho U D / (\nu_m)$	414590,1801	$Re_c = 10,000 * \text{Exp}(2,75 * \text{SQR}(D))$
			$Re_c = 81200,625$
Longitud de la interfase [m]:	$S = 3,5814 * \text{SQR}(D) / (Re^{0,1})$	236,596995	
Si $Re > Re_c$			
Longitud de la interfase [m]:	$S = (5614,41 * \text{SQR}(D)) * \text{Exp}(2,19 * \text{SQR}(D) * 0,3046 / (Re^{0,1}))$	3,959010571	
Si $Re < Re_c$			
Volumen de la interfase [m ³]	$V = \pi * (D/2)^2 * S$	67,31093064	CONDICIONAL $S = 236,596995$

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 10. Resultados longitud de mezcla Austin-Palfrey. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Longitud de la zona de mezcla (m)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	227,19	593,21	50,0
2	236,59	611,47	49,5
1	253,58	629,20	47,4
0,1	79,18	1240,80	91

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 11. Resultados volumen de mezcla Austin-Palfrey. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Volumen de la zona de mezcla (m ³)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	60,02	120,23	50,71
2	62,51	123,23	49,27
1	66,99	127,52	47,46
0,1	20,92	251,48	91,68

Fuente: autores del proyecto.

Este modelo presenta un alto error a cualquier velocidad, a pesar de esto tiene una mayor confiabilidad a velocidades relativamente altas.

4.5 W.B. Krantz and D.T. Wasan:

Figura 8. Hoja de cálculo para este modelo.

Número de Reynolds	Re =	$U \cdot D / \nu_{m0}$	336185,1979
Coefficiente de dispersión axial	$k = a(Re)^b$	para $Re_{m0} < Re < Re_{m1}$	0,1413412596
Longitud de Mezcla:	$5 \cdot a \cdot 3b \cdot (k^2 / U)^{0,3}$		551,5489212
Volumen de Mezcla:	$V_m \cdot \pi \cdot (D/2)^2 \cdot L$		146,2523824

Rango de Re	a*	b*
1000 < Re < 2000	3,90E+21	-5,44
2000 < Re < 10000	1,53000	-1,335
10000 < Re < 20000	#1000	-1,025
20000 < Re < 40000	180	-0,0318
40000 < Re < 100000	5,97	-0,3107
100000 < Re < 1000000	0,803	-0,1364

****TOMADO DE [11]**

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 12. Resultados longitud de mezcla Krantz-Wasan. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Longitud de la zona de mezcla (m)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	499,64	593,21	15,7
2	503,54	611,47	17,6
1	820,73	629,20	30,4
0,1	809,12	1240,80	34,7

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 13. Resultados volumen de mezcla Krantz-Wasan. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Volumen de la zona de mezcla (m ³)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	116,15	120,23	3,4
2	146,25	123,23	18,0
1	216,84	127,52	30,4
0,1	337,91	251,48	34,4

Fuente: autores del proyecto.

Estos cálculos se realizaron con las expresiones propuestas en los anexos B y C, estos valores permiten concluir que estos modelos se comportan mejor a velocidades altas.

4.6 J. Oliveira:

Figura 9. Hoja de cálculo para este modelo.

OLIVEIRA		
Longitud de la mezcla:		$S=4*((KLD)^{0.5})(\text{erf}^{-1}(2c-1))$ 497,5734888
Volumen de mezcla:		$V_m=L_m*A$ 131,463175
Area de la sección transversal de la tubería contaminada:		$A_m:PI*(D^2)/4$ 0,26420856
Inversa de la función error:		1,372897555

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 14. Resultados longitud de mezcla Oliveira. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Longitud de la zona de mezcla (m)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	502,62	593,21	15,2
2	515,83	611,47	9,4
1	742,29	629,22	11,6
0,1	1412,40	1240,80	13,8

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 15. Resultados volumen de mezcla Oliveira. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Volumen de la zona de mezcla (m ³)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	116,15	120,23	4,08
2	126,25	123,23	2,45
1	136,84	127,52	7,3
0,1	277,9	251,48	10,35

Fuente: autores del proyecto.

Estos cálculos muestran un gran porcentaje de exactitud en comparación a todos los trabajos que se estudiaron en este documento, lo que indica que puede ser un modelo utilizable en la industria, por su bajo porcentaje de error a cualquier velocidad.

4.7 Botros:

Figura 10. Hoja de cálculo para este modelo.

CÁLCULO BOTROS	
Re	414550,1801
f	0,00117326
δ ES LA LONGITUD DE LA INTERFASE X (LONGITUD DONDE LAS CONCENTRACIONES SON IGUALES Y SON DEL 50%) L LONGITUD DE LA TUBERIA.	
$K=7,14 \cdot \sqrt{f}$	0,398647748
$X_{1\%}=0,1\% \cdot \sqrt{K \cdot L/U}$	-358,7013798
$X_{99\%}=99\% \cdot \sqrt{K \cdot L/U}$	461,7643181
$S=X_{99\%}-X_{1\%}$	820,4656979
$C_{1\%}$	0,01
$C_{99\%}$	0,99
VOLUMEN DE MEZCLA	$V_m = \pi \cdot (D/2)^2 \cdot S$
	216,774061

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 16. Resultados longitud de mezcla Botros. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Longitud de la zona de mezcla (m)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	653,14	593,21	10,1
2	820,46	611,47	34,1
1	358,98	629,2	42,9
0,1	2124,20	1240,80	71,2

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 17. Resultados volumen de mezcla Botros. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Volumen de la zona de mezcla (m ³)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	172,56	120,23	43,5
2	216,77	123,23	75,9
1	226,14	127,52	77,4
0,1	470,4	251,48	87,5

Fuente: autores del proyecto.

Estos resultados permiten concluir que la ecuación de Botros para el cálculo de la longitud de mezcla tiene mayor exactitud en sus resultados a velocidades altas.

4.8 F. Sjenitzer:

Figura 11. Hoja de cálculo para este modelo.

SJENITZER			
$K = v_m \cdot 1428 \cdot Re^{0,1} \cdot ((L/D)^{0,141})$			Volumen de mezcla: $V_m = \pi \cdot (D/2)^2 \cdot S$
K=	6,74363E-05		85,3681551
$S = 146 \cdot L^{0,57} \cdot v_m^{0,45} \cdot U^{(-0,45)} \cdot D^{(-0,02)} \cdot erf^{(-1)}(2C-1)$			
S=	323,108968		
$erf^{-1} =$	0,99343005		

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 18. Resultados longitud de mezcla Sjenitzer. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Longitud de la zona de mezcla (m)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	269,67	593,21	54,5
2	323,10	611,47	47,1
1	439	629,2	30,2
0,1	1220,2	1240,80	1,6

Fuente: autores del proyecto.

Tabla 19. Resultados volumen de mezcla Sjenitze. Con diámetro de la tubería de 0,58 y longitud de 100000 metros.

Velocidad de flujo (m/s)	Volumen de la zona de mezcla (m ³)		Porcentaje de error (%)
	Calculado	Real	
3	71,25	120,23	40,7
2	85,36	123,23	30,5
1	101,23	127,52	20,6
0,1	222,38	251,48	11,5

Fuente: autores del proyecto.

El modelo para el cálculo de la longitud de mezcla es apropiado a valores de velocidad baja, lo que quiere decir que entre más se aproxima al flujo laminar, los cálculos van a ser más precisos.

5. CONCLUSIONES:

- I. Mediante el análisis de los modelos sometidos a estudio para el cálculo de la longitud y volumen de mezcla, se obtuvo que el modelo propuesto por Oliveira es el más preciso a la hora de comparar con los datos tomados en la estación de bombeo.
- II. Al estimar la interfase formada en el transporte por lotes de hidrocarburos la mayor dificultad radica en el cálculo del coeficiente de dispersión axial, ya que una aproximación para el cálculo de dicho coeficiente sería sumamente compleja.
- III. Las expresiones propuestas para el cálculo de la longitud y el volumen de mezcla en los anexos B y C, la ecuación que arroja datos más aproximados a los reales es la propuesta para el cálculo del volumen de mezcla.
- IV. Mediante el análisis de los modelos sometidos a estudio se comprobó que la variable que más influye en la formación de interfases en el transporte por lotes de hidrocarburos es la velocidad de flujo.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] G. Taylor, The dispersion of matter in turbulent flow through a pipe. En: Proceedings of Royal Society, series A, 1954, vol. 219, p. 446–468.
- [2] L. J. Tichacek, C. H. Barkelew, and T. Baron, Axial mixing in pipes. En: A.I.Ch.E. Journal, 1957, vol.3, p. 439–442.
- [3] Z. Aunicky, The longitudinal mixing of liquids flowing successively in pipelines. En: The Canadian Journal of Chemical Engineering, 1970, vol. 48, p. 12–16.
- [4] W.B. Krantz and D.T. Wasan, Axial dispersion in the turbulent flow of power-law fluids in straight tubes. En: Ind. Eng. Chem. Fundam., 1974, Vol 13, No. 1, p. 56–62.
- [5] K. Brotos, Estimating contamination between batches in products lines. En: Oil and Gas Journal, 1984, vol. 13, p. 112–114.
- [6] J. Oliveira, Modeling the dispersion phenomenon in batch transfer operations by the theory of structured mixture. En: Brazilian journal of petroleum and gas, 2010, vol. 4, p. 129–138.
- [7] J.E. Austin and J.R. Palfrey, Mixing of miscible but dissimilar liquids in serial flow in a pipeline. En: Proc. Instn. Mech. Engrs., 1964, vol. 178, no. 15, p. 377–395.
- [8] F. Sjenitzer, How much do products mix in a pipeline?. En: Pipeline Engineer, 1958, pp. D31–D34.
- [9] R. B. Bird, W. E. Stewart, and E. N. Lightfoot, Fenómenos de transporte, primera edición, Editorial Reverté S.A. Barcelona, 1992. P. (5-1)-(5-14).
- [10] Gambill, W. R., How to estimate mixtures viscosities. En: Chemical Engineering, 1959, Vol. 66, pp. 151–152.
- [11] R. M. Baptista, F. B. Rachid, and J.H. Carneiro de Araujo, Mixing volume evaluation under pumping shut-down conditions. En: Pipeline Simulation Interest Group Conference, PSIG Pipeline Simulation Interest Group, 2001, pp. 1–15.
- [12] P. A. Ramanujan, Deterministic models to explain the phenomenon of interfacial mixing in refined products pipelines. (Tesis doctoral). Oklahoma State University, 2008.
- [13] Arrhenius, S., On the Internal Friction of Solutions in *Water*. En: Zeitschrift für Physikalische Chemie, 1987, vol.1, p. 285-298.

[14] O. Levenspiel, Longitudinal mixing of fluids flowing in circular pipes. En: Industrial and Engineering Chemistry, 1958, vol. 5, p. 343–346.

[15] Laboratorio de Reología, Estudio reológico de hidrocarburos en Colombia, Tech. report, Instituto Colombiano del Petróleo, Piedecuesta, Santander, Colombia, 2011.

[16] William M. Deen, Analysis of transport phenomena, Oxford University Press, New York, Oxford, 1998 (english).

[17] O. Reynolds, On the dynamical theory of incompressible viscous fluids and the determination of the criterion. En: Proceeding of Royal Society, Series A, 1895, vol. 186, p. 123–164.

ANEXOS

Anexo A. Expresiones para el cálculo de la viscosidad cinemática de la mezcla

- Ecuación de Arrhenius [13]:

$$\log v_m = C_A \log v_A + C_B \log v_B \quad (30)$$

- Ecuación de Gambill [10]:

$$v^{\frac{1}{3}} = C_A v_A^{\frac{1}{3}} + C_B v_B^{\frac{1}{3}} \quad (31)$$

Anexo B. Desarrollo de la expresión para el cálculo de la longitud de mezcla

Basándonos en los estudios realizados por Taylor [1], el cual propuso el uso de un coeficiente de dispersión axial (K) para modelar la mezcla interfacial en el flujo a través de tuberías. Taylor comenzó con la ecuación de convección – difusión para derivar una expresión simplificada para el coeficiente de dispersión que tiene en cuenta tanto la convección y los efectos difusivos prevalentes en tales procesos. Taylor sugirió que el coeficiente de dispersión axial obtenido de este modo se podría emplear para modelar el sistema convectivo de difusión como una simple problema de difusión transitoria.

Partiendo de la ecuación de difusión:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = K \frac{\partial^2 C}{\partial x^2} \quad (32)$$

Con las siguientes condiciones:

$$C = C_0 \text{ en } x = 0, \text{ para todo } t$$

$$C = 0 \text{ cuando } x \rightarrow \infty, \text{ para todo } t$$

Donde x es la distancia que recorre el fluido con una velocidad media, $\frac{\partial C}{\partial t}$ es la tasa de cambio de la concentración, t el tiempo transcurrido y K el coeficiente de dispersión axial.

La solución de (28) es:

$$C = \frac{1}{2} - \frac{1}{2} \operatorname{erf}\left(\frac{1}{2} x * K^{\frac{1}{2}} * t^{-\frac{1}{2}}\right) \quad (33)$$

Donde:

$$\operatorname{erf}(z) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^z e^{-z^2} dz \quad (34)$$

Asumiendo la C en el centro de la interfase como 0,5 y S/2 como la longitud en la que $0,9 < C < 0,1$, resolviendo ():

$$\operatorname{erf}\left(\frac{1}{4}S * K^{\frac{1}{2}} * t^{-\frac{1}{2}}\right) = 0,98$$

De tablas: $\operatorname{erf}(1,645) = 0,98$

Entonces: $S = 6,58\sqrt{KL/U} \quad (35)$

Anexo C. Desarrollo de la expresión para el cálculo del volumen de mezcla

Para el desarrollo de la expresión para calcular el volumen de mezcla generado, nos basamos en el desarrollo propuesto por Oliveira [6], tomando para este cálculo la longitud de la tubería contaminada e introduciéndola en la expresión para el cálculo del volumen de una tubería:

Volumen de una tubería:

$$Vt = \pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2 * L \quad (36)$$

Volumen de mezcla:

$$Vm = \pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2 * s \quad (37)$$

Anexo D. Expresión para el cálculo de la función error y su inversa

Función error:

$$\operatorname{erf}(x) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \int_0^x e^{-\tau^2} d\tau \quad (38)$$

Inversa de la función error:

$$\operatorname{erf}^{-1}(x) = \frac{1}{2}\sqrt{\pi}\left(x + \frac{\pi}{12}x^3 + \frac{7\pi^2}{480}x^5 + \frac{127\pi^3}{40320}x^7 + \frac{4369\pi^4}{5806080}x^9 + \dots\right) \quad (39)$$

Para el cálculo de la inversa de la función error de la concentración en Oliveira [6] y Sjenitzer [8]:

$$\operatorname{erf}^{-1}(2C - 1) = \frac{1}{2}\sqrt{\pi}\left((2C - 1) + \frac{\pi}{12}(2C - 1)^3 + \frac{7\pi^2}{480}(2C - 1)^5 + \frac{127\pi^3}{40320}(2C - 1)^7 + \frac{4369\pi^4}{5806080}(2C - 1)^9 + \dots\right) \quad (40)$$

Anexo E. Datos tomados y suministrados en la estación de bombeo, para un diámetro de 0,58 y una longitud de tubería de 100000 m

Velocidad de flujo (m/s)	Longitud de la zona de mezcla (m)	Volumen de la zona de mezcla (m ³)
3	593,2	120,2
2	437,7	123,2
1	400,9	127,5
0,1	300,6	251,5

ANEXO F. NOMENCLATURA (Unidades en el sistema SI)

- A Área de la sección transversal de la tubería
- a Radio de la tubería
- C Concentración
- D Diámetro de la tubería
- K Coeficiente de dispersión axial
- L Longitud de la tubería
- Re Número de Reynolds
- S Longitud de la mezcla
- Sc Número de Schmidt
- U Velocidad promedio de flujo
- U_* Velocidad de fricción
- V_m Volumen de mezcla
- V_p Volumen de la tubería
- X Distancia recorrida por una C 50/50
- Z Argumento de probabilidad integral

LETRAS GRIEGAS

- τ_w Esfuerzo cortante en la pared de la tubería
- ν Viscosidad cinemática
- α Coeficiente para el cálculo de K
- β Coeficiente para el cálculo de K
- f Coeficiente de fricción de Moody
- γ Factor de fricción de Fanning

Anexo G. Evidencia fotográfica de la visita a la estación de bombeo para la recolección de datos



(a) Imágenes tomadas en la estación de bombeo.



(b) Equipos involucrados en el transporte de hidrocarburos.