

TESIS II MAESTRÍA INGENIERÍA CIVIL

**MODELACIÓN DE LA CALIDAD DEL AGUA EN REDES DE DISTRIBUCIÓN
DE AGUA POTABLE: MEZCLA COMPLETA VS. MEZCLA INCOMPLETA EN
NUDOS HACIENDO USO DE UN MODELO FÍSICO Y DINÁMICA DE FLUIDOS
COMPUTACIONAL**

**PRESENTADO POR:
LAURA NATALIA COTES GÓMEZ**

**ASESOR:
JUAN GUILLERMO SALDARRIAGA VALDERRAMA**



**UNIVERSIDAD DE LOS ANDES
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA CIVIL Y AMBIENTAL
BOGOTÁ D.C
DICIEMBRE DE 2015**



Universidad de los Andes
Departamento de Ingeniería Civil y Ambiental
Centro de Investigaciones en Acueductos y Alcantarillados – CIACUA
*Modelación de la calidad del agua en redes de distribución de agua
potable: Mezcla completa vs. Mezcla incompleta.*

MIC 201520



El presente trabajo corresponde a la Tesis con la cual se culminan los estudios de Maestría en Ingeniería Civil con énfasis en Recursos Hídricos e Hidroinformáticos de la Universidad de los Andes.

Tabla de contenido

1. INTRODUCCIÓN	1
1.1. OBJETIVOS	2
1.1.1. Objetivo general.....	2
1.1.2. Objetivos específicos	2
2. ANTECEDENTES	3
1.1. Modelación con trazadores conservativos	17
3. MARCO TEÓRICO	38
3.1 Modelación hidráulica	38
3.1.1 Ecuaciones de modelación hidráulica	38
3.2 Modelación de calidad del agua.....	40
3.2.1. Modelos estáticos	40
3.2.2. Modelos dinámicos	41
3.2.3. Concentración.....	42
3.3. Dinámica de Fluidos Computacional.....	45
3.3.1. Funcionamiento del código de CFD.....	45
3.3.2. Leyes de conservación del movimiento de los fluidos y las condiciones de frontera... ..	48
3.3.3. Conservación de la masa en tres dimensiones	49
3.3.4. Ecuación de momento en tres dimensiones.....	51
3.3.5. Ecuación de Navier-Stokes para un fluido Newtoniano	53
3.3.6. Modelación de la turbulencia	54
3.3.7 Ecuaciones de Reynolds-Averaged Navier-Stokes (RANS) para fluidos incompresibles.....	56
3.3.8 Cálculos para del flujo turbulento	57
3.3.9 Modelo de turbulencia K-ε.....	58
4. MODELO FÍSICO DE LOS PROCESOS DE MEZCLA EN LOS NUDOS	61
5. DEFINICIÓN DE CONFIGURACIONES DE LAS UNIONES DE TUBERÍAS	66
6. MODELACIÓN NUMÉRICA EN CFD	69
6.1. Modelación configuración cruz con tuberías de 1”	70



6.2. Modelación configuración cruz con tubería de salida de 1.5’	77
6.3. Modelación configuración cruz con tubería de entrada de 1.5”	81
6.4. Modelación configuración doble tee (L/d=14)	84
6.5. Modelación configuración doble tee (L/d=CFD)	87
7. RESULTADOS DE LA MODELACIÓN FÍSICA	94
7.1. Resultados con trazador Permanganato de Potasio.....	94
7.1.1. Configuración cruz con tuberías de 1”	97
7.1.2. Configuración cruz con una tubería de salida de 1.5’	101
7.1.3. Configuración cruz con tubería de entrada de 1.5”	106
7.1.4. Configuración doble tee (L/d=14).....	110
7.1.4. Configuración doble tee (L/d=3.7).....	115
7.2. Resultados trazador Cloro.....	120
7.2.1. Configuración cruz con tuberías de 1”	120
7.2.2. Configuración cruz con tubería de salida de 1.5”	125
7.2.3. Configuración cruz con tubería de entrada de 1.5”	127
7.2.4. Configuración doble tee (L/d=14).....	129
7.2.5. Configuración doble tee (L/d=3.7).....	131
8. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	133
9. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	148
10. AGRADECIMIENTOS	150
11. BIBLIOGRAFÍA	151

Índice de Figuras

Figura 1. Bifurcación de los flujos en la simulación en CFD	5
Figura 2. Flujos con diferentes patrones.....	7
Figura 3. Interfaz EPANET BAM.....	10
Figura 4. Red modelada en EPANET-BAM	10
Figura 5. Resultados EPANET-BAM	11
Figura 6. Concentración normalizada en cada nodo de la red.....	11
Figura 7. Tabla de predicción de muertes en cada vecindario suponiendo mezcla completa (s=1)).	12
Figura 8. Tabla de predicción de muertes en cada vecindario suponiendo mezcla incompleta (s=0.5).....	12
Figura 9. Simulación de red 3x3 con unión en cruz con caudal de trazador mayor a caudal de agua limpia.....	13
Figura 10. Simulación de red 3x3 con unión en cruz con caudal de agua limpia mayor a caudal con trazador.	14
Figura 11. Simulación red 3x3 con unión doble tee con caudal de trazador mayor a caudal de agua limpia.....	14
Figura 12. Simulación red 3x3 con unión doble tee con caudal de agua limpia mayor a caudal de trazador.	15
Figura 13. Resultados de simulaciones de los modelos de mezcla.	16
Figura 14. Configuración típica en redes de distribución de agua potable.	17
Figura 15. Configuración utilizada en el modelo.	18
Figura 16. Interfaz incidente en la intersección de tuberías	20
Figura 17. Relación entre la concentración adimensional de la tubería Este con el número de Reynolds	21
Figura 18. Resultados obtenidos para el escenario 2.....	22
Figura 19. Resultados obtenidos para el escenario 3.....	23
Figura 20. Tasa de masa de NaCl en la tubería Este para el escenario 2	25
Figura 21. Concentración normalizada en la tubería Este para el escenario 2	25
Figura 22. Tasa de masa de NaCl en la tubería Este para el escenario 3	26
Figura 23. Concentración normalizada en la tubería Este para el escenario 3	26
Figura 24. (a) Concentración de NaCl (b) Vectores de velocidad en la unión, cuando el número de Reynolds es igual en las tuberías de entrada y salida	27
Figura 25. Esquema completo del modelo experimental usado en Arizona.	28
Figura 26. Valores de conductividad cuando $Re_{total}=4200$	29
Figura 27. Número de Reynolds promedio en las tuberías vs. Concentración normalizada en la tubería Este	30
Figura 28. Relación del número de Reynolds S/W y la concentración normalizada en la tubería Este para el escenario 2	30
Figura 29. Modelo implementado en Fluent.	32

Figura 30. Enmallado de la geometría.....	32
Figura 31. Contornos de concentración.....	32
Figura 32. Isocontornos de la concentración.....	33
Figura 33. Fracción de masa de NaCl en función del tiempo.....	33
Figura 34. Geometría interna de las uniones en cruz.....	34
Figura 35. Contornos de concentración después de corrección.....	34
Figura 36. Fracción de masa de NaCl en función del tiempo después de corrección.....	34
Figura 37. Fracción de masa para diferentes diámetros de tuberías.....	35
Figura 38. Configuraciones doble tee.....	36
Figura 39. (a) resultados experimentales para mayor momento en tuberías adyacentes (b) mayor momento en tuberías opuestas.....	37
Figura 40. Esquema de conservación de masa en el nudo j.....	40
Figura 41. Esquema de balance de masa en la unión de tuberías.....	43
Figura 42. Volumen de control del fluido.....	48
Figura 43. Flujo de masa en el elemento.....	50
Figura 44. Componentes de los esfuerzos de tensión en las tres caras del elemento.....	51
Figura 45. Componentes de tensión en la dirección x.....	52
Figura 46. Flujos turbulentos libres.....	55
Figura 47. Válvulas de entrada y salida para controlar caudal.....	62
Figura 48. Caudalímetro electromagnético.....	63
Figura 49. Sensor de cloro.....	64
Figura 50. Modelo físico general.....	65
Figura 51. Definición de configuraciones. a) cruz con tuberías de 1". b) Cruz con tubería de salida de 1.5". c) Cruz con tubería de entrada de 1.5". d) doble tee.....	67
Figura 52. Configuraciones con Permanganato de Potasio. a) cruz con tuberías de 1". b) Cruz con tubería de salida de 1.5". c) Cruz con tubería de entrada de 1.5". d) doble tee.....	68
Figura 53. Geometría configuración a).....	70
Figura 54. Comparación del tamaño de la malla.....	71
Figura 55. Comparación de resultados de Fracción de Masa para cada tamaño de malla.....	72
Figura 56. Refinamiento del mallado del modelo.....	73
Figura 57. Gráfica de convergencia del modelo k-ε.....	73
Figura 58. Gráfica de convergencia del modelo k-ω.....	74
Figura 59. Resultados con el modelo de turbulencia k-ω.....	74
Figura 60. Resultados en CFD de la configuración a).....	75
Figura 61. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración a).....	76
Figura 62. Geometría configuración b).....	78
Figura 63. Malla configuración b).....	78
Figura 64. Resultados en CFD de la configuración b).....	79
Figura 65. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración b).....	80
Figura 66. Geometría configuración c).....	81



Figura 67. Malla configuración c).....	82
Figura 68. Resultados en CFD de la configuración c).....	82
Figura 69. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración c).....	83
Figura 70. Geometría configuración d).	84
Figura 71. Malla de configuración d).	85
Figura 72. Resultados en CFD de la configuración d).	85
Figura 73. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración d).....	86
Figura 74. Resultados CFD configuración doble tee (L/d=2).	88
Figura 75. Resultados CFD configuración doble tee (L/d=2.5).	88
Figura 76. Resultados CFD configuración doble tee (L/d=3).	89
Figura 77. Resultados CFD configuración doble tee (L/d=5).	89
Figura 78. Resultados CFD configuración doble tee (L/d=10).	90
Figura 79. Resultados en CFD de la configuración e).....	91
Figura 80. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración e).....	92
Figura 81. Montaje experimental análisis de imagen.....	94
Figura 82. Resultados de relación de concentración e intensidad de color rojo.....	95
Figura 83. Interfaz y definición del umbral de color de las imágenes en ImageJ.	96
Figura 84. Resultados configuración a) usando KMnO ₄	98
Figura 85. Análisis de imagen configuración a).....	99
Figura 86. Resultados configuración b) usando KMnO ₄	103
Figura 87. Análisis de imagen configuración b).....	104
Figura 88. Resultados configuración c) usando KMnO ₄	107
Figura 89. Análisis de imagen configuración c).....	108
Figura 90. Resultados configuración d) usando KMnO ₄	111
Figura 91. Análisis de imagen configuración d).....	112
Figura 92. Resultados configuración e) usando KMnO ₄	116
Figura 93. Análisis de imagen configuración e).....	117

Índice de Gráficas

Gráfica 1. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración a).	77
Gráfica 2. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración b).	81
Gráfica 3. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración c).	84
Gráfica 4. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración d).	87
Gráfica 5. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración e).	93
Gráfica 6. Caudales para configuración a) usando KMnO4.	97
Gráfica 7. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración a).	100
Gráfica 8. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración a).	100
Gráfica 9. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración a).	101
Gráfica 10. Caudales para configuración b) usando KMnO4.	102
Gráfica 11. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración b).	105
Gráfica 12. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración b).	105
Gráfica 13. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración b).	106
Gráfica 14. Caudales para configuración c) usando KMnO4.	106
Gráfica 15. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración c).	109
Gráfica 16. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración c).	109
Gráfica 17. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración c).	110
Gráfica 18. Caudales para configuración d) usando KMnO4.	110
Gráfica 19. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración d).	113
Gráfica 20. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración d).	114
Gráfica 21. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración d).	114
Gráfica 22. Caudales para configuración e) usando KMnO4.	115
Gráfica 23. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración e).	118
Gráfica 24. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración e).	118
Gráfica 25. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración e).	119
Gráfica 26. Caudales para configuración a) usando Cloro.	120
Gráfica 27. Concentraciones de cloro para la configuración a).	121
Gráfica 28. Fracción de masa de cloro para la configuración a).	122
Gráfica 29. Concentración normalizada para la configuración a).	122
Gráfica 30. Comparación C* entre configuración a) y bibliografía.	123
Gráfica 31. Comparación Fracción de masa entre configuración a) y bibliografía.	124
Gráfica 32. Caudales para configuración b) usando Cloro.	125
Gráfica 33. Concentraciones de cloro para la configuración b).	125
Gráfica 34. Fracción de masa de cloro para la configuración b).	126



Gráfica 35. Concentración normalizada para la configuración b).....	126
Gráfica 36. Caudales para configuración c) usando Cloro.....	127
Gráfica 37. Concentraciones de cloro para la configuración c).	127
Gráfica 38. Fracción de masa de cloro para la configuración c).	128
Gráfica 39. Concentración normalizada para la configuración c).....	128
Gráfica 40. Caudales para configuración d) usando Cloro.....	129
Gráfica 41. Concentraciones de cloro para la configuración d).	129
Gráfica 42. Fracción de masa de cloro para la configuración d).....	130
Gráfica 43. Concentración normalizada para la configuración d).....	130
Gráfica 44. Caudales para configuración e) usando Cloro.....	131
Gráfica 45. Concentraciones de cloro para la configuración e).	131
Gráfica 46. Fracción de masa de cloro para la configuración e).	132
Gráfica 47. Concentración normalizada para la configuración e).	132
Gráfica 48. Comparación metodologías de medición en configuración a).	134
Gráfica 49. Comparación metodologías de medición en configuración b).	135
Gráfica 50. Comparación metodologías de medición en configuración c).	135
Gráfica 51. Comparación metodologías de medición en configuración d).	136
Gráfica 52. Comparación metodologías de medición en configuración e).	136
Gráfica 53. Comparación concentración normalizada entre configuraciones.....	138
Gráfica 54. Comparación C^* entre configuraciones y bibliografía.....	139

Índice de Tablas

Tabla 1. Resultados en CFD de la configuración a).....	75
Tabla 2. Resultados en CFD de la configuración b).....	79
Tabla 3. Resultados en CFD de la configuración c).....	83
Tabla 4. Resultados en CFD de la configuración d).....	86
Tabla 5. Configuraciones doble tee modeladas en CFD.	87
Tabla 6. Resultados en CFD de la configuración e).....	91
Tabla 7. Escenarios de estudio para la configuración a).	97
Tabla 8. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración a).....	99
Tabla 9. Escenarios de estudio para la configuración b).....	102
Tabla 10. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración b).....	104
Tabla 11. Escenarios de estudio para la configuración c).	107
Tabla 12. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración c).....	108
Tabla 13. Escenarios de estudio para la configuración d).	111
Tabla 14. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración d).....	113
Tabla 15. Escenarios de estudio para la configuración e).	115
Tabla 16. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración e).....	117
Tabla 17. Errores con respecto a la bibliografía para las configuraciones a), b) y c).	139
Tabla 18. Comparación de los valores de concentración normalizada entre las configuraciones b) y c) con respecto a la configuración a).	140
Tabla 19. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración a).....	142
Tabla 20. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración b).	143
Tabla 21. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración c).....	144
Tabla 22. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración d).	144
Tabla 23. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración e).....	145
Tabla 24. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración a).....	145
Tabla 25. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración b).....	146
Tabla 26. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración c).....	146
Tabla 27. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración d).....	147
Tabla 28. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración e).....	147

Índice de Ecuaciones

Ecuación 1. Balance de masa del soluto.....	6
Ecuación 2. Relación caudal concentración en tuberías 1 y 4.....	8
Ecuación 3. Relación de concentraciones en tuberías 1 y 4.	8
Ecuación 4. Balance de masa del soluto en la unión.....	8
Ecuación 5. Concentración en la tubería 3	8
Ecuación 6. Concentración combinada	9
Ecuación 7. Concentración adimensional del trazador.....	18
Ecuación 8. Relación de número de Reynolds para las tuberías.	19
Ecuación 9. Porcentaje de separación de NaCl.	23
Ecuación 10. Número de Reynolds total en el sistema.....	28
Ecuación 11. Fracción de masa de NaCl.	35
Ecuación 12. Factor de distribución de flujo.....	36
Ecuación 13. Tasa de momento.....	37
Ecuación 14. Conservación de masa en las redes.....	38
Ecuación 15. Caudal utilizando la ecuación de Darcy-Weisbach en conjunto con la ecuación de Colebrook-White	39
Ecuación 16. Altura piezométrica	39
Ecuación 17. Altura piezométrica teniendo en cuenta pérdidas menores causadas por accesorios.....	39
Ecuación 18. Ecuación de continuidad para modelación de calidad del agua.	40
Ecuación 19. Concentración en el nudo j.	41
Ecuación 20. Tiempo de permanencia medio para el nudo j.....	41
Ecuación 21. Transporte de sustancias conservativas.....	42
Ecuación 22. Transporte de sustancias no conservativas.	42
Ecuación 23. Concentración a partir de la conservación de masa.....	42
Ecuación 24. Aporte de masa a la unión i	44
Ecuación 25. Masa de salida del nudo i.....	44
Ecuación 26. Concentración de la mezcla	44
Ecuación 27. Presión en las caras del elemento.	49
Ecuación 28. Tasa de incremento de masa.	49
Ecuación 29. Tasa de flujo a través de las fronteras.....	49
Ecuación 30. Conservación de masa en tres dimensiones en estado inestable.....	50
Ecuación 31. Conservación de masa para un fluido incompresible	50
Ecuación 32. Tasas de incremento del momento en x, y y z.....	51
Ecuación 33. Componente en x de la ecuación de momento	52
Ecuación 34. Componente en y de la ecuación de momento	52
Ecuación 35. Componente en z de la ecuación de momento.....	52



Ecuación 36. Velocidad de deformación lineal	53
Ecuación 37. Deformación volumétrica	53
Ecuación 38. Ecuación de Navier-Stokes	54
Ecuación 39. Ley de pared	56
Ecuación 40. Ecuación de Reynolds-Averaged Navier-Stokes	57
Ecuación 41. Disipación en la ecuación de energía cinética turbulenta	60

1. Introducción

Los sistemas de distribución de agua potable hacen parte de la infraestructura general de una ciudad, por lo tanto, su diseño y modelación deben ser adecuados para los estándares que determinan la condición del servicio en cuanto a disponibilidad y calidad del agua. Con respecto a la calidad del agua, existen muchas formas de conocer la variación de los parámetros que determinan cuán apta está el agua para el consumo humano. Una de estas es la modelación del decaimiento del cloro a lo largo de la red de distribución de agua potable teniendo en cuenta parámetros de reacción y decaimiento. Sin embargo, en el presente estudio se va a profundizar en la modelación de la calidad del agua desde el punto de vista de los procesos de mezcla que ocurren en las intersecciones de las redes de distribución de agua potable.

Para realizar la modelación de la calidad del agua en las redes de distribución se usa con mucha frecuencia programas, como EPANET, que suponen que la mezcla en los nudos es totalmente completa. Esto quiere decir que si existen dos tuberías de entrada, cada una con una concentración de cloro y caudal diferente, las concentraciones de las tuberías de salida son iguales. Estos cálculos se realizan con una ecuación sencilla de balance y ponderación de la masa del soluto.

Sin embargo, hace unos años, algunos investigadores pusieron en duda la suposición de mezcla completa. Esto llevó a una serie de experimentos que han demostrado que la mezcla en los nudos no es completa y que la proporción del soluto que se dirige hacia alguna de las tuberías de salida, depende en gran parte del caudal de las tuberías de entrada.

Lo anterior podría tener una implicación en la salud pública ya que la dosis de cloro que se agrega en las Plantas de Tratamiento de Agua Potable está basadas en los modelos que suponen mezcla completa. Dichos modelos predicen que con esa dosis inicial, la concentración de cloro residual dentro de toda la red es suficiente para evitar contaminaciones que se puedan presentar durante el transporte del agua desde la planta hasta los consumidores. Entonces, si la mezcla no es completa, es posible que en algunos puntos de consumo la concentración de cloro no sea suficiente y el agua pueda estar contaminada.

Se ha evidenciado que los procesos de mezcla dependen del contacto e interacción espacial y temporal de los flujos incidentes. Esto puede variar de acuerdo con, no solo, la relación de los flujos de entrada, sino también, con el tipo de configuración y la geometría interna de la intersección. De esta manera, en este proyecto se va a realizar un análisis de dichos factores que afectan la mezcla.



Para esto, se van a utilizar conexiones en cruz y doble tee. Durante la revisión bibliográfica se encontró que en todos los estudios realizados previamente, modelan configuraciones en donde todas las tuberías tienen el mismo diámetro, por lo tanto, en este caso se va a realizar una variación de los diámetros de las tuberías de entrada y salida. De esta manera se podrá identificar de qué manera afecta la ampliación o disminución de los diámetros en la concentración del soluto en las tuberías de salida.

1.1. Objetivos

1.1.1. Objetivo general

El objetivo de este proyecto es realizar un análisis de los procesos de mezcla realizando variaciones en la configuración del nudo en términos de la forma de conexión, es decir, intersección en cruz y doble tee y diámetros de tuberías de entrada y salida.

1.1.2. Objetivos específicos

A partir del objetivo general, se espera que se pueda realizar un estudio de manera cualitativa de los procesos de mezcla que se presentan en los nudos de las redes de abastecimiento de agua potable. Esto se realizará para todas las configuraciones de conexión analizadas. Para esto, se van a utilizar tuberías de vidrio o acrílico, en donde se puede apreciar visualmente lo que ocurre con un trazador en la unión de las tuberías.

En segundo lugar, se espera tener resultados cuantitativos acerca de los procesos de mezcla en las uniones de las tuberías. Así como en el objetivo anterior, esto se va a realizar para todas las configuraciones estudiadas. Para esto se van a medir las concentraciones de entrada y salida de cloro.

Finalmente, se espera que para cada escenario se realice una comparación de los resultados cuantitativos obtenidos experimentalmente con los resultados obtenidos por medio de una modelación numérica en utilizando la metodología de Dinámica de Fluidos Computacional (Por sus siglas en inglés, CFD).

A partir de los resultados obtenidos, se espera concluir sobre los efectos que tiene la geometría de la unión sobre los procesos de mezcla de cloro que allí se generan.

2. Antecedentes

Para este proyecto, se llevó a cabo una revisión bibliográfica de los estudios realizados anteriormente con respecto a los procesos de mezcla en las uniones de las redes de abastecimiento de agua potable. Durante muchos años se utilizó la suposición de la mezcla completa en las uniones para modelar la calidad del agua en las redes de distribución de agua potable, pero Fowler y Jones (1991) fueron los primeros en poner en duda esta. Desde aquella época, una de las preocupaciones acerca de la modelación de la calidad del agua radica en que la suposición de mezcla perfecta es considerada como una causa significativa en las diferencias entre las predicciones de modelos en EPANET y los valores reales (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008). De esta manera, se encontró que en la Universidad de Tucson, Arizona, se realizaron experimentos a cargo de Pedro Romero-Gómez, en los que se demuestra que la mezcla en los nudos no es completa (Tzatchkov, Buchberger, Li, Romero-Gómez, & Choi, 2009).

En primer lugar, debido a los procesos físicos, químicos y biológicos que se pueden presentar en las tuberías, la calidad del agua se puede deteriorar en los sistemas de distribución de agua potable durante el transporte del recurso entre los puntos de tratamiento y el consumo. Para tener un mayor entendimiento de los procesos que ocurren mientras el agua es transportada por las redes, se realizaron varias simulaciones en donde se hizo una variación de las condiciones del flujo.

Así pues, Romero-Gómez (2009) llevó a cabo una serie de experimentos con el fin de comparar los resultados empíricos de la dispersión axial de un trazador no reactivo en un tubo bajo condiciones de flujo laminar y transicional, con los resultados obtenidos con simulaciones realizadas en EPANET, Dinámica de Fluidos Computacional (CFD), y Advección-Dispersión (AD) del modelo. El montaje experimental se construyó en el Laboratorio de Redes de Distribución, en una instalación experimental en la Universidad de Arizona, Arizona, EE.UU. El modelo consistía en un tubo de PVC de 10 m de longitud, con un diámetro interior de 15,3 mm (diámetro nominal de 1/2 pulgada), montado en andamios de metal. El agua potable se bombeó desde un tanque de almacenamiento, mientras que una micro-bomba inyectaba agua que contenía un trazador (cloruro de sodio). La velocidad de flujo fue controlada por medio de sensores tipo caudal de turbina y válvulas de aguja ubicadas en el extremo aguas abajo de las tuberías. La concentración de los trazadores se controló con sensores de conductividad eléctrica y transmisores que fueron colocados en sitios de monitoreo aguas arriba y aguas abajo, para medir el indicador de concentraciones. Las tasas de flujo y las concentraciones se observaron en tiempo real y se registraron cada segundo.

Los resultados de la simulación en CFD para flujos laminares fueron acordes con los datos experimentales. Se observó que la dispersión axial de un soluto puede ser un proceso de

transporte importante en regímenes de flujo laminar y transitorio. Por consiguiente, se determinó que la mezcla en la unión es altamente dependiente de la variación de los caudales en las tuberías de entrada. Por lo tanto, es de gran importancia el uso de modelos computacionales que puedan simular diferentes escenarios que permitan observar como es la variación en la concentración dependiendo de los parámetros de entrada.

Dentro de dichos modelos se encuentran los realizados por el software EPANET, el cual es un estándar para la modelación hidráulica y el comportamiento de la calidad del agua en sistemas de distribución de agua. Sin embargo, el programa supone que la mezcla de solutos en las uniones de tuberías es completa e instantánea, lo que es contrario a estudios que demostraron que la mezcla en las uniones era incompleta.

También, se simuló una red de 3 x 3 tuberías a pequeña escala para evaluar la validez de los modelos de mezcla completa e incompleta para sistemas de distribución de agua bajo diferentes tasas de flujo y condiciones de contorno. Las simulaciones en CFD mostraron que las predicciones de las concentraciones del trazador a lo largo de la red podrían alcanzarse si se compara con los datos experimentales. Por el contrario, un modelo de EPANET que supone la mezcla completa dentro de las uniones, produjo concentraciones uniformes en toda la red, que fue significativamente diferente de las concentraciones espacialmente variables observadas en la red experimental (Ho, Choi, & McKenna, Evaluation of complete and incomplete mixing models in water distribution pipe network simulations, 2007).

La mezcla de solutos dentro de la unión se limita a interfaz incidente donde los flujos convergen (Figura 1). Adicionalmente, se evidenció que un factor dominante que controla el comportamiento y las concentraciones de mezcla son las tasas de entrada y salida de las uniones; las corrientes de flujo entrantes se bifurcan en diversos grados a través de los tubos de salida como función de las velocidades de flujo relativas.

Por lo tanto, la cantidad de mezcla que se produce dentro de la unión depende de la relación de impulso que lleva un flujo de corriente. Los resultados de los estudios mostraron que la mezcla en uniones en cruz es incompleta y dependiente de las inestabilidades transitorias en la interfaz incidente y las tasas de flujo relativas que entran y salen de la unión.

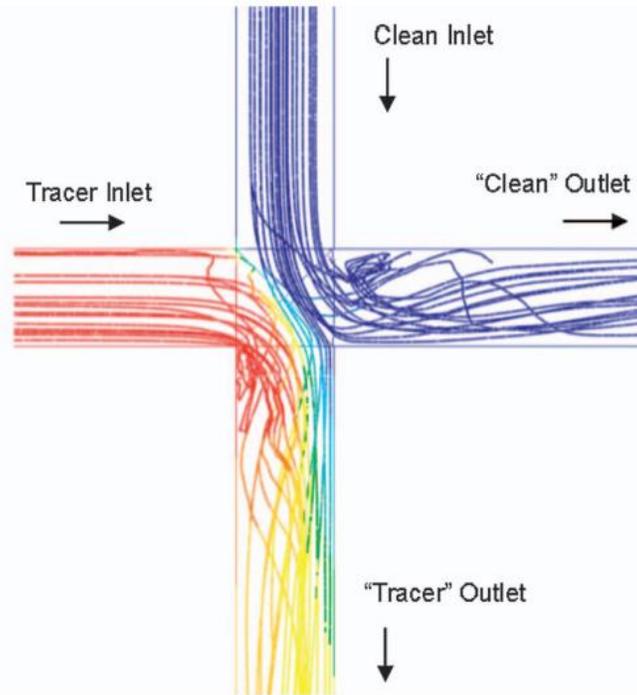


Figura 1. Bifurcación de los flujos en la simulación en CFD (Ho C. K., 2008).

La Figura 1 muestra un ejemplo de flujo simulado y el transporte de solutos en una unión transversal utilizando un modelo de CFD. Un resultado notable de esta simulación es que el flujo entrante se refleja en los otros, como si fueran cuerpos rígidos. La mezcla se limita a la interfaz incidente en donde los dos flujos se encuentran, y la mezcla no es completa. También, en esta simulación, el flujo en el tubo vertical es mayor que el flujo en el tubo horizontal, el agua "limpia" cruza la intersección, desviando la mayor parte del "trazador" del agua. Estos fenómenos simulados, han sido confirmados experimentalmente.

Aunque los modelos CFD se han utilizado recientemente para obtener una perspectiva de los procesos de mezcla en uniones de tubos individuales, los modelos más simples son los de mezcla completa; por lo tanto sigue siendo necesario que se pueda incorporar en los modelos de la red de agua, los que se basan en la mezcla incompleta.

Como investigación, se han realizado modelos analíticos utilizados para limitar el comportamiento de la mezcla en las uniones de las tuberías. Estos modelos son el de mezcla completa y mezcla incompleta.

Modelo de mezcla completa:

El modelo de mezcla completa es empleado por EPANET y otros modelos del comportamiento hidráulico de redes de distribución de agua que suponen una mezcla completa e instantánea dentro de las uniones de tuberías. La formulación se puede implementar fácilmente con una ecuación analítica en los modelos de red para cálculos rápidos y eficientes.

En el modelo de mezcla completa, se supone que la concentración en el fluido que sale de la unión es uniforme e igual en todas las tuberías de salida. Y depende de las concentraciones de flujo ponderadas que entran en el tubo.

En un balance de masa del soluto, se obtiene la siguiente ecuación para la concentración:

$$C_{out} = \frac{\sum_{i=1}^n Q_i C_i}{Q_{out}} = \frac{\sum_{i=1}^n Q_i C_i}{\sum_{i=1}^n Q_i}$$

Ecuación 1. Balance de masa del soluto (Rossman, EPANET, 1993).

donde:

Q_i , es el caudal de entrada a la unión desde la tubería i .

C_i , es la concentración en cada tubería de entrada a la unión.

n , es el número de tuberías que llegan a la unión.

Se supone que no se presenta ningún almacenamiento en la unión, por lo tanto, el caudal de salida es igual al caudal de entrada en la unión.

La desventaja del modelo de mezcla completa es que no tiene en cuenta los procesos físicos de mezcla que se han observado en experimentos y simulaciones utilizando modelos CFD para muchas configuraciones de flujo. El modelo de mezcla completa predice la mayor mezcla posible que puede ocurrir físicamente dentro de un cruce. Esta suposición puede dar concentraciones que son significativamente diferentes de las concentraciones reales para muchas configuraciones de conexiones.

Modelo de mezcla incompleta:

El modelo de mezcla incompleta pretende complementar el modelo de mezcla completa proporcionando un límite inferior para la mezcla en las uniones. El modelo de mezcla incompleta se basa en el conocimiento de las velocidades de flujo relativas y las concentraciones que entran y salen de una unión.

Como se muestra en la Figura 2, el impulso desigual de diferentes flujos provocará una transferencia masiva de los fluidos y componentes entre los flujos entrantes y salientes. Con caudales diferentes, los modelos CFD muestran que el impulso adicional realizado por una corriente puede ser suficiente para cruzar la unión en la corriente opuesta. Por ejemplo, si existe una configuración donde la velocidad de flujo de entrada de agua limpia es 80% mayor que la velocidad de flujo del agua con trazador y las tasas de flujo de salida son iguales. Como resultado, el impulso adicional del agua limpia hace que una parte de esta agua empuje la otra a través de la unión. Este comportamiento de mezcla de fluido, va a diluir la concentración del trazador en la tubería de salida al tiempo que reduce la cantidad de trazador que puede migrar en la salida de agua limpia; el resultado de esta situación se puede observar en la Figura 1. Similar pero opuesto, se producirá el comportamiento si la velocidad de flujo en la entrada de trazador es mayor que la velocidad de flujo en la entrada de agua limpia, con tasas de flujo de salida iguales. Los flujos de diferentes patrones se muestran en la Figura 2 (Ho C. K., 2008).

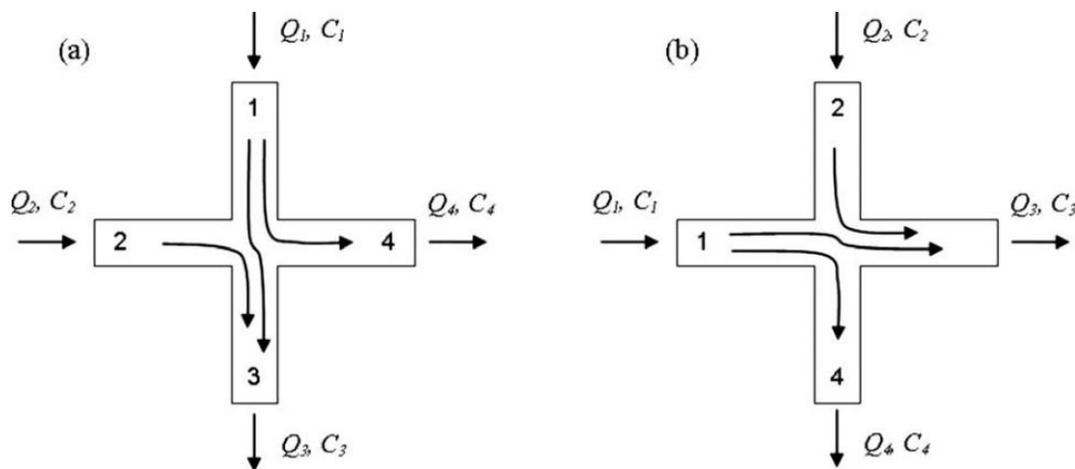


Figura 2. Flujos con diferentes patrones (Ho C. K., 2008).

El modelo de mezcla incompleta supone que la mezcla se produce sólo a través de la interacción del fluido a granel. Si todas las velocidades de flujo son iguales, o si las velocidades de flujo en tuberías de entrada y salida adyacentes son iguales, se supone que el flujo se bifurca y la mezcla es distinta a la suposición de mezcla completa. Por lo tanto, el modelo de mezcla incompleta proporciona un límite inferior, físicamente basado, de la cantidad de mezcla que puede ocurrir dentro de las uniones.

El modelo de mezcla incompleta se obtiene suponiendo que se conocen las tasas de entrada del flujo, o que se pueden calcular. En primer lugar, los tubos están numerados de modo que la nomenclatura utilizada en la solución es consistente para todas las configuraciones del flujo.

Para este caso, se va a considerar que las áreas transversales de todas las tuberías son iguales. En los ejemplos presentados en la Figura 2, se encuentran diferentes velocidades de flujo en los tubos individuales que causan un impulso dominante en uno de los pares de tubos opuestos. En la Figura 2(a), el impulso dominante es de arriba a abajo, mientras que en la Figura 2(b), el impulso dominante es de izquierda a derecha. Los tubos 1 y 3 siempre corresponden a la entrada y la salida, respectivamente, de la tubería con el impulso más grande. Por lo tanto, con este esquema de numeración, la mayor parte del modelo de mezcla supone que todo el flujo de entrada de la tubería 2 fluye hacia el tubo de salida 3. Por lo tanto, la concentración en la tubería de salida 3 es una mezcla de las concentraciones de las tuberías de entrada 1 y 2. La concentración en la tubería de salida 4 es la misma que la concentración en la tubería de entrada 1, que es la única fuente de flujo de la tubería de salida 4.

Suponiendo que la velocidad de flujo en cada tubería es conocida junto con las concentraciones de entrada C_1 y C_2 , se identifica que:

$$Q_4 C_4 = Q_{1 \rightarrow 4} C_1 = Q_4 C_1$$

Ecuación 2. Relación caudal concentración en tuberías 1 y 4 (Ho C. K., 2008).

donde:

$Q_{1 \rightarrow 4}$, es la porción del flujo de la tubería de entrada 1 que fluye hacia el tubo de salida 4. Como se supone que el flujo de la tubería 2 no sale por la tubería 4, todo el flujo que sale de la tubería 4 es del tubo de entrada 1, es decir, $Q_{1 \rightarrow 4} = Q_4$ entonces se establece que la concentración en la tubería de salida 4 es igual a la concentración en la tubería de entrada 1:

$$C_4 = C_1$$

Ecuación 3. Relación de concentraciones en tuberías 1 y 4 (Ho C. K., 2008).

La concentración en la tubería de salida 3 se deriva mediante la realización de un balance de masa del soluto en la unión:

$$Q_1 C_1 + Q_2 C_2 = Q_3 C_3 + Q_4 C_4$$

Ecuación 4. Balance de masa del soluto en la unión (Ho C. K., 2008).

Despejando la concentración de la tubería 3 se tiene que:

$$C_3 = \frac{Q_2 C_2 + (Q_1 - Q_4) C_1}{Q_3}$$

Ecuación 5. Concentración en la tubería 3 (Ho C. K., 2008).

Las Ecuaciones 3 y 5 describen las soluciones analíticas de la mezcla incompleta. En un modelo de red, estas soluciones pueden ser aplicadas secuencialmente a cada unión aguas



abajo a partir de la unión aguas arriba donde se prescriben las condiciones límite de concentración. La velocidad de flujo en cada tubería es típicamente calculada de antemano en los modelos CFD de red o sobre las condiciones prescritas de límite de presión y/o las tasas de flujo. En las simulaciones transitorias, la solución del modelo de mezcla incompleta se puede aplicar en cada paso de tiempo con velocidades de flujo actualizadas en cada unión.

Combinación de los modelos de mezcla completa y modelos de mezcla incompleta:

Debido a que el modelo de mezcla completa y el modelo de mezcla incompleta proporcionan los límites superior e inferior, respectivamente, la cantidad real de la mezcla estará entre estos dos límites. Por lo tanto, se puede definir un parámetro de escala $0 < s < 1$ para estimar la combinación de concentración en un tubo de salida:

$$C_{combinada} = C_{incompleta} + s(C_{completa} - C_{incompleta})$$

Ecuación 6. Concentración combinada (Ho C. K., 2008).

El valor del parámetro de escala, s , puede depender de las propiedades del fluido, las condiciones de flujo, y la configuración geométrica de la conexión de tubos, lo que puede contribuir a inestabilidades locales en la interfaz incidente y la mezcla turbulenta dentro de la unión.

Debido a esto, se realizaron modificaciones al programa EPANET creando una nueva versión llamada EPANET-BAM en donde se tiene en cuenta la mezcla incompleta. El programa utiliza un parámetro de mezcla s , el cual puede ser modificado por el usuario (Ho & Khalsa, EPANET-BAM: Water quality modeling with incomplete mixing in pipe junctions, 2008).

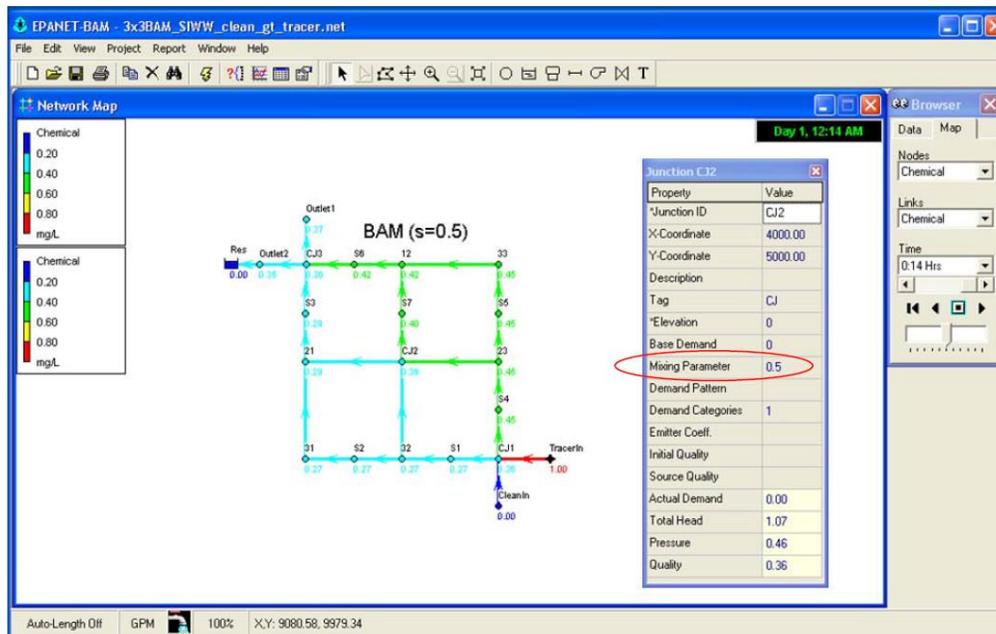


Figura 3. Interfaz EPANET BAM (Ho & Khalsa, EPANET-BAM: Water quality modeling with incomplete mixing in pipe junctions, 2008).

Para demostrar la implicación que puede tener la suposición de mezcla completa, estos investigadores realizaron simulaciones en una red sencilla en donde cada nodo representa un vecindario en el que habitan 100 personas. Las condiciones de entrada a la red se basaban en un caudal constante de agua limpia por una tubería y por la otra un flujo de agua con un contaminante mortal. La red modelada fue la siguiente:

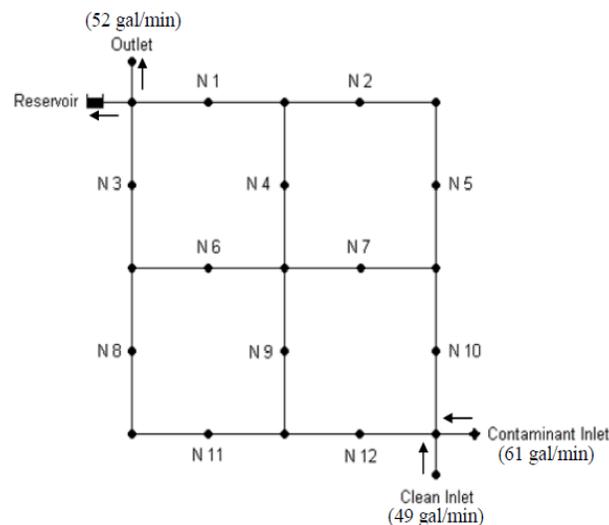


Figura 4. Red modelada en EPANET-BAM (Ho & Khalsa, EPANET-BAM: Water quality modeling with incomplete mixing in pipe junctions, 2008).

La calidad del agua se modeló en EPANET en donde se supone mezcla completa y en EPANET-BAM en donde se ingresó un parámetro de mezcla s de 0.5. Los resultados obtenidos se pueden observar en las siguientes figuras:

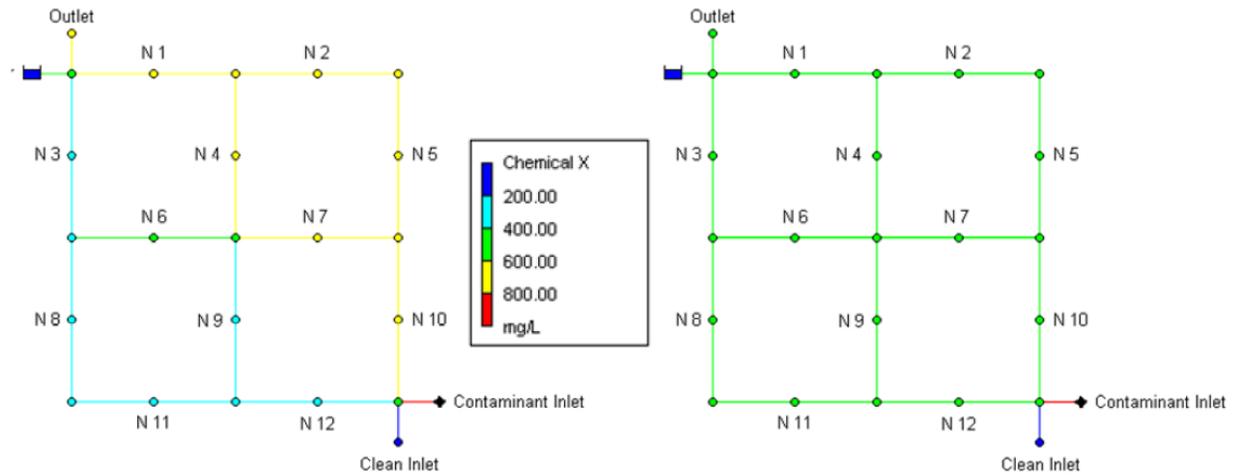


Figura 5. Resultados EPANET-BAM (Ho & Khalsa, EPANET-BAM: Water quality modeling with incomplete mixing in pipe junctions, 2008).

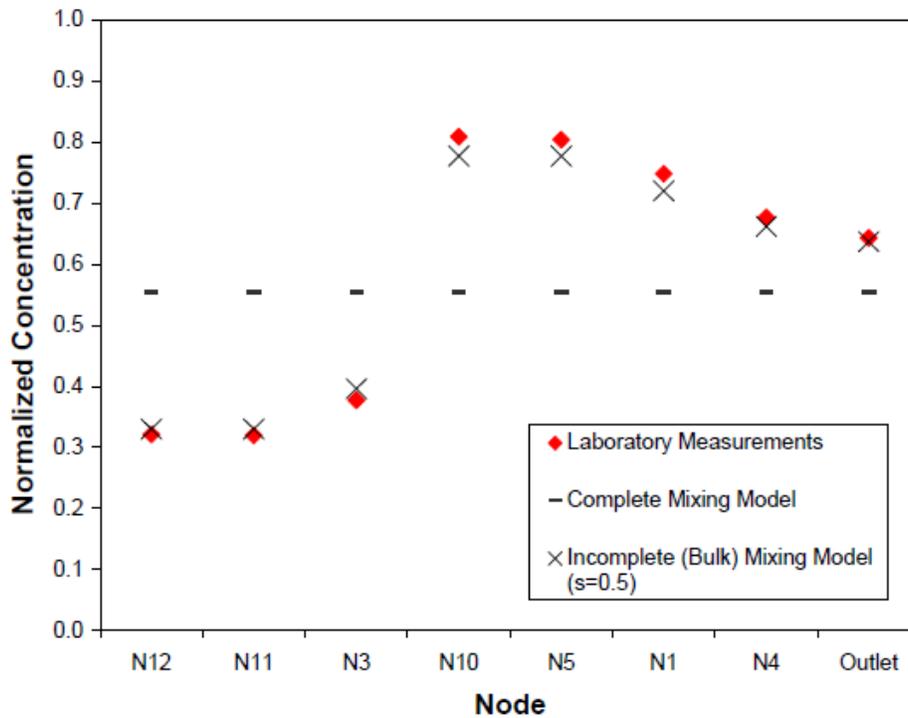


Figura 6. Concentración normalizada en cada nodo de la red (Ho & Khalsa, EPANET-BAM: Water quality modeling with incomplete mixing in pipe junctions, 2008).

Además de los resultados gráficos, para cada vecindario se obtuvo la concentración que llegaba al nodo, la masa del contaminante que es ingerida por persona, la dosis, el porcentaje de predicción de mortalidad y la predicción de las personas muertas en cada vecindario. Los valores obtenidos para la modelación suponiendo mezcla completa y mezcla incompleta se muestran a continuación:

Neighborhood	Concentration (mg/L)	Mass of X Ingested per Person per Day (mg)	Dose (mg/kg)	Predicted Mortality (%)	Predicted Deaths
N1	555	1109	18.5	5.97%	5
N2	555	1109	18.5	5.97%	5
N3	555	1109	18.5	5.97%	5
N4	555	1109	18.5	5.97%	5
N5	555	1109	18.5	5.97%	5
N6	555	1109	18.5	5.97%	5
N7	555	1109	18.5	5.97%	5
N8	555	1109	18.5	5.97%	5
N9	555	1109	18.5	5.97%	5
N10	555	1109	18.5	5.97%	5
N11	555	1109	18.5	5.97%	5
N12	555	1109	18.5	5.97%	5
Predicted Death Toll:					60

Figura 7. Tabla de predicción de muertes en cada vecindario suponiendo mezcla completa ($s=1$) (Ho & Khalsa, EPANET-BAM: Water quality modeling with incomplete mixing in pipe junctions, 2008).

Neighborhood	Concentration (mg/L)	Mass of X Ingested per Person per Day (mg)	Dose (mg/kg)	Predicted Mortality (%)	Predicted Deaths
N1	722	1443	24.1	50.7%	50
N2	777	1555	25.9	72.2%	72
N3	388	775	12.9	0.39%	0
N4	666	1332	22.2	28.9%	28
N5	777	1555	25.9	72.2%	72
N6	443	886	14.8	0.98%	0
N7	777	1555	25.9	72.2%	72
N8	332	664	11.1	0.15%	0
N9	332	664	11.1	0.15%	0
N10	777	1555	25.9	72.2%	72
N11	332	664	11.1	0.15%	0
N12	332	664	11.1	0.15%	0
Predicted Death Toll:					366

Figura 8. Tabla de predicción de muertes en cada vecindario suponiendo mezcla incompleta ($s=0.5$) (Ho & Khalsa, EPANET-BAM: Water quality modeling with incomplete mixing in pipe junctions, 2008).

Se puede observar que la suposición de mezcla completa subestima significativamente la predicción de muertes totales en un 83%. Los resultados presentados muestran que, como la mezcla es incompleta la masa del contaminante se inclina hacia un lado de la red; por lo tanto la dosis es mayor y el número de personas que toman el agua contaminada aumenta, por consiguiente también el número de muertes incrementa. A pesar de ser un ejemplo hipotético, da una idea de lo importante que es tener en cuenta la mezcla incompleta a la hora de modelar la calidad del agua.

Sabiendo de qué manera pueden influir los procesos de mezcla en la calidad del agua, se modelaron otros escenarios en una red similar usando intersecciones en cruz y doble tee. Los resultados se pueden observar a continuación:

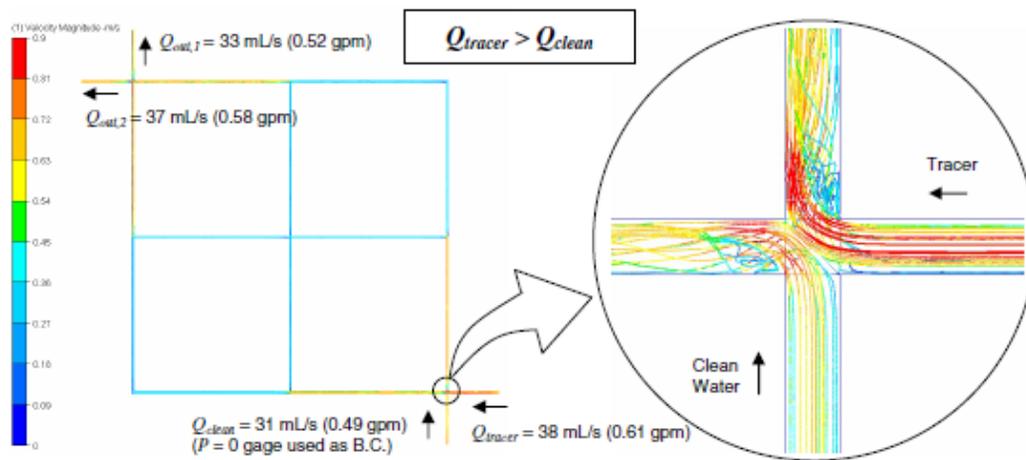


Figura 9. Simulación de red 3x3 con unión en cruz con caudal de trazador mayor a caudal de agua limpia (Ho, Choi, & McKenna, Evaluation of complete and incomplete mixing models in water distribution pipe network simulations, 2007).

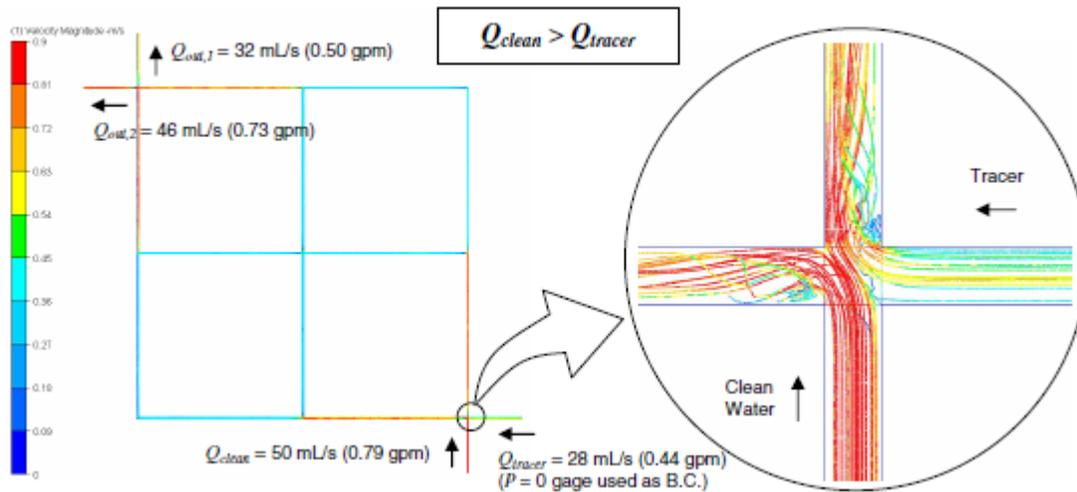


Figura 10. Simulación de red 3x3 con unión en cruz con caudal de agua limpia mayor a caudal con trazador (Ho, Choi, & McKenna, Evaluation of complete and incomplete mixing models in water distribution pipe network simulations, 2007).

Este mismo experimento se consideró cambiando las uniones por doble tee. En estudios previos realizados con uniones doble tee determinaron que la distancia entre las uniones en tee tenían un efecto significativo en el proceso de mezcla, ya que entre más separado estén, el tiempo de contacto es mayor y el porcentaje de mezcla aumenta. Aproximadamente con una longitud cercana a los 10 diámetros, se presenta una mezcla completa (Ho, Choi, & McKenna, Evaluation of complete and incomplete mixing models in water distribution pipe network simulations, 2007).

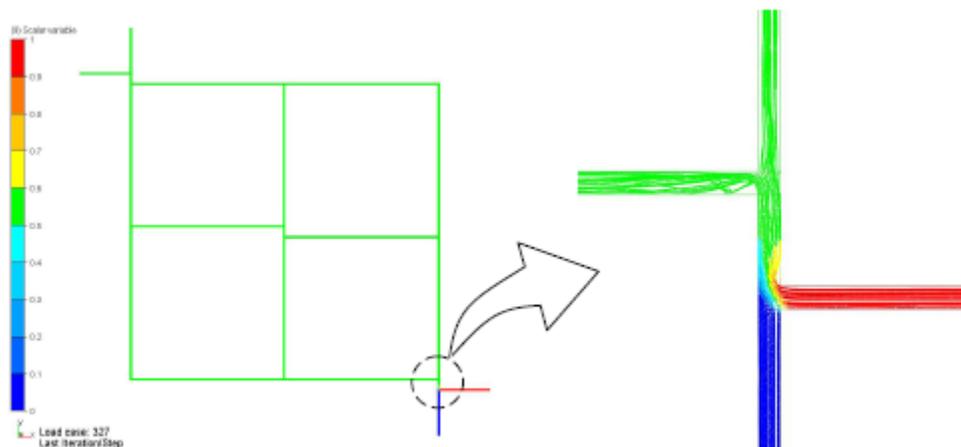


Figura 11. Simulación red 3x3 con unión doble tee con caudal de trazador mayor a caudal de agua limpia (Ho, Choi, & McKenna, Evaluation of complete and incomplete mixing models in water distribution pipe network simulations, 2007).

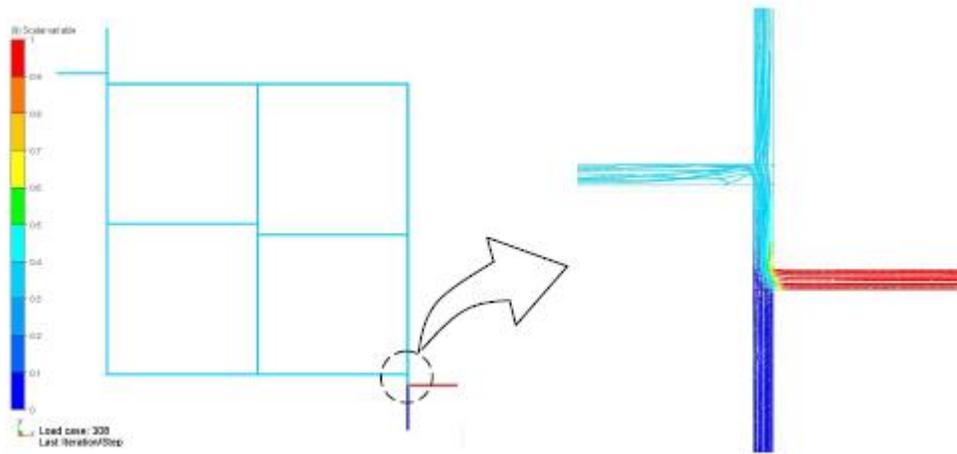


Figura 12. Simulación red 3x3 con unión doble tee con caudal de agua limpia mayor a caudal de trazador (Ho, Choi, & McKenna, Evaluation of complete and incomplete mixing models in water distribution pipe network simulations, 2007).

Similar al anterior, se han realizado estudios de transporte de un contaminante en una red de tuberías. Para la simulación de este tipo de redes en CFD se utiliza un modelo de turbulencia K- ϵ , el cual resuelve ecuaciones turbulentas de energía cinética y disipación de energía al mismo tiempo haciendo uso de las ecuaciones de conservación de masa y momento de Navier-Stokes (Ho, Orear, Wright, & McKenna, 2007).

Comparación con los experimentos

Se han realizado experimentos en los estudios anteriores para investigar el comportamiento de mezcla en las articulaciones cruzadas bajo diferentes configuraciones de flujo.

Realizando nuevamente la prueba donde se controló la velocidad de flujo en las entradas y salidas de las tuberías por medio de válvulas y medidores de flujo. Los tubos de entrada y de salida se construyeron de PVC, y las longitudes de tubería fueron lo suficientemente largas para asegurar que el agua se mezcló bien dentro de cada tubo antes de entrar a la unión y antes de ser supervisado aguas abajo de la confluencia. El agua que entra al sistema fue bombeada a partir de dos tanques de suministro, un tanque de alimentación de agua con trazador y un depósito de suministro de agua limpia. En todos los experimentos, el NaCl fue continuamente mezclado con agua en el tanque de suministro de trazador. El trazador de NaCl fue monitoreado en las tuberías utilizando sensores de conductividad eléctrica. El diámetro de la tubería utilizada en la prueba de Romero-Gómez (2006) era 1.905 cm, y los números de Reynolds oscilaron entre aproximadamente 5.000 a 50.000 en los diferentes experimentos. El diámetro de la tubería utilizada en la prueba de McKenna (2007) fue de 2.54 cm, y los números de Reynolds variaron entre aproximadamente 500 a 40.000 en los diferentes experimentos para obtener las relaciones de flujo deseadas (Ho C. K., 2008). A



partir de estas condiciones y variando el parámetro S , se obtuvieron los siguientes resultados:

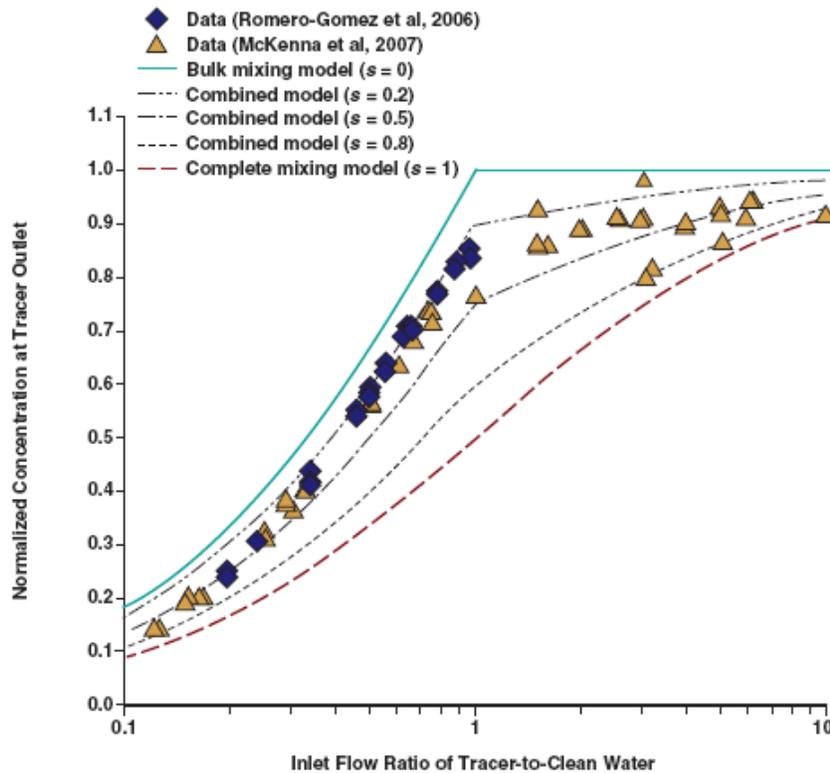


Figura 13. Resultados de simulaciones de los modelos de mezcla (Ho & Leslie, Journal AWWA, 2009).

Se muestra una comparación de la concentración del trazador, medida en la salida de diferentes experimentos con diferentes combinaciones de velocidades de flujo. Las concentraciones medidas están limitadas por los modelos de mezcla incompleta y modelos de mezcla completa, y la mayoría de los datos se dividen entre las concentraciones predichas utilizando un parámetro de mezcla S entre 0,2 y 0, 5 (Ho & Leslie, Journal AWWA, 2009).

Se puede ver que cuando el parámetro s es igual a cero, se presenta una mezcla totalmente incompleta. Y cuando el parámetro s es igual a 1 la mezcla es completa. De esta manera se ilustran los límites de mezcla descritos anteriormente.

Finalmente se puede decir que la dispersión de los solutos es un componente importante en la simulación de la calidad del agua de la red, y que debe ser incorporado en la modelación de las redes de distribución de agua en modelos de calidad. Para esto es importante la comprensión de cómo se mueven y se mezclan los solutos a través de la red y es fundamental para el diseño de una red de tuberías y sus uniones.

1.1. Modelación con trazadores conservativos

Como se mencionará más adelante, los trazadores conservativos son aquellos que no presentan reacciones en el tramo estudiado. Este es el caso del Cloruro de Sodio (NaCl), el cual ha sido usado en diferentes modelos para estudiar los procesos de mezcla. Por ejemplo, Van BloemenWaanders et al. (2005) realizaron modelos de redes en donde se estudió el transporte de sustancias químicas por flujos a presión en un cruce transversal de tuberías. En este estudio el Cloruro de Sodio fue introducido como trazador en una de las entradas, mientras que en la otra entrada se utilizó agua limpia. Se planteó que si la mezcla completa se llevaba a cabo, cada tubería de salida debería llevar el 50% de la masa de entrada de NaCl . Sin embargo, experimentalmente se demostró que la mezcla completa no ocurre y que la tasa de salida fue del 85% y del 15% de la masa total de entrada de NaCl en las salidas adyacente y opuesta a la tubería de entrada con el trazador, respectivamente. Por lo tanto, las conclusiones extraídas de los resultados sugirieron que la suposición de la mezcla perfecta e instantánea puede llevar a imprecisiones significativas (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008).

De la misma manera, Romero et al. (2008) realizaron un modelo utilizando NaCl en la red de distribución de agua de los Laboratorios de la Universidad de Tucson, Arizona, en donde se determinó una concentración adimensional para explicar de manera detallada los mecanismos de mezcla que inciden en la interfaz de los flujos. Los resultados obtenidos en este estudio indican claramente que la mezcla en los cruces transversales de tuberías está lejos de ser perfecta.

Como se muestra en la Figura 5, las uniones cruzadas son muy comunes en los sistemas de distribución de agua potable modernos. Es por esto que en todos los casos analizados en este estudio, la configuración del flujo consistió en dos entradas y dos salidas adyacentes, como se presenta en la Figura 15.

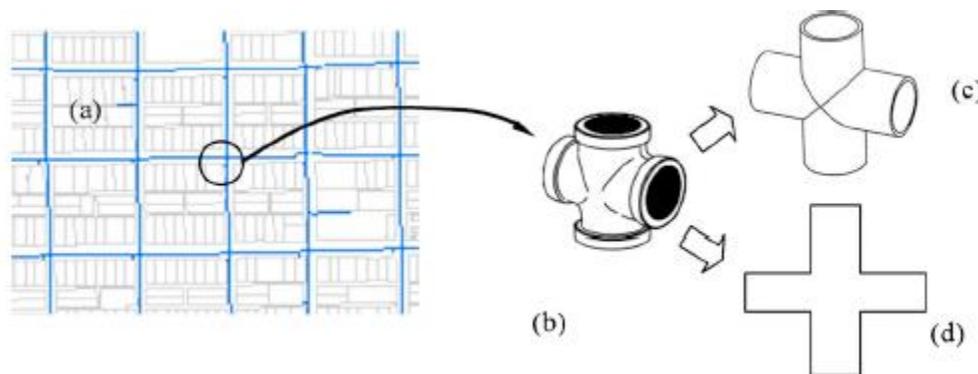


Figura 14. Configuración típica en redes de distribución de agua potable (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008).

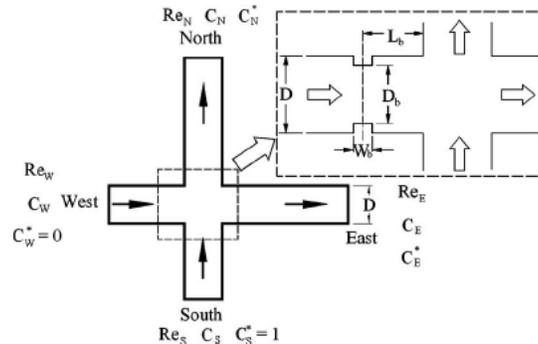


Figura 15. Configuración utilizada en el modelo (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008).

Los tubos fueron etiquetados de la siguiente manera:

- W (Oeste): tubería de entrada con baja concentración de trazador.
- S (Sur): tubería de entrada con alta concentración de trazador.
- E (Este): tubería de salida opuesta a la tubería W.
- N (Norte): tubería de salida opuesta a la tubería S.

Debido a la variación implícita de la concentración del trazador, se puede expresar la concentración en términos adimensionales:

$$C^* = \frac{C - C_W}{C_S - C_W}$$

Ecuación 7. Concentración adimensional del trazador (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008).

Esta ecuación es válida para determinar la concentración adimensional en cualquiera de las 4 tuberías, por ejemplo para las salidas Norte y Este la concentración adimensional del trazador sería respectivamente:

$$C_N^* = \frac{C_N - C_W}{C_S - C_W} \quad ; \quad C_E^* = \frac{C_E - C_W}{C_S - C_W}$$

Como un análisis general, si se genera una mezcla completa en la unión, la concentración adimensional en la salida sería de 0,5. Sin embargo, bajo la premisa de esta investigación, las concentraciones adimensionales pueden variar de 0 a 1 debido a la mezcla incompleta.

Adicionalmente, se plantea la hipótesis de que los números de Reynolds tienen una importancia significativa en los procesos de mezcla. Es por esto que se deben tener en cuenta en la modelación de la calidad del agua. Para describir las configuraciones del número de Reynolds en las uniones cruzadas, su tuvieron en cuenta las siguientes relaciones (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008):



$$Re_{S/W} = \frac{Re_S}{Re_W} \quad Re_{E/N} = \frac{Re_E}{Re_N}$$

Ecuación 8. Relación de número de Reynolds para las tuberías (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008).

De esta manera, se estudiaron tres escenarios simplificados:

- **Escenario 1:** caudales de entrada y salida iguales. ($Re_S = Re_W = Re_N = Re_E$).
- **Escenario 2:** caudales de entrada diferente, caudal de salida iguales. ($Re_S \neq Re_W, Re_N = Re_E$).
- **Escenario 3:** caudales de entrada igual, caudales de salida diferentes. ($Re_S = Re_W, Re_N \neq Re_E$).

En este estudio, el número de Reynolds (Re) se considera como el parámetro adimensional primario. Sin embargo, el número de Reynolds no siempre es un indicador constante del proceso de mezcla. Por ejemplo, con diámetros más grandes, la velocidad de flujo será significativamente menor que las velocidades utilizadas en los experimentos para el mismo número de Reynolds. Una velocidad menor y un diámetro mayor de la tubería podría aumentar el tiempo de contacto, el área de contacto, y potencialmente la cantidad de la mezcla en comparación con la mezcla presentada en tubos más pequeños con velocidades más altas en el mismo número de Reynolds (Austin, Van Bloemen Waanders, McKenna, & Choi, 2008).

Un aspecto que hay que tener en cuenta es que la relación entre la rugosidad de la pared y el diámetro de la tubería contribuye a un aumento de la intensidad de la turbulencia, especialmente para tubos largos. Adicionalmente, los accesorio también afectan la turbulencia ya que crean cambios en la geometría, en la velocidad y/o dirección del flujo; esto genera cambios en la intensidad de la turbulencia y la proporción de mezcla del trazador (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008).

En las Figuras 16a y 16b se pueden observar los vectores de velocidad y los contornos de concentración adimensional de NaCl (C^*), respectivamente, cuando el número de Reynolds en las cuatro tuberías es de 44000. Para el escenario 1, los gradientes más grandes ocurren cuando los dos flujos entrantes se fusiona a lo largo de la línea AB en la Figura 7b, donde se produce la mezcla real de las dos fuentes de agua. Se puede observar que en la interfaz incidente los chorros se reflejan y los vectores de velocidad son casi simétricos con respecto a la línea AB (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008).

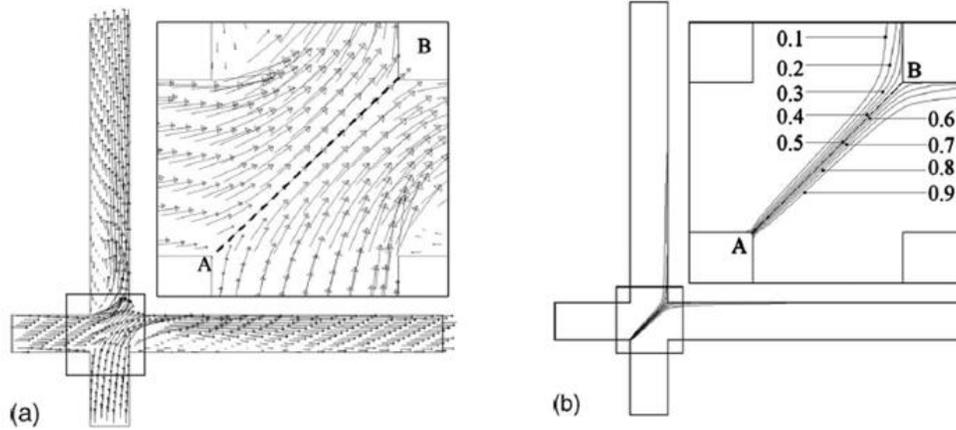


Figura 16. Interfaz incidente en la intersección de tuberías (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008).

En la Figura 17 se puede ver la relación existente entre el número de Reynolds y la concentración adimensional de la tubería Este. Estos resultados fueron obtenidos por las simulaciones realizadas en CFD.

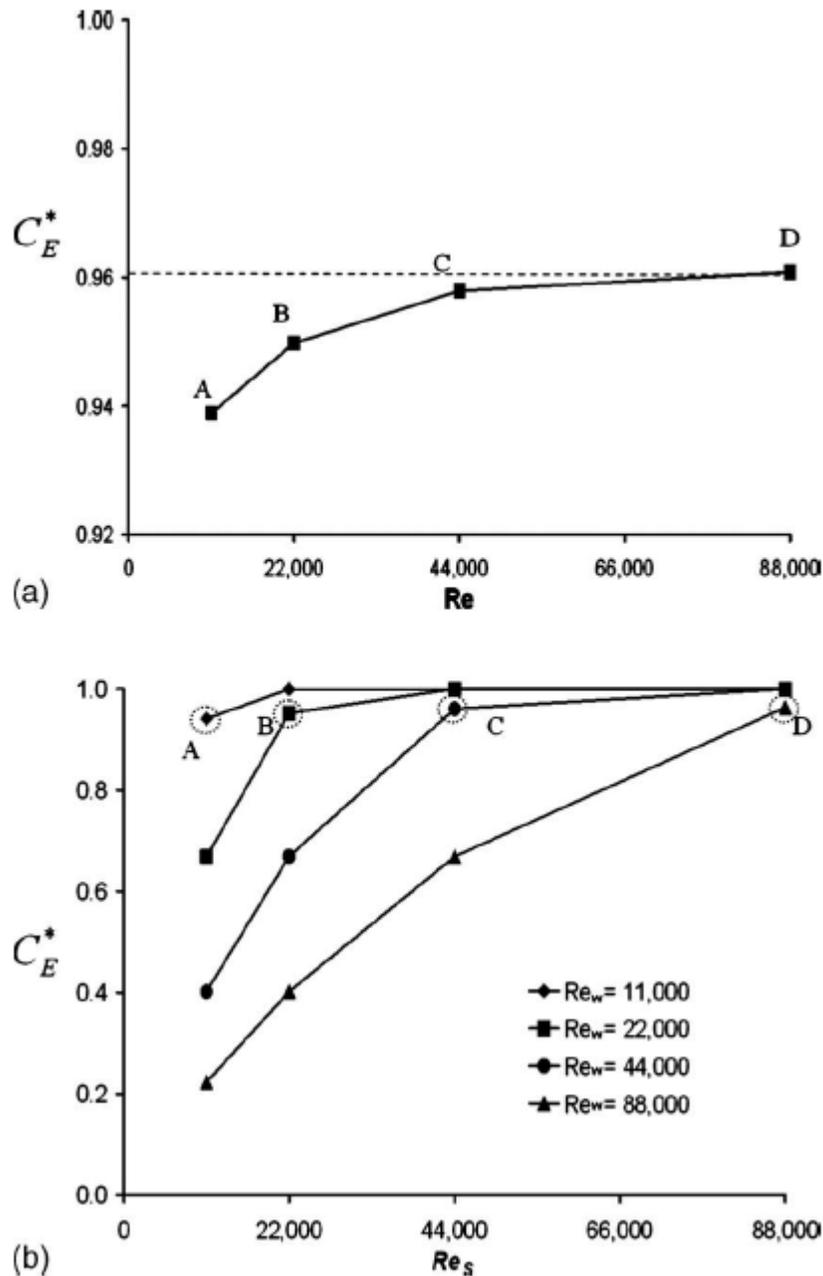


Figura 17. Relación entre la concentración adimensional de la tubería Este con el número de Reynolds (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008).

Se pudo determinar que el tiempo de interacción entre los dos flujos es más alto para números de Reynolds mayores. Junto con las observaciones de la Figura 16, se muestra claramente que el tiempo de interacción y el espacio de interacción, tienen un efecto significativo en los procesos de mezcla en la unión. Por otro lado, en la Figura 17b se

muestra la relación de la concentración adimensional de la tubería Este con respecto al número de Reynolds de la tubería de entrada Sur (Romero-Gómez, Ho, & Choi, 2008). Los resultados obtenidos para el escenario 2 se pueden ver en la Figura 18.

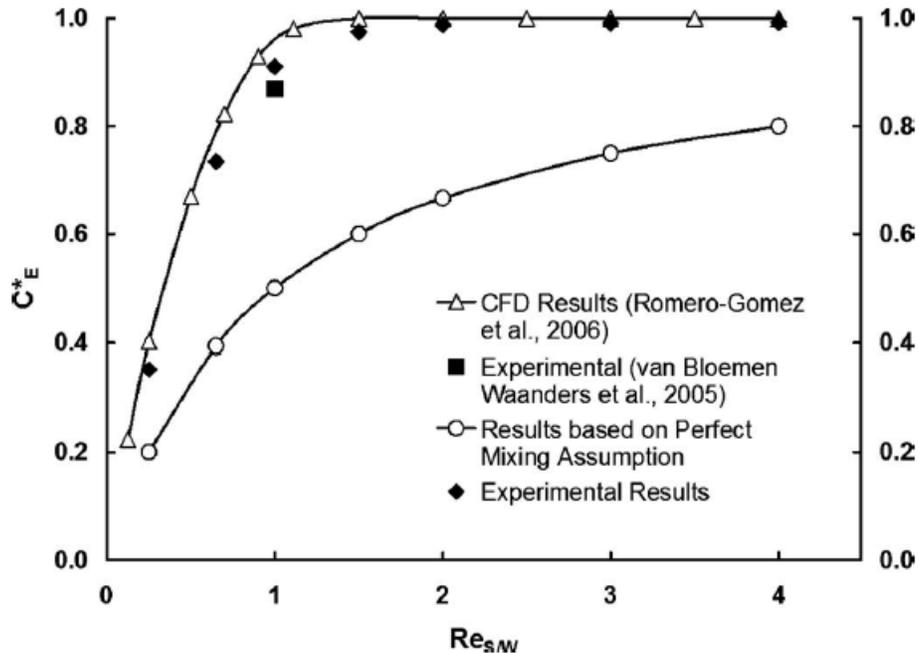


Figura 18. Resultados obtenidos para el escenario 2 (Austin, Van Bloemen Waanders, McKenna, & Choi, 2008)-

Cuando $Re_{S/W} \rightarrow \infty$, la concentración adimensional de la tubería Este tiende a 1. Esto quiere decir que cuanto el número Reynolds de la tubería Sur es mucho mayor al de la tubería Oeste, la concentración adimensional en la tubería Este tiende a 1. Cuando $Re_{S/W} \rightarrow 0$ la concentración adimensional de la tubería Este tiende a 0 (Austin, Van Bloemen Waanders, McKenna, & Choi, 2008). Se puede observar que los resultados obtenidos experimentalmente por Romero-Gómez et al (2006) con CFD y los resultados experimentales realizados por van Bloemen Waanders et al. (2005) son muy similares. Así mismo, los resultados obtenidos suponiendo mezcla completa, siguen una tendencia parecida a los demás valores, pero la diferencia de concentración adimensional es significativa.

Por otro lado, los resultados obtenidos para el escenario 3 se muestran en la Figura 19.

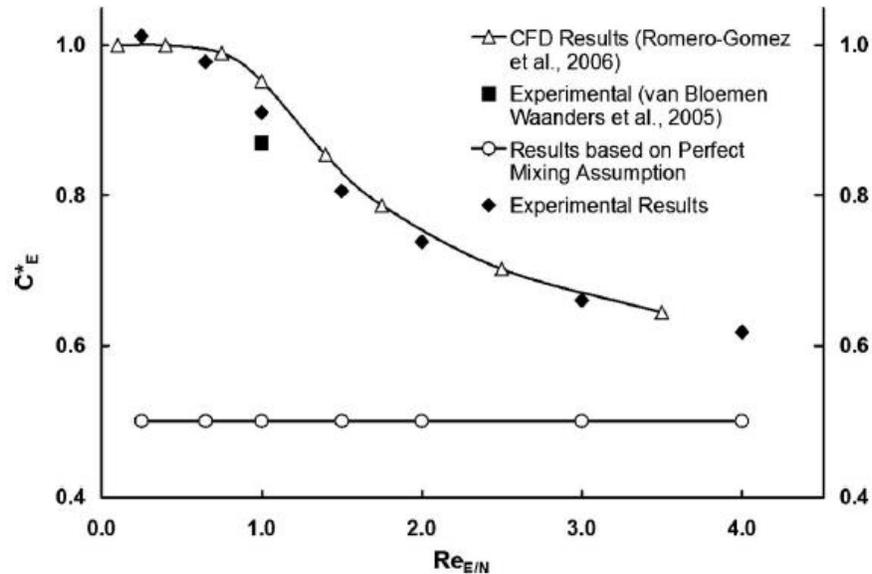


Figura 19. Resultados obtenidos para el escenario 3 (Austin, Van Bloemen Waanders, McKenna, & Choi, 2008).

En este escenario el número de Reynolds en las tuberías de entrada era el mismo, y en las tuberías de salida era variable. En este caso se puede notar la diferencia en el comportamiento de los procesos de mezcla. Por un lado, suponiendo mezcla completa en la unión, la concentración adimensional de la tubería Este sería constante e igual a 0,5 para todas las relaciones de $Re_{E/N}$. Sin embargo, los resultados experimentales y de CFD muestran un comportamiento totalmente distinto, cuando $Re_{E/N} \rightarrow 0$ la concentración adimensional de la tubería Este tiende a 1, lo que quiere decir que toda la masa del trazador se encuentra en esta tubería.

La mezcla también puede ser medida en términos de la separación de masa de NaCl de entrada entre las dos tuberías de salida:

$$\%NaCl_{E \text{ ó } N} = 100 * \frac{\dot{m}_{E \text{ ó } N}}{\dot{m}_S + \dot{m}_W}$$

Ecuación 9. Porcentaje de separación de NaCl (Romero-Gómez, Choi, van Bloemen Waanders, & McKenna, 2006).

La mezcla perfecta en la unión en una concentración adimensional sería de 0.5 o 50% NaCl en las dos tuberías de salida. Esta simplificación puede ser alterada dependiendo de la geometría de la intersección y de la velocidad del flujo (Romero-Gómez, Choi, van Bloemen Waanders, & McKenna, 2006).

Simulando los tres escenarios mencionados anteriormente se obtuvieron los siguientes resultados para cada uno.



Escenario 1: Para el caso en donde las entradas y salidas tienen un número de Reynolds igual, se encontró que la división porcentual promedio de la masa de NaCl fue de 84.6% y 16.5% para las tuberías Este y Norte, respectivamente. Este resultado está de acuerdo con lo presentado por van Bloemen Waanders et al. (2005). Los resultados de la modelación en CFD se pueden observar en la Figura 24.

Escenario 2: Para el caso en donde los números de Reynolds en las tuberías de salida son iguales y en las tuberías de entrada son diferentes, la relación de concentración y el porcentaje de división de masa son muy diferentes. Tal como se presenta en la Figura 20, el porcentaje de división de la masa alcanza un máximo nivel cuando la relación del número de Reynolds es de 0.7. Cuando $Re_{s/W} \rightarrow \infty$ se puede observar que la concentración normalizada en la tubería Este tiende a 1. Esto es lógico ya que lo que está ocurriendo, es que el caudal con trazador es mucho mayor al caudal de agua limpia, por lo tanto, en la unión no existe mezcla y la concentración de las dos tuberías de salida es casi igual a la tubería Sur, la cual tiene una concentración normalizada de 1. Estos resultados se pueden observar en las Figuras 20 y 21.

Escenario 3: Para el caso en donde el número de Reynolds en las tuberías de entrada son iguales y en las tuberías de salida son diferentes, cuando $Re_{E/N} \rightarrow 0$ se puede observar que la tasa de masa de NaCl tiende a 100. Esto es consistente con que, cuando se presenta esta condición de flujo, el caudal que sale por la tubería Este es mucho mayor que el de la tubería Norte; por lo tanto, casi toda la masa proveniente de la tubería Sur se desvía hacia la tubería Este. De la misma manera, para esta condición, la concentración normalizada en la tubería Este tiende a 0.5 ya que el agua, al solo tener una salida, se mezcla alcanzado lo que sería una mezcla completa. Por otro lado, cuando $Re_{E/N} \rightarrow \infty$ el caudal por la tubería Este es prácticamente nulo, por lo cual casi toda la masa de NaCl se dirige hacia la tubería Norte; es por esto que el valor de la división de masa de NaCl en la tubería Este tiende a cero. Estos resultados se pueden apreciar en las Figuras 22 y 23.

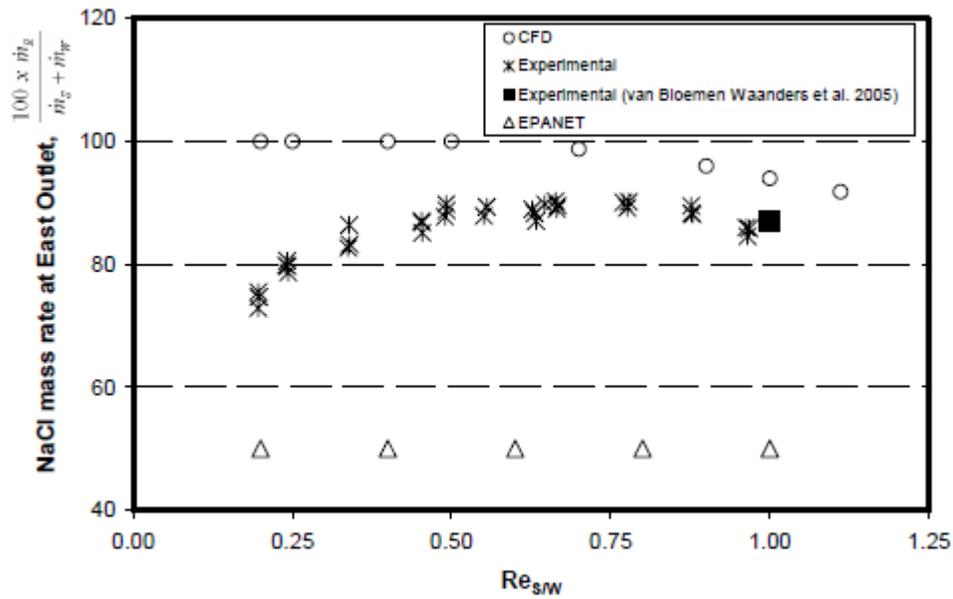


Figura 20. Tasa de masa de NaCl en la tubería Este para el escenario 2 (Romero-Gómez, Choi, van Bloemen Waanders, & McKenna, 2006)

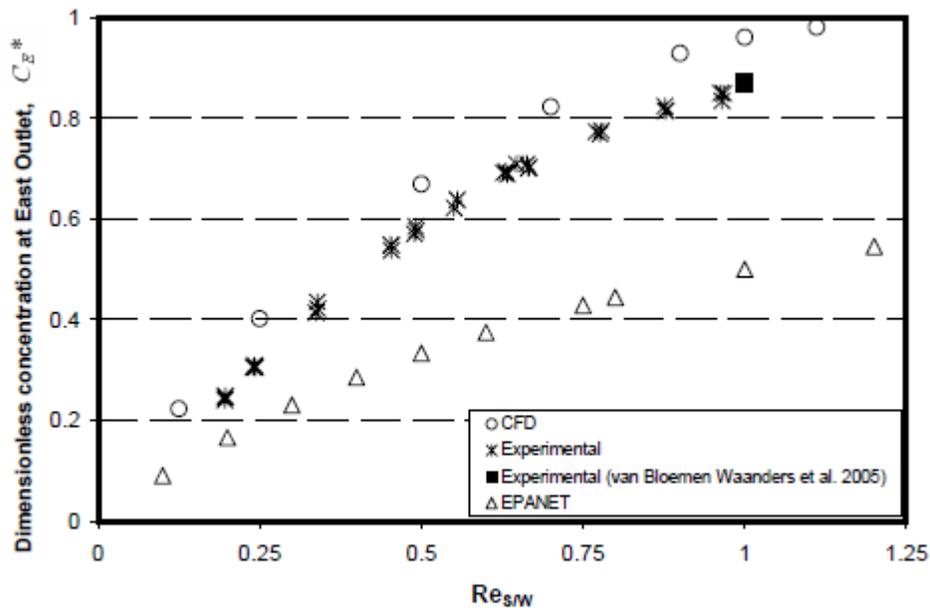


Figura 21. Concentración normalizada en la tubería Este para el escenario 2 (Romero-Gómez, Choi, van Bloemen Waanders, & McKenna, 2006)

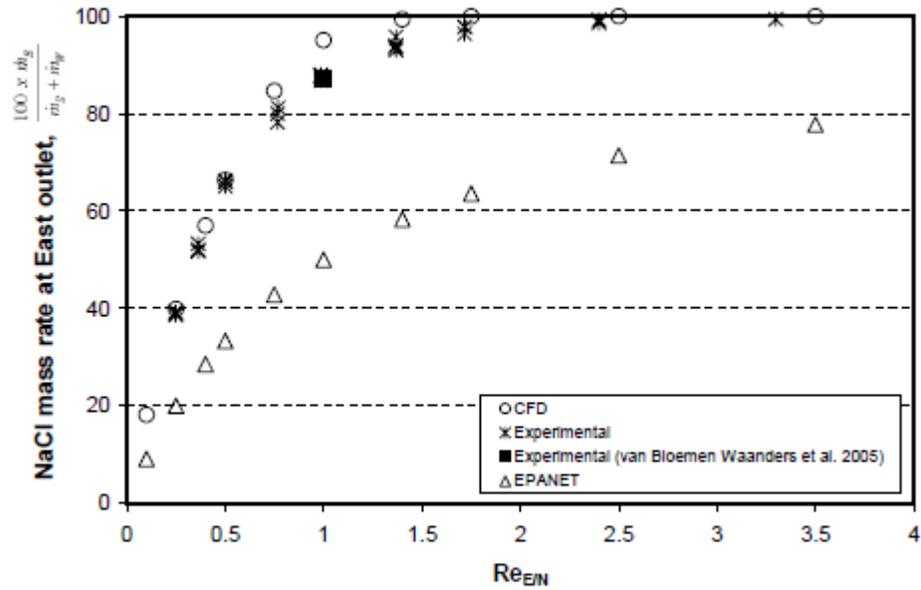


Figura 22. Tasa de masa de NaCl en la tubería Este para el escenario 3 (Romero-Gómez, Choi, van Bloemen Waanders, & McKenna, 2006).

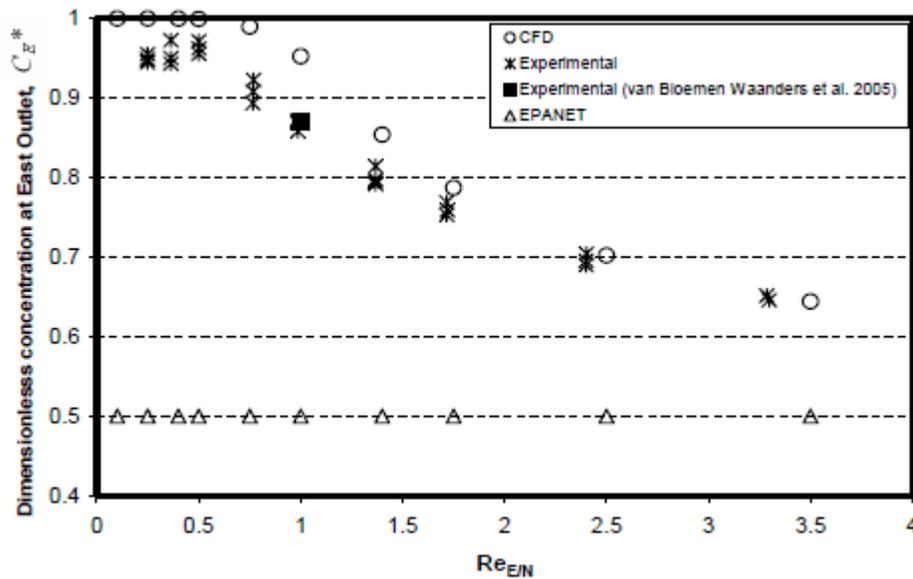


Figura 23. Concentración normalizada en la tubería Este para el escenario 3 (Romero-Gómez, Choi, van Bloemen Waanders, & McKenna, 2006).

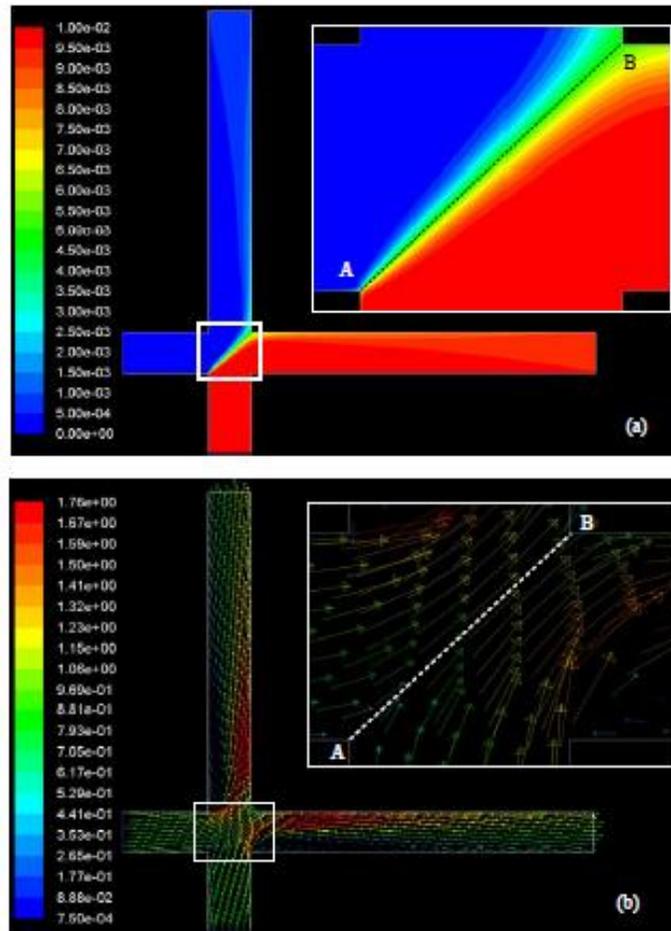


Figura 24. (a) Concentración de NaCl (b) Vectores de velocidad en la unión, cuando el número de Reynolds es igual en las tuberías de entrada y salida (Romero-Gómez, Choi, van Bloemen Waanders, & McKenna, 2006).

En la mayoría de los estudios que se han realizado se simulan escenarios en donde el régimen de flujo es turbulento debido a que este es el régimen que gobierna los sistemas de distribución de agua potable. Sin embargo, el flujo laminar se puede presentar en zonas residenciales durante los momentos de baja utilización (Buchburger y Wu, 1995), por lo tanto estas áreas podrían tener un impacto significativo en la calidad del agua suministrada al usuario final. Debido a esto, se realizó un estudio que se centra en los patrones de mezcla en los regímenes de flujo laminar y transitorio (Austin, Romero-Gomez, & Choi, Transport Phenomena at intersections at Low Reynolds Number, 2007).

Para dicho estudio se utilizó como trazador NaCl y la misma configuración presentada en la Figura 15. Sin embargo, en la Figura 25 se muestra el esquema completo del montaje experimental usado.

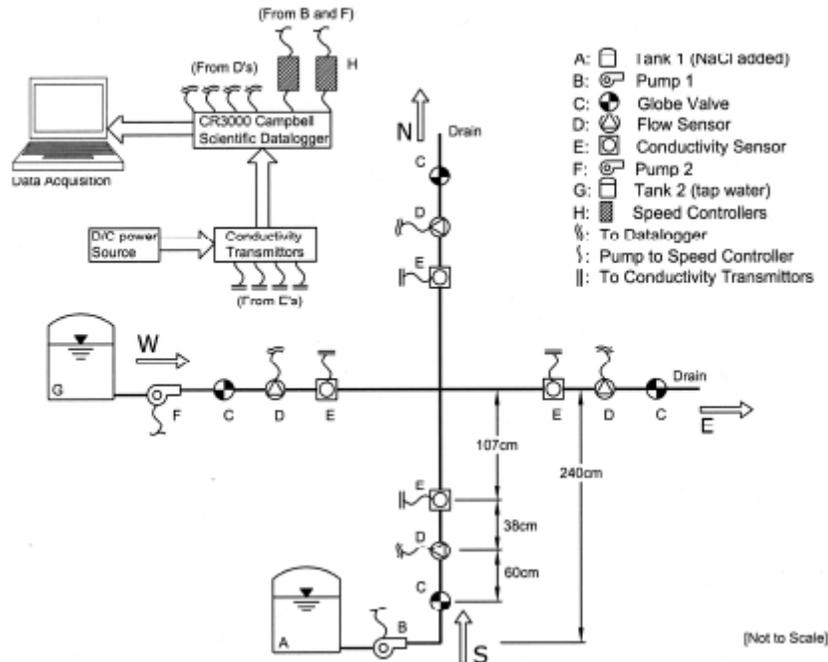


Figura 25. Esquema completo del modelo experimental usado en Arizona (Austin, Romero-Gomez, & Choi, Transport Phenomena at intersections at Low Reynolds Number, 2007).

Adicionalmente, para el análisis de los procesos de mezcla se utilizó la Ecuación 7 de concentración normalizada, la relación de los números de Reynolds de las tuberías sur y Oeste y el número de Reynolds total en el sistema:

$$Re_{total} = \frac{Re_S + Re_W + Re_N + Re_E}{2}$$

Ecuación 10. Número de Reynolds total en el sistema (Austin, Romero-Gomez, & Choi, Transport Phenomena at intersections at Low Reynolds Number, 2007).

Se probaron dos escenarios:

- **Escenario 1:** los flujos de todas las tuberías son iguales. El número de Reynolds usado fue entre 700 y 26000; estas limitaciones se deben a las restricciones físicas de la ejecución experimental.
- **Escenario 2:** los flujos de las tuberías de salida son iguales mientras que los flujos de las tuberías de entrada son diferentes

Algunos de los resultados obtenidos fueron los siguientes:

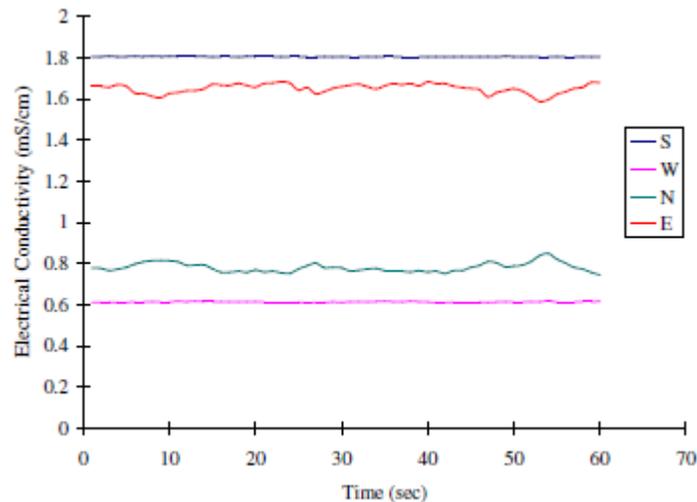


Figura 26. Valores de conductividad cuando $Re_{total}=4200$ (Austin, Romero-Gomez, & Choi, Transport Phenomena at intersections at Low Reynolds Number, 2007).

Escenario 1: A partir de los datos obtenidos, el número de Reynolds tiene un efecto significativo sobre la cantidad de mezcla que se produce en la unión transversal. Se puede apreciar que en el régimen de flujo laminar, C_E^* disminuye mientras ocurre la transición entre flujo laminar y turbulento. Es lógico que en el régimen de flujo laminar se presente una menor cantidad de mezcla debido a que el flujo se mueve en capas y no existen remolinos turbulentos que generan un mayor porcentaje de mezcla. Cuando aumentan los caudales y el flujo se vuelve turbulento, C_E^* se eleva de forma asintótica (ver Figura 27). La hipótesis que plantean los autores es que hay dos factores que compiten para equilibrar la proporción de mezcla: la velocidad de flujo y el tiempo de contacto entre los flujos incidentes. A medida que aumenta la velocidad de flujo, el porcentaje de mezcla también aumenta. Sin embargo, el tiempo de contacto es menor, por lo que la mezcla se reduce. También se sugiere que estos dos factores se pueden anular entre sí, dando lugar a una estabilización de la concentración en la salida.

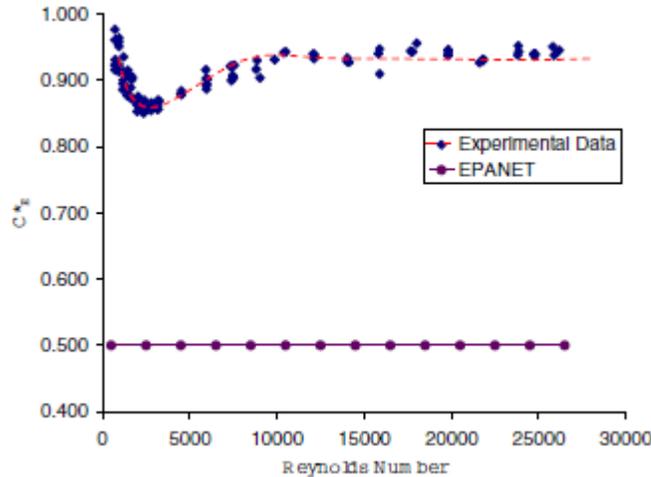


Figura 27. Número de Reynolds promedio en las tuberías vs. Concentración normalizada en la tubería Este (Austin, Romero-Gomez, & Choi, Transport Phenomena at intersections at Low Reynolds Number, 2007).

Escenario 2: Los resultados del Escenario 2 se muestran en la Figura 28. La tendencia parece similar a la observada en el régimen de flujo turbulento; es decir, la concentración adimensional de la salida Este se incrementa cuando el flujo desde la salida Sur se incrementa. También está claro que los resultados obtenidos experimentalmente demuestran que la mezcla está lejos de la suposición de mezcla completa.

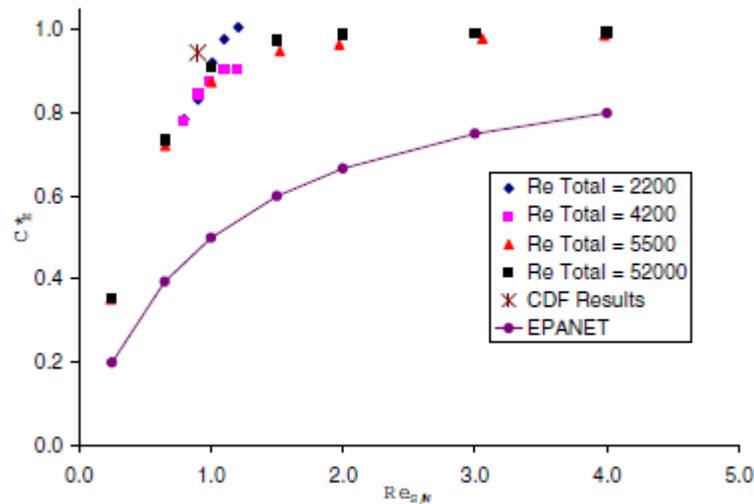


Figura 28. Relación del número de Reynolds S/W y la concentración normalizada en la tubería Este para el escenario 2 (Austin, Romero-Gomez, & Choi, Transport Phenomena at intersections at Low Reynolds Number, 2007).

Por otro lado, es importante mencionar que los estudios que se han realizado no solo han involucrado configuraciones en cruz, si no también uniones doble tee, en donde se ha corroborado que los modelos de mezcla dependen de las condiciones de flujo, las condiciones de la tubería y la geometría de la intersección. En estas situaciones, el porcentaje de mezcla puede ser mayor o menor dependiendo del impulso relativo del flujo con respecto a las demás tuberías. Por ejemplo, si existe una intersección donde una tubería de entrada tenga un diámetro más grande que la otra tubería de entrada, suponiendo que el trazador se inyecta en la tubería más pequeña, el porcentaje de mezcla puede variar dependiendo del impulso predominante. Si el impulso es predominante en la tubería grande, el porcentaje de mezcla disminuye. En cambio, si el impulso es predominante en la tubería pequeña el porcentaje de mezcla es mayor. Estudios experimentales y numéricos han demostrado que ampliaciones o cambios en la geometría interna pueden causar desviaciones en la predicción del modelo (Braun, Bernard, Ung, Piller, & Gilbert, 2013).

Un ejemplo de lo anterior, en cuanto a la influencia de la geometría interna de la intersección, se puede encontrar en un estudio realizado por Braun et al. (2013). Allí se puede ver que en el escenario donde las tasas de flujo de las tuberías de entrada son diferentes y los flujos en las tuberías de salida son iguales, los resultados experimentales y computacionales muestran resultados significativamente diferentes.

De acuerdo con los datos de McKenna et al. (2007) para este mismo escenario, el proceso de mezcla comienza a ser más completa a medida que la relación de flujo entre la tubería con trazador y con agua limpia, se reduce. Romero-Gómez et al. (2006) realizaron simulaciones numéricas para este escenario utilizando el modelo de turbulencia de Reynolds-Averaged Navier-Stokes (RANS) para predecir la mezcla en la unión de las tuberías. En general los resultados en CFD estuvieron de acuerdo con los datos experimentales a excepción del escenario donde los flujos de entrada son diferentes. Los resultados numéricos muestran que la mezcla se reduce a medida que la tasa de flujo trazador-/limpia también se reduce.

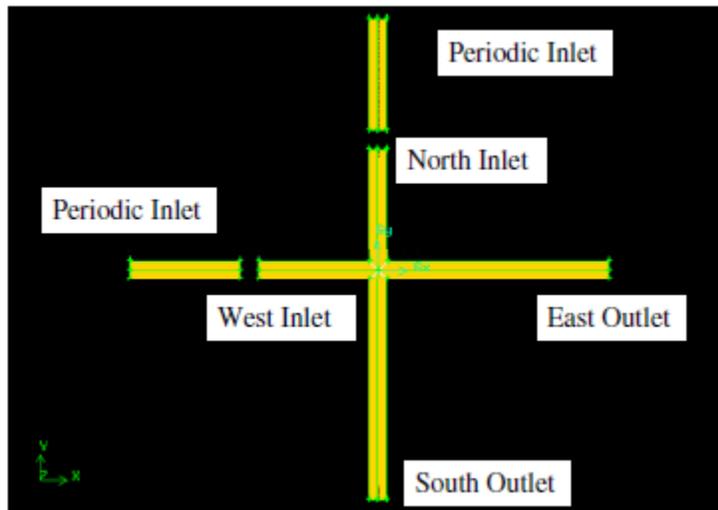


Figura 29. Modelo implementado en Fluent (Braun, Bernard, Ung, Piller, & Gilbert, 2013).

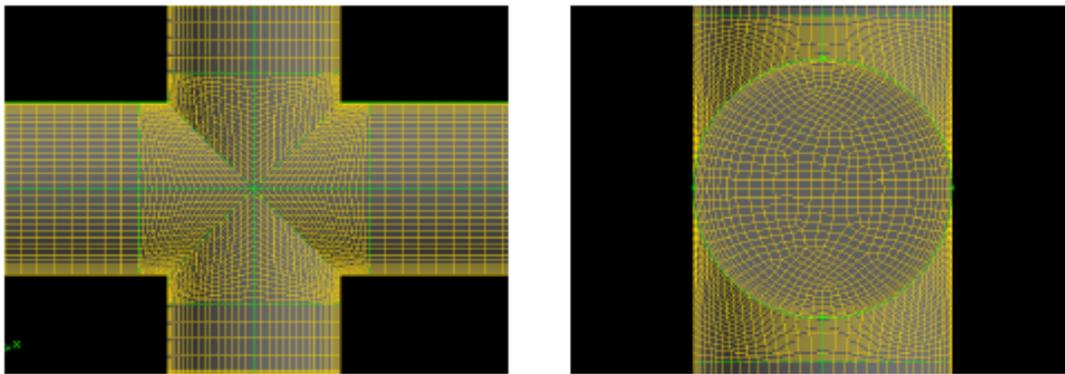


Figura 30. Enmallado de la geometría (Braun, Bernard, Ung, Piller, & Gilbert, 2013).

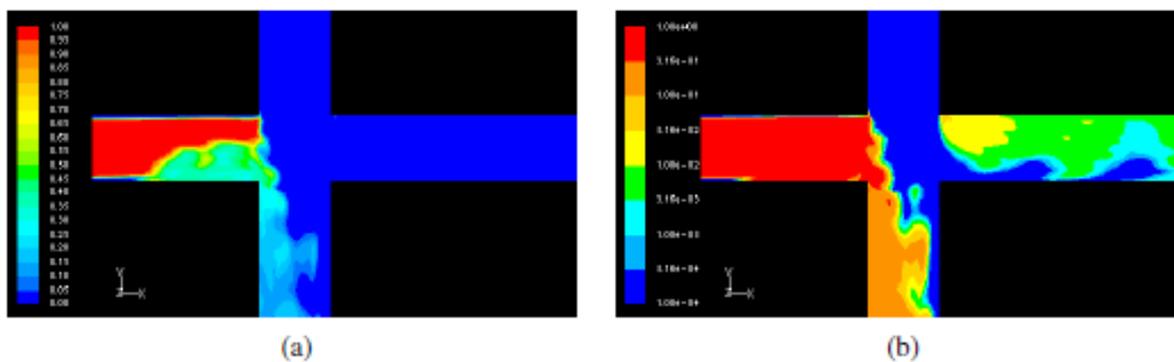


Figura 31. Contornos de concentración (Braun, Bernard, Ung, Piller, & Gilbert, 2013).

La Figura 31 (a) muestra los resultados en una escala lineal y la Figura 31(b) en una escala logarítmica. Se puede ver el flujo de agua que tiene trazador realiza un “salto” a través de la intersección desde la tuberías Oeste a la Este. Los isocontornos se muestran a continuación:

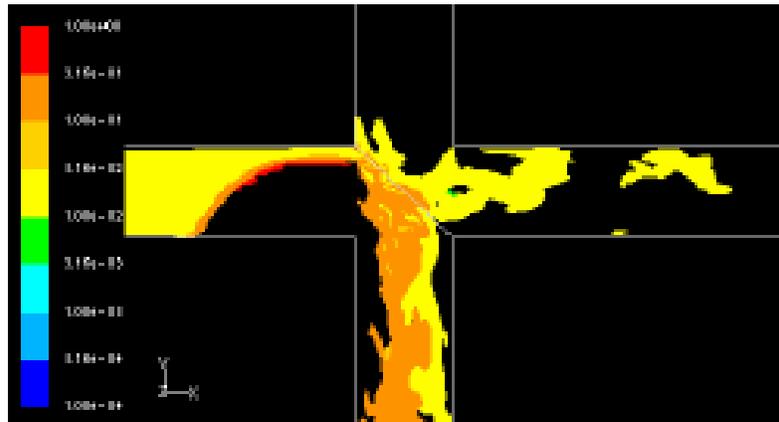


Figura 32. Isocontornos de la concentración (Braun, Bernard, Ung, Piller, & Gilbert, 2013).

Para una mezcla completa, la fracción de masa en las dos tuberías de salida debería ser 50%. Los resultados obtenidos en este estudio fueron de 96% por la tubería Sur y 4% en las tuberías Este.

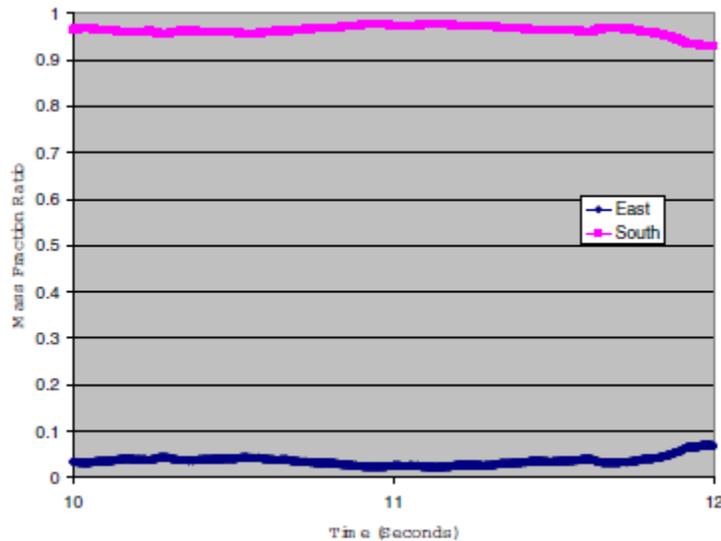


Figura 33. Fracción de masa de NaCl en función del tiempo (Braun, Bernard, Ung, Piller, & Gilbert, 2013).

En contraste, los resultados de McKena et al. (2007) indican que aproximadamente el 58% de la masa del trazador se encuentra en la tubería Sur, mientras que 42% de la masa se encuentra en la tubería Este.

El estudio determinó que estas significativas diferencias se deben a la geometría interna de las intersecciones. Por este motivo, se realizaron simulaciones con las siguientes modificaciones:

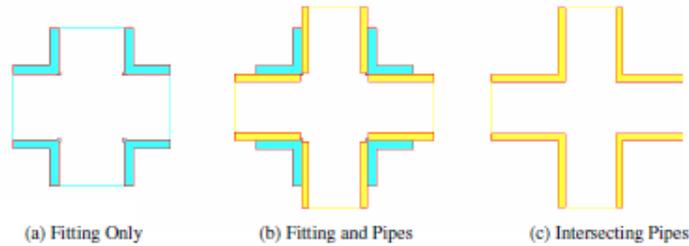


Figura 34. Geometría interna de las uniones en cruz (Braun, Bernard, Ung, Piller, & Gilbert, 2013).

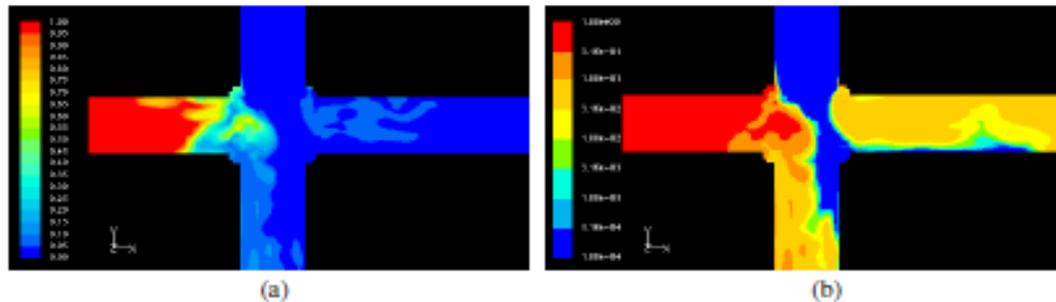


Figura 35. Contornos de concentración después de corrección (Braun, Bernard, Ung, Piller, & Gilbert, 2013).

Con estas modificaciones se encontró que la masa del trazador por tubería Sur era del 64% y por la tubería Este fue del 34%. Estos valores se encuentran más cercanos a los reportados por los demás estudios realizados en este tema.

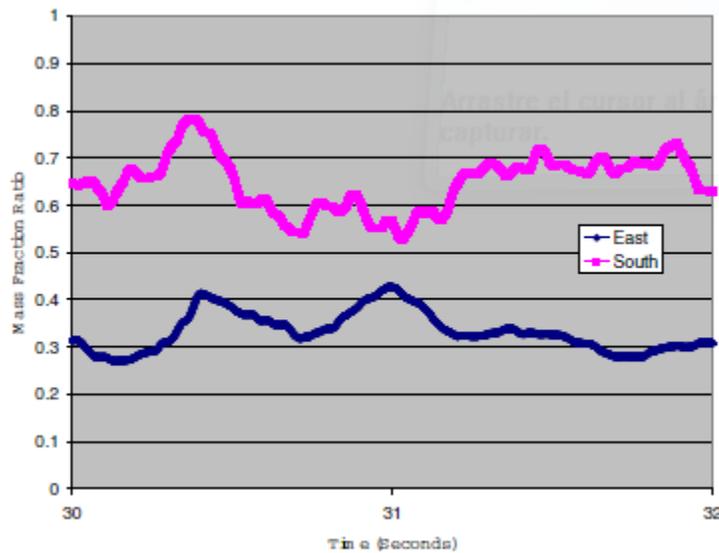


Figura 36. Fracción de masa de NaCl en función del tiempo después de corrección (Braun, Bernard, Ung, Piller, & Gilbert, 2013).



Al ver las diferencias que se generan en términos de mezcla cuando se cambia la geometría interna de la unión, se realizó un estudio detallado. En la nueva geometría se encuentran algunos baches los cuales podrían influir en los procesos de mezcla. Cuando se presenta el escenario en donde los flujos de entrada son diferentes, existe un mayor impulso en alguna de las tuberías lo que genera que la interfaz incidente de los dos chorros se desplace y se acerque a la pared de la tubería, por lo tanto la geometría de la pared puede afectar la manera en que se distribuye la masa del trazador.

Por otro lado, también es importante analizar similitud geométrica de los procesos de mezcla, es decir, si la cantidad de mezcla tiene alguna variación si se cambia el diámetro de las tuberías. Para esto se diseñó un experimento para identificar los factores críticos que pueden influir en la cantidad de mezcla en las uniones en cruz. Dentro de dichos factores se estudió el tamaño de las tuberías; entonces se probaron 4 experimentos, cada uno con diámetros de 0.5, 1, 1.5 y 2 pulgadas. Para cada unión en cruz, las cuatro tuberías tenían el mismo diámetro (McKenna, Orear, & Wright, 2007).

Para realizar el análisis de los resultados se utilizó el concepto de fracción de masa normalizada:

$$MF = \frac{Q_{Salida}^{Trazador} * C_{Salida}^{Trazador}}{(Q_{Entrada}^{Trazador} * C_{Entrada}^{Trazador}) + (Q_{Entrada}^{Limpia} * C_{Entrada}^{Limpia})}$$

Ecuación 11. Fracción de masa de NaCl (McKenna, Orear, & Wright, 2007).

Los resultados obtenidos se pueden observar en la siguiente gráfica:

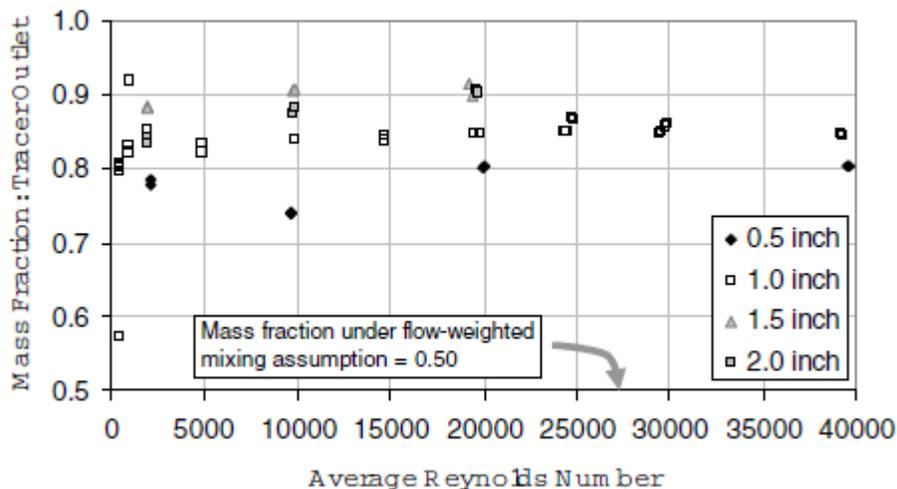


Figura 37. Fracción de masa para diferentes diámetros de tuberías (McKenna, Orear, & Wright, 2007).

En esta gráfica se puede observar los efectos que tiene, sobre el proceso de mezcla, la variación de los diámetros de las tuberías y la variación del número de Reynolds.

Los resultados muestran que no existe un cambio significativo en los valores de fracción de masa por la tubería Este, si se incrementa el diámetro de las tuberías. Esto quiere decir que el proceso es independiente del tamaño de las tuberías, teniendo en cuenta que todas las tuberías que llegan y salen de la unión tienen el mismo diámetro.

Como se ha mencionado anteriormente, también se han realizado estudios que involucran configuraciones doble tee en donde las simulaciones en CFD muestran que la mezcla de solutos depende de la relación del impulso del flujo y la longitud entre las conexiones (Shao, Jeffrey Yang, Jiang, Yu, & Shen, 2014). Se probaron los siguientes escenarios:

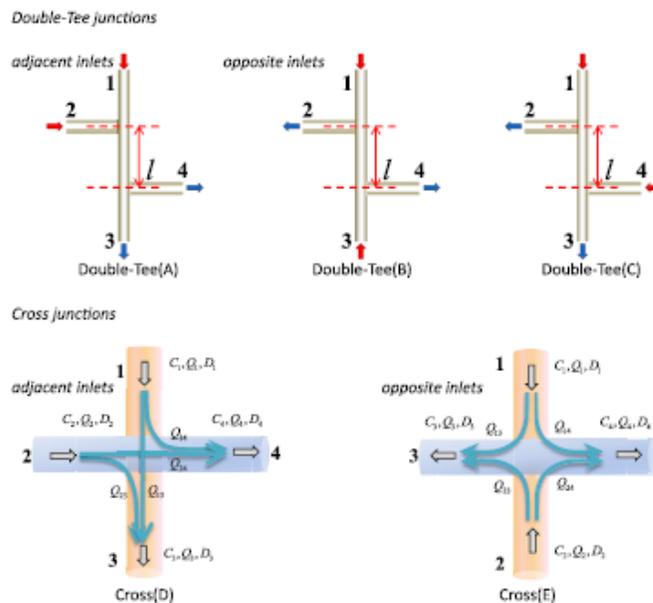


Figura 38. Configuraciones doble tee (Shao, Jeffrey Yang, Jiang, Yu, & Shen, 2014).

Se propone un factor de distribución de flujo para describir el grado de mezcla en la unión.

$$\begin{cases} f_1 = \frac{Q_{14}}{Q_1} \\ f_2 = \frac{Q_{23}}{Q_2} \end{cases}$$

Ecuación 12. Factor de distribución de flujo (Shao, Jeffrey Yang, Jiang, Yu, & Shen, 2014).

Después, realizando un balance de masa se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$\begin{cases} Q_1 f_1 + Q_2 (1 - f_2) = Q_4 \\ Q_1 (1 - f_1) + Q_2 f_2 = Q_3 \\ Q_1 f_1 C_1 + Q_2 (1 - f_2) C_2 = Q_4 C_4 \\ Q_1 (1 - f_1) C_1 + Q_2 f_2 C_2 = Q_3 C_3 \end{cases}$$

Despejando los factores se obtiene:

$$\begin{cases} f_1 = \frac{Q_4(C_4 - C_2)}{Q_1(C_1 - C_2)} \\ f_2 = 1 - \frac{Q_4(C_1 - C_4)}{Q_2(C_1 - C_2)} \end{cases}$$

A partir de los resultados experimentales y los datos determinados por CFD se puede obtener las siguientes gráficas:

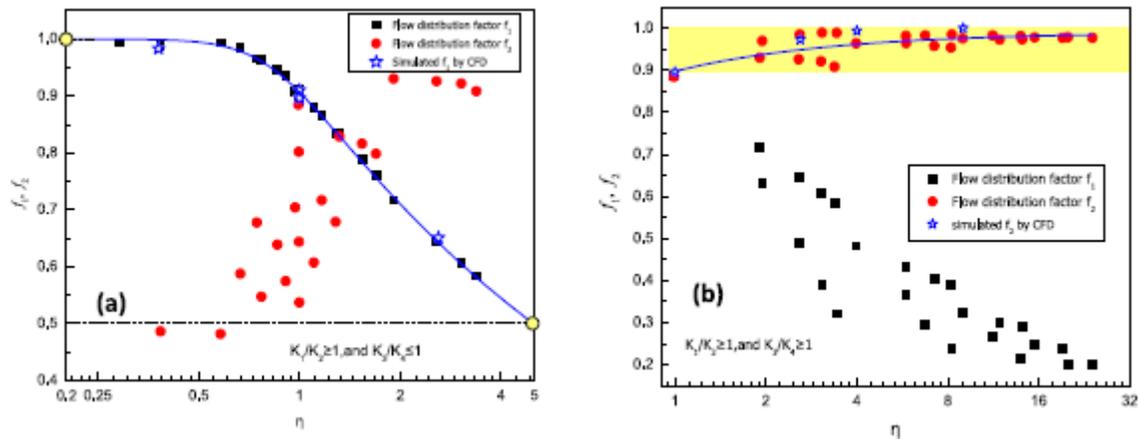


Figura 39. (a) resultados experimentales para mayor momento en tuberías adyacentes (b) mayor momento en tuberías opuestas (Shao, Jeffrey Yang, Jiang, Yu, & Shen, 2014).

donde el parámetro η es la tasa de momento:

$$\begin{cases} K_i = \frac{Q_i^2}{A_i} \\ \eta = \frac{K_1 + K_3}{K_2 + K_4} \end{cases}$$

Ecuación 13. Tasa de momento (Shao, Jeffrey Yang, Jiang, Yu, & Shen, 2014).

Con los resultados presentados anteriormente se puede evidenciar, una vez más, que la suposición de mezcla completa en las intersecciones de las tuberías no es correcta. Debido a esto, mejorar los modelos de calidad del agua existentes teniendo en cuenta una mezcla incompleta es importante, no sólo para predecir las concentraciones de sustancias químicas tales como el cloro en el agua en sistemas de distribución de agua potable, sino también para prepararse para posibles casos de contaminación.

3. Marco teórico

Las simulaciones de los sistemas de redes de tuberías a presión se componen de dos motores: la modelación hidráulica y la modelación de la calidad del agua. El análisis de calidad del agua está siempre acompañado de los resultados de las simulaciones hidráulicas debido a que todos los productos químicos o especies biológicas, son transportados a través de la red por procesos de advección y difusión. Este enfoque conceptual es ampliamente utilizado para el desarrollo de la mayoría de las herramientas de software orientadas a la modelación y la gestión de los sistemas de agua potable (Boulos, Altman, Jarrige, & Collevati, 1995).

Teniendo en cuenta que la modelación hidráulica está basada en el cálculo de caudales y presiones de las redes y la modelación de la calidad del agua estudia de manera espacial y temporal los procesos que afectan la calidad del agua, existen modelos computacionales que pueden realizar un análisis detallado de procesos de transporte que afectan la calidad del agua en un red de distribución de agua potable. Dentro de estos modelos, se encuentra Dinámica de Fluidos Computacional en donde se puede evaluar con mayor profundidad los fenómenos que afectan los procesos de mezcla en los nudos de las redes, haciendo que dichos procesos no sean homogéneos.

3.1 Modelación hidráulica

3.1.1 Ecuaciones de modelación hidráulica

Como se mencionó anteriormente, la modelación hidráulica está basada en el cálculo de caudales y presiones, por lo tanto, se debe cumplir la conservación de la masa en las redes. De acuerdo con esto, la ecuación de continuidad es la siguiente:

$$\sum_{j=i}^{NT_i} Q_{ij} - Q_{Di} + Q_{ei} = 0$$

Ecuación 14. Conservación de masa en las redes.

donde:

NT_i , es el número de tuberías.

Q_{Di} , es el caudal demandado en la unión i .

Q_{ei} , es el caudal de entrada al nudo i .

Q_{ij} , es el caudal de la tubería.

Para el cálculo de caudales se utiliza la ecuación de Darcy-Weisbach en conjunto con la ecuación de Colebrook-White. La ecuación se describe de la siguiente manera:

$$Q = -2 \frac{\sqrt{2gdh_f}}{\sqrt{l}} A \log_{10} \left(\frac{k_s}{3.7d} + \frac{2.51 v\sqrt{l}}{\sqrt{2gd^3h_f}} \right)$$

Ecuación 15. Caudal utilizando la ecuación de Darcy-Weisbach en conjunto con la ecuación de Colebrook-White (Saldarriaga, 2007).

donde:

g , es la aceleración de la gravedad.

d , es el diámetro de la tubería.

h_f , es la altura por pérdidas por fricción.

l , es la longitud de la tubería.

k_s , es la rugosidad relativa de la tubería, la cual depende del material.

ν , es la viscosidad cinemática del fluido.

Por otro lado, para calcular las alturas piezométricas, se supone que en cada tubo la energía total disponible se gasta en pérdidas por fricción y en pérdidas menores:

$$H_t = h_f + \sum h_m$$

Ecuación 16. Altura piezométrica (Saldarriaga, 2007).

Si se tienen en cuenta las pérdidas menores causadas por cualquier tipo de accesorios y/o bombas en alguno de los tubos de la red, la anterior ecuación se ve modificada de la siguiente manera:

$$h_f + h_m = \alpha Q^n + \beta Q + \gamma$$

Ecuación 17. Altura piezométrica teniendo en cuenta pérdidas menores causadas por accesorios (Saldarriaga, 2007).

donde:

n , es un exponente que depende de la ecuación de fricción utilizada, la cual es 2 si se utiliza la ecuación de Darcy-Weisbach, ó 0.85 para la ecuación de Hazen-Williams.

α, β, γ , son parámetros característicos del tubo, las válvulas y las bombas.

Generalmente, en las tuberías sólo ocurren pérdidas por fricción y pérdidas menores, las cuales son función únicamente de la altura de velocidad; en este caso, se puede utilizar la anterior ecuación para definir el valor de α :

$$H_t = \alpha Q^n$$

$$h_f + \sum h_m = \alpha Q^n$$

Utilizando la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$\left(f \frac{l}{d} + \sum k_m \right) \frac{Q^2}{2gA^2} = \alpha Q^2$$

Despejando α :

$$\alpha = \frac{\left(f \frac{l}{d} + \sum k_m \right)}{2gA^2}$$

3.2 Modelación de calidad del agua

La modelación de la calidad del agua está basada en la variación temporal y espacial de un parámetro de calidad del agua; existen dos tipos de modelo de cálculo: los estáticos y los dinámicos. En los modelos estáticos se supone que los caudales demandados e inyectados a la red permanecen constantes, y no varían las condiciones de operación de la red, definidas por el estado de las válvulas o bombas presentes. Por otra parte, los modelos dinámicos permiten la variación temporal en los caudales demandados e inyectados así como las condiciones de operación de la red.

3.2.1. Modelos estáticos

Estos modelos se aplican al estudio del transporte de contaminantes conservativos en las redes de distribución de agua potable determinando sus rutas de procedencia y tiempos de permanencia en las mismas condiciones estáticas de operación. Los planteamientos básicos para la resolución de estos modelos son la conservación de masa en los nudos, la concentración de mezclas y los tiempos de permanencia (Vidal, Martínez, & Ayza, 1994). La conservación de masa para cada nudo de la red se describe con la ecuación de continuidad, en donde se define el porcentaje de la demanda en un nudo j procedente de la fuente i como $C(i,j)$ y se puede expresar de la siguiente manera:

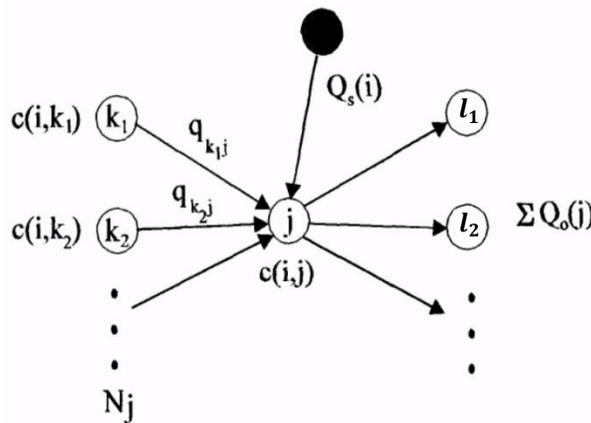


Figura 40. Esquema de conservación de masa en el nudo j (Vidal, Martínez, & Ayza, 1994).

$$\sum_{K=Nj} c(i,k)q_{kj} + Q_s(i) = c(i,j) \sum Q_o(j)$$

Ecuación 18. Ecuación de continuidad para modelación de calidad del agua (Vidal, Martínez, & Ayza, 1994).

donde,

Nj , es el conjunto de nudos adyacentes al nudo j desde los que fluye caudal.

$c(i,k)$, son los factores de contribución de la fuente i en los nudos Nj .

q_{kj} , es el caudal que fluye del nudo k al j .

$Q_s(i)$, es el caudal que alimenta directamente al nudo j desde la fuente i .

$Q_0(j)$, es el caudal total que abandona el nudo j .

l_i , son los nudos alimentados por el nudo j .

La concentración de mezclas se trata de determinar las concentraciones de determinadas sustancias en cada uno de los nudos de la red, considerando la mezcla de aguas procedentes de fuentes de distinta calidad. Por lo tanto, la concentración de un cierto contaminante no reactivo en el nudo j suponiendo mezcla completa, se describe de la siguiente manera:

$$C_j = \frac{\sum_{k \in N_j} (q_{kj} C_k) + \sum_{i \in S} (Q_s(i) C_s(i))}{\sum_{k \in N_j} (q_{kj}) + \sum_{i \in S} (Q_s(i))}$$

Ecuación 19. Concentración en el nudo j (Vidal, Martínez, & Ayza, 1994).

donde:

C_k , es la concentración de la sustancia en los nudos aguas arriba adyacentes al j .

$C_s(i)$, es la concentración de dicha sustancia de la fuente i que alimenta el nudo j .

Finalmente, el tiempo de permanencia es uno de los planteamientos más importantes debido a que el caudal desde el punto de alimentación hasta el nudo determinado puede seguir distintas rutas y el tiempo de permanencia del agua en la red desde que se inyecta en i hasta que llega al nudo j puede ser muy variable. Se define el tiempo de permanencia medio para un nudo j como:

$$AA_j = \frac{\sum q_i A_i}{\sum q_i}$$

Ecuación 20. Tiempo de permanencia medio para el nudo j (Vidal, Martínez, & Ayza, 1994).

donde,

q_i , es el caudal que llega al nudo en estudio por el camino i .

A_i , es la edad del agua en el punto de alimentación.

3.2.2. Modelos dinámicos

Estos modelos consideran el movimiento y reacción de los contaminantes bajo condiciones variables en el tiempo, como sucede en la realidad con las demandas, en cambios de nivel en los depósitos, cierre y apertura de válvulas, arranque y detención de bombas, etc. En los modelos dinámicos están implicados tres procesos: el transporte por convección en las tuberías, el decaimiento o crecimiento de las concentraciones en el tiempo por reacción, y los procesos de mezcla en los nudos de la red (Vidal, Martínez, & Ayza, 1994).

El transporte de las sustancias por las tuberías está causado principalmente por el flujo del agua bajo la acción del gradiente de presiones; es importante tener en cuenta que el transporte es diferente para sustancias conservativas y no conservativas.

- *Sustancias conservativas*: se caracterizan por que su concentración no cambia en el tiempo debido a reacciones biológicas o químicas. Para estas sustancias, el proceso de transporte a lo largo de una línea i esta descrito por la siguiente ecuación:

$$\frac{\delta ci(x, t)}{\delta t} + u_i \frac{\delta ci(x, t)}{\delta x} = 0$$

Ecuación 21. Transporte se sustancias conservativas (Vidal, Martínez, & Ayza, 1994).

donde,

$ci(x, t)$, es la concentración de la sustancia en la sección de cálculo x y el instante t .
 u_i , es la velocidad media del agua en la línea, la cual puede ser variable en el tiempo si cambian las condiciones hidráulicas.

- *Sustancias no conservativas*: estas sustancias pueden tener reacciones químicas o biológicas a lo largo del tiempo mientras recorren las tuberías, modificando así su concentración. Para este caso, la ecuación de transporte debe incluir el término de reacción:

$$\frac{\delta ci(x, t)}{\delta t} + u_i \frac{\delta ci(x, t)}{\delta x} + \theta(ci(x, t)) = 0$$

Ecuación 22. Transporte de sustancias no conservativas (Vidal, Martínez, & Ayza, 1994).

Para resolver esta última ecuación, se debe dividir cada línea de corriente en segmentos, dentro de los cuales se producen las reacciones, mientras que las mezclas tienen lugar en los nudos.

3.2.3. Concentración

El cálculo de la difusión en fluidos heterogéneos se hace con base en la ecuación de conservación de masa, que debe verificar cada componente o especie. Para la mezcla entre dos componentes diferentes (A y B), se entiende por concentración a la cantidad relativa de una sustancia en un cierto punto y en un tiempo dado. Se puede expresar en unidades de masa, peso, volumen, número de partículas por unidad de volumen (Mompremier, 2009). De esta manera, la concentración de determinada sustancia se puede calcular de la siguiente manera:

$$C_A = \frac{m_A}{m_A + m_B}$$

Ecuación 23. Concentración a partir de la conservación de masa (Mompremier, 2009).

Además, se tiene que cumplir que:

$$m_A + m_B = m$$

En el caso en que una de las sustancias tenga una masa mucho menor que la otra (en este caso se va a tomar la sustancia B como despreciable) se tiene el siguiente planteamiento:

$$C_A = \frac{m_A}{m}$$

Si se realiza un arreglo de términos, para obtener la concentración en términos de la densidad de la sustancia se tiene lo siguiente:

$$\frac{m_A}{V} = \frac{m}{V} C_A$$

$$\rho_A = C_A \rho$$

3.2.3.1 Balance de masa en la unión de varias tuberías.

Dentro de las tuberías que se juntan en un nudo existen dos tipos de estas; el primero está conformado por las tuberías que tienen un caudal de entrada al nudo y, el segundo son las tuberías por las que sale el caudal proveniente de la unión. Esto se esquematiza de la siguiente manera:

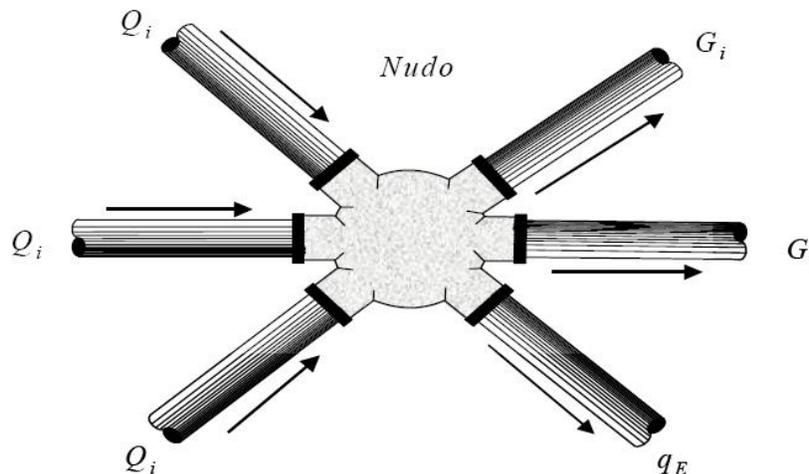


Figura 41. Esquema de balance de masa en la unión de tuberías (Mompremier, 2009).

Se considera que el aporte de masa de cada una de las tuberías del primer grupo a una unión en particular se define como:

$$m_i = \sum_{i=1}^N C_i^k Q_i \Delta t$$

Ecuación 24. Aporte de masa a la unión i (Mompremier, 2009).

donde,

Q_i , es el caudal de entrada al nudo i desde una tubería de entrada.

N, es el número de tuberías de entrada.

C_i^k , es la concentración de algún componente en las tuberías de entrada.

Así mismo, por las tuberías de salida, egresará desde el nudo un fluido que contiene una mezcla uniforme de concentración C_E , por lo que la masa que sale se describe como:

$$m_s = C_E \left(\sum_{i=1}^M G_i + q_E \right)$$

Ecuación 25. Masa de salida del nudo i (Mompremier, 2009).

donde,

G_i , es el caudal de salida por cada tubería de salida.

M, es el número de tuberías de salida.

q_E , es el caudal de concesión que se les suministra a los usuarios de la red.

Por lo tanto, debido al concepto de conservación de masa, lo que entra es igual a lo que sale, entonces:

$$m_i = m_s$$

Si se reemplazan las correspondientes ecuaciones, se puede despejar la concentración de la mezcla, la cual sería completa y uniforme, de la siguiente manera:

$$C_E^{k+1} = \frac{\sum_i^N C_i^k Q_i}{\sum_i^M G_i + q_E}$$

Ecuación 26. Concentración de la mezcla (Mompremier, 2009).

3.3. Dinámica de Fluidos Computacional

Dinámica de Fluidos Computacional o CFD es el análisis de sistemas que involucran el movimiento del fluido, la transferencia de calor y fenómenos asociados, por ejemplo reacciones químicas, por medio de una simulación computacional. Esta técnica es muy poderosa y abarca una amplia gama de áreas de aplicación industriales y no industriales. Para el objetivo de esta investigación, las áreas de estudio más importantes son (Versteeg & Malalasekera, 1995):

- Ingeniería de procesos físicos: mezcla y separación de fluidos.
- Ingeniería Ambiental: distribución de los contaminantes y efluentes.

El objetivo final de los desarrollos en el campo de CFD es proporcionar la capacidad de comparar los resultados con otras herramientas de la ingeniería, tales como modelos físicos.

3.3.1. Funcionamiento del código de CFD

Los códigos de CFD se estructuran en torno a los algoritmos numéricos que puedan hacer frente a problemas del flujo del fluido. Con el fin de proporcionar un fácil acceso, los paquetes comerciales de CFD incluyen interfaces sofisticadas para poder ingresar los parámetros del problema y examinar los resultados. Por lo tanto el código contiene tres elementos principales:

- Un pre-procesador.
- Un programa de solución.
- Un post-procesador.

Pre-procesador: Este proceso consiste en la generación de un problema de flujo con la utilización de un programa que cuente con una interfaz de fácil manejo y posteriormente una transformación de esta entrada en una forma adecuada para su solución. Las actividades que el usuario debe realizar en esta etapa son:

- Definición de la geometría de la región de interés: dominio computacional.
- Generación de la malla del espacio solución o la subdivisión del dominio en subdominios más pequeños, de tal forma que se cree una red con células o volúmenes de control.
- Selección de los fenómenos físicos y químicos que necesitan ser modelados.
- Definición de las propiedades del fluido.
- Especificación de las condiciones de frontera adecuadas para los volúmenes de control.



La solución de un problema de flujo (velocidad, presión, temperatura, etc.) se define en los nudos dentro de cada volumen de control, por lo tanto, la precisión de una solución en CFD se rige por el número de células que defina el usuario. En general, cuanto mayor sea el número de células, la precisión es mejor. Tanto la exactitud de una solución y su costo en términos de hardware del equipo y el tiempo computacional dependen del refinamiento de la malla. Las mallas óptimas generalmente no son uniformes: existen zonas más finas en donde se producen grandes variaciones de un punto a otro y más gruesas en las regiones con pocos cambios.

Programa de solución: Hay varias corrientes distintas de las técnicas de solución numérica:

- Diferencias finitas.
- Elementos finitos.
- Volúmenes finitos.
- Métodos espectrales.

En este caso, el estudio se va a concentrar en el método de volúmenes finitos, lo cual es una formulación especial de diferencias finitas que se desarrollan en CFX/ANSYS, FLUENT, PHOENICS y STAR-CD.

En resumen, el algoritmo numérico incluye los siguientes pasos:

- Integración de las ecuaciones gobernantes del flujo de los fluidos a través de todo el volumen de control del dominio.
- Discretización y conversión de las ecuaciones integrales resultantes en un sistema de ecuaciones algebraicas.
- Solución de las ecuaciones algebraicas por un método iterativo.

El primer paso, la integración del volumen de control, distingue el volumen finito para el desarrollo de las demás técnicas de CFD.

Los estados resultantes expresan la conservación de las propiedades pertinentes para cada celda de tamaño finito. A partir de esto, se presenta una clara relación entre el algoritmo numérico y el principio de conservación física, esto hace que los conceptos sean más fáciles de entender por los ingenieros que los métodos de elementos finitos y métodos espectrales. La conservación de una variable θ dentro de un volumen de control finito se puede expresar como un equilibrio entre los diversos procesos que tienden a aumentarlo o disminuirlo. En otras palabras se tiene (Versteeg & Malalasekera, 1995):



$$\begin{aligned}
 & \left[\begin{array}{l} \text{Tasa de cambio de } \theta \\ \text{en el volumen de control} \\ \text{con respecto al tiempo} \end{array} \right] \\
 &= \left[\begin{array}{l} \text{Tasa de incremento neta de } \theta \\ \text{de acuerdo con la convección} \\ \text{dentro del volumen de control} \end{array} \right] \\
 &+ \left[\begin{array}{l} \text{Tasa de incremento neta de } \theta \\ \text{de acuerdo con la difusión} \\ \text{dentro del volumen de control} \end{array} \right] \\
 &+ \left[\begin{array}{l} \text{Tasa de creación} \\ \text{neta de } \theta \\ \text{dentro del volumen de control} \end{array} \right]
 \end{aligned}$$

Los códigos de CFD contienen técnicas de discretización adecuadas para el tratamiento de fenómenos de transporte como convección (transporte debido al flujo del fluido) y difusión (transporte debido a las variaciones de θ de un punto a otro), así como para términos de fuente (asociada con la creación o destrucción de θ) y la tasa de cambio con respecto al tiempo.

El fenómeno físico subyacente es complejo y no lineal por lo tanto se requiere una solución iterativa.

Los procedimientos de solución más populares son el TDMA (algoritmo matricial tri-diagonal), el cual soluciona línea por línea cada una de las ecuaciones algebraicas y el Algoritmo SIMPLE para asegurar la correcta vinculación entre la presión y la velocidad.

Post-procesador: Al igual que en el pre-procesamiento, se requiere una cantidad enorme en el trabajo de desarrollo.

Debido a la creciente popularidad de CFD en la ingeniería, muchos paquetes tienen capacidades gráficas sobresalientes equipados con herramientas versátiles de visualización de. Estos incluyen:

- Geometría de dominio y visualización de la rejilla.
- Parcelas vectoriales.
- Línea y sombreadas parcelas de contorno.
- Parcelas de superficie en 2D y 3D.
- Rastreo de partículas.
- Ver la manipulación (traslación, rotación, escalado, etc.).
- Salida de color PostScript.

Las actualizaciones más recientes pueden incluir animación para resultados dinámicos de visualización y capacidad de exportación de datos para su posterior.

3.3.2. Leyes de conservación del movimiento de los fluidos y las condiciones de frontera

Las ecuaciones gobernantes del flujo de fluidos representan afirmaciones matemáticas de las leyes de conservación de la física:

- Conservación de la masa.
- La tasa de cambio del momento es igual a la suma de las fuerzas sobre una partícula del fluido (la segunda ley de Newton).
- La tasa de cambio de la energía es igual a la suma de la tasa de calor más la tasa del trabajo realizado sobre una partícula de fluido (primera ley de termodinámica).

El fluido será considerado como uno continuo. Para el análisis de los flujos de fluidos a escalas de longitud macroscópicas, la estructura molecular de la materia y los movimientos moleculares pueden ser ignorados. Se describe el comportamiento del fluido en términos de propiedades macroscópicas, tales como la velocidad, la presión, densidad y temperatura, y sus derivadas: espacio y tiempo.

Para entender las leyes de conservación, se va a considerar un volumen de control del fluido con lados δx , δy y δz .

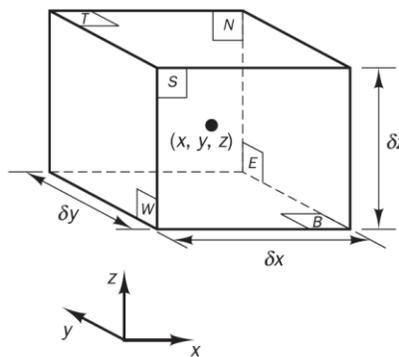


Figura 42. Volumen de control del fluido (Versteeg & Malalasekera, 1995).

Las seis caras están etiquetadas como N, S, E, W, T y B, que significan Norte, Sur, Este, Oeste, Arriba y Abajo, respectivamente. Todas las propiedades del fluido son funciones del espacio y el tiempo, por lo tanto, se representan como $\rho(x, y, z, t)$, $p(x, y, z, t)$, $T(x, y, z, t)$ y $u(x, y, z, t)$ para la densidad, presión, temperatura y el vector de velocidad, respectivamente.

Suponiendo que el volumen de control presentado en la Figura 42 es muy pequeño, las propiedades del fluido en las caras se pueden expresar con suficiente precisión por medio



de los dos primeros términos de la serie de Taylor. Así, por ejemplo, la presión en las caras W y E, medida desde el centro del elemento, puede ser expresada como:

$$p - \frac{\delta p}{\delta x} \frac{1}{2} \delta x ; p + \frac{\delta p}{\delta x} \frac{1}{2} \delta x$$

Ecuación 27. Presión en las caras del elemento (Versteeg & Malalasekera, 1995).

3.3.3. Conservación de la masa en tres dimensiones

El primer paso para la derivación de la ecuación de la conservación de masa es escribir el balance de masa para un elemento del fluido:

Tasa de incremento de la masa del elemento del fluido
 = *tasa neta de flujo o de masa dentro del elemento del fluido*

La tasa de incremento de masa del elemento del fluido es:

$$\frac{\delta}{\delta t} (\rho \delta x \delta y \delta z) = \frac{\delta \rho}{\delta t} \delta x \delta y \delta z$$

Ecuación 28. Tasa de incremento de masa (Versteeg & Malalasekera, 1995).

Lo siguiente que se necesita para tener en cuenta es la tasa de flujo de masa a través de una cara del elemento, que viene dada por el producto de la densidad, área y la componente de la velocidad normal a la cara. En la Figura 43 se puede observar que la tasa neta de flujo de masa en el elemento a través de sus fronteras está dada por:

$$\begin{aligned} & \left(\rho u - \frac{\delta(\rho u)}{\delta x} \frac{1}{2} \delta x \right) \delta y \delta z - \left(\rho u + \frac{\delta(\rho u)}{\delta x} \frac{1}{2} \delta x \right) \delta y \delta z \\ & + \left(\rho v - \frac{\delta(\rho v)}{\delta y} \frac{1}{2} \delta y \right) \delta x \delta z - \left(\rho v + \frac{\delta(\rho v)}{\delta y} \frac{1}{2} \delta y \right) \delta x \delta z \\ & + \left(\rho w - \frac{\delta(\rho w)}{\delta z} \frac{1}{2} \delta z \right) \delta x \delta y - \left(\rho w + \frac{\delta(\rho w)}{\delta z} \frac{1}{2} \delta z \right) \delta x \delta y \end{aligned}$$

Ecuación 29. Tasa de flujo a través de las fronteras (Versteeg & Malalasekera, 1995).

El flujo que está dirigido hacia adentro del elemento produce un incremento en la masa del elemento y toma un signo positivo, de la misma manera, el flujo que deja el elemento se le asigna un signo negativo.

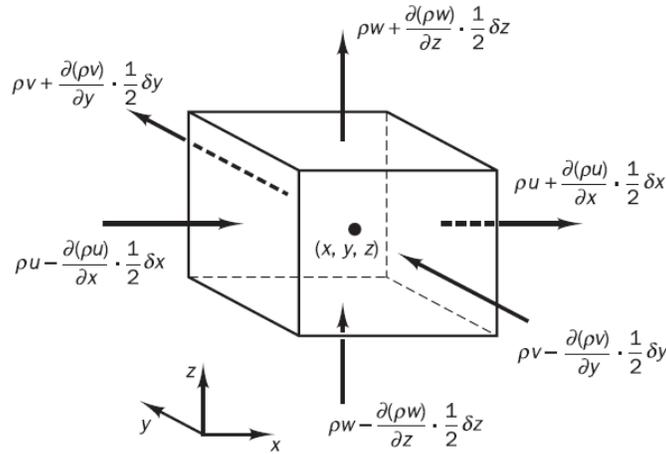


Figura 43. Flujo de masa en el elemento (Universidad de Valencia, 2006).

La tasa de incremento de la masa en el interior del elemento (Ecuación 28), ahora equivale a la tasa neta de flujo de masa en el elemento a través de sus caras (Ecuación 29). Todos los términos del resultante balance de masas están dispuestos en el lado izquierdo del signo igual y la expresión se divide por el volumen $\delta x \delta y \delta z$ elemento:

$$\frac{\delta \rho}{\delta t} + \frac{\delta(\rho u)}{\delta x} + \frac{\delta(\rho v)}{\delta y} + \frac{\delta(\rho w)}{\delta z} = 0$$

En notación vectorial más compacta:

$$\frac{\delta \rho}{\delta t} + \text{div}(\rho \mathbf{u}) = 0$$

Ecuación 30. Conservación de masa en tres dimensiones en estado inestable (Versteeg & Malalasekera, 1995).

La Ecuación 30 es la ecuación de conservación de la masa en tres dimensiones en estado inestable o ecuación de continuidad en un punto de un fluido compresible. El primer término en el lado izquierdo, es la tasa de cambio de la densidad en el tiempo (masa por unidad de volumen). El segundo término, describe el flujo neto de masa del elemento a través de sus límites y se llama el término de aceleración convectiva.

Para un fluido incompresible (es decir, un líquido) la densidad ρ es constante y la Ecuación 30 se convierte en:

$$\text{div} \mathbf{u} = 0$$

Ecuación 31. Conservación de masa para un fluido incompresible (Versteeg & Malalasekera, 1995).

3.3.4. Ecuación de momento en tres dimensiones

La segunda ley de Newton establece que la tasa de cambio del momento de una partícula de un fluido es igual a la suma de las fuerzas sobre la partícula. Las tasas de aumento de x , y y z por unidad de volumen de una partícula de fluido están dadas por:

$$\rho \frac{Du}{Dt} \quad ; \quad \rho \frac{Dv}{Dt} \quad ; \quad \rho \frac{Dw}{Dt}$$

Ecuación 32. Tasas de incremento del momento en x , y y z (Versteeg & Malalasekera, 1995).

Se distinguen dos tipos de fuerzas sobre las partículas del fluido:

- Fuerzas de superficie:
 - Fuerzas de presión.
 - Fuerzas viscosas.
 - Fuerza de la gravedad.

- Fuerzas de cuerpo:
 - Fuerza centrífuga.
 - Fuerza de Coriolis.
 - Fuerza electromagnética.

Es una práctica común tener en cuenta las fuerzas de superficie como términos independientes en la ecuación de momento. El estado de tensión de un elemento de fluido se define en términos de la presión y los nueve componentes de la tensión viscosa mostrados en la Figura 44. La presión, la cual es una tensión normal, se denota por p y los esfuerzos viscosos se denotan por τ .

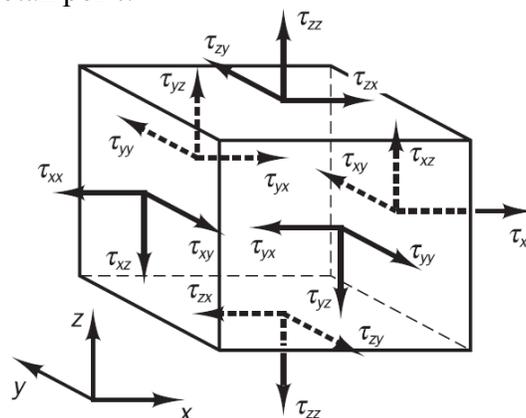


Figura 44. Componentes de los esfuerzos de tensión en las tres caras del elemento (Versteeg & Malalasekera, 1995).

En primer lugar, se consideran las componentes de la fuerza en x debido a la presión p y a los esfuerzos cortantes τ_{xx} , τ_{yx} y τ_{zx} mostrados en la Figura 45. La magnitud de la fuerza resultante de una tensión de superficie es el producto entre la tensión y el área.

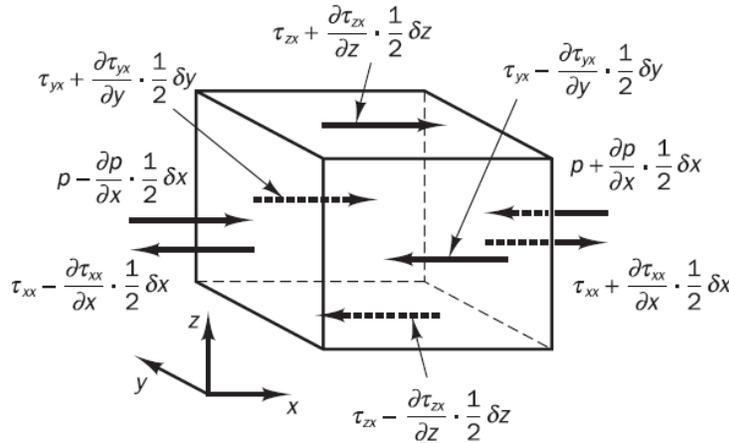


Figura 45. Componentes de tensión en la dirección x (Versteeg & Malalasekera, 1995).

El componente en x de la ecuación de momento es:

$$\rho \frac{Du}{Dt} = \frac{\delta(-p + \tau_{xx})}{\delta x} + \frac{\delta \tau_{yx}}{\delta y} + \frac{\delta \tau_{zx}}{\delta z} + S_{Mx}$$

Ecuación 33. Componente en x de la ecuación de momento (Versteeg & Malalasekera, 1995).

El componente en y de la ecuación de momento es:

$$\rho \frac{Dv}{Dt} = \frac{\delta \tau_{xy}}{\delta x} + \frac{\delta(-p + \tau_{yy})}{\delta y} + \frac{\delta \tau_{zy}}{\delta z} + S_{My}$$

Ecuación 34. Componente en y de la ecuación de momento (Versteeg & Malalasekera, 1995).

Y la componente en z de la ecuación de momento es:

$$\rho \frac{Dw}{Dt} = \frac{\delta \tau_{xz}}{\delta x} + \frac{\delta \tau_{yz}}{\delta y} + \frac{\delta(-p + \tau_{zz})}{\delta z} + S_{Mz}$$

Ecuación 35. Componente en z de la ecuación de momento (Versteeg & Malalasekera, 1995).

El signo asociado con la presión es opuesta a la asociada con el esfuerzo viscoso normal, porque la convención de signos generalmente representa un esfuerzo de tracción. Por lo tanto, al ser la presión un esfuerzo normal de compresión, lleva un signo negativo.

3.3.5. Ecuación de Navier-Stokes para un fluido Newtoniano

Las ecuaciones que rigen el flujo de los fluidos contienen en su mayoría incógnitas de las componentes del esfuerzo viscoso. Las formas más útiles de las ecuaciones de conservación de flujos se obtienen mediante la introducción de un modelo adecuado para las tensiones viscosas. En muchos fluidos los esfuerzos viscosos pueden expresarse como funciones de la tasa de velocidad de deformación o la tensión local. En los flujos tridimensionales, la tasa local de deformación se compone por la velocidad de deformación lineal y la tasa de deformación volumétrica.

Teniendo en cuenta que los gases y los líquidos se pueden considerar isotrópicos, la velocidad de deformación lineal de un elemento de fluido tiene nueve componentes en tres dimensiones, seis de los cuales son independientes en los fluidos isotrópicos. Dichos componentes se pueden representar mediante el símbolo S_{ij} .

$$S_{xx} = \frac{\partial u}{\partial x} \quad S_{yy} = \frac{\partial v}{\partial y} \quad S_{zz} = \frac{\partial w}{\partial z}$$

Ecuación 36. Velocidad de deformación lineal (Versteeg & Malalasekera, 1995).

También existen seis componentes de tensión de deformación lineal:

$$\begin{aligned} S_{xy} &= S_{yx} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) \\ S_{xz} &= S_{zx} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right) \\ S_{yz} &= S_{zy} = \frac{1}{2} \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right) \end{aligned}$$

La deformación volumétrica está dada por la siguiente ecuación:

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} = \text{div } \mathbf{u}$$

Ecuación 37. Deformación volumétrica (Versteeg & Malalasekera, 1995).

En un fluido Newtoniano las tensiones viscosas son proporcionales a las tasas de la deformación. La forma tridimensional de la ley de la viscosidad de Newton para flujos compresibles implica dos constantes de proporcionalidad: la primera es la viscosidad (dinámica) μ , para relacionar las tensiones y las deformaciones lineales. Y la segunda, es la viscosidad λ , para relacionar las tensiones y la deformación volumétrica.

$$\tau_{xx} = 2\mu \frac{\partial u}{\partial x} + \lambda \text{div } \mathbf{u}$$

$$\begin{aligned}\tau_{yy} &= 2\mu \frac{\partial v}{\partial y} + \lambda \operatorname{div} \mathbf{u} \\ \tau_{zz} &= 2\mu \frac{\partial w}{\partial z} + \lambda \operatorname{div} \mathbf{u} \\ \tau_{xy} = \tau_{yx} &= \mu \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) \\ \tau_{xz} = \tau_{zx} &= \mu \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right) \\ \tau_{yz} = \tau_{zy} &= \mu \left(\frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right)\end{aligned}$$

Reemplazando las anteriores ecuaciones en la Ecuación 33 para la dirección x se puede derivar la siguiente ecuación:

$$\rho \frac{Du}{Dt} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left(2\mu \frac{\partial u}{\partial x} + \operatorname{div} \mathbf{u} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(\mu \left(\frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu \left(\frac{\partial u}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial x} \right) \right) + S_{M_x}$$

De una manera más simplificada:

$$\rho \frac{Du}{Dt} = -\frac{\partial p}{\partial x} + \operatorname{div}(\mu \operatorname{grad} u) + S_{M_x}$$

Ecuación 38. Ecuación de Navier-Stokes (Versteeg & Malalasekera, 1995).

3.3.6. Modelación de la turbulencia

3.3.6.1 Características de flujos simples turbulentos

La mayor parte de la teoría del flujo turbulento fue desarrollada inicialmente a partir de un cuidadoso análisis de la estructura de la turbulencia de las capas delgadas que se forman en el fluido, dado que es en estas capas donde se presentan grandes cambios de velocidad. De esta manera, las tasas de cambio de las variables que se encuentran en dirección del flujo, son insignificantes en comparación con las variables transversales.

Los principales flujos que se tienen en cuenta en los modelos de turbulencia son los siguientes:

Flujos turbulentos libres:

- Flujo en la capa de mezcla.
- Chorro.
- Estela.

Capas límite cerca de paredes sólidas:

- Capa límite de placa plana.
- El flujo en la capa límite de la tubería.

3.3.6.2 Flujos turbulentos libres

Como se mencionó anteriormente, los flujos turbulentos libres se pueden clasificar en flujo en la capa de mezcla, chorro y estela.

El flujo en la capa de mezcla se forma en la interface entre dos regiones: una con un rápido movimiento del flujo y otra con uno lento. En un chorro, un flujo de alta velocidad está completamente rodeado por un flujo estacionario. Por último, una estela se forma detrás de algún objeto, por lo tanto existe una región del flujo que se mueve lentamente y está rodeado por una región con una velocidad mayor. En la siguiente figura se muestra un esquema de estos tres tipos de flujos turbulentos libres, junto con la distribución de velocidades que se generan en la dirección del flujo.

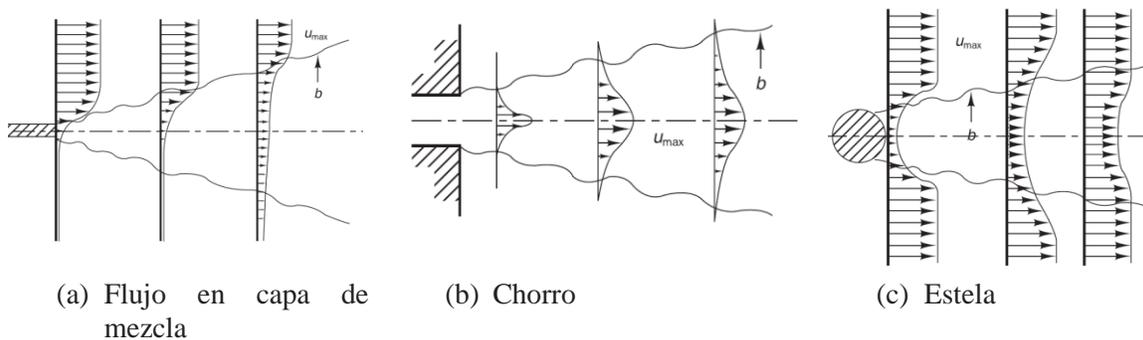


Figura 46. Flujos turbulentos libres (Versteeg & Malalasekera, 1995).

3.3.6.3 Capas límite cerca de paredes sólidas

Debido a la presencia de un sólido como frontera del fluido, el comportamiento del flujo y la estructura de la turbulencia son considerablemente diferentes a la de los flujos turbulentos libres.

En las capas delgadas de los flujos turbulentos se puede determinar un número de Reynolds basado en una longitud de escala L en la dirección del flujo (o radio de la tubería) Re_L . Generalmente este valor es muy grande, por ejemplo, si se tiene una velocidad de 1 m/s, una longitud de 0,1 m y una viscosidad de $10^{-6} m^2/s$, se puede obtener un $Re_L = 10^5$.



Esto implica que las fuerzas de inercia son significativamente mayores a las fuerzas viscosas en estas escalas.

Si se forma un número de Reynolds basado en una distancia y y lejos de la pared ($Re_y = U_y/v$) se ve que si el valor de y es del orden de L el anterior argumento es válido y las fuerzas dominantes en las pared son las inerciales. Por otro lado, si y tiende a cero, el número de Reynolds también tiende a cero; pero justo antes de que y sea cero, se encontrará una gama de valores de y en donde Re_y es del orden de 1. A esta distancia de la pared la corriente se ve influida, en su mayoría, por los esfuerzos viscosos y no dependerá de los parámetros de corriente libre. La velocidad media del flujo solo depende de la distancia y desde la pared, la densidad del fluido, la viscosidad y el esfuerzo cortante generado por la pared. Por lo tanto:

$$U = f(y, \rho, \mu, \tau_w)$$

El análisis dimensional muestra que:

$$u^+ = \frac{U}{u_\tau} = f\left(\frac{\rho u_\tau y}{\mu}\right) = f(y^+)$$

Ecuación 39. Ley de pared (Versteeg & Malalasekera, 1995).

Esta ecuación es llamada la ley de pared y contiene la definición de u^+ y y^+ . Donde u_τ es la velocidad de corte.

Es importante conocer las condiciones y los parámetros que gobiernan los tipos de flujo turbulento para poder comprender las ecuaciones de Reynolds-Averaged Navier-Stokes.

3.3.7 Ecuaciones de Reynolds-Averaged Navier-Stokes (RANS) para fluidos incompresibles

Este tipo de ecuaciones ayudan a entender las consecuencias de las fluctuaciones turbulentas medias para flujos incompresibles con viscosidad constante. El hecho de suponer que el flujo es incompresible, ayuda de manera significativa a la simplificación del algebra involucrada en el desarrollo de las ecuaciones de RANS.

En primer lugar, se deben tener en cuenta las ecuaciones de continuidad de Navier Stokes:

$$\begin{aligned} \text{div } \mathbf{u} &= 0 \\ \frac{\partial u}{\partial t} + \text{div}(\mathbf{u}\mathbf{u}) &= -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \text{div}(\text{grad}(\mathbf{u})) \end{aligned}$$



En los sistemas de ecuaciones para todas las direcciones de flujo, se van a remplazar las variables de velocidad y de presión por las suma de los componentes medios y fluctuantes:

$$u = U + u' \quad ; \quad v = V + v' \quad ; \quad w = W + w' \quad ; \quad p = P + p'$$

Sustituyendo estas variables en la ecuación de momento se obtiene:

$$\frac{\partial U}{\partial t} + \text{div}(UU) + \text{div}(\overline{u'u'}) = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial P}{\partial x} + \nu \text{div}(\text{grad}(U))$$

Los términos se refieren a los productos de velocidades fluctuantes y están asociados con la transferencia de momento de convección debido a los remolinos turbulentos. Reorganizando los términos se obtiene la ecuación de RANS:

$$\frac{\partial U}{\partial t} + \text{div}(UU) = -\frac{1}{\rho} + \nu \text{div}(\text{grad}(U)) + \frac{1}{\rho} \left[\frac{\partial(-\overline{\rho u'^2})}{\partial x} + \frac{\partial(-\overline{\rho u'v'})}{\partial y} + \frac{\partial(-\overline{\rho u'w'})}{\partial z} \right]$$

Ecuación 40. Ecuación de Reynolds-Averaged Navier-Stokes (Versteeg & Malalasekera, 1995).

3.3.8 Cálculos para del flujo turbulento

Dada la importancia de la turbulencia en la aplicación de la ingeniería y de la manera dinámica y compleja en que interactúan las escalas de longitud y tiempo, se han desarrollado métodos numéricos que permiten capturar de maneras diferentes los efectos de la turbulencia. Estos métodos se pueden agrupar en las siguientes tres categorías (Versteeg & Malalasekera, 1995):

- **Modelos de turbulencia para las ecuaciones RANS:** la atención se centra en el flujo medio y en los efectos de la turbulencia en las propiedades medias de flujo. Existen términos adicionales en las ecuaciones de flujo de tiempo medio que interactúan con las fluctuaciones turbulentas. Estos términos adicionales se modelan con los modelos clásicos de turbulencia: modelo k-ε y modelo cortante de Reynolds. Para resolver estos modelos, es necesario contar con recursos informáticos y computacionales para que los cálculos sean precisos y acordes con el enfoque de ingeniería.
- **Large Eddy Simulation (LES):** Este es un cálculo intermedio de la turbulencia el cual realiza un seguimiento del comportamiento de los remolinos más grandes del fluido. El método implica un refinamiento de las ecuaciones de Navier-Stokes, en donde se rechazan los remolinos más pequeños. Este modelo es el más adecuado para resolver problemas en donde se tenga una geometría compleja.
- **Simulación Numérica Directa (DNS):** Estas simulaciones calculan el flujo medio y todas las fluctuaciones de velocidad turbulenta. Las ecuaciones de Navier-Stokes se

resuelven en redes espaciales que son lo suficientemente finas para que se puedan resolver con las escalas de longitud de Kolmogorov en donde la energía de disipación tiene lugar y en donde los pasos del tiempo son lo suficientemente pequeños para resolver el periodo de las fluctuaciones más rápidas. Estos cálculos son extremadamente costosos en términos computacionales.

3.3.9 Modelo de turbulencia K-ε

Cuando se realiza un análisis en dos dimensiones de las capas cortantes, los cambios en la turbulencia son tan suaves que se pueden ajustar a las condiciones locales. En flujos donde la convección y la difusión generan diferencias significativas entre la producción y destrucción de la turbulencia, por ejemplo en flujos re circulantes, se debe realizar un análisis algebraico para la longitud de mezcla. El modelo k-ε se enfoca en los mecanismos que afectan la energía cinética turbulenta (Versteeg & Malalasekera, 1995).

Es necesario conocer algunas definiciones. La energía cinética instantánea de un flujo $k(t)$ es la suma de la energía cinética media $K = \frac{1}{2}(U^2 + V^2 + W^2)$ y la energía cinética turbulenta $k = \frac{1}{2}(\overline{u'^2} + \overline{v'^2} + \overline{w'^2})$.

Por otro lado, para facilitar los cálculos, es común escribir los componentes de las tasas de deformación S_{ij} y esfuerzo cortantes τ_{ij} de forma matricial:

$$S_{ij} = \begin{bmatrix} S_{xx} & S_{xy} & S_{xz} \\ S_{yx} & S_{yy} & S_{yz} \\ S_{zx} & S_{zy} & S_{zz} \end{bmatrix} \quad \tau_{ij} = \begin{bmatrix} \tau_{xx} & \tau_{xy} & \tau_{xz} \\ \tau_{yx} & \tau_{yy} & \tau_{yz} \\ \tau_{zx} & \tau_{zy} & \tau_{zz} \end{bmatrix}$$

La descomposición de las tasas de deformación de un elemento del fluido en un flujo turbulento se desarrolla de la siguiente manera:

$$s_{xx}(t) = S_{xx} + s'_{xx} = \frac{\partial U}{\partial x} + \frac{\partial u'}{\partial x}; \quad s_{yy}(t) = S_{yy} + s'_{yy} = \frac{\partial V}{\partial y} + \frac{\partial v'}{\partial y};$$

$$s_{zz}(t) = S_{zz} + s'_{zz} = \frac{\partial W}{\partial z} + \frac{\partial w'}{\partial z}$$

$$s_{xy}(t) = S_{xy} + s'_{xy} = s_{yx}(t) = S_{yx} + s'_{yx} = \frac{1}{2} \left[\frac{\partial U}{\partial y} + \frac{\partial V}{\partial x} \right] + \frac{1}{2} \left[\frac{\partial u'}{\partial y} + \frac{\partial v'}{\partial x} \right]$$

$$s_{xz}(t) = S_{xz} + s'_{xz} = s_{zx}(t) = S_{zx} + s'_{zx} = \frac{1}{2} \left[\frac{\partial U}{\partial z} + \frac{\partial W}{\partial x} \right] + \frac{1}{2} \left[\frac{\partial u'}{\partial z} + \frac{\partial w'}{\partial x} \right]$$

$$s_{yz}(t) = S_{yz} + s'_{yz} = s_{zy}(t) = S_{zy} + s'_{zy} = \frac{1}{2} \left[\frac{\partial V}{\partial z} + \frac{\partial W}{\partial y} \right] + \frac{1}{2} \left[\frac{\partial v'}{\partial z} + \frac{\partial w'}{\partial y} \right]$$

Teniendo en cuenta lo anterior, la ecuación de energía cinética media K se puede obtener multiplicando la componente de velocidad en cada dirección por su respectiva Ecuación de Reynolds (Ecuación 36).

$$\frac{\partial(\rho K)}{\partial t} + \text{div}(\rho K \mathbf{U}) = \text{div}(-P \mathbf{U} + 2\mu \mathbf{U} S_{ij} - \rho \mathbf{U} \overline{u'_i u'_j}) - 2\mu S_{ij} \cdot S_{ij} + \rho \overline{u'_i u'_j} \cdot S_{ij}$$

(I) (II) (III) (IV) (V) (VI) (VII)

- (I): Tasa de cambio de la energía cinética media K.
- (II): Transporte de K por convección.
- (III): Transporte de K por presión.
- (IV): Transporte de K por esfuerzos viscosos.
- (V): Transporte de K por esfuerzos de Reynolds.
- (VI): Tasa de disipación viscosas de K.
- (VII): Tasa de destrucción de K por la producción de turbulencia.

Por otro lado, multiplicando la ecuación de Navier-Stokes por los componentes fluctuantes de velocidad, se puede obtener la ecuación de energía cinética turbulenta:

$$\frac{\partial(\rho k)}{\partial t} + \text{div}(\rho k \mathbf{U}) = \text{div} \left(-\overline{p' \mathbf{u}'} + 2\mu \overline{\mathbf{u}' s'_{ij}} - \rho \frac{1}{2} \overline{u'_i \cdot u'_i u'_j} \right) - 2\mu \overline{s'_{ij} \cdot s'_{ij}} + \rho \overline{u'_i u'_j} \cdot S_{ij}$$

(I) (II) (III) (IV) (V) (VI) (VII)

- (I): Tasa de cambio de la energía cinética turbulenta k.
- (II): Transporte de k por convección.
- (III): Transporte de k por presión.
- (IV): Transporte de k por esfuerzos viscosos.
- (V): Transporte de k por esfuerzos de Reynolds.
- (VI): Tasa de disipación de k.
- (VII): Tasa producción de k.

Teniendo en cuenta los fenómenos de disipación de energía cinética causada por los remolinos pequeños y los esfuerzos cortantes viscosos, la tasa de disipación por unidad de



volumen (VI) es normalmente escrita como el producto entre la densidad y la tasa de disipación de la energía cinética turbulenta por unidad de masa ε :

$$\varepsilon = 2\nu \overline{s'_{ij} \cdot s'_{ij}}$$

Ecuación 41. Disipación en la ecuación de energía cinética turbulenta (Versteeg & Malalasekera, 1995).

Condiciones de frontera:

Las ecuaciones del modelo para k y ε son elípticas a causa del término de difusión de gradiente. Su comportamiento es similar a otras ecuaciones de flujo elípticas, lo que da lugar a la necesidad de las siguientes condiciones de frontera:

- Entrada: deben recibir distribuciones de k y ε .
- Salida: ejes simétricos, $\partial k / \partial n = 0$ y $\partial \varepsilon / \partial n = 0$.
- Corriente libre: k y ε se debe dar o $\partial k / \partial n = 0$ y $\partial \varepsilon / \partial n = 0$.
- Paredes sólidas: enfoque depende de número de Reynolds.

Como se mencionó al principio del capítulo, la metodología CFD se desarrolla utilizando softwares especializados en donde se pueden aplicar las ecuaciones a modelos computacionales basados en modelos físicos. De esta manera se puede analizar el comportamiento de los fluidos y obtener conclusiones con el fin de modificar los modelos computacionales y físicos de acuerdo con los resultados obtenidos. Para el caso de este proyecto se utilizó ANSYS FLUENT y el desarrollo de todo el modelo computacional y sus resultados se encuentran en el *Capítulo 6. Modelación numérica en CFD*.

4. Modelo físico de los procesos de mezcla en los nudos

El modelo físico requerido para la parte experimental de éste proyecto se encuentra ubicado en el Laboratorio de Hidráulica de la Universidad de los Andes y cuenta con los siguientes componentes:

- Tanques de almacenamiento. El modelo cuenta con dos tanques elevados de almacenamiento, los cuales son alimentados con agua proveniente directamente de la red de distribución de agua potable de Bogotá. Los tanques tienen unas dimensiones de 1.25 m. de largo, 0.39 m. de ancho y 0.59 m. de alto. Esto corresponde a un almacenamiento máximo en cada tanque de 287 L. Los dos tanques tienen un sistema de rebose a una altura de 0.5 m lo que permite que el agua no pase de ese límite. El sistema de rebose para cada tanque consiste en que, para el tanque que siempre tiene el agua limpia, va a existir un caudal de entrada constante de tal manera que la altura piezométrica sea la misma durante todo el ensayo. De manera similar, para el tanque que va a contener el trazador existe un caudal de entrada constante que hace parte de un sistema de recirculación. Este funciona a partir de un tanque a nivel del suelo, el cual tiene una capacidad de 600 L, allí es en donde se mezcla el agua con el trazador, luego, por medio de una bomba sumergible se envía el agua "contaminada" al tanque elevado para comenzar con los ensayos. Al igual que el otro tanque, el sistema de rebose se encuentra a 0.5 m, lo que permite que las alturas piezométricas de los dos tanques sean las mismas.
- Tuberías: Originalmente el modelo fue construido para realizar ensayos con tuberías de 1 pulgada de diámetro por lo cual todos los accesorios con los que se cuenta, son para tuberías de este tamaño. Las tuberías que salen de los tanques de almacenamiento están construidas en PVC y se conserva este mismo material hasta una unión, en la cual se cambia a una tubería, del mismo tamaño, construida en vidrio o en acrílico. Por consiguiente, la intersección de las tuberías está hecha de un material transparente que permita observar cómo son los procesos de mezcla cuando se utiliza un colorante del agua. Para este proyecto las configuraciones presentan algunas variaciones; por lo tanto, existe una unión en cruz donde una de las tuberías de salida es de 1.5 pulgadas.
- Control de caudal: Para controlar los caudales de entrada y salida del sistema, se utilizan unas válvulas de cobre tipo cortina, las cuales permiten modificar el flujo que entra y sale por cada una de las tuberías.



Figura 47. Válvulas de entrada y salida para controlar caudal.

Para medir el caudal se cuenta con 3 sensores electromagnéticos de caudal. Estos sensores son de la marca Kobold y son usados para medir y monitorear la tasa de caudal de fluidos. Cuando una medida de conductividad eléctrica atraviesa el campo direccional magnético, una medida de voltaje es inducida de acuerdo con la ley de Faraday de inducción. El tamaño de la medida del voltaje es proporcional a la tasa media de flujo, y por ende, a la tasa del flujo de volumen. Es importante mencionar que la medición del flujo con este sensor, no es afectada por variables como la presión, temperatura, densidad ni viscosidad.

Los caudalímetros están fabricados en acero inoxidable y los electrodos están hechos en platino. El rango de medición se encuentra entre 0.4 y 2500 m³/h con una precisión de 0.5 L/s. Para las mediciones realizadas en este proyecto se obtuvo un rango de

caudal entre 0.065 L/s y 1.11 L/s, lo que corresponde a velocidades entre 0.028 m/s y 1.233 m/s.

A continuación se muestra una imagen del equipo:



Figura 48. Caudalímetro electromagnético,

- Medición de concentración: Para medir la concentración de cloro se cuenta con dos sensores de cloro libre. Uno de los sensores está conectado a una de las tuberías de entrada y el otro a una de las tuberías de salida. La tubería de entrada que tiene conectado el sensor es la que contiene una mayor concentración de cloro; en la otra tubería de entrada, se supone una concentración constante de cloro la cual es medida antes de iniciar con la ejecución de los ensayos. Como se conocen tres valores de concentración, se puede conocer la concentración en la tubería restante haciendo uso del concepto de conservación de masa.

El sensor utilizado es de la marca Endress+Hauser y tiene la capacidad de medir concentraciones dentro de un rango entre 0,05 y 20 mg/L con una precisión de $\pm 0.5\%$ de la lectura. Adicionalmente, tiene una resolución de 0,01 mg/L. Para las mediciones

realizadas en este proyecto se obtuvo un rango de concentración de cloro entre 0.074 mg/L y 15.27 mg/L.

El sensor está compuesto por el medidor de cloro, el sensor de cloro y la celda de flujo. Estas tres herramientas trabajan en conjunto para proporcionar una medida adecuada de la concentración en el tiempo.



Figura 49. Sensor de cloro.

A continuación, se muestra el modelo físico general con todos los componentes que se mencionaron anteriormente:

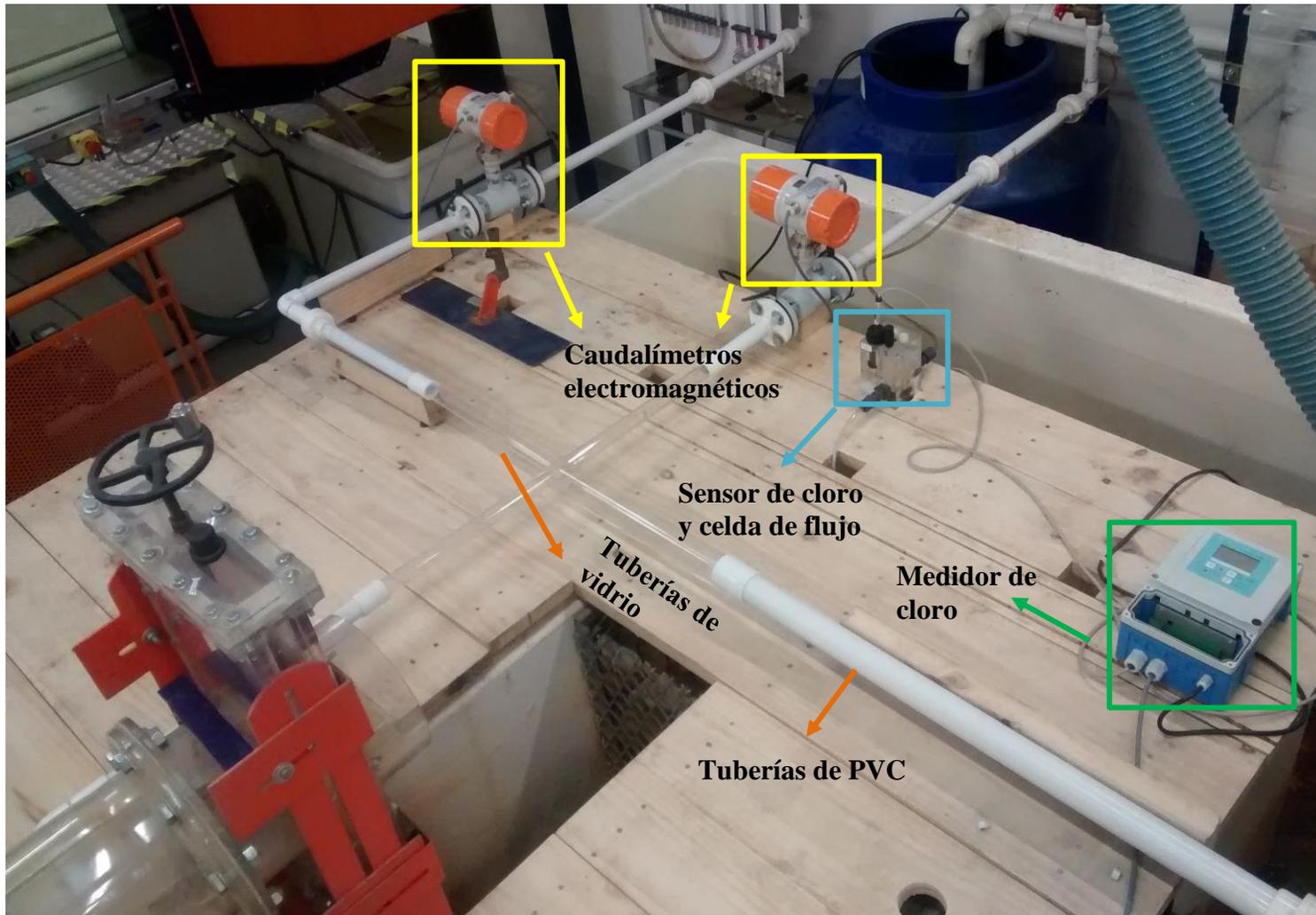


Figura 50. Modelo físico general.

5. Definición de configuraciones de las uniones de tuberías

Para lograr los objetivos propuestos en este proyecto se van a analizar 5 configuraciones de la intersección de las tuberías. Con el fin de comparar los datos obtenidos en este proyecto con los reportados en la literatura, se define analizar la configuración en cruz con todas las tuberías del mismo diámetro. De esta manera se podrá comparar los resultados obtenidos en este proyecto para dicha configuración con los resultados reportados por los autores, y verificar que los datos son coherentes y comparables. Además, esto sirve para asegurarse de que para las demás configuraciones los datos se están tomando de la manera adecuada. A continuación se muestran las configuraciones que se van a estudiar:

Configuraciones	Pruebas realizadas por otros autores
Doble tee del mismo diámetro ($L/d=14$)	NO
Cruz con salida de 1.5"	NO
Cruz con entrada de 1.5"	NO
Doble tee del mismo diámetro ($L/d=CFD$)	NO
Cruz todos diámetros de 1"	SI

En la casilla “Doble tee del mismo diámetro ($L/d=CFD$)” quiere decir que se van a simular varias configuraciones doble tee variando la relación L/d hasta encontrar una en la que se presente el punto de cambio entre mezcla completa e incompleta. Una vez se encuentre este valor, se realizará el montaje físico para confirmar los resultados de manera experimental.

Las configuraciones estudiadas son las siguientes:

- a) Configuración en cruz con tuberías de 1”.
- b) Configuración en cruz con tubería de salida de 1.5”.

- c) Configuración en cruz con tubería de entrada de 1.5".
- d) Configuración doble tee con tuberías de 1" (L/d=14).
- e) Configuración doble tee con tuberías de 1" (L/d=3.7).

En la relación L/d mencionada en las configuraciones d) y e), el numerador representa la longitud entre las uniones tee de las tuberías de entrada y las de salida, respectivamente. Por su parte, el denominador es el diámetro de las tuberías de la configuración, que para este caso es de 1". Se decidió utilizar la relación L/d ya que la literatura hace uso de esta cuando se refieren a configuraciones doble tee.

A continuación se muestran de manera esquemática las configuraciones, junto con la nomenclatura utilizada para cada tubería:

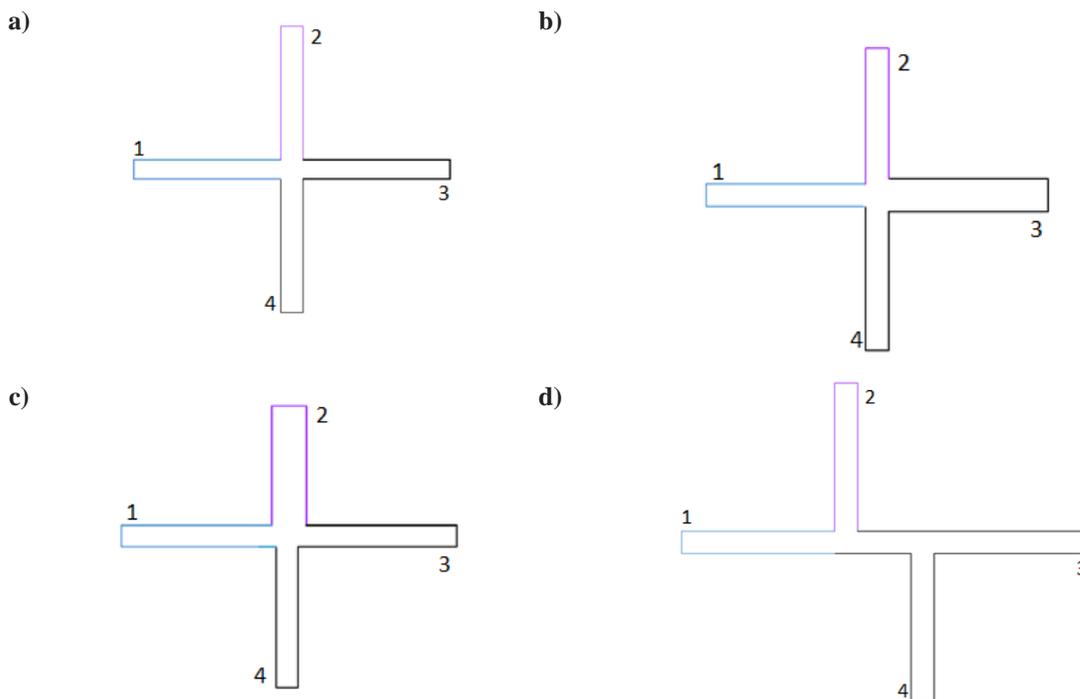


Figura 51. Definición de configuraciones. a) cruz con tuberías de 1". b) Cruz con tubería de salida de 1.5". c) Cruz con tubería de entrada de 1.5". d) doble tee.

En las configuraciones, la tubería 1 es la tubería de entrada que lleva agua limpia, la tubería 2 es la tubería de entrada que lleva el trazador, la tubería 3 es la tubería de salida adyacente a la tubería con trazador y la tubería 4 es la tubería de salida opuesta a la tubería con trazador.

Para evaluar los procesos de mezcla en las diferentes intersecciones del modelo físico se realizaron dos tipos de experimentos. En el primero, se utilizó como trazador Permanganato

de Potasio (KMnO_4), el cual es un colorante y se puede apreciar de manera visual la mezcla que se presenta en la unión de las tuberías. En el segundo tipo, se utilizó cloro como trazador; en este caso, se midieron las concentraciones de este soluto en las tuberías de entrada y de salida de manera continua mientras se variaba la relación de los caudales de entrada.

A continuación se pueden observar el montaje de las configuraciones definidas anteriormente cuando se está utilizando Permanganato de Potasio como trazador.

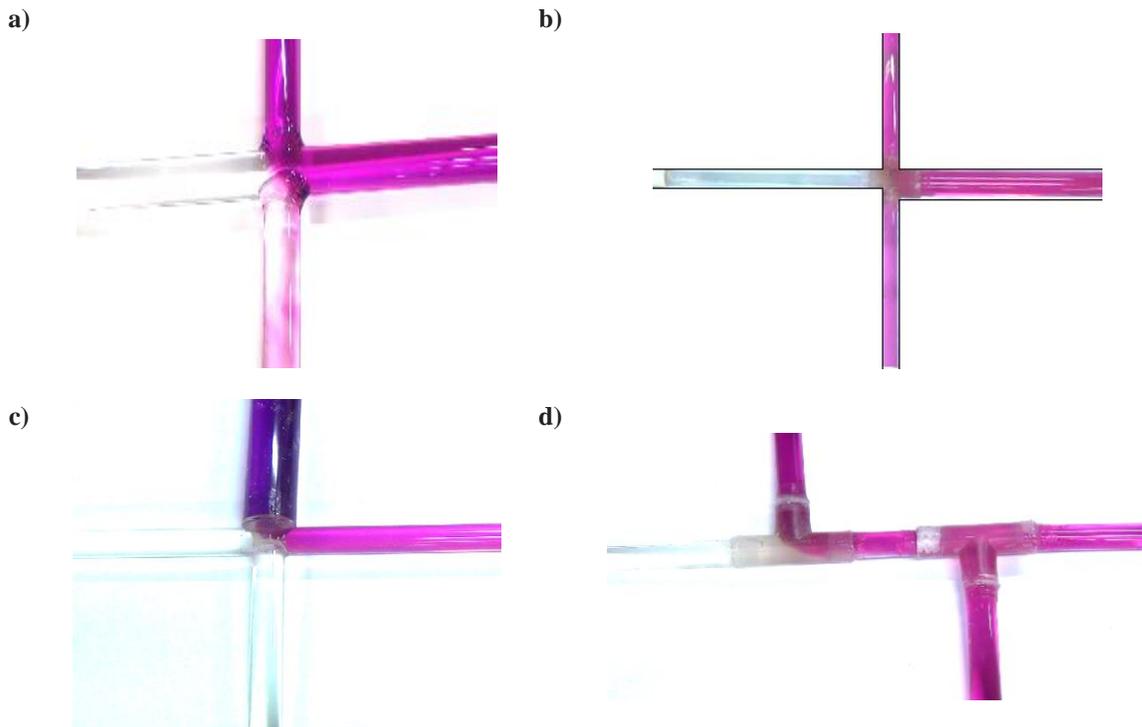


Figura 52. Configuraciones con Permanganato de Potasio. a) cruz con tuberías de 1". b) Cruz con tubería de salida de 1.5". c) Cruz con tubería de entrada de 1.5". d) doble tee.

6. Modelación numérica en CFD

La modelación numérica y computacional se realizó haciendo uso del software ANSYS FLUENT, el cual se basa en la ecuación de Navier-Stokes y desarrolla las ecuaciones presentadas en el marco teórico de este documento. El programa contiene amplias características para modelar flujos, turbulencias, transferencias de calor y reacciones para aplicaciones industriales. ANSYS aporta claridad y conocimiento para los problemas de diseño por medio de una simulación de ingeniería rápida, exacta y flexible. Su tecnología permite predecir el comportamiento del flujo, para este caso, de una manera confiable. Los modelos realizados en este proyecto son comparables con los modelos reportados en la literatura ya que autores como Pedro Romero-Gómez (2008) y Christopher Choi (2008) también utilizaron ANSYS FLUENT en sus análisis de mezcla completa.

Para la modelación, ANSYS cuenta con una plataforma llamada WorkBench, que conecta los softwares encargados de la creación de la geometría y el dominio del modelo (Fluid Flow -DesignModeler), el enmallado (Fluid Flow- Meshing), el procesamiento (Fluent) y el postprocesamiento (Fluid Flow – CFD-Post).

Por lo tanto, lo primero que se realiza es la definición de la geometría, y dependiente de la configuración que se quiere analizar, se cambian las longitudes de las tuberías y el tamaño de los diámetros de las tuberías de entrada y/o salida. Después se genera la malla del modelo; para esto se utilizaron elementos tetraédricos ya que dentro de la bibliografía se encontró que varios autores usaron esta forma y obtuvieron buenos resultados.

Posteriormente, se procede a procesar los datos. Para esto, en Fluent se debe realizar la definición de los modelos. En este caso, para los modelos viscosos se escoge el modelo de turbulencia k- ϵ y transporte de especies, en donde se define que los materiales que se van a transportar son agua y cloro. Se escogió el modelo k- ϵ debido a que es el más utilizado por otros autores ya que es el que mejor representa las condiciones de turbulencia en sistemas como el desarrollado en este proyecto.

Luego, se determinan las condiciones de frontera en donde se asigna para las tuberías de entrada la velocidad, la intensidad de turbulencia, el diámetro y la fracción de masa de cloro que entra por la tubería correspondiente.

Por otro lado, se definieron los métodos de solución que recomienda la bibliografía para modelos de turbulencia k- ϵ utilizando RANS. Para el esquema de acoplamiento de la presión con la velocidad se escoge SIMPLE y para la discretización espacial se definen los siguientes métodos para cada parámetro, respectivamente:

- Gradiente: Green- Gauss Cell Based.
- Presión: Standard.
- Momento: Second order Upwind.
- Energía cinética turbulenta: Quick.
- Tasa de disipación turbulenta: Quick.

Después de correr el modelo, se pueden visualizar los resultados obtenidos y realizar el análisis correspondiente.

Para cada una de las configuraciones estudiadas, se siguió el procedimiento anteriormente descrito para obtener resultados con respecto a los procesos de mezcla en las intersecciones.

6.1. Modelación configuración cruz con tuberías de 1”

La geometría de esta configuración consiste en una cruz donde las dos tuberías de entrada y las dos de salida tienen un diámetro de 1”. La longitud de todas las tuberías en el modelo físico es de 40 cm; sin embargo, para el modelo computacional se utilizó una longitud de 90 cm con el fin de asegurar que los perfiles de velocidades en las tuberías se desarrollen completamente antes de llegar a la intersección. A continuación se muestra la imagen del dominio.

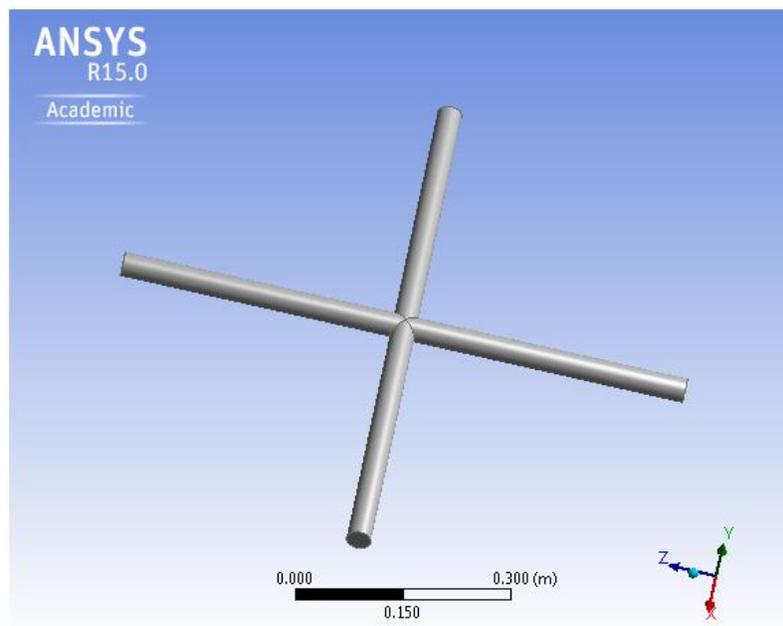
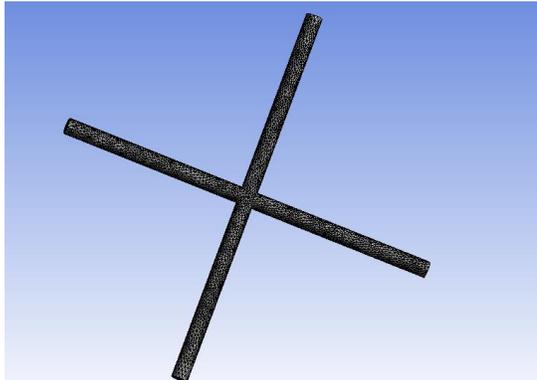


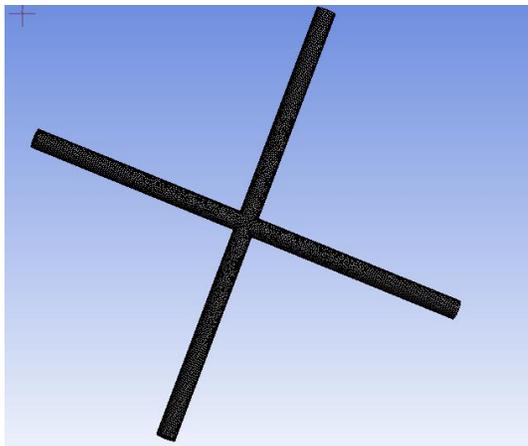
Figura 53. Geometría configuración a).

Una vez teniendo la geometría y el dominio definidos, se procede a crear la malla. Se realizó un análisis de independencia de mado con el fin de determinar si el número de elementos tenía alguna influencia sobre los resultados de mezcla. Por lo tanto, la primera malla se creó con 53,260 elementos, la segunda con el doble 108,353 y la tercera con 206,315 elementos.

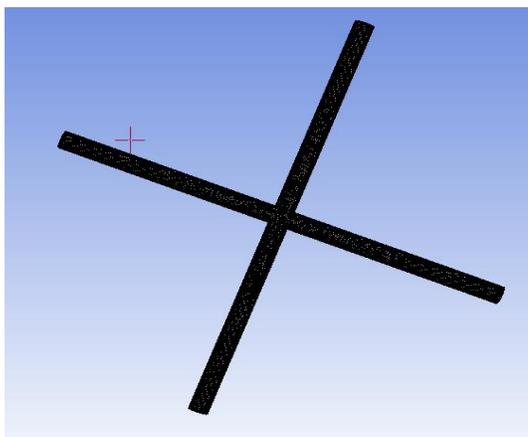
Para saber si la calidad de la malla es buena, ANSYS arroja un valor entre 0 y 1, siendo 1 una malla de muy buena calidad. Si este valor es mayor a 0.01 se puede asegurar que la calidad de la malla es buena y el modelo converge.



Nodos: 11980
 Elementos: 53260
 Calidad de malla: 0.247



Nodos: 24014
 Elementos: 108353
 Calidad de la malla: 0.273



Nodos: 44184
 Elementos: 206315
 Calidad de la malla: 0.251

Figura 54. Comparación del tamaño de la malla.

Después de realizar el procesamiento de los resultados para un mismo escenario en donde el flujo de las tuberías de entrada es el mismo, se obtuvieron los siguientes resultados:

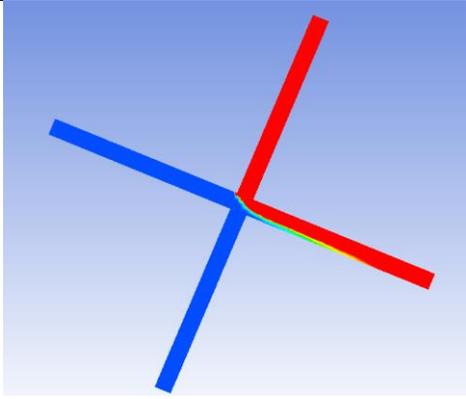
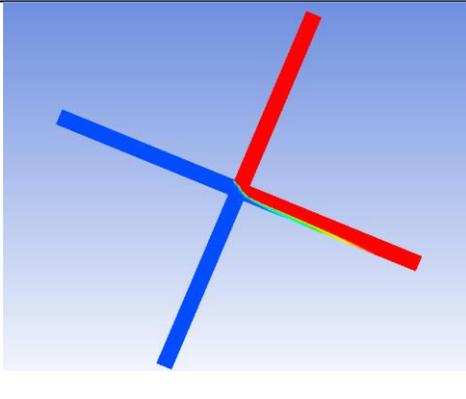
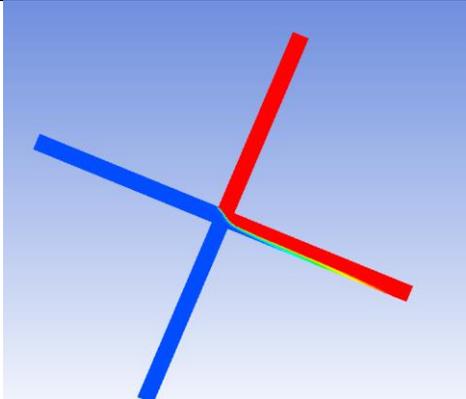
Elementos de la malla	Imagen	Fracción de Masa
53260		0.709
108353		0.705
206315		0.701

Figura 55. Comparación de resultados de Fracción de Masa para cada tamaño de malla.

Como se puede observar, los resultados varían muy poco, esto quiere decir que para este tipo de modelos, los resultados son independientes del número de nudos entonces no es necesario tener una malla con tantos elementos si el resultado va a ser el mismo pero el costo computacional sí es mucho mayor. Se puede observar que a medida que aumenta el número de elementos, la interfaz incidente de los flujos y los contornos de concentración se ven más delineados y suaves, por lo tanto solo se realizó el refinamiento de la malla en la intersección:

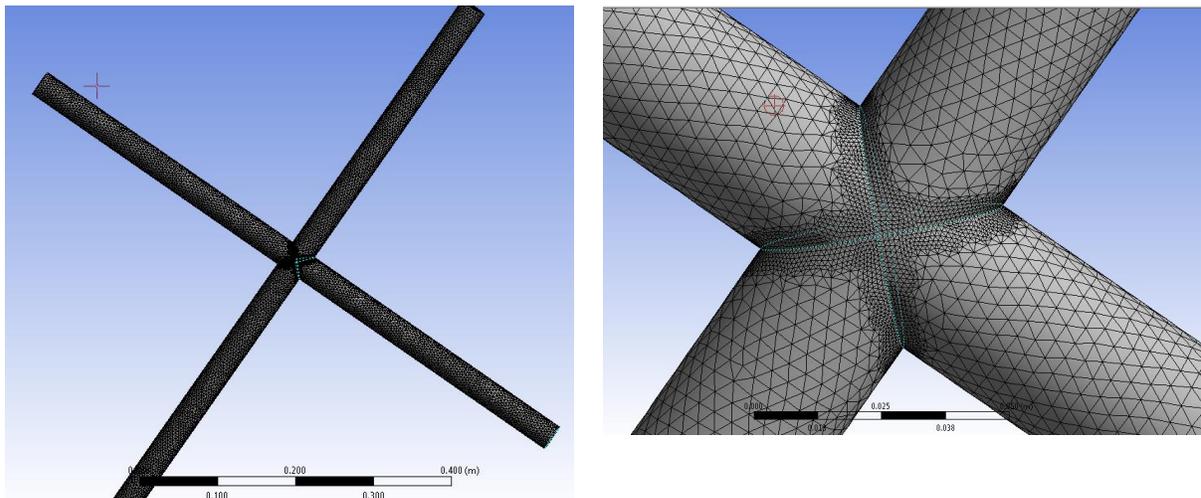


Figura 56. Refinamiento del mallado del modelo.

Después de realizar el análisis del mallado, se procedió a realizar el procesamiento de los datos. Para todas las simulaciones se obtuvo una gráfica de convergencia como la que se muestra a continuación:

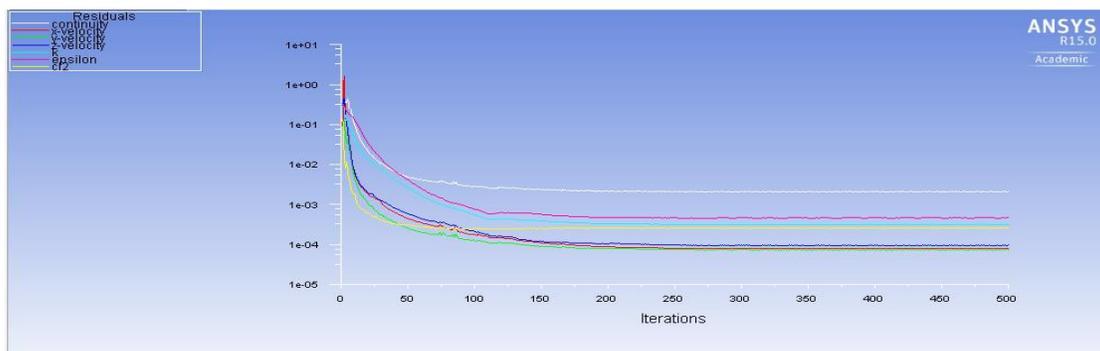


Figura 57. Gráfica de convergencia del modelo k-ε.

En la anterior gráfica se muestran las curvas que hacen referencia a la ecuación de continuidad (blanca), velocidad en el eje x (roja), velocidad en el eje y (verde), velocidad en el eje z (azul), k (azul aguamarina), ϵ (fucsia) y cloro (amarilla). Los valores en el eje

y indican el error relativo de todos los parámetros con respecto a la iteración anterior. Por su parte, los valores del eje x corresponden al número de iteraciones realizadas. Se puede observar en la Figura 57 que todos los parámetros convergen a partir de la iteración 150.

Adicionalmente, se realizó una simulación utilizando el modelo de turbulencia $k-\omega$, para comparar los resultados obtenidos con diferentes modelos y saber si vale la pena realizar un análisis de sensibilidad. Para el modelo $k-\omega$ se obtuvo la siguiente gráfica de convergencia:

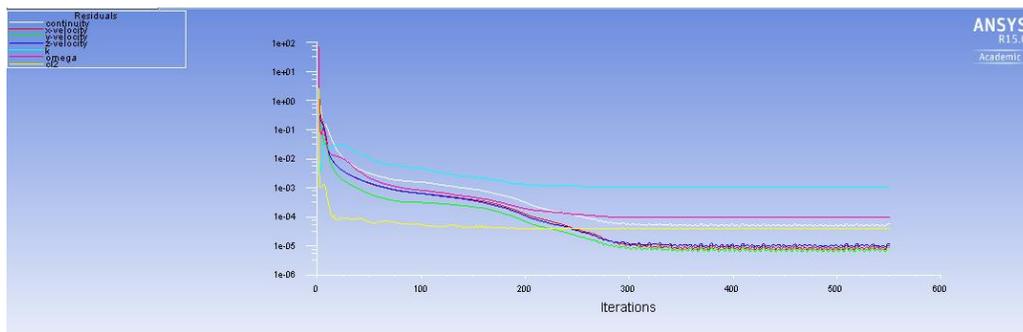


Figura 58. Gráfica de convergencia del modelo $k-\omega$.

Para este caso, y utilizando las mismas condiciones de frontera usadas en el modelo $k-\epsilon$, se obtuvo el siguiente resultado:

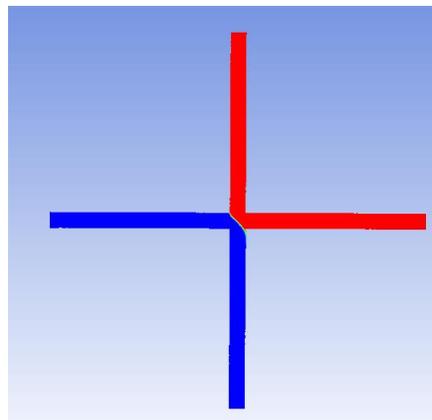


Figura 59. Resultados con el modelo de turbulencia $k-\omega$.

Se puede observar que las líneas de contorno en la intersección no son tan difusas como las que resultan utilizando el modelo $k-\epsilon$.

Se decidió comparar los resultados utilizando el modelo de turbulencia $k-\omega$ ya que, según la bibliografía, es el que mejor representa, junto con el modelo $k-\epsilon$, el movimiento de los flujos de acuerdo con las condiciones de frontera definidas. Existen otros modelos de turbulencia como el LES, en el cual se obtienen resultados mucho más detallados otorgando una mayor importancia a la resolución temporal. Sin embargo, los costos computacionales

son mayores y de acuerdo con los objetivos de este trabajo, se determinó que es mejor utilizar los modelos RANS, los cuales les brinda mayor importancia a la resolución espacial por medio de un promedio en el tiempo.

Teniendo en cuenta que el modelo de turbulencia $k-\epsilon$ es el más utilizado y el que se reporta en la bibliografía, y sabiendo que no existe una diferencia considerable con el modelo de turbulencia $k-\omega$, se decidió utilizar este modelo para la simulación en CFD de las demás configuraciones. De esta manera, los resultados obtenidos con el modelo de turbulencia $k-\epsilon$ son los que se muestran a continuación:

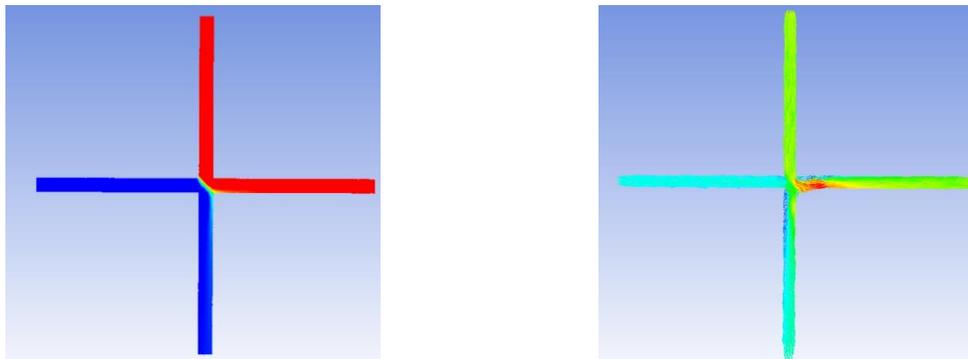


Figura 60. Resultados en CFD de la configuración a).

Se cambiaron las condiciones de frontera para la velocidad en las tuberías de entrada de tal forma que para diferentes relaciones de números de Reynolds se tuvieran los resultados de la fracción de masa de cloro en la tubería 3 (ver Tabla 1).

Tabla 1. Resultados en CFD de la configuración a).

CFD			
Escenario	Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Fracción de masa tubería 3
1	0.1	1.0	0.3
2	0.3	1.0	0.77
3	0.5	1.0	0.87
4	0.7	1.0	0.92
5	1	1.0	0.94
6	1.3	1.0	0.95
7	1.5	1.0	0.96

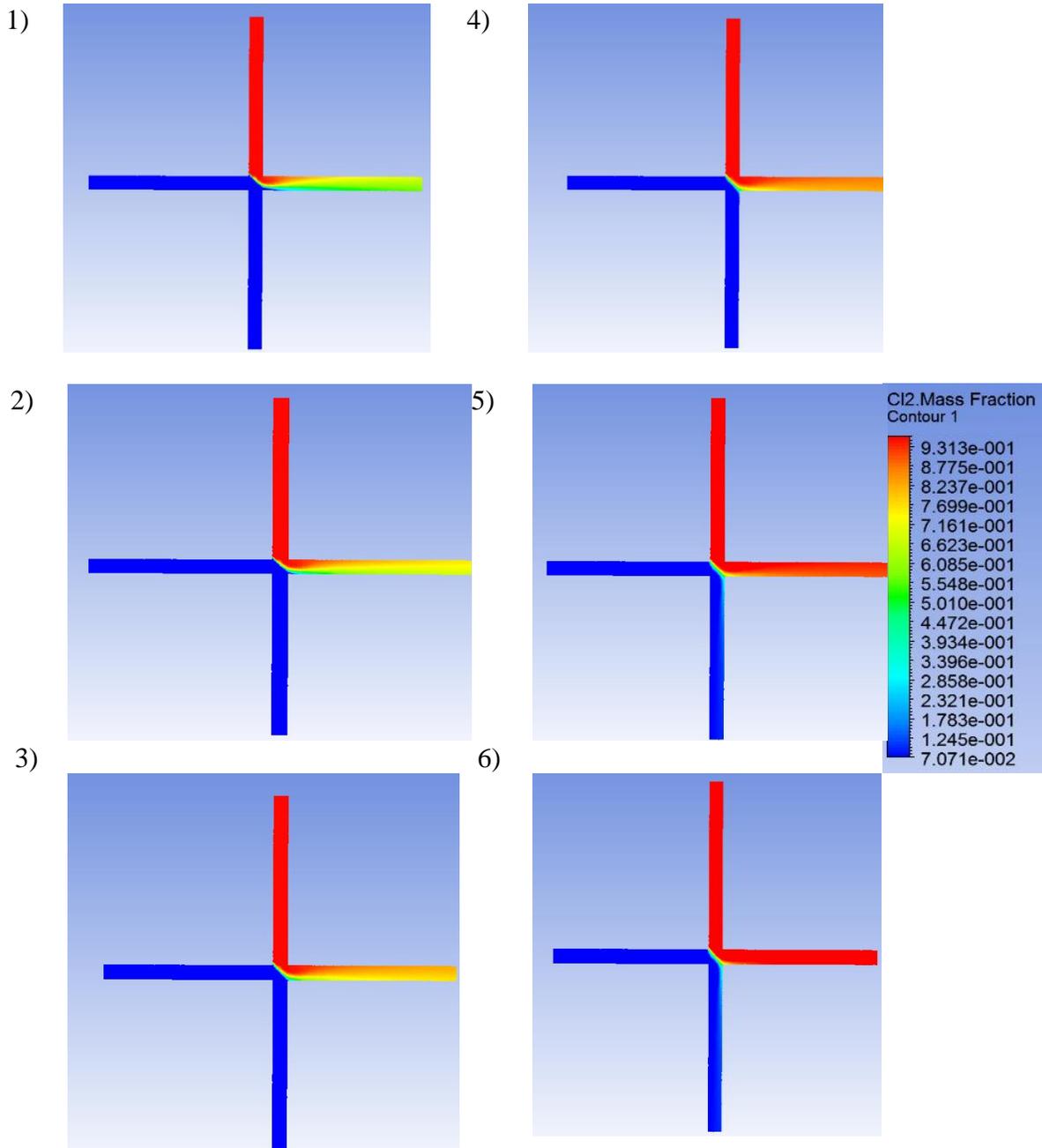
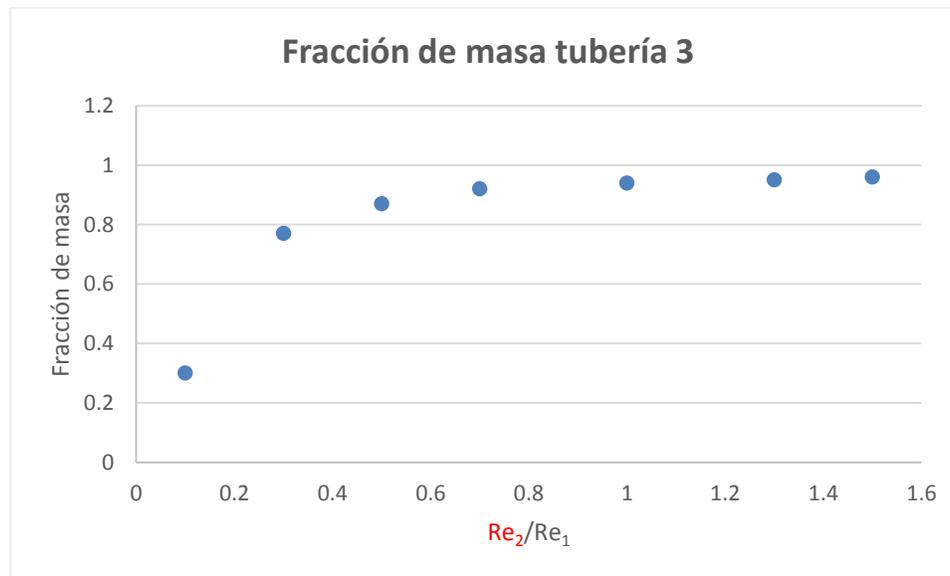


Figura 61. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración a).

Con los valores reportados en la Tabla 1 se obtuvo la siguiente gráfica:



Gráfica 1. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración a).

Como se puede observar en la gráfica, la fracción de masa de cloro que se dirige hacia la tubería 3 aumenta a medida que aumenta la relación entre los números de Reynolds de las tuberías de entrada. A partir de una relación cercana a 1, la fracción de masa es constante y se aproxima a 1.

6.2. Modelación configuración cruz con tubería de salida de 1.5'

La geometría de esta configuración consiste en una cruz donde las dos tuberías de entrada y una de las tuberías de salida tienen un diámetro de 1" y la otra tubería de salida tiene un diámetro de 1.5"; la tubería de mayor diámetro es la adyacente a la tubería del trazador. La longitud de todas las tuberías en el modelo físico es de 40 cm; sin embargo, para el modelo computacional se utilizó una longitud de 90 cm con el fin de asegurar que los perfiles de velocidades en las tuberías se desarrollen completamente antes de llegar a la intersección. A continuación se muestra la imagen del dominio:

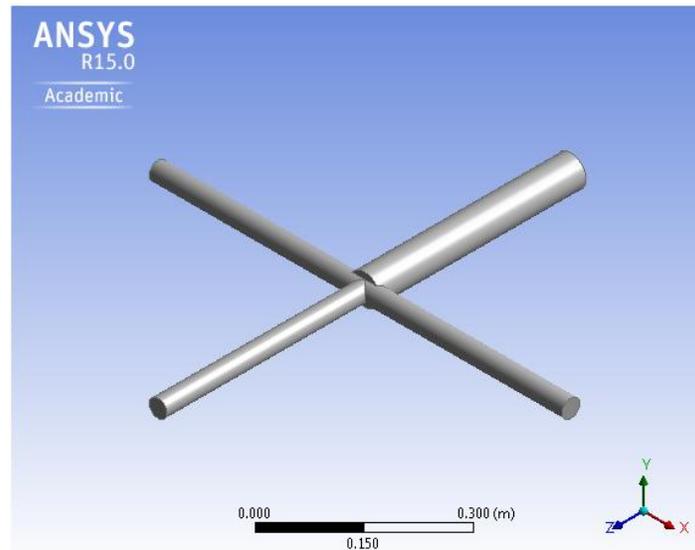


Figura 62. Geometría configuración b).

Una vez teniendo la geometría y el dominio definidos, se procede a crear la malla. Para este caso, se creó una maya con celdas de forma tetraédrica en la cual se incluyen 8600 nodos y 37631 elementos, teniendo en cuenta el refinamiento de la malla en la intersección.

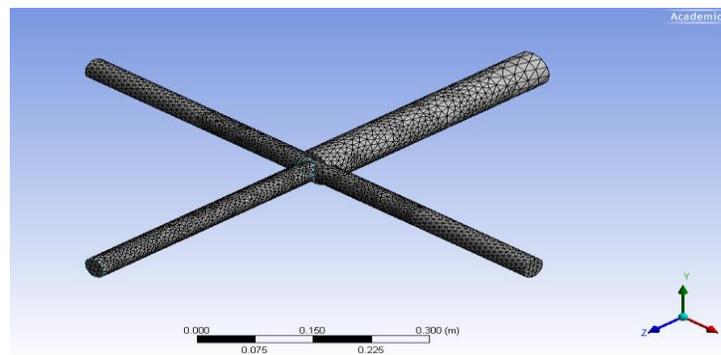


Figura 63. Malla configuración b).

Después de realizar el mallado, se procedió a realizar el procesamiento de los datos en donde se obtuvieron resultados como el siguiente:

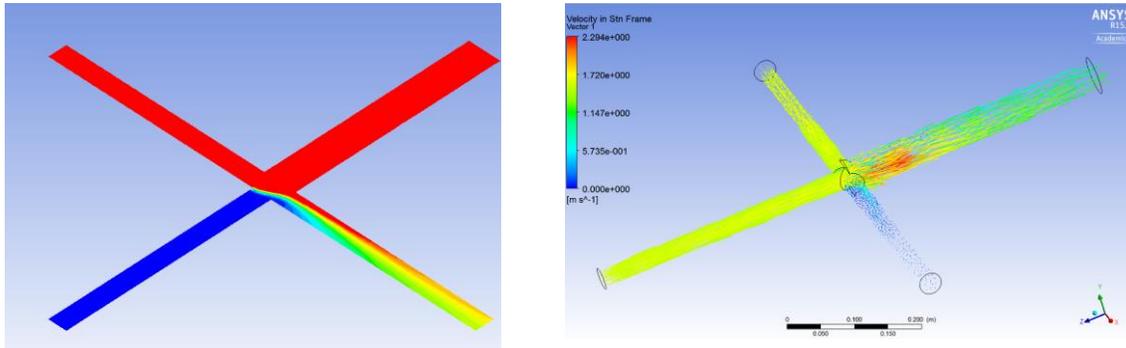


Figura 64. Resultados en CFD de la configuración b).

Se cambiaron las condiciones de frontera para la velocidad en las tuberías de entrada de tal forma que para diferentes relaciones de números de Reynolds se tuvieron los resultados de la fracción de masa de cloro en la tubería 3. A continuación se muestra una tabla con la fracción de masa obtenida para diferentes relaciones de números de Reynolds. Los resultados resaltados son los correspondientes a las imágenes.

Tabla 2. Resultados en CFD de la configuración b).

CFD			
Simulación	Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Fracción de masa 3
1	0.191	1.0	0.439
2	0.451	1.0	0.554
3	0.955	1.0	0.662
4	0.989	1.0	0.719
5	1.002	1.0	0.706
6	1.048	1.0	0.696
7	1.136	1.0	0.727
8	2.000	1.0	0.801
9	2.429	1.0	0.855
10	3.520	1.0	0.881
11	5.153	1.0	0.931

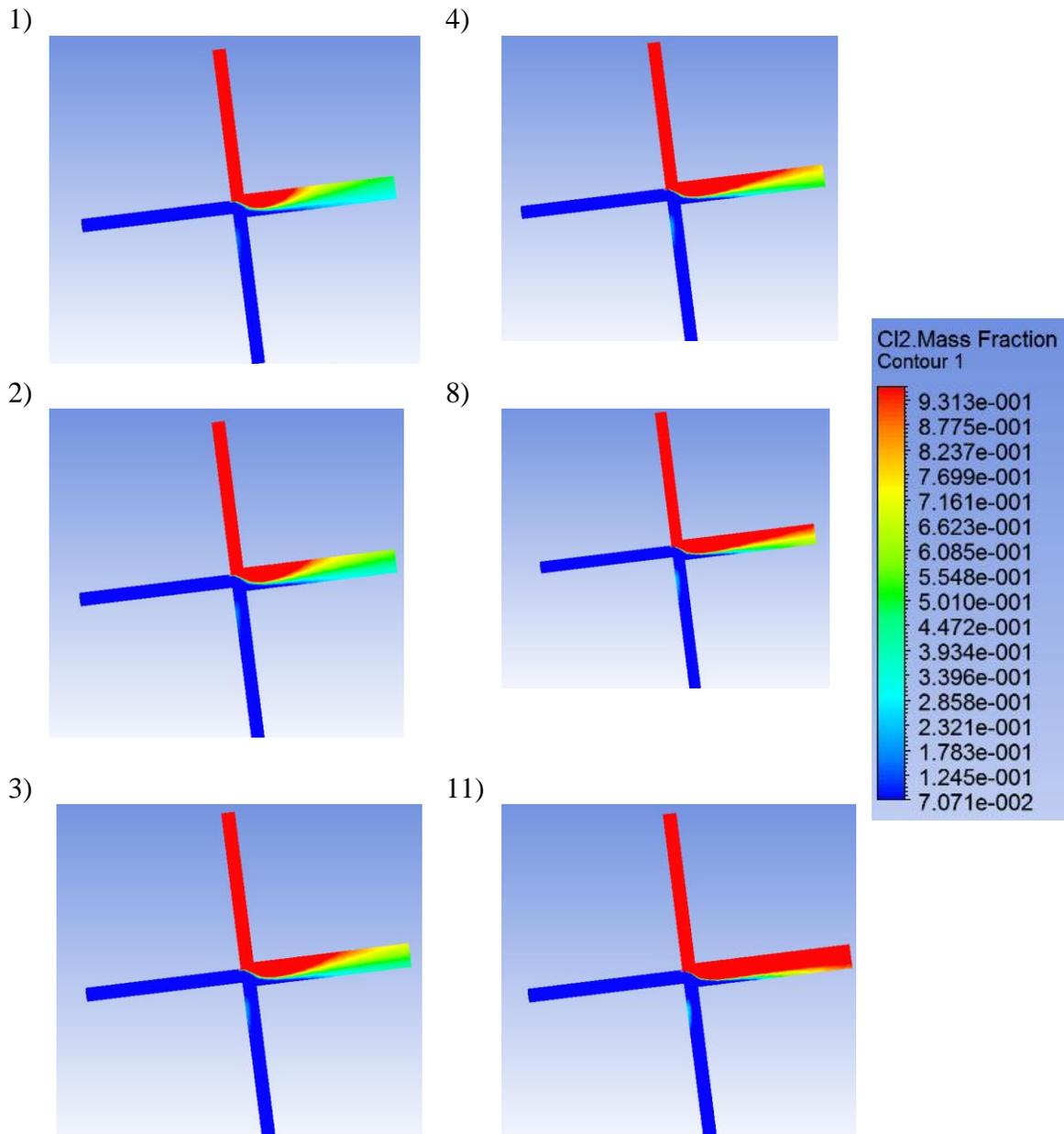
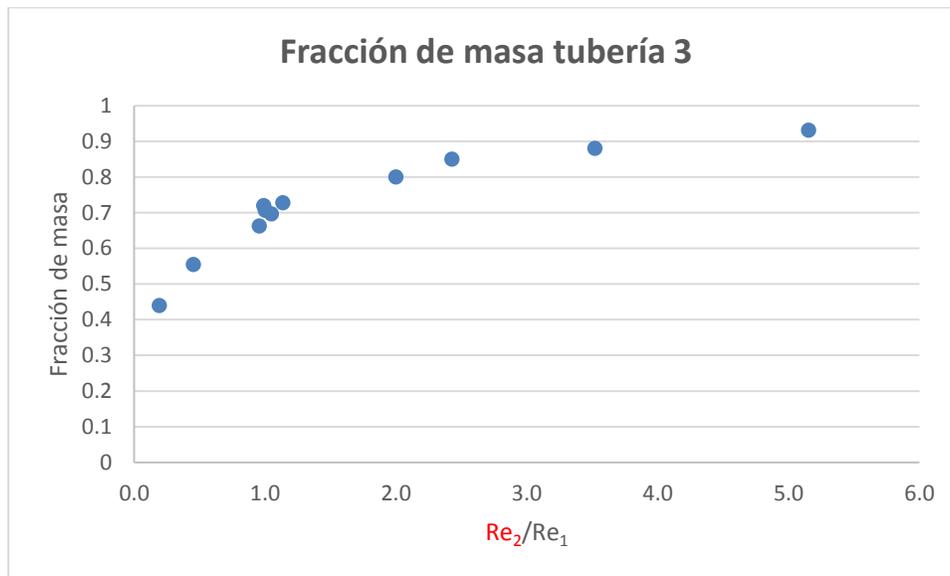


Figura 65. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración b).

Con los valores reportados en la Tabla 2 se obtuvo la siguiente gráfica:



Gráfica 2. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración b).

Se puede observar que a medida que aumenta la relación del número de Reynolds, la fracción de masa que se desvía por la tubería adyacente a la del trazador, también aumenta.

6.3. Modelación configuración cruz con tubería de entrada de 1.5”

La geometría de esta configuración consiste en una cruz donde las dos tuberías de salida y una de las tuberías de entrada tienen un diámetro de 1” y la otra tubería de entrada tiene un diámetro de 1.5”; la tubería de mayor diámetro es la que lleva el trazador. La longitud de todas las tuberías en el modelo físico es de 40 cm; sin embargo, para el modelo computacional se utilizó una longitud de 90 cm con el fin de asegurar que los perfiles de velocidades en las tuberías se desarrollen completamente antes de llegar a la intersección. A continuación se muestra la imagen del dominio:

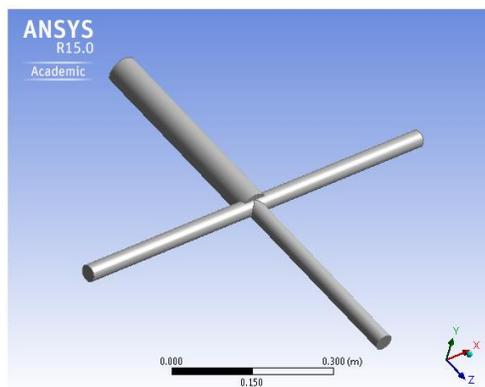


Figura 66. Geometría configuración c).

Una vez teniendo la geometría y el dominio definidos, se procede a crear la malla. Para este caso, se creó una maya con celdas de forma tetraédrica en la cual se incluyen 8600 nodos y 37631 elementos, teniendo en cuenta el refinamiento de la malla en la intersección.

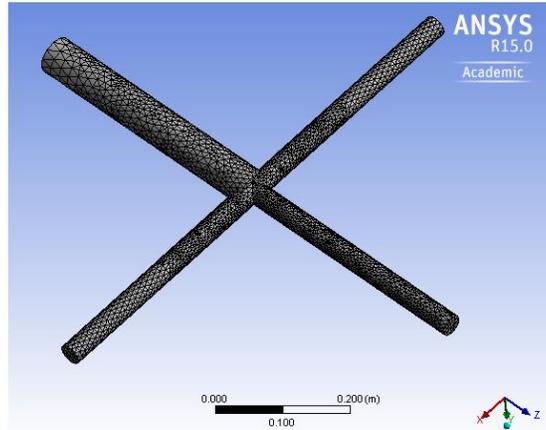


Figura 67. Malla configuración c).

Después de realizar el mallado, se procedió a realizar el procesamiento de los datos en donde se obtuvieron resultados como el siguiente:

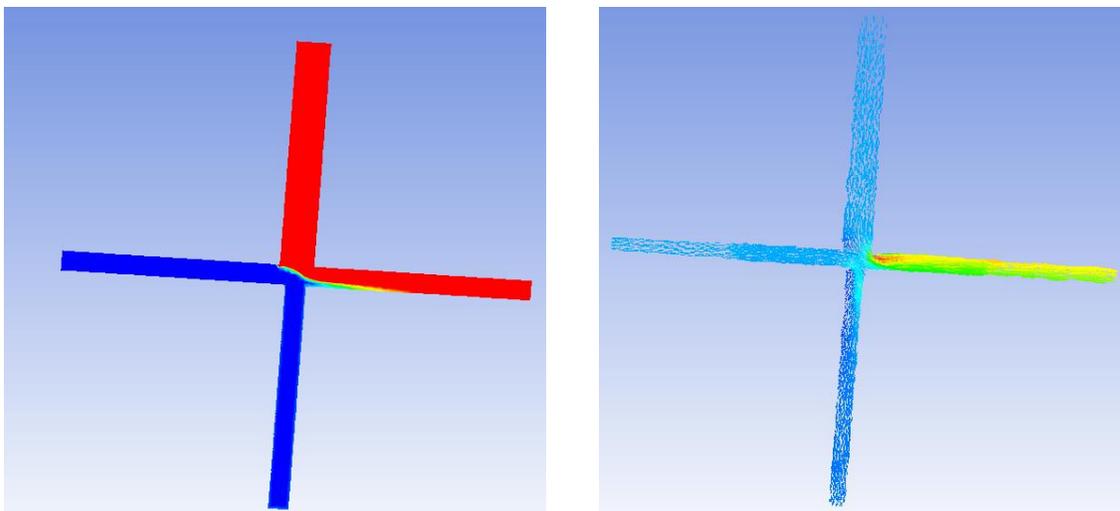


Figura 68. Resultados en CFD de la configuración c).

Se cambiaron las condiciones de frontera para la velocidad en las tuberías de entrada de tal forma que para diferentes relaciones de números de Reynolds se tuvieran los resultados de la fracción de masa de cloro en la tubería 3. A continuación se muestra una tabla con la fracción de masa obtenida para diferentes relaciones de números de Reynolds.

Tabla 3. Resultados en CFD de la configuración c).

CFD			
Simulación	Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Fracción de masa tubería 3
1	0.1	1.0	0.3
2	0.3	1.0	0.5
3	0.5	1.0	0.8
4	0.7	1.0	0.82
5	1	1.0	0.85
6	1.3	1.0	0.87
7	1.5	1.0	0.89

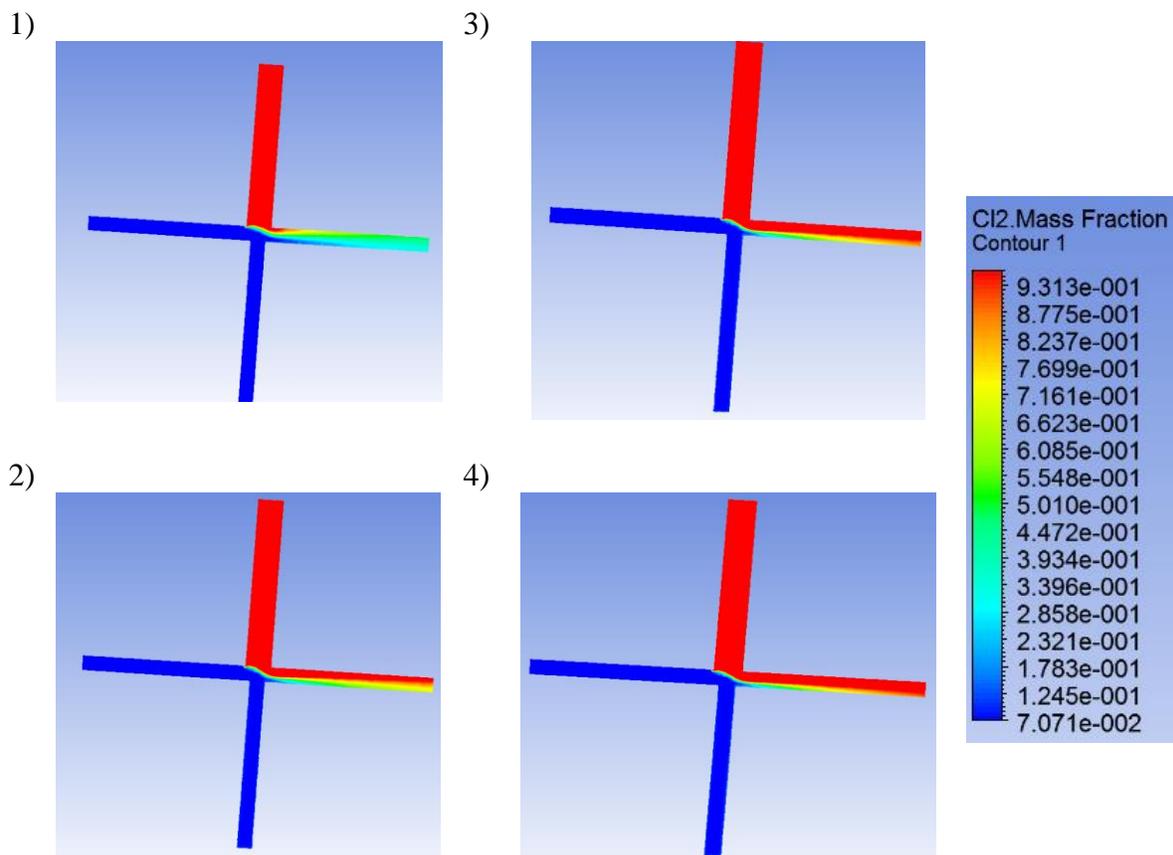
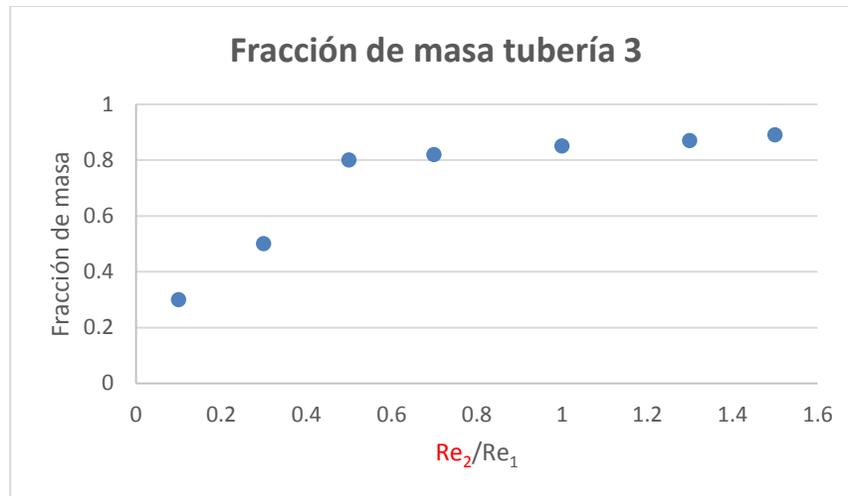


Figura 69. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración c).
 Con los valores reportados en la Tabla 3 se obtuvo la siguiente gráfica:



Gráfica 3. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración c).

Como se puede observar en la gráfica, la fracción de masa de cloro que se dirige hacia la tubería tres aumenta a medida que aumenta la relación entre los números de Reynolds de las tuberías de entrada.

6.4. Modelación configuración doble tee (L/d=14)

La geometría de esta configuración consiste en una doble tee donde todas las tuberías tienen un diámetro de 1". La longitud entre las uniones es de 50 cm, lo que corresponde a una relación de L/d de 14. El resto de la modelación se realizó de la misma manera que en la configuración en cruz.

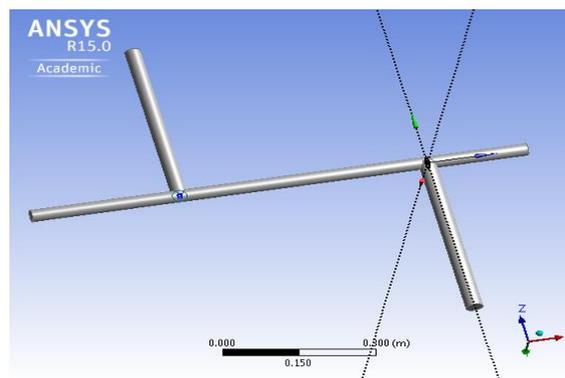


Figura 70. Geometría configuración d).

Una vez teniendo la geometría y el dominio definidos, se procede a crear la malla. Para este caso, se creó una maya con celdas de forma tetraédrica en la cual se incluyen 15830 nodos y 70940 elementos, teniendo en cuenta el refinamiento de la malla en la intersección.

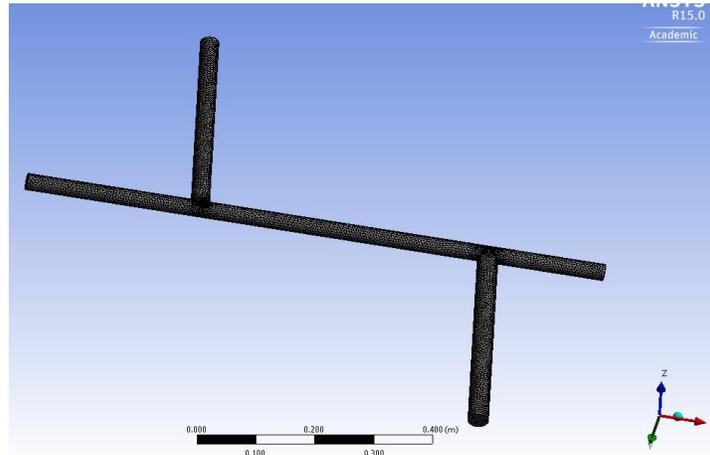


Figura 71. Malla de configuración d).

Después de realizar el mallado, se procedió a realizar el procesamiento de los datos donde se obtuvieron resultados como el siguiente:

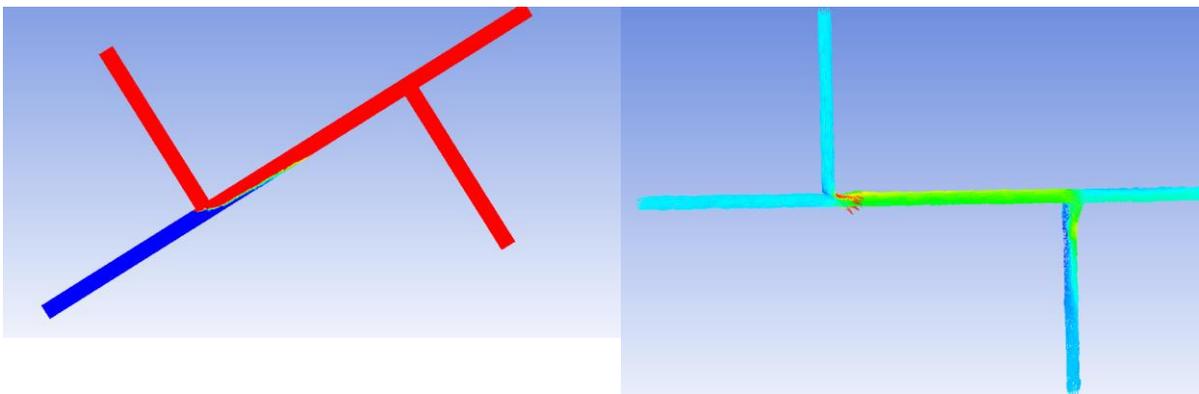


Figura 72. Resultados en CFD de la configuración d).

Se cambiaron las condiciones de frontera para la velocidad en las tuberías de entrada de tal forma que para diferentes relaciones de números de Reynolds se tuvieran los resultados de la fracción de masa de cloro en la tubería 3. A continuación se muestra una tabla con la fracción de masa obtenida para diferentes relaciones de números de Reynolds. Los resultados resaltados son los correspondientes a las imágenes.

Tabla 4. Resultados en CFD de la configuración d).

CFD			
Simulación	Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Fracción de masa tubería 3
1	0.1	1.0	0.489
2	0.3	1.0	0.499
3	0.5	1.0	0.501
4	0.8	1.0	0.501
5	1	1.0	0.502
6	1.3	1.0	0.502
7	1.5	1.0	0.51

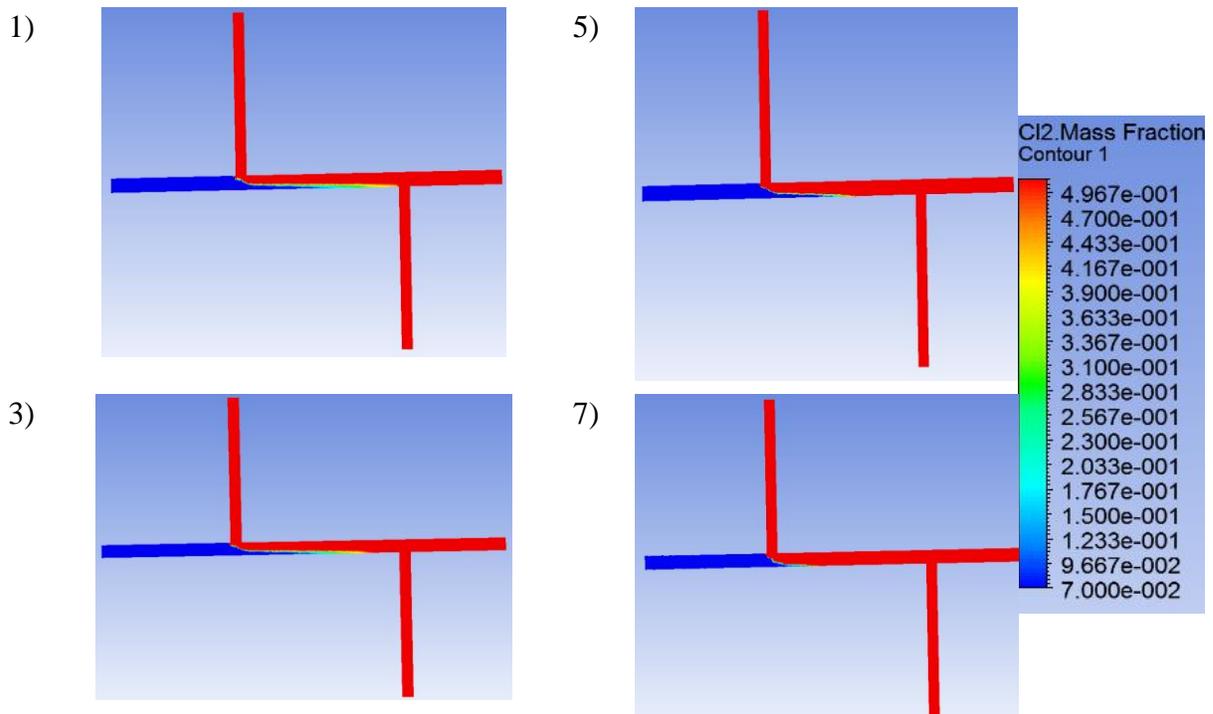
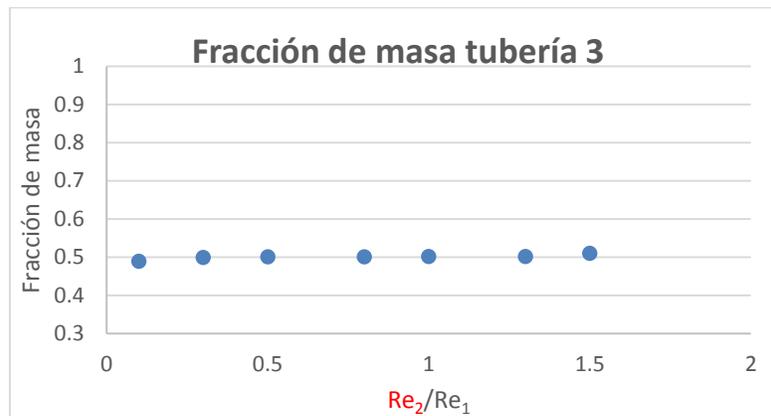


Figura 73. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración d).

Con los valores reportados en la Tabla 4 se obtuvo la siguiente gráfica:



Gráfica 4. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración d).

Para este caso, se puede observar que la fracción de masa es prácticamente constante y se aproxima a 0.5 independientemente de la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada. Esto quiere decir que para todas las relaciones de flujo medidas se presente una mezcla completa.

6.5. Modelación configuración doble tee ($L/d=CFD$)

Con el fin de determinar la relación de longitud sobre diámetro que permitiera saber cuál es la longitud a partir de la cual la mezcla comienza a ser completa fue necesario realizar pruebas utilizando diferentes modelos en los que se varió la relación L/d y en donde se utilizó una relación de número de Reynolds en las tuberías de entrada de 1. Debido a que realizar este proceso en un modelo físico resultaba costoso y los recursos temporales no eran suficientes, se decidió realizar estas simulaciones en ANSYS. Una vez que se encontró cuál es la relación L/d que cumple el criterio de mezcla completa se realizaron las pruebas en el laboratorio para comprobar dichos resultados. Por lo tanto las configuraciones que se probaron utilizando CFD consistieron en una doble tee donde todas las tuberías tienen un diámetro de 1" y la longitud de las tuberías es de 90 cm para garantizar que el perfil de velocidades se desarrolle completamente antes de llegar a la intersección. En cuanto a la longitud entre las uniones tee, se simularon las siguientes relaciones L/d :

Tabla 5. Configuraciones doble tee modeladas en CFD.

Configuraciones doble tee	L/d	L
1	2	0.068
2	2.5	0.085
3	3	0.102
4	5	0.17
5	10	0.34

Configuración doble tee 1 ($L/d=2$): Fracción de masa 0.78

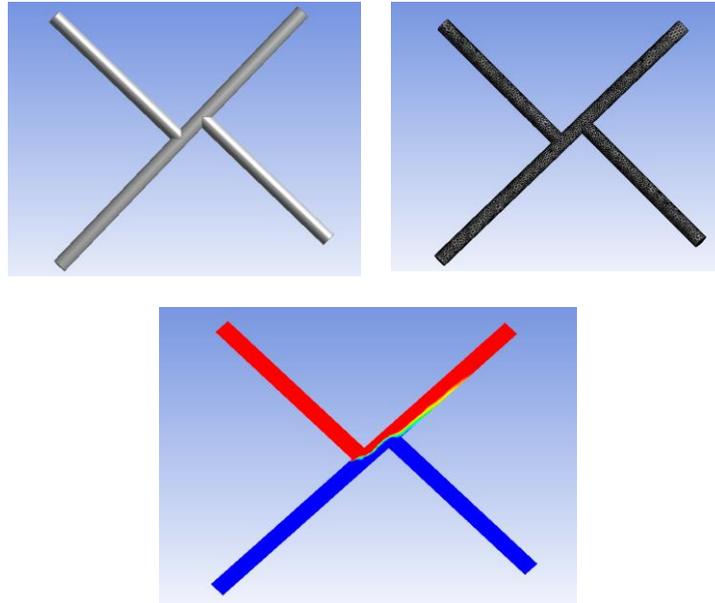


Figura 74. Resultados CFD configuración doble tee ($L/d=2$).

Configuración doble tee 2 ($L/d=2.5$): Fracción de masa 0.72

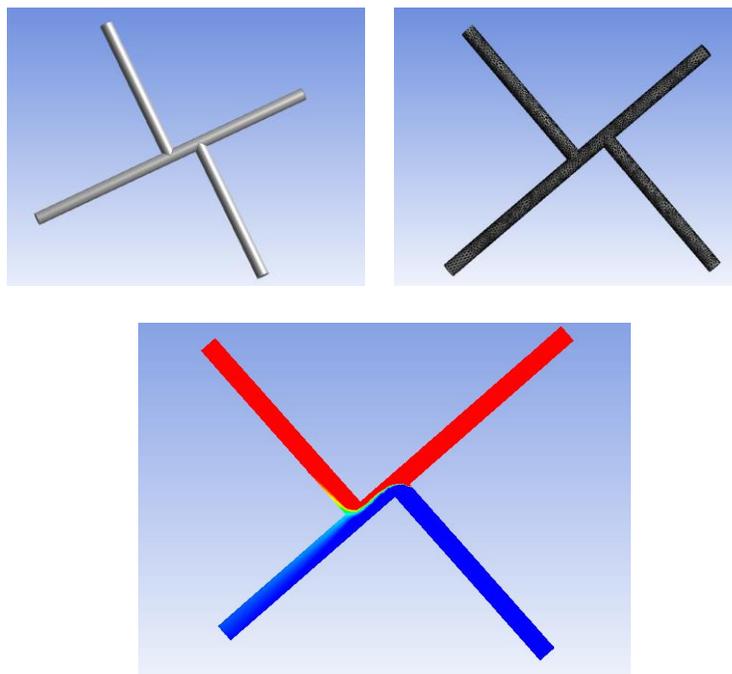


Figura 75. Resultados CFD configuración doble tee ($L/d=2.5$).

Configuración doble tee 3 ($L/d=3$): Fracción de masa 0.65

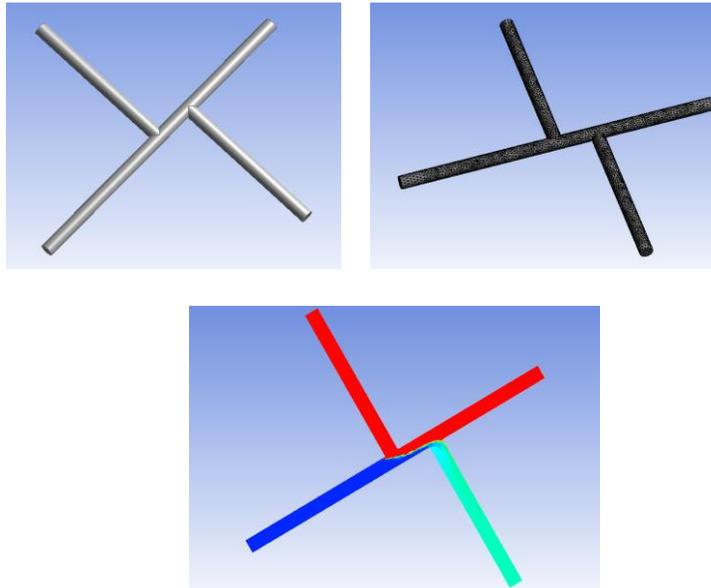


Figura 76. Resultados CFD configuración doble tee ($L/d=3$).

Configuración doble tee 4 ($L/d=5$): Fracción de masa 0.501

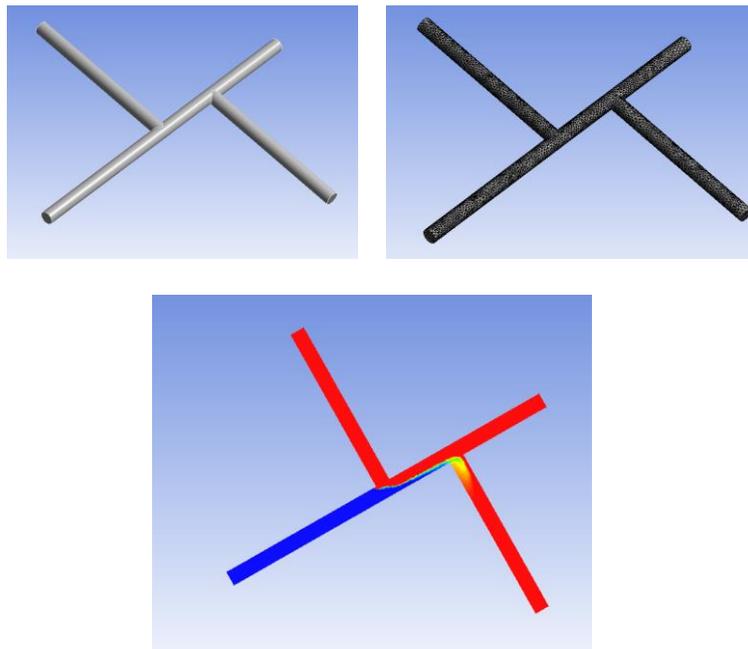


Figura 77. Resultados CFD configuración doble tee ($L/d=5$).

Configuración doble tee 5 ($L/d=10$): Fracción de masa 0.503

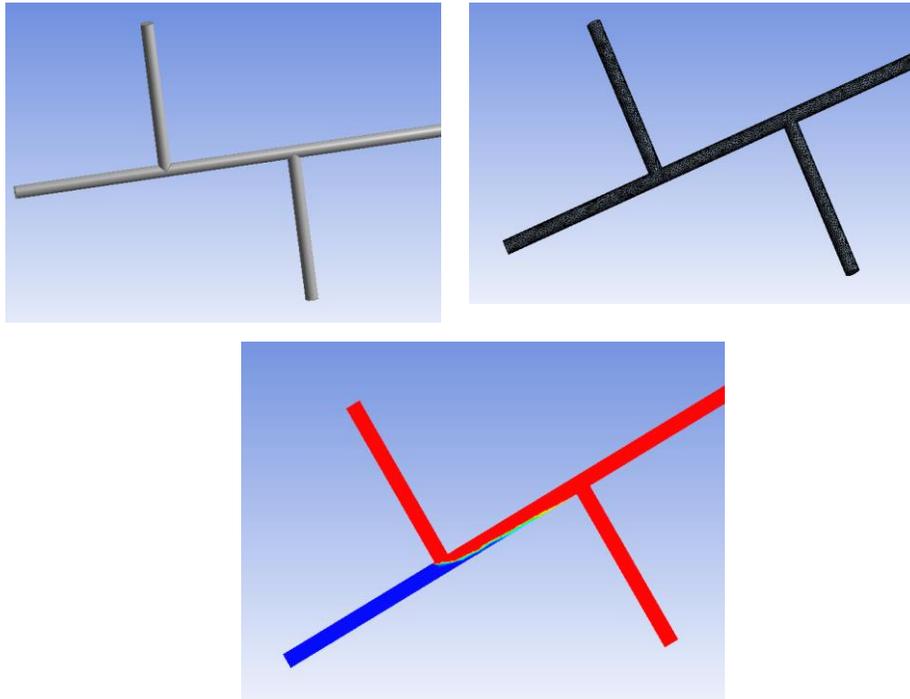


Figura 78. Resultados CFD configuración doble tee ($L/d=10$).

De acuerdo con los resultados presentados anteriormente, se determinó que la relación L/d a partir de la cual comienza la mezcla completa se encuentra entre 3 y 5. Por lo tanto, se probaron varias configuraciones entre estas relaciones L/d y se encontró que la relación que cumple el criterio de mezcla completa es 3.7. A continuación se muestran los resultados obtenidos para esta longitud.

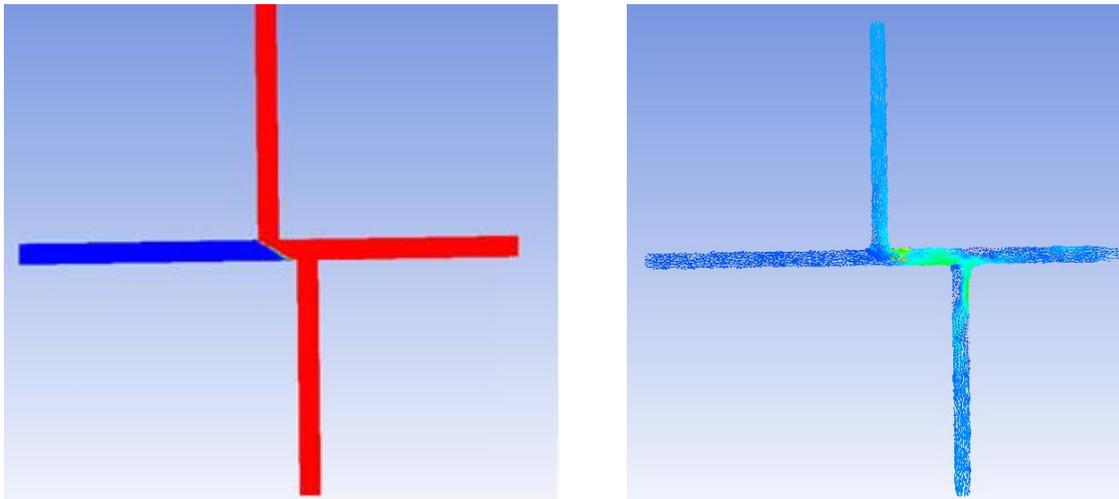


Figura 79. Resultados en CFD de la configuración e).

Tabla 6. Resultados en CFD de la configuración e).

CFD			
Simulación	Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Fracción de masa
1	0.3	1.0	0.49
2	0.5	1.0	0.501
3	0.8	1.0	0.502
4	1	1.0	0.503
5	1.3	1.0	0.504
6	1.6	1.0	0.51
7	1.8	1.0	0.511
8	2	1.0	0.513
9	2.3	1.0	0.535

A continuación se presentan los resultados obtenidos para algunas simulaciones en CFD:

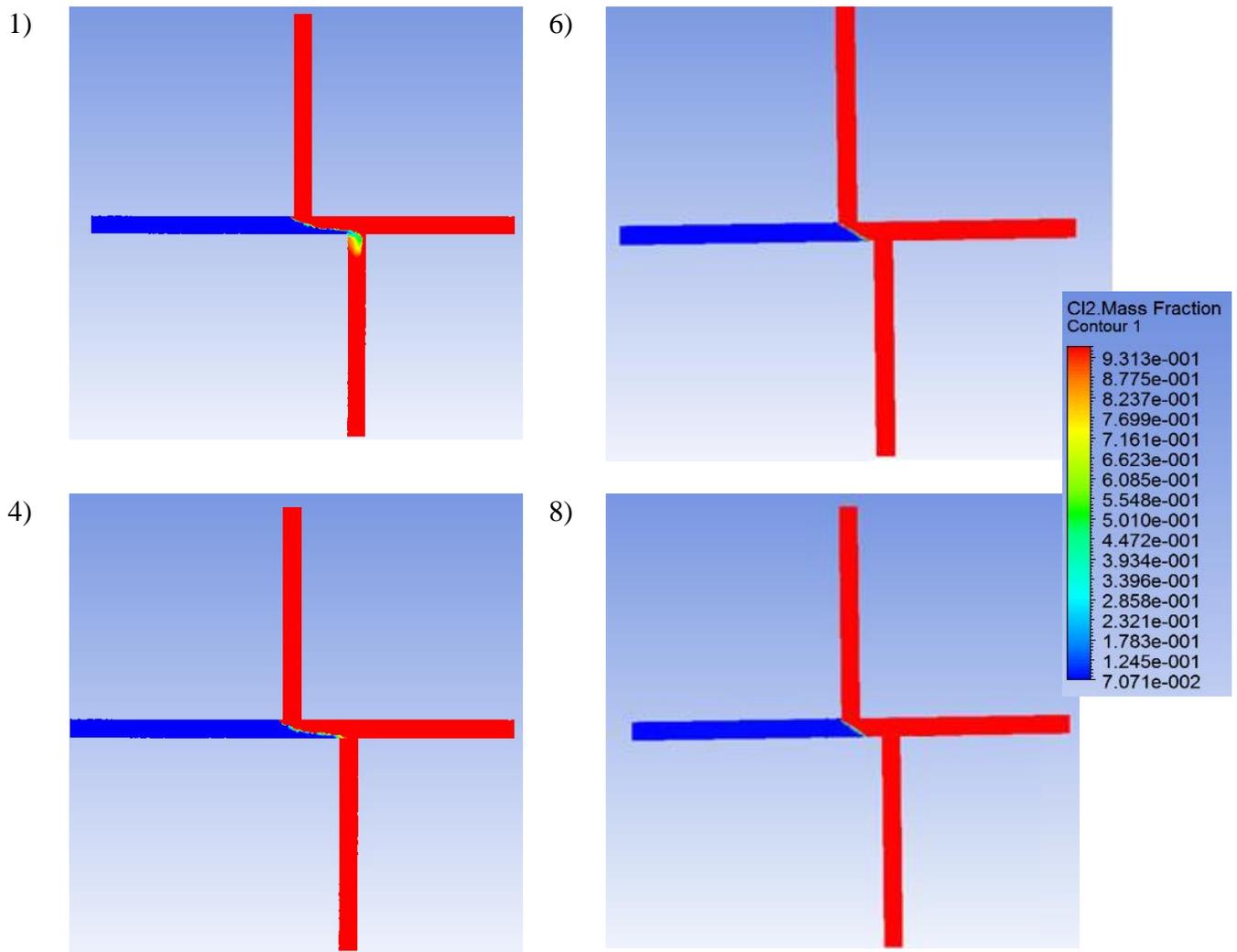
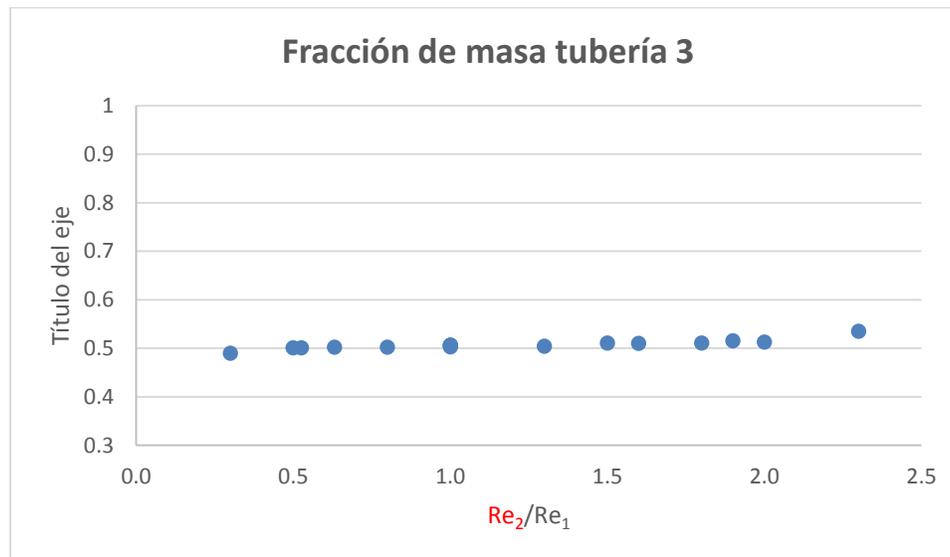


Figura 80. Resultados en CFD correspondientes al número de simulación para la configuración e).

Con los valores reportados en la Tabla 6 se obtuvo la siguiente gráfica:



Gráfica 5. Resultados en CFD para la Fracción de masa de la configuración e).

Como era de esperarse, para esta configuración la fracción de masa se aproxima a 0.5 para todas las relaciones de número de Reynolds modeladas; pero se puede ver que para las relaciones mayores existe una tendencia mínima a aumentar. Esto quiere decir que cuando la velocidad en la tubería 2 es mucho más grande que la velocidad en la tubería 1, se puede alcanzar un valor de fracción de masa mayor a 0.55. Sin embargo, este tipo de relación de flujo es muy difícil que se presente en una red de distribución de agua potable real.

7. Resultados de la modelación física

7.1. Resultados con trazador Permanganato de Potasio

Durante los ensayos se llevó a cabo una variación aleatoria de los caudales de entrada para observar de qué manera se veía afectada la mezcla en la intersección de acuerdo con los flujos de entrada. Estos procesos de mezcla se podían observar fácilmente, por lo tanto se tomaron videos y fotografías en diferentes instantes de tiempo. Utilizando estas fotografías se realizó un análisis de imagen el cual consiste en medir la intensidad de color rojo en las tuberías y relacionar estos valores con la fracción de masa del trazador en las tuberías de salida respectivas.

Para saber si era adecuado suponer que la intensidad de color es proporcional a la concentración del trazador, se realizó una revisión bibliográfica en donde se encontró un estudio que presenta una metodología de análisis de imagen para la determinación de la concentración de trazadores conservativos y contaminantes en un modelo de red de vidrio poroso en dos dimensiones. Se utilizaron trazadores de uranina y de color rojo (Chrysiopoulos, Plega, & Katzourakis, 2011).

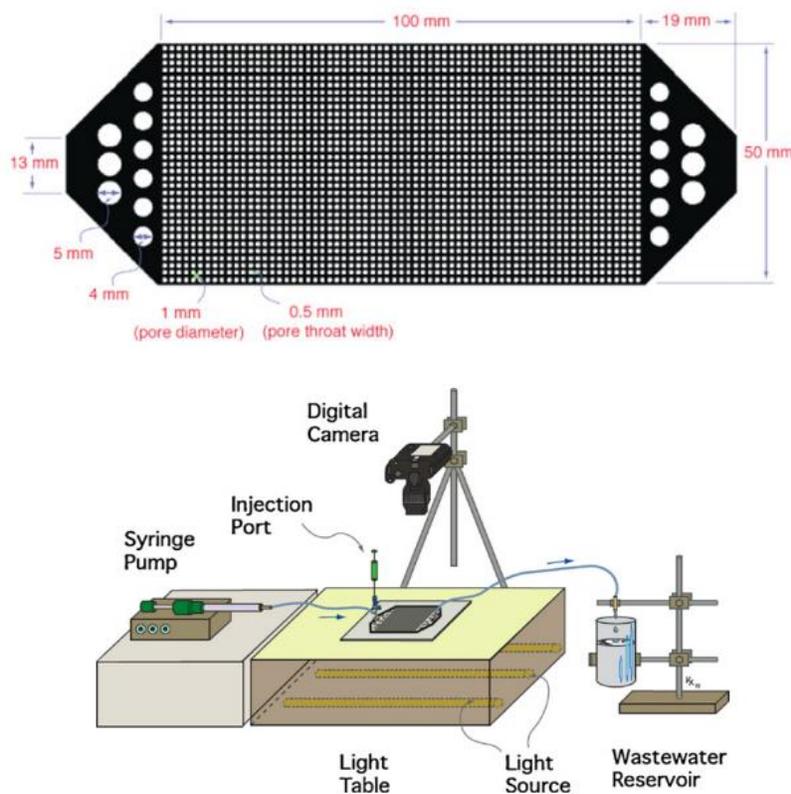


Figura 81. Montaje experimental análisis de imagen (Chrysiopoulos, Plega, & Katzourakis, 2011).

La técnica de determinación de concentración no invasiva se utilizó para analizar la migración y la difusión del color. Para cada experimento se capturaron fotografías instantáneas con una cámara digital en un intervalo de tiempo preseleccionado. Para cada imagen separaron los componentes de rojo, verde y azul. Analizando la relación entre la intensidad de rojo y lo concentración, se determinó que ésta es proporcional.

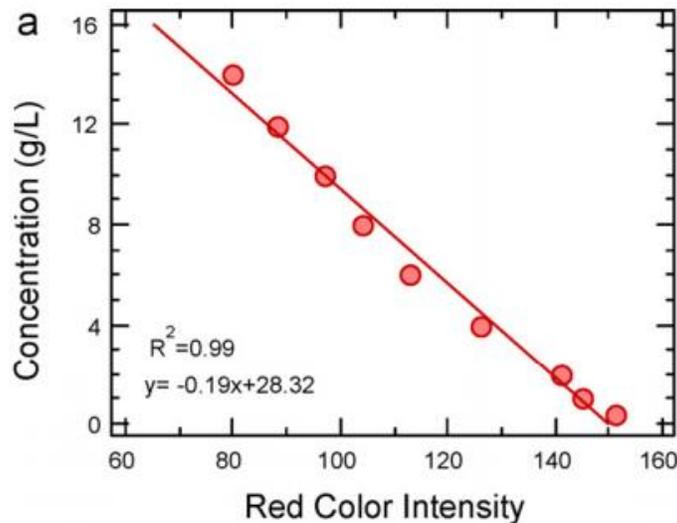


Figura 82. Resultados de relación de concentración e intensidad de color rojo (Chrysikopoulos, Plega, & Katzourakis, 2011).

Como lo muestra el estudio, es importante realizar una curva de calibración en la cual se determine la constante de proporcionalidad entre la concentración y la intensidad de rojo.

A partir de lo anterior, se buscó una forma de analizar las imágenes de una manera estandarizada con el fin de que los resultados entre las diferentes configuraciones sean consistentes. Por consiguiente los videos y las fotografías se tomaron con una cámara profesional en donde se configuró la apertura del lente a 5.6 f y la velocidad de captura a 1/125 de segundo. Estas imágenes se analizaron utilizando el programa ImageJ. Este es un programa de procesamiento de imagen digital programado en Java y desarrollado en el National Institutes of Health. ImageJ fue diseñado con una arquitectura abierta que proporciona extensibilidad vía plugins Java y macros (ImageJ, 2011). Para este estudio, se utilizó ImageJ para calcular el área y las estadísticas de valor de píxel y la intensidad de objetos de umbral. Es decir, a partir de un umbral definido, el programa calcula la intensidad de rojo en las tuberías del modelo.

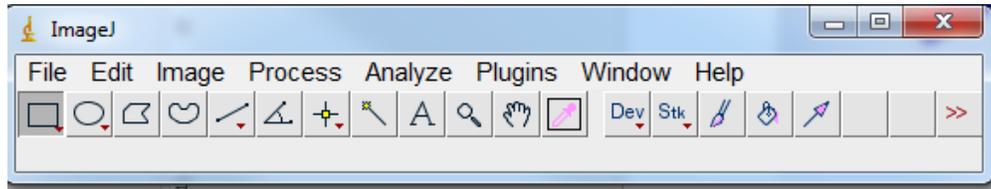


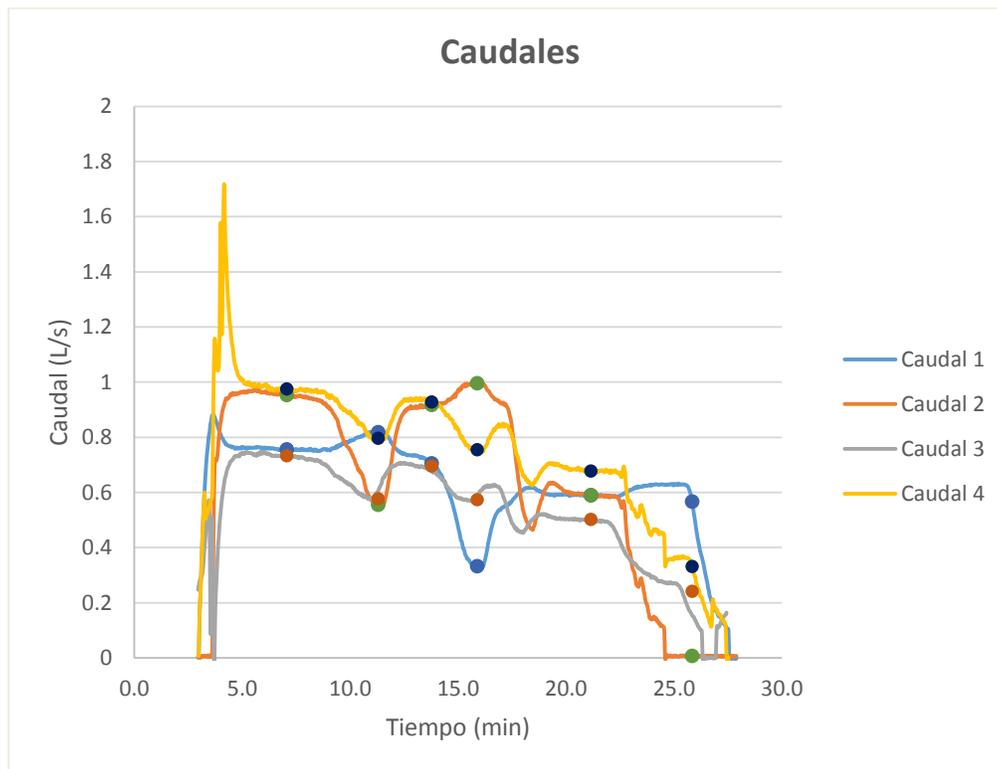
Figura 83. Interfaz y definición del umbral de color de las imágenes en ImageJ.

El análisis para establecer la relación entre la fracción de masa del trazador y la intensidad de rojo y saber la fracción de masa en las tuberías de salida, se realizó una interpolación, asignando el valor de 1 a la intensidad de rojo determinada para la tubería 2.

Los resultados para las configuraciones estudiadas se muestran a continuación.

7.1.1. Configuración cruz con tuberías de 1”

A continuación se muestra la gráfica que relaciona los caudales medidos en todas las tuberías para esta configuración. Dentro del periodo de simulación se escogieron instantes de tiempo para analizar; en la tabla se muestran estos tiempos y la información correspondiente. Luego se muestran las imágenes capturadas en esos tiempos y posteriormente el análisis de umbral definido en ImageJ.



Gráfica 6. Caudales para configuración a) usando KMnO4.

Tabla 7. Escenarios de estudio para la configuración a).

Escenarios	Tiempo (min)	Caudal 1 (L/s)	Caudal 2 (L/s)	Caudal 3 (L/s)	Caudal 4 (L/s)
1	7.067	0.755	0.953	0.733	0.976
2	11.292	0.818	0.555	0.577	0.797
3	13.775	0.705	0.917	0.695	0.928
4	15.883	0.332	0.996	0.573	0.754
5	21.142	0.589	0.589	0.502	0.677
6	25.833	0.567	0.007	0.241	0.332

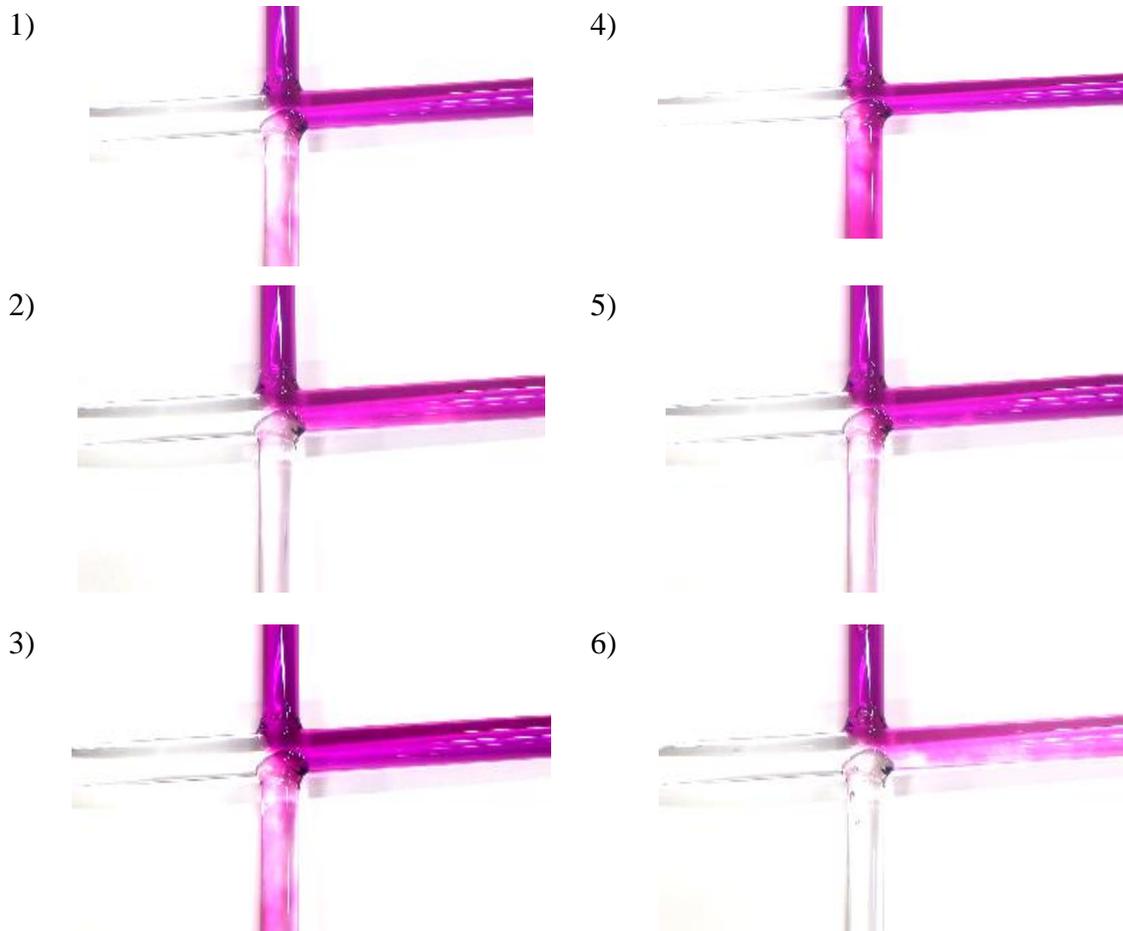


Figura 84. Resultados configuración a) usando $KMnO_4$.

Se puede observar que las imágenes de los Escenarios 1 y 3 son muy parecidos debido a que los flujos de las tuberías de entrada son relativamente parecidos y se puede ver que la mezcla es muy poca. Para el caso del Escenario 2 en donde el caudal de la tubería 1 es mayor al de la tubería 2, la interfaz incidente se inclina hacia la tubería 3 por lo tanto la masa del trazador se desvía de manera más notable hacia esta tubería. Por el contrario, en el Escenario 4 el caudal de la tubería 1 es menor al de la tubería 2 y la interfaz incidente se desplaza hacia la tubería 1, lo que permite que una mayor masa del trazador se dirija hacia la tubería 4.

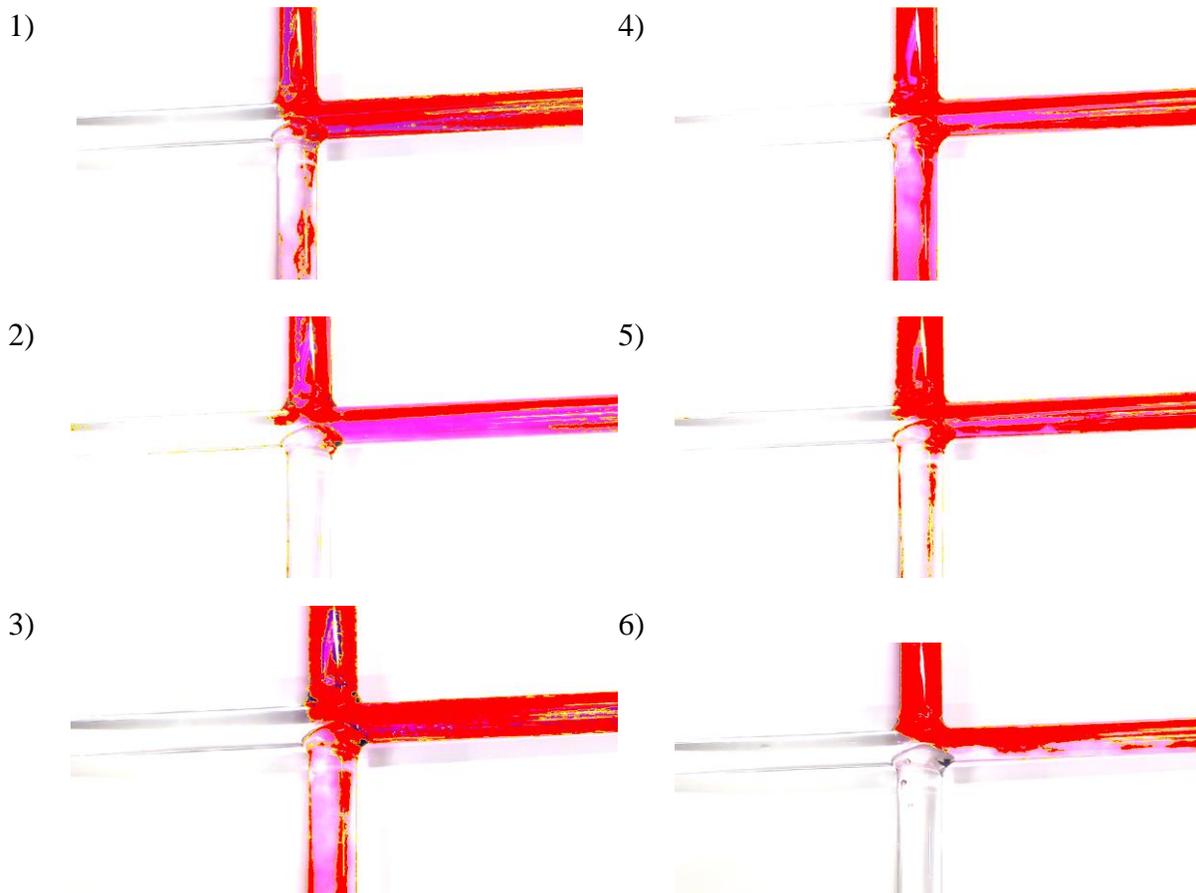
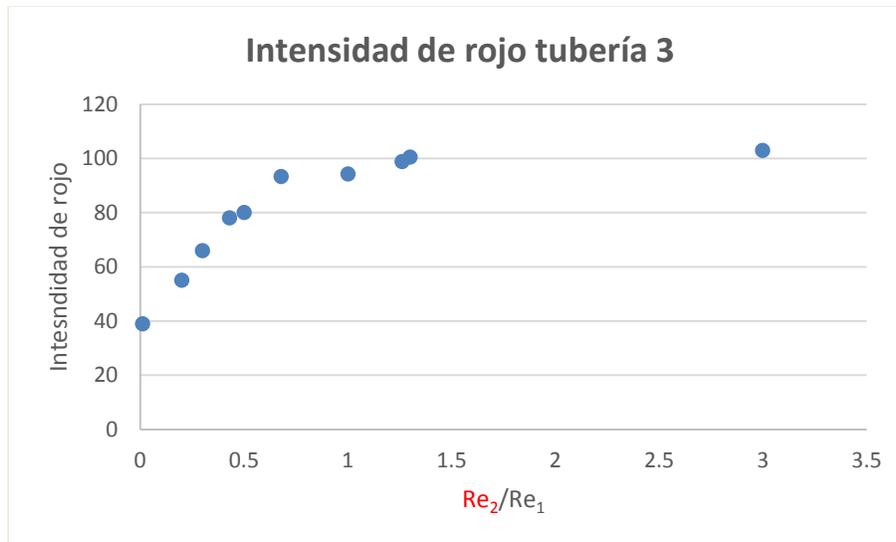


Figura 85. Análisis de imagen configuración a).

Con la información de los caudales se determinaron los números de Reynolds de cada tubería y luego se calculó la relación entre las tuberías de entrada para cada instante de tiempo, así como la intensidad de rojo obtenida en la tubería 3.

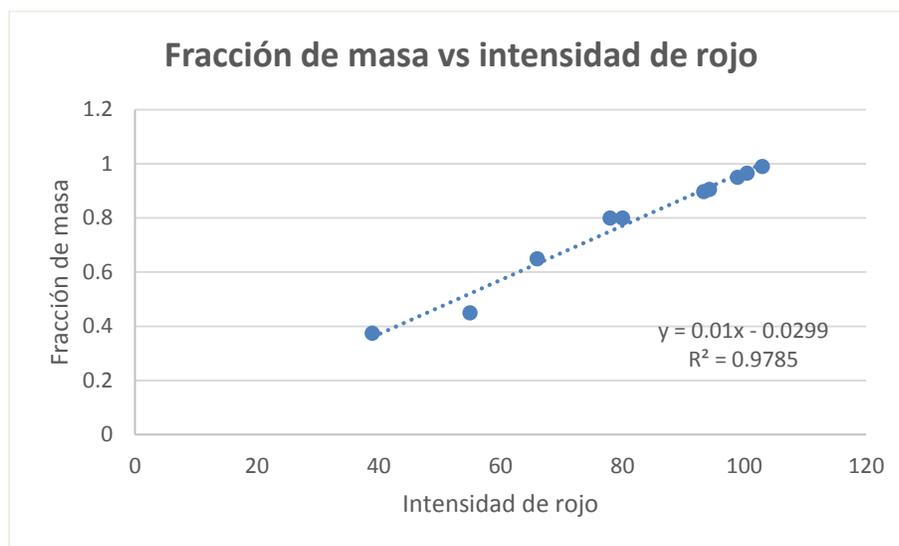
Tabla 8. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración a).

Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Intensidad de Rojo
1.26	0.75	98.88
0.67	0.72	93.35
1.30	0.75	100.46
2.99	0.76	102.96
1.00	0.74	94.26
0.01	0.73	38.95
0.50	0.74	80.00
0.30	0.75	66.00
0.20	0.75	55.00



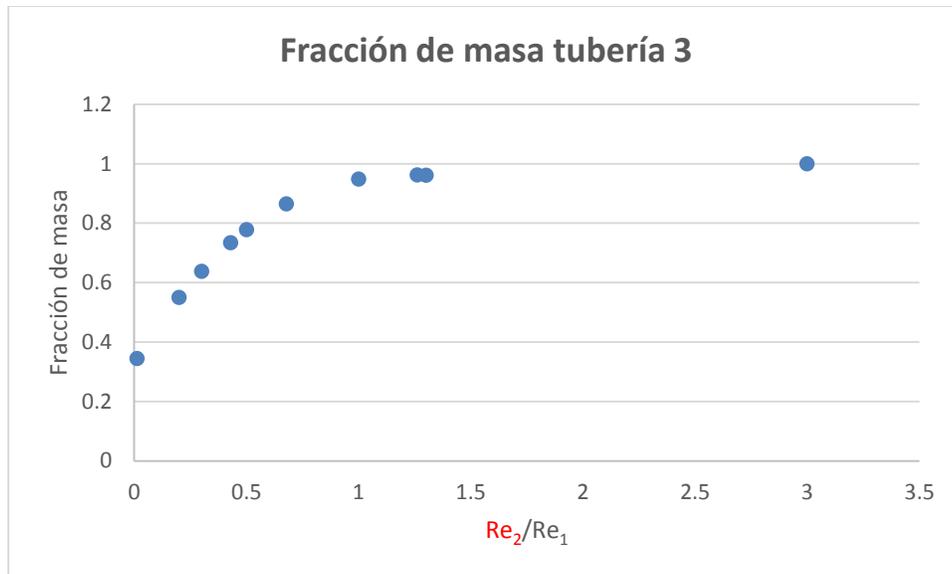
Gráfica 7. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración a).

Realizando la interpolación, se determina la relación entre la intensidad de rojo y la fracción de masa en la tubería 3.



Gráfica 8. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración a).

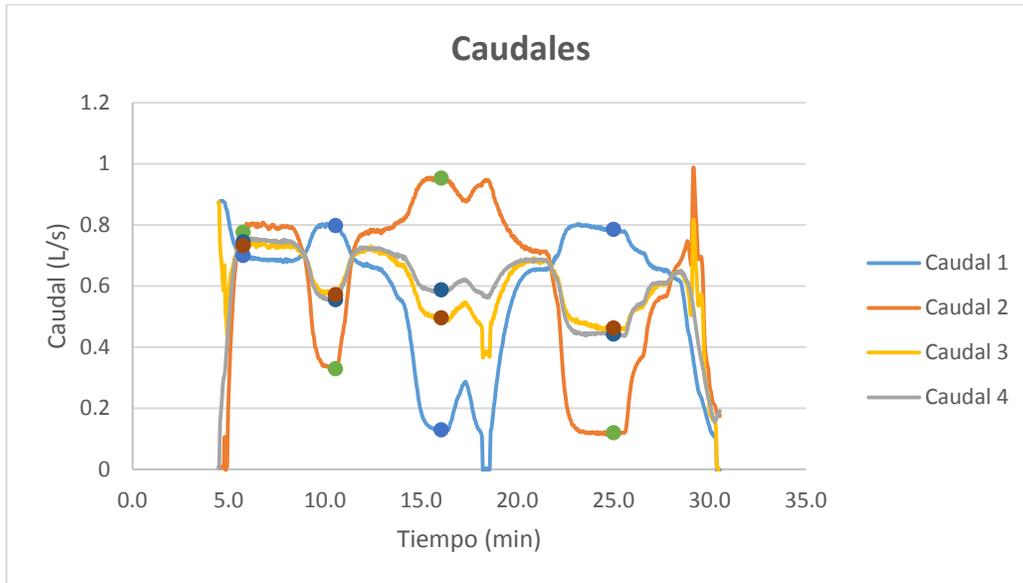
De acuerdo con la información presentada en las anteriores gráficas, se determinó el valor de la fracción de masa en la tubería 3, como función de la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada.



Gráfica 9. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración a).

7.1.2. Configuración cruz con una tubería de salida de 1.5'

Para este caso se escogieron 4 escenarios en donde se puede observar claramente la forma como influye el caudal sobre los procesos de mezcla. A continuación, se muestran las gráficas de la variación de caudales para cada tubería en función del tiempo, con los puntos que indican el momento en el que fueron tomadas las fotografías.

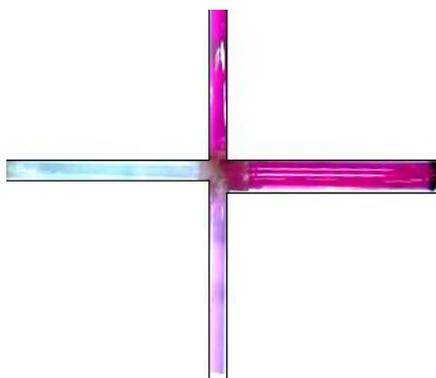


Gráfica 10. Caudales para configuración b) usando KMnO4.

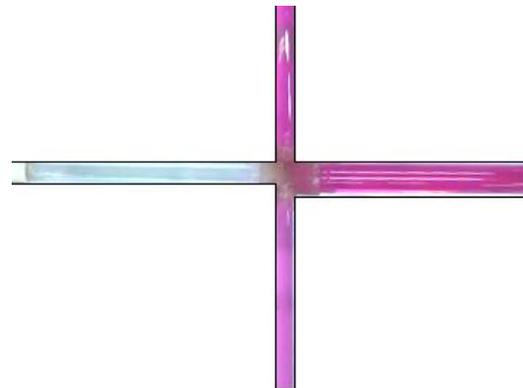
Tabla 9. Escenarios de estudio para la configuración b).

Escenario	Tiempo (min)	Caudal 1 (L/s)	Caudal 2 (L/s)	Caudal 3 (L/s)	Caudal 4 (L/s)
1	5.75	0.700	0.775	0.744	0.731
2	10.55	0.797	0.328	0.554	0.571
3	16.05	0.129	0.953	0.586	0.495
4	25	0.785	0.119	0.442	0.462

1)



3)



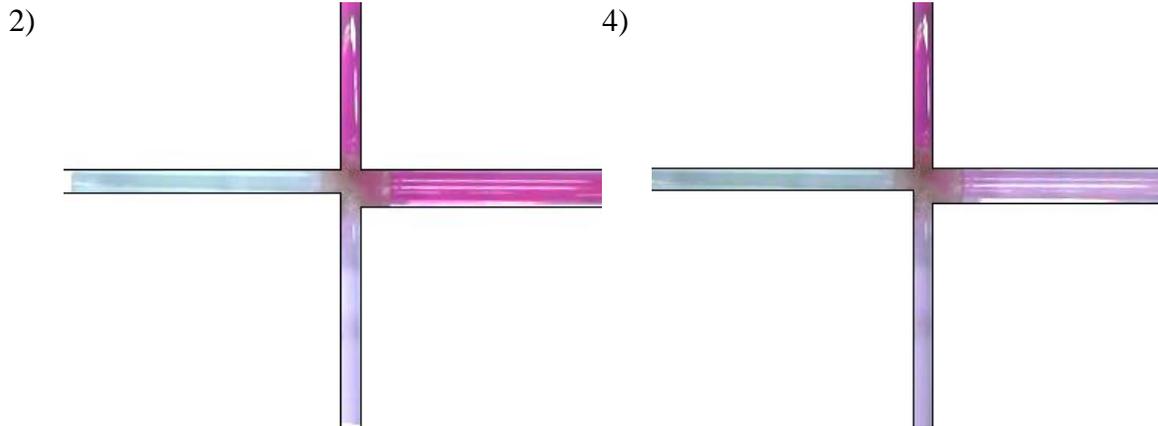
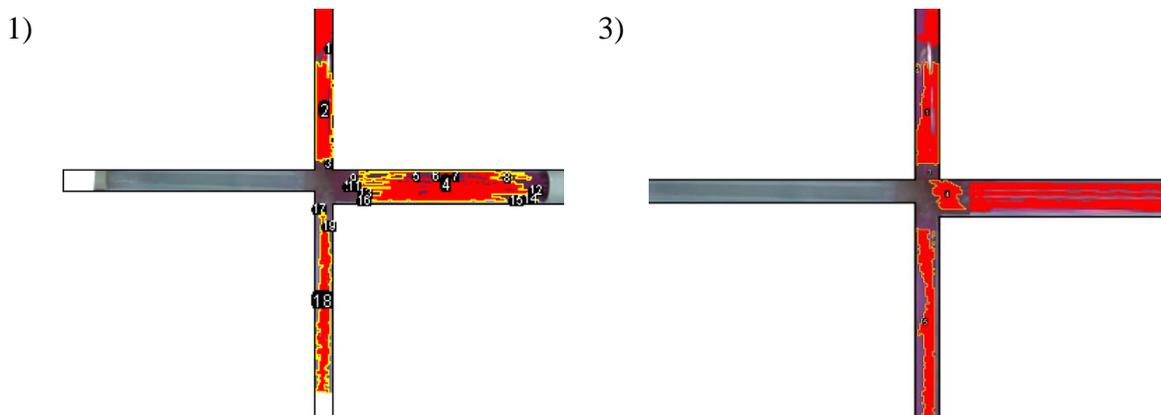


Figura 86. Resultados configuración b) usando $KMnO_4$.

Se puede observar que en los Escenarios 1 y 2, no es apreciable la diferencia a pesar de que los caudales son diferentes, en especial el caudal de la tubería 3. Sin embargo, para el Escenario 3, donde el caudal de la tubería 1 es mucho mayor al de la tubería 2, se puede apreciar que la concentración del trazador que se divide hacia la tubería 4, se reduce con respecto a los escenarios anteriores y se podría decir que se acerca a la mezcla completa. Se observa que la concentración no es tan alta debido a que el impulso predominante lo tiene la tubería que lleva el agua limpia.



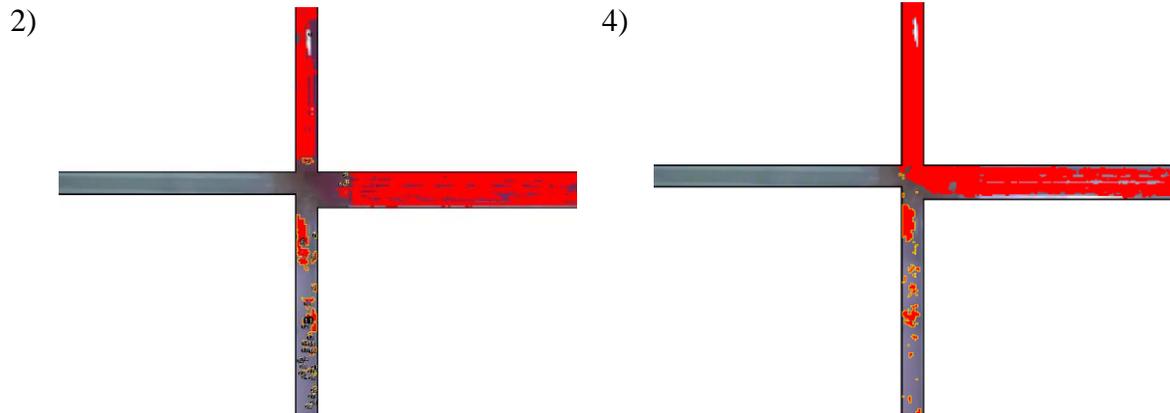
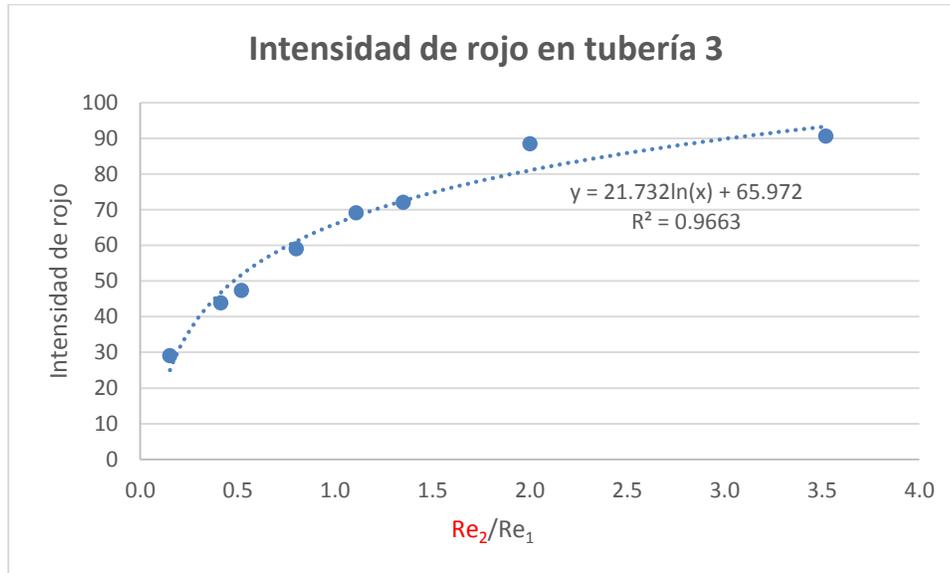


Figura 87. Análisis de imagen configuración b).

Con la información de los caudales se determinaron los números de Reynolds de cada tubería y luego se calculó la relación entre las tuberías de entrada para cada instante de tiempo, así como la intensidad de rojo obtenida en la tubería 3.

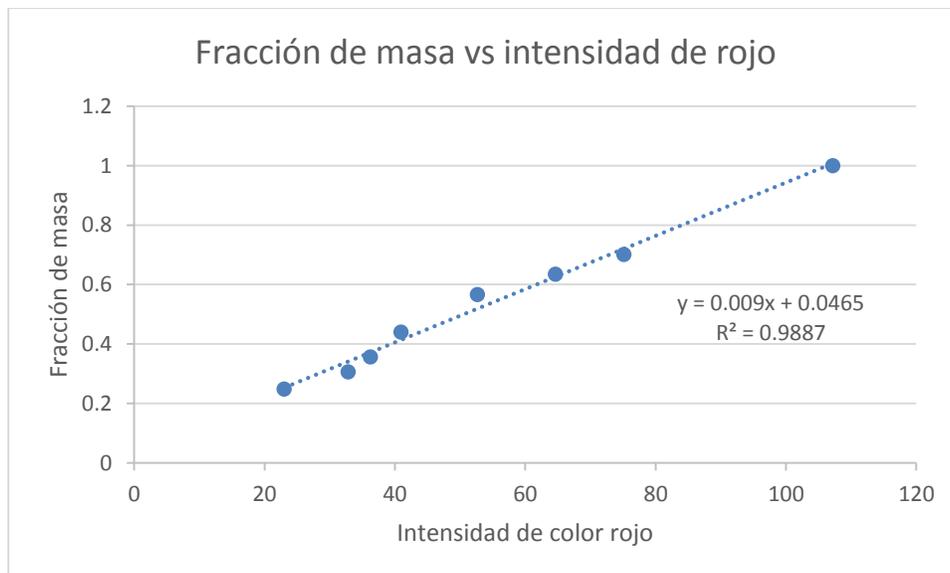
Tabla 10. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración b).

Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Intensidad de Rojo
1.10	1.01	69.15
0.41	0.97	43.90
3.52	1.18	90.59
0.15	0.95	29.02
2.11	0.98	88.48
0.80	1.2	59.04
0.52	1.1	47.35
1.35	0.94	72.10



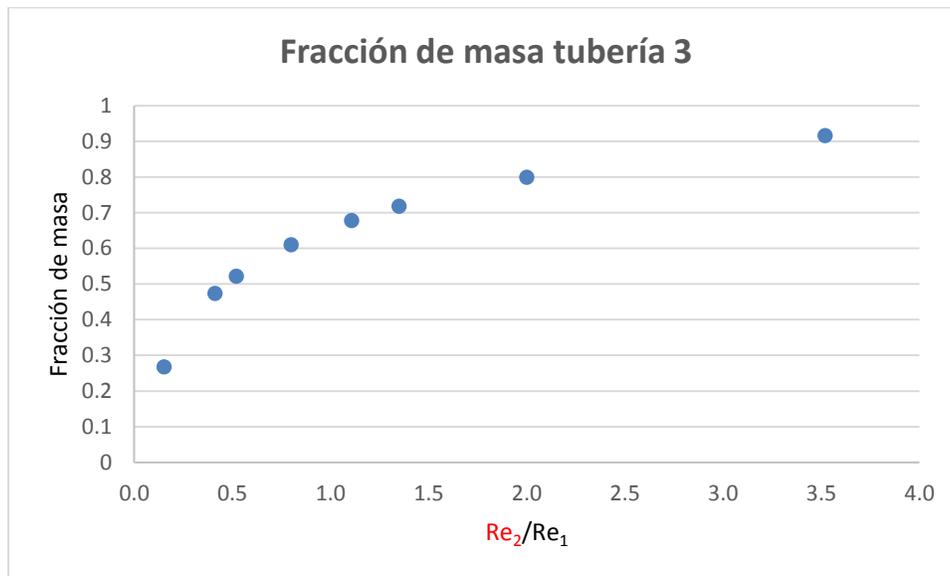
Gráfica 11. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración b).

Realizando la interpolación, se determina la relación entre la intensidad de rojo y la fracción de masa en la tubería 3.



Gráfica 12. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración b).

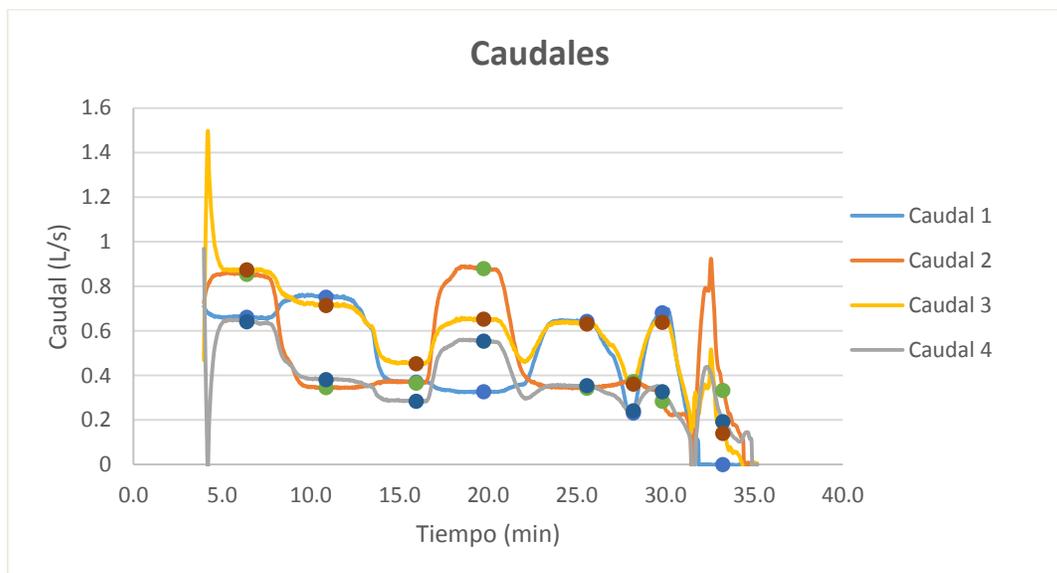
De acuerdo con la información presentada en las anteriores gráficas, se determinó el valor de la fracción de masa en la tubería 3, como función de la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada.



Gráfica 13. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración b).

7.1.3. Configuración cruz con tubería de entrada de 1.5”

Para este caso se escogieron 4 escenarios en donde se puede observar claramente la forma como influye el caudal sobre los procesos de mezcla. A continuación, se muestran las gráficas de la variación de caudales para cada tubería en función del tiempo, con los puntos que indican el momento en el que fueron tomadas las fotografías.



Gráfica 14. Caudales para configuración c) usando $KMnO_4$.

Tabla 11. Escenarios de estudio para la configuración c).

Escenarios	Tiempo (min)	Caudal 1 (L/s)	Caudal 2 (L/s)	Caudal 3 (L/s)	Caudal 4 (L/s)
1	6.383	0.661	0.855	0.874	0.642
2	10.850	0.751	0.346	0.715	0.382
3	15.933	0.370	0.367	0.453	0.284
4	19.750	0.327	0.880	0.653	0.554

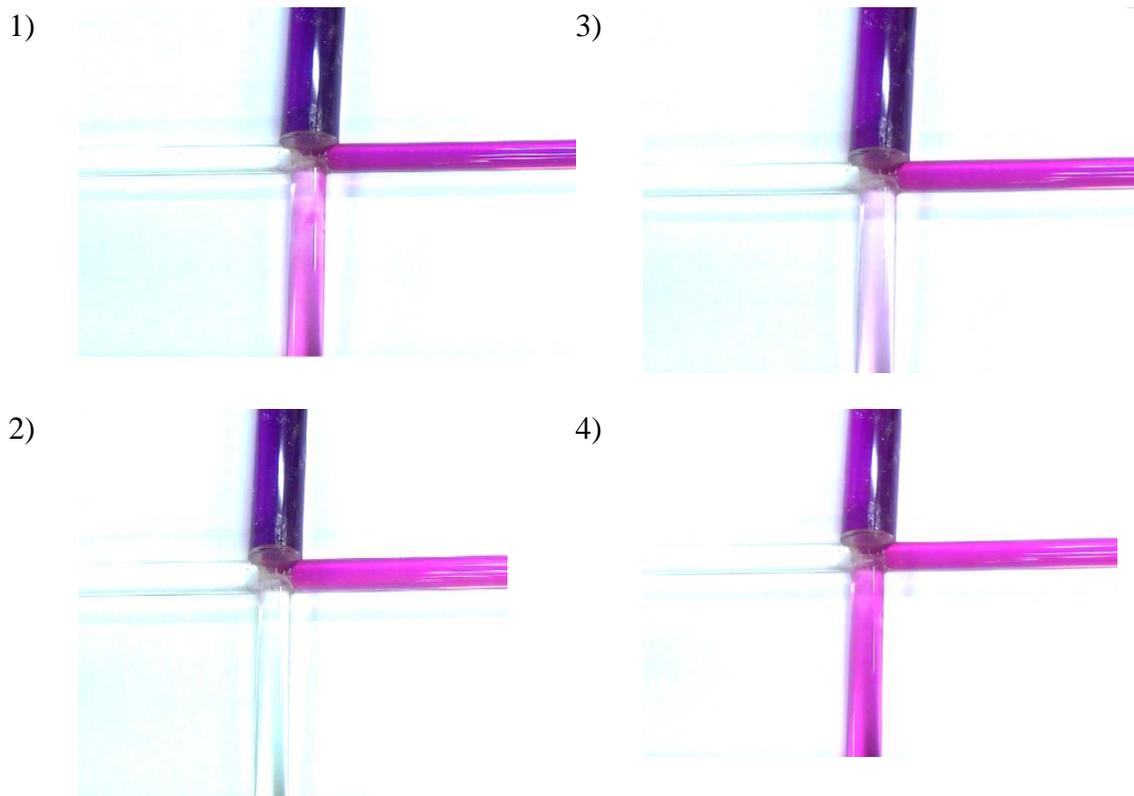


Figura 88. Resultados configuración c) usando KMnO4.

Con estas imágenes se puede clasificar el Escenario 2 como uno crítico ya que la mezcla es mínima; esto se presenta cuando el caudal de la tubería 2 es menos al de la tubería 1. Por el contrario, en el Escenario 4, donde el caudal de la tubería 2 es mayor al de la tubería 1, existe una mayor proporción de masa en la tubería 4.

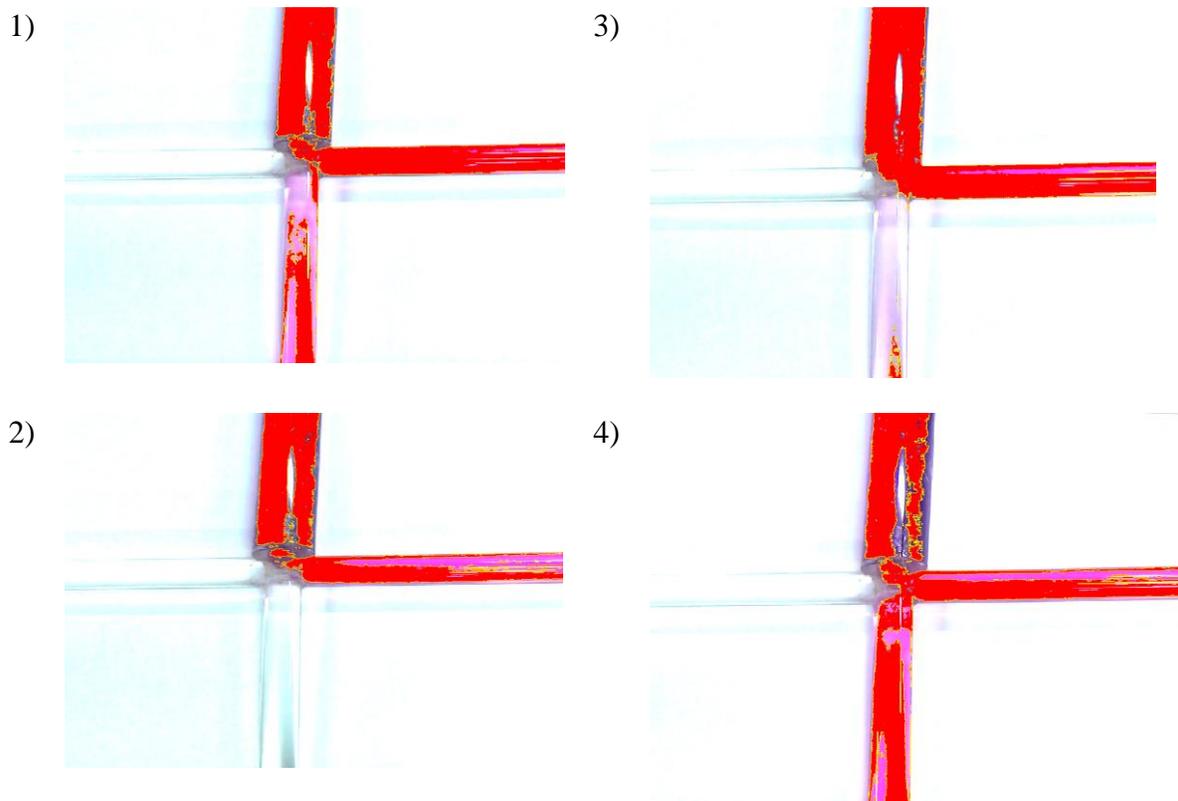
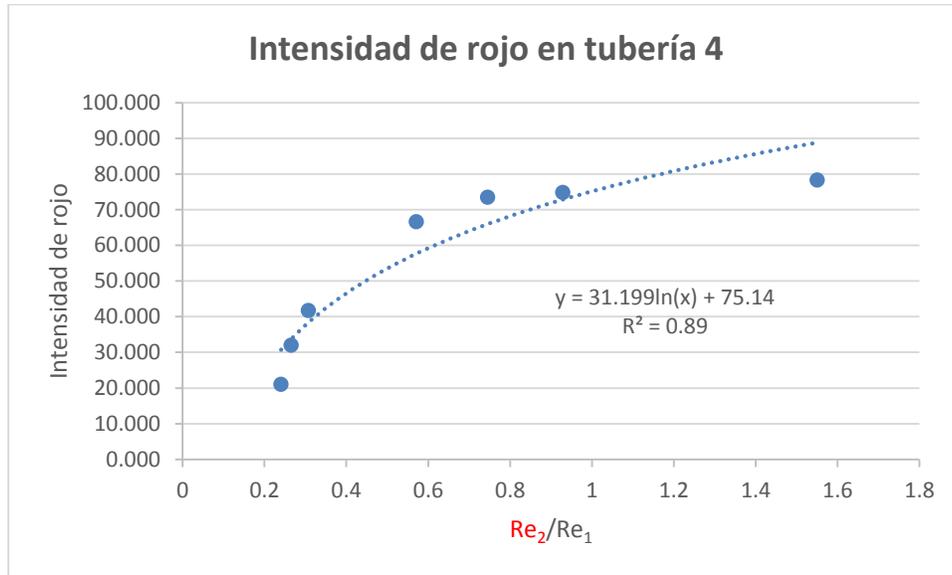


Figura 89. Análisis de imagen configuración c).

Con la información de los caudales se determinaron los números de Reynolds de cada tubería y luego se calculó la relación entre las tuberías de entrada para cada instante de tiempo, así como la intensidad de rojo obtenida en la tubería 3.

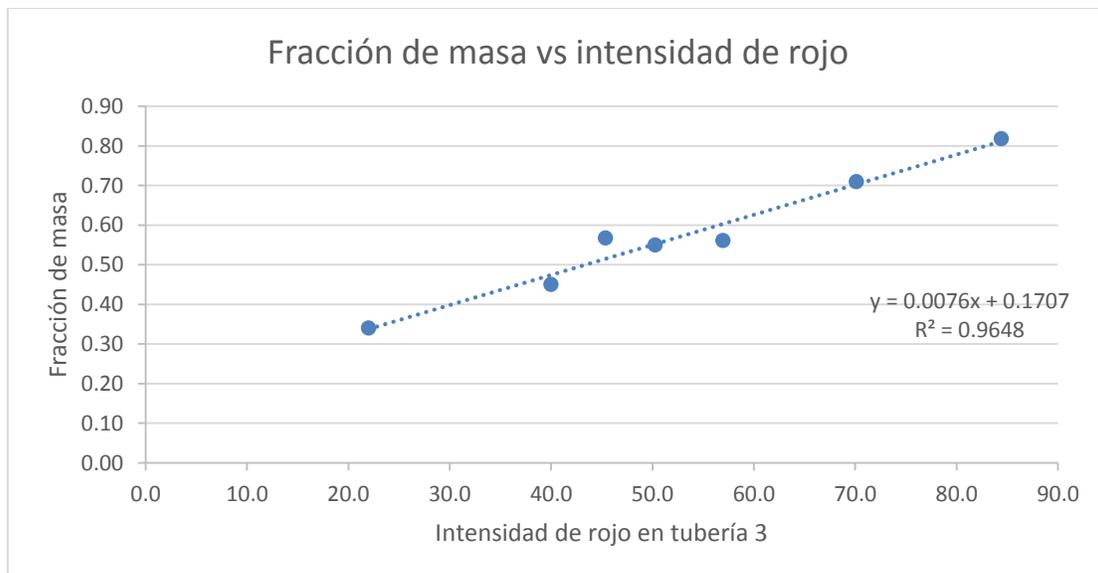
Tabla 12. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración c).

Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Intensidad de Rojo
0.74	1.36	73.48
0.26	1.86	31.97
0.57	1.59	66.65
1.55	1.17	78.30
0.30	1.78	41.72
0.92	1.49	74.78
0.24	1.95	21.03



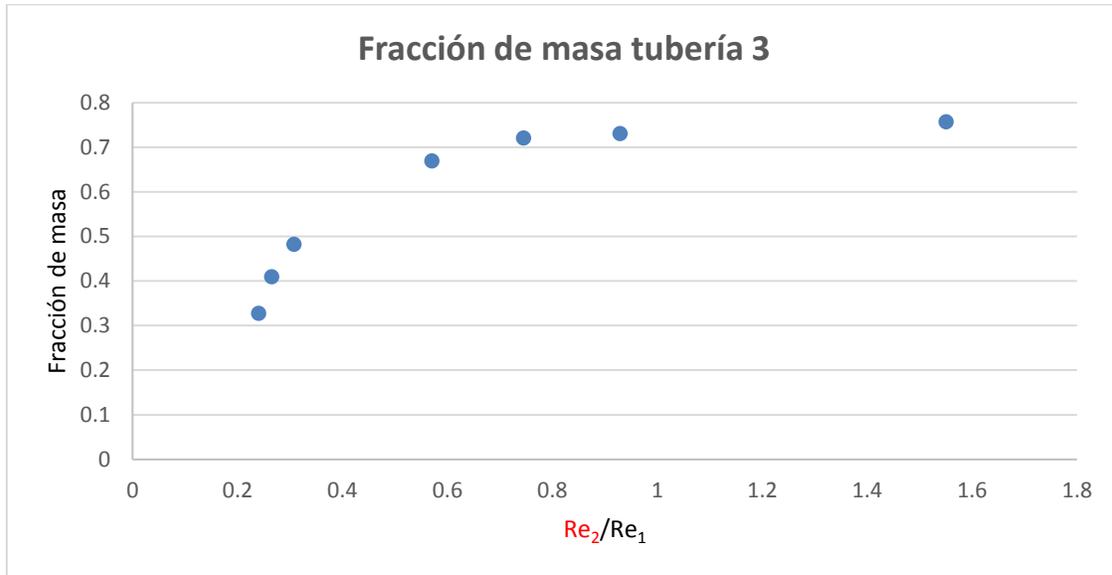
Gráfica 15. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración c).

Realizando la interpolación, se determina la relación entre la intensidad de rojo y la fracción de masa en la tubería 3.



Gráfica 16. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración c).

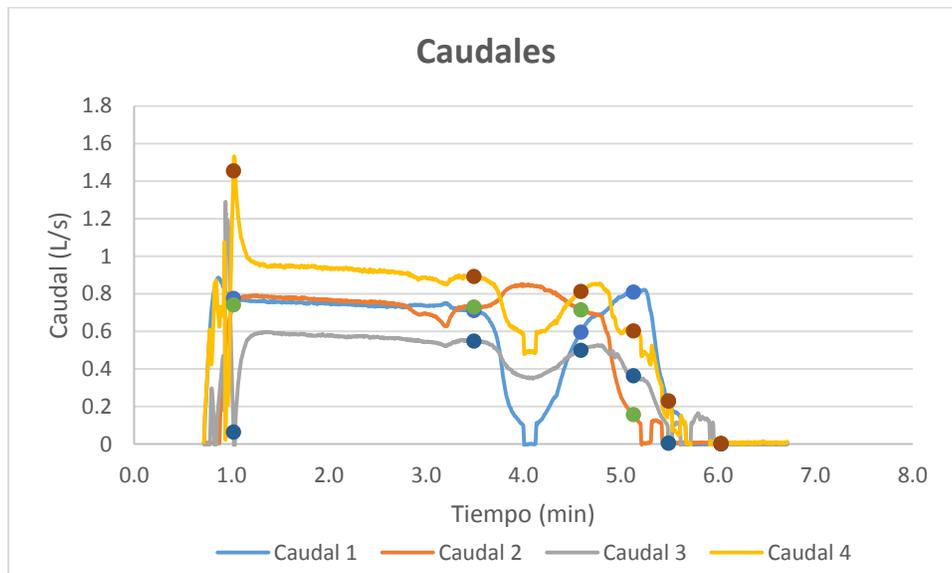
De acuerdo con la información presentada en las anteriores gráficas, se determinó el valor de la fracción de masa en la tubería 3, como función de la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada.



Gráfica 17. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración c).

7.1.4. Configuración doble tee (L/d=14)

Para este caso se escogieron 5 escenarios en donde se puede observar claramente la forma en que influye el caudal sobre los procesos de mezcla. A continuación, se muestran las gráficas de la variación de caudales para cada tubería en función del tiempo, con los puntos que indican el momento en el que fueron tomadas las fotografías.



Gráfica 18. Caudales para configuración d) usando KMnO4.

Tabla 13. Escenarios de estudio para la configuración d).

Escenarios	Tiempo (min)	Caudal 1 (L/s)	Caudal 2 (L/s)	Caudal 3 (L/s)	Caudal 4 (L/s)
1	1,02	0,777	0,743	0,065	1,455
2	3,49	0,711	0,731	0,550	0,893
3	4,59	0,597	0,715	0,499	0,813
4	5,13	0,809	0,158	0,364	0,603
5	5,49	0,229	0,007	0,005	0,231

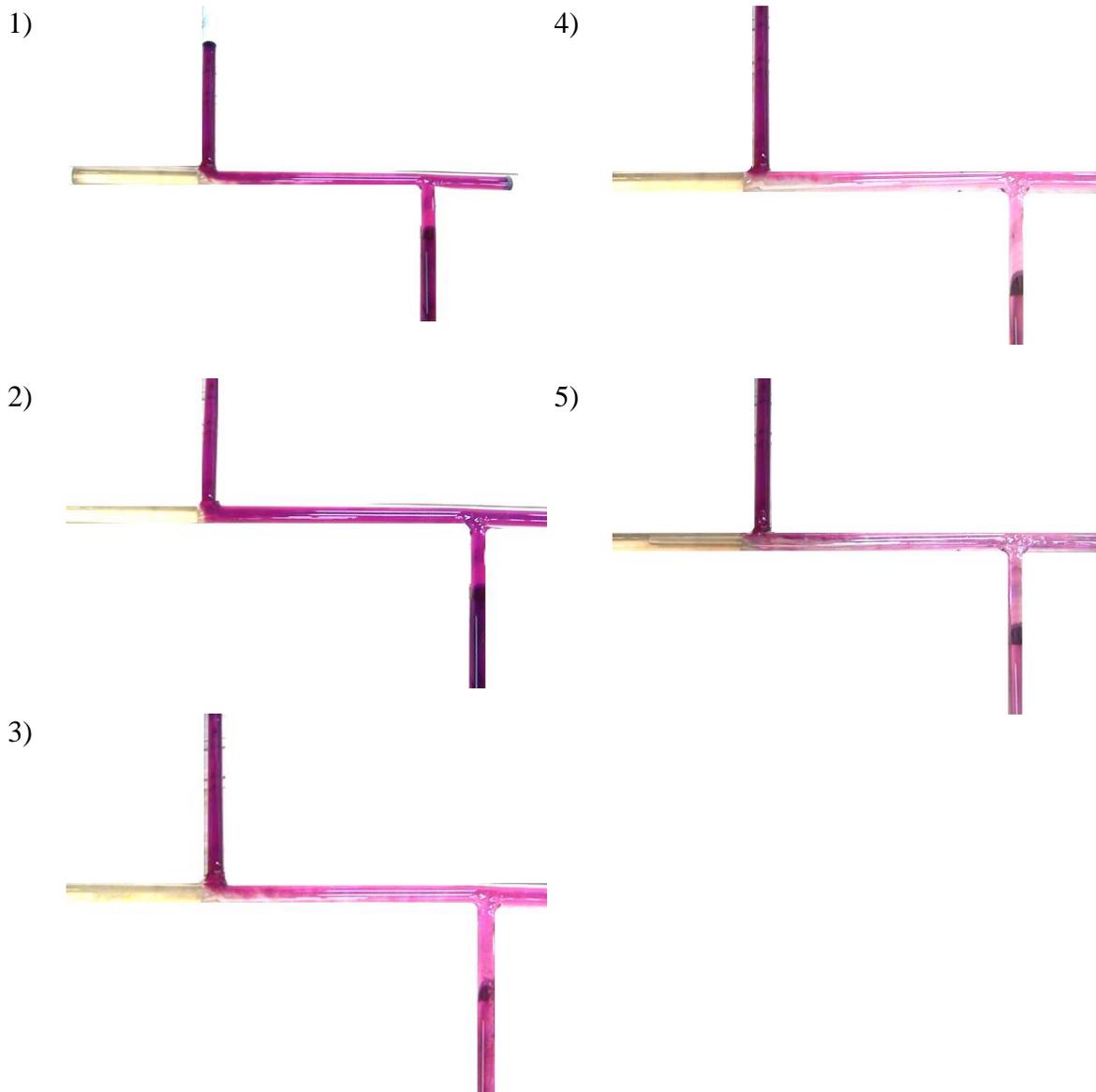


Figura 90. Resultados configuración d) usando KMnO4.

Para esta configuración se puede observar que para todos los escenarios el color del trazador en las tuberías de salida es el mismo. Entre los diferentes escenarios cambia la intensidad de color, pero lo importante es la comparación entre las tuberías de salida.

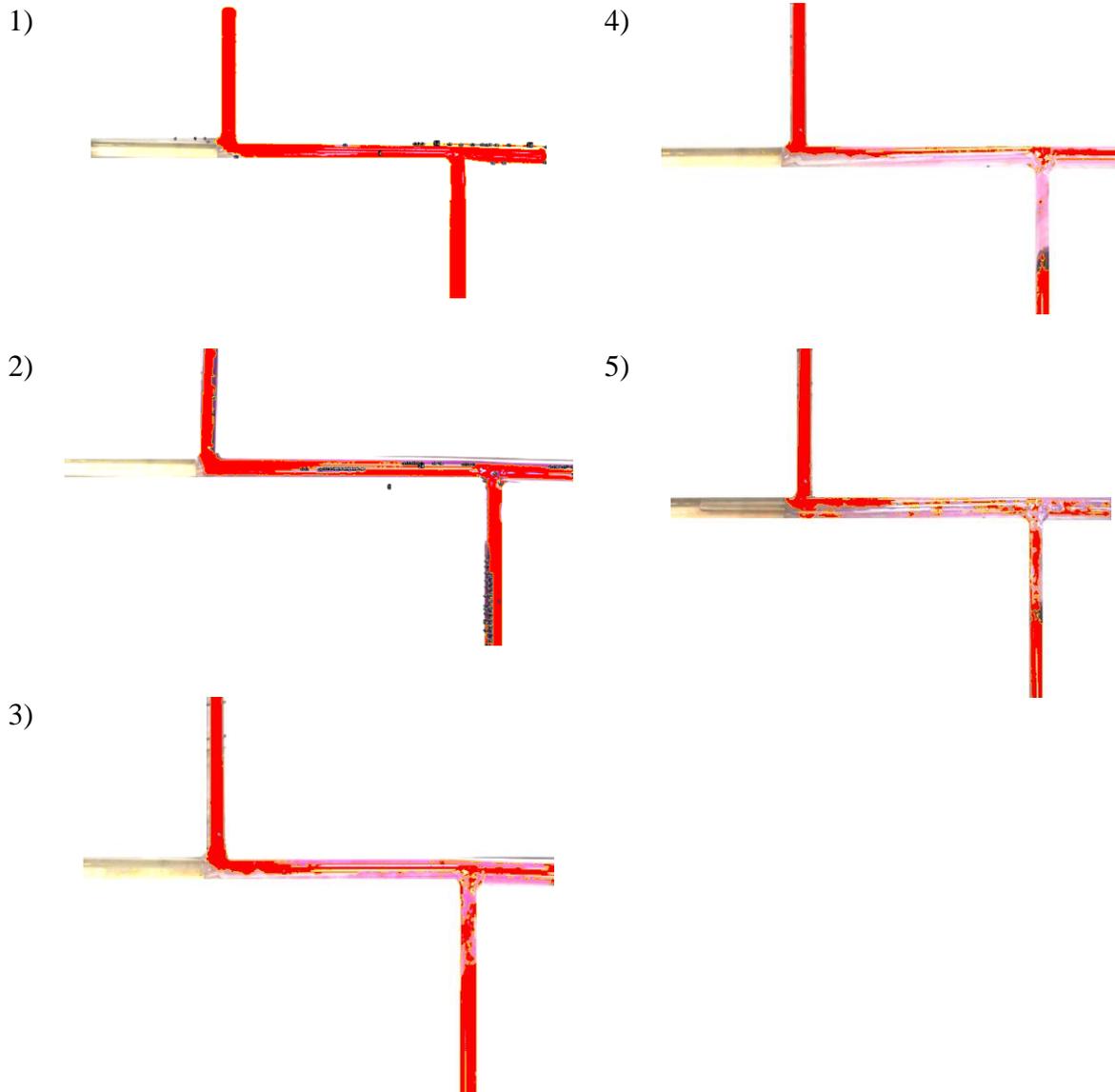
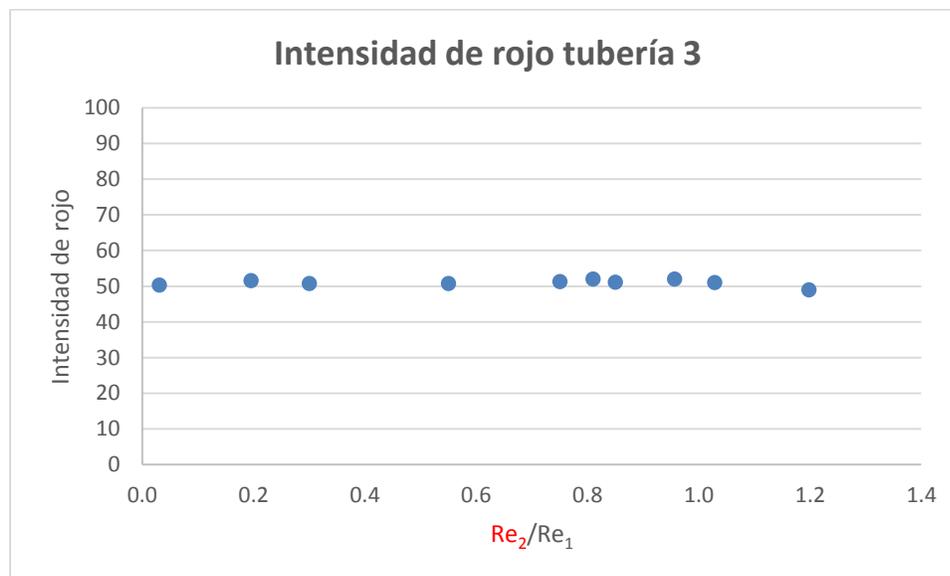


Figura 91. Análisis de imagen configuración d).

Con la información de los caudales se determinaron los números de Reynolds de cada tubería y luego se calculó la relación entre las tuberías de entrada para cada instante de tiempo, así como la intensidad de rojo obtenida en la tubería 3.

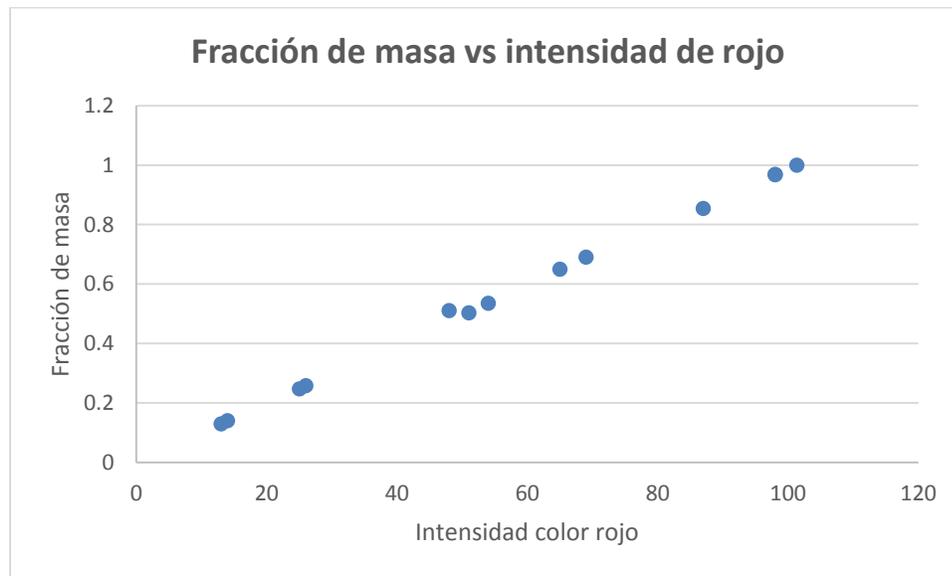
Tabla 14. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración d).

Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Intensidad de rojo
0.95	0.00005	52.05
1.02	0.62	51.54
1.19	0.61	49.35
0.19	0.60	51.54
0.03	0.021	50.28
0.55	0.59	50.8
0.3	0.63	50.78
0.85	0.60	51.12
0.81	0.64	51.98
0.75	0.62	51.26



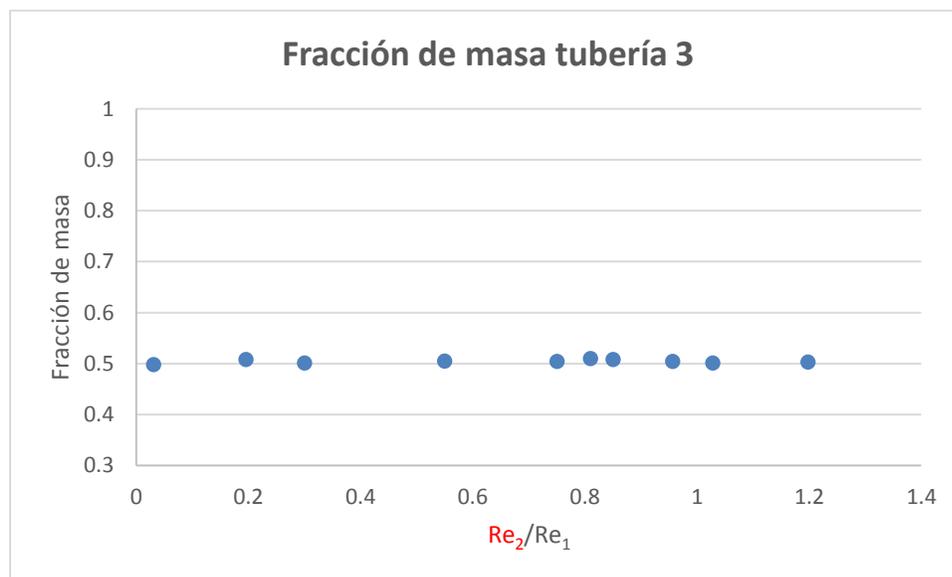
Gráfica 19. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración d).

Realizando la interpolación, se determina la relación entre la intensidad de rojo y la fracción de masa en la tubería 3.



Gráfica 20. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración d).

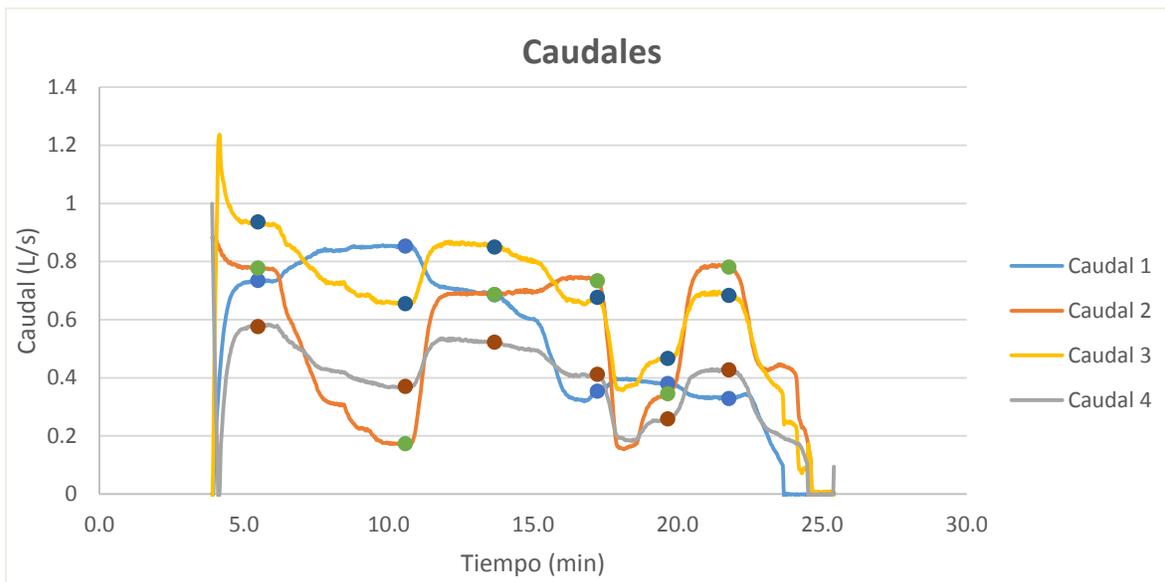
De acuerdo con la información presentada en las anteriores gráficas, se determinó la el valor de la fracción de masa en la tubería 3, en función de la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada.



Gráfica 21. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración d).

7.1.4. Configuración doble tee (L/d=3.7)

Para este caso se escogieron 6 escenarios en donde se puede observar claramente la forma en que influye el caudal sobre los procesos de mezcla. A continuación, se muestran las gráficas de la variación de caudales para cada tubería en función del tiempo, con los puntos que indican el momento en el que fueron tomadas las fotografías.



Gráfica 22. Caudales para configuración e) usando KMnO4.

Tabla 15. Escenarios de estudio para la configuración e).

Escenarios	Tiempo (min)	Caudal 1 (L/s)	Caudal 2 (L/s)	Caudal 3 (L/s)	Caudal 4 (L/s)
1	5.486	0.734	0.777	0.936	0.576
2	10.587	0.853	0.173	0.655	0.370
3	13.667	0.685	0.686	0.849	0.522
4	17.225	0.354	0.734	0.677	0.412
5	19.667	0.380	0.345	0.467	0.258
6	21.775	0.329	0.781	0.683	0.427

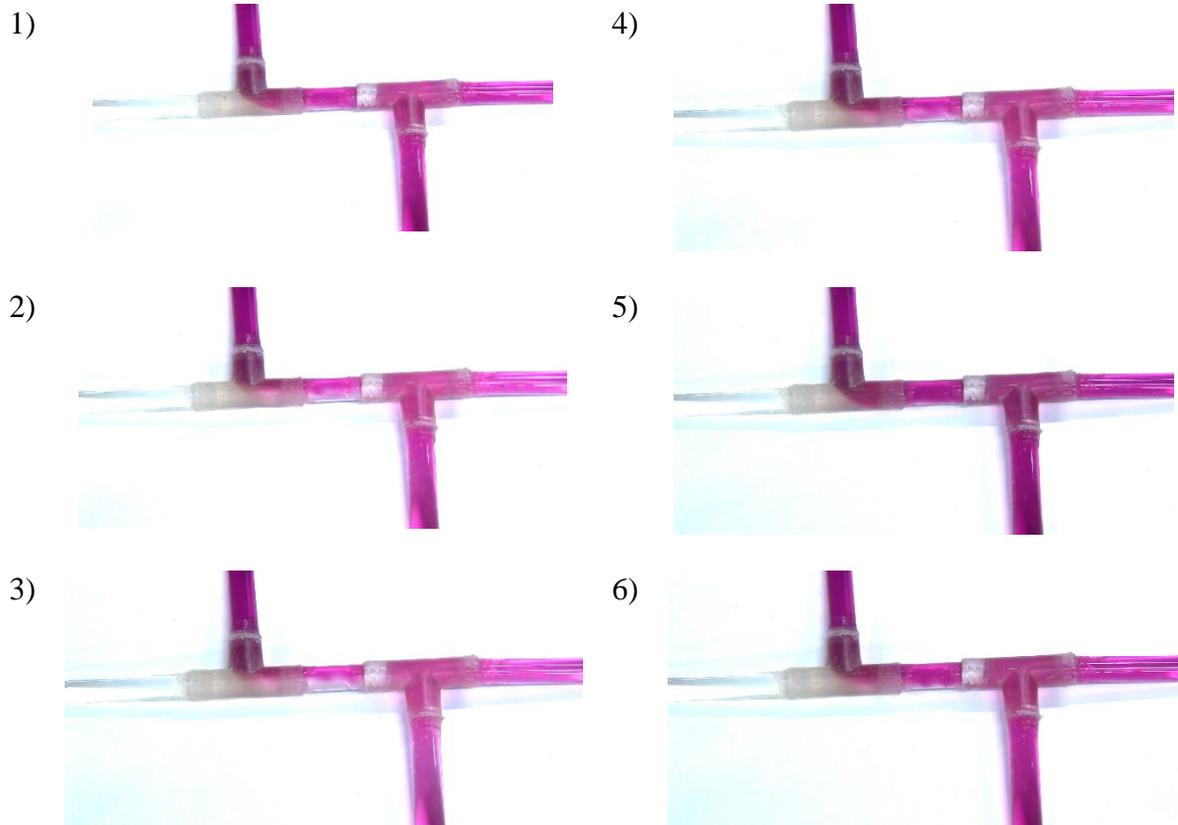


Figura 92. Resultados configuración e) usando $KMnO_4$.

Las imágenes muestran que, al igual que la configuración anterior, el color del trazador en las tuberías de salida es el mismo, lo que implica una suposición de mezcla completa.

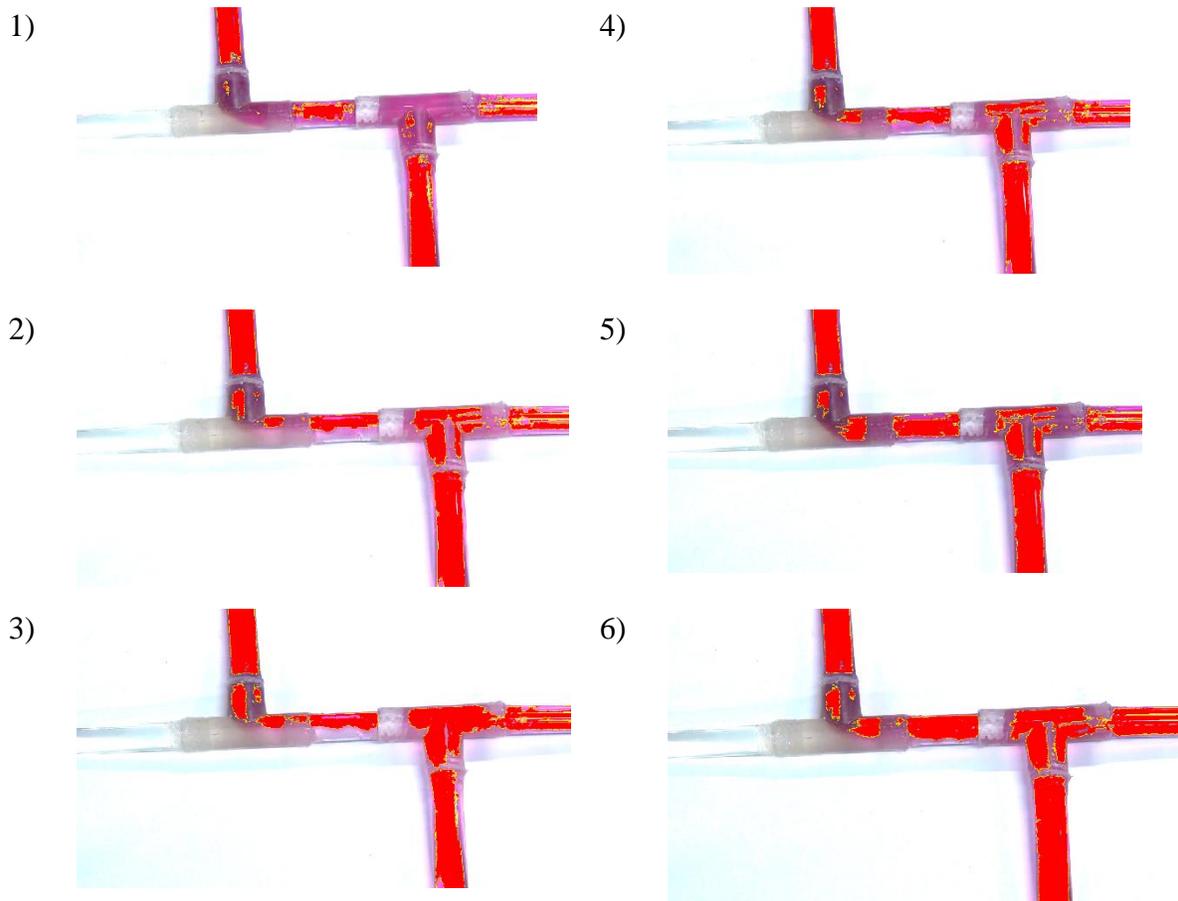
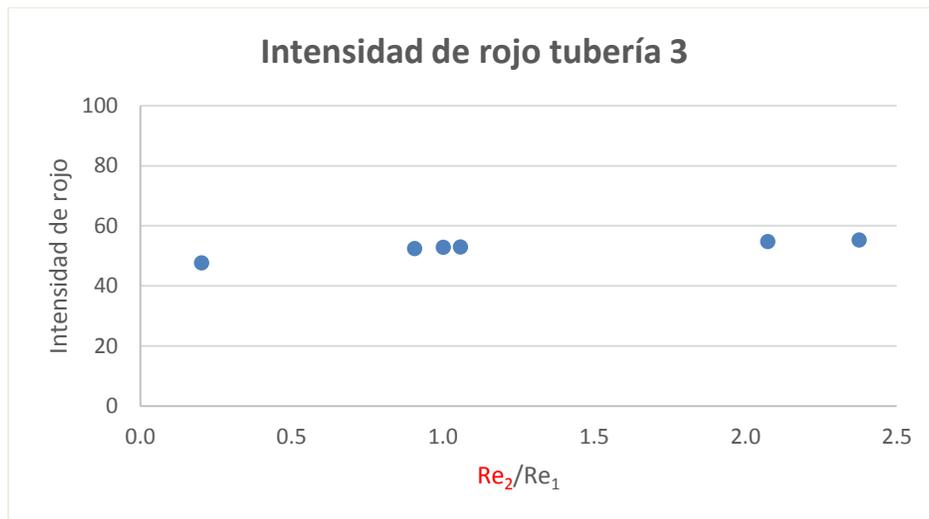


Figura 93. Análisis de imagen configuración e).

Con la información de los caudales se determinaron los números de Reynolds de cada tubería y luego se calculó la relación entre las tuberías de entrada para cada instante de tiempo, así como la intensidad de rojo obtenida en la tubería 3.

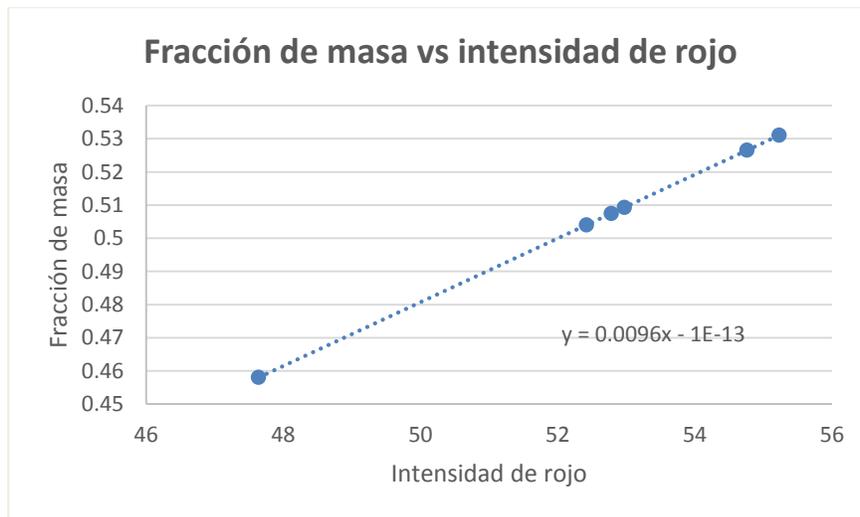
Tabla 16. Intensidad de rojo asociada con la relación de número de Reynolds para la configuración e).

Re_2/Re_1	Re_3/Re_4	Intensidad de Rojo
1.05	1.63	52.94
0.20	1.77	47.63
1.00	1.63	52.78
2.07	1.64	54.76
0.90	1.81	52.42
2.37	1.60	55.21



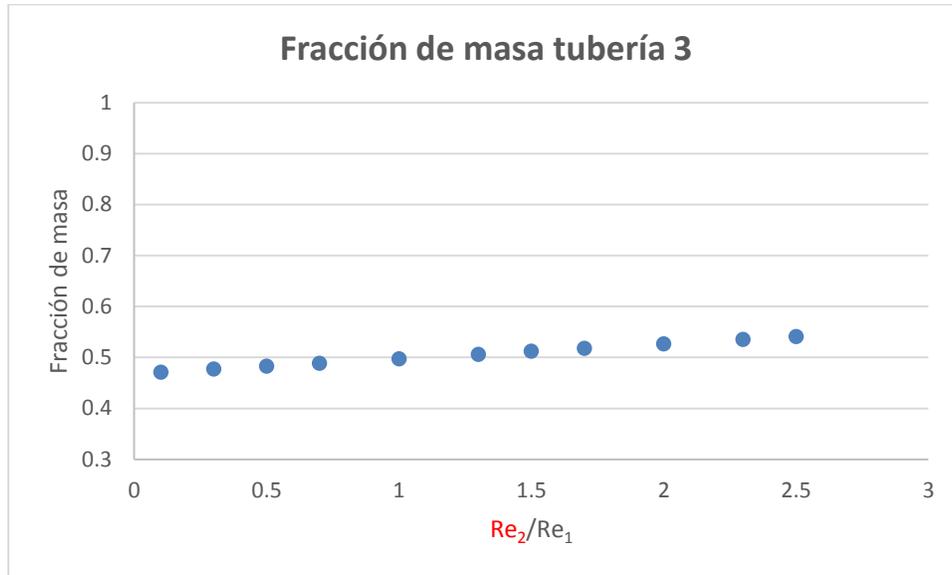
Gráfica 23. Intensidad de rojo en la tubería 3 para la configuración e).

Realizando la interpolación, se determina la relación entre la intensidad de rojo y la fracción de masa en la tubería 3.



Gráfica 24. Fracción de masa vs intensidad de rojo para la configuración e).

De acuerdo con la información presentada en las anteriores gráficas, se determinó el valor de la fracción de masa en la tubería 3, como función de la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada.



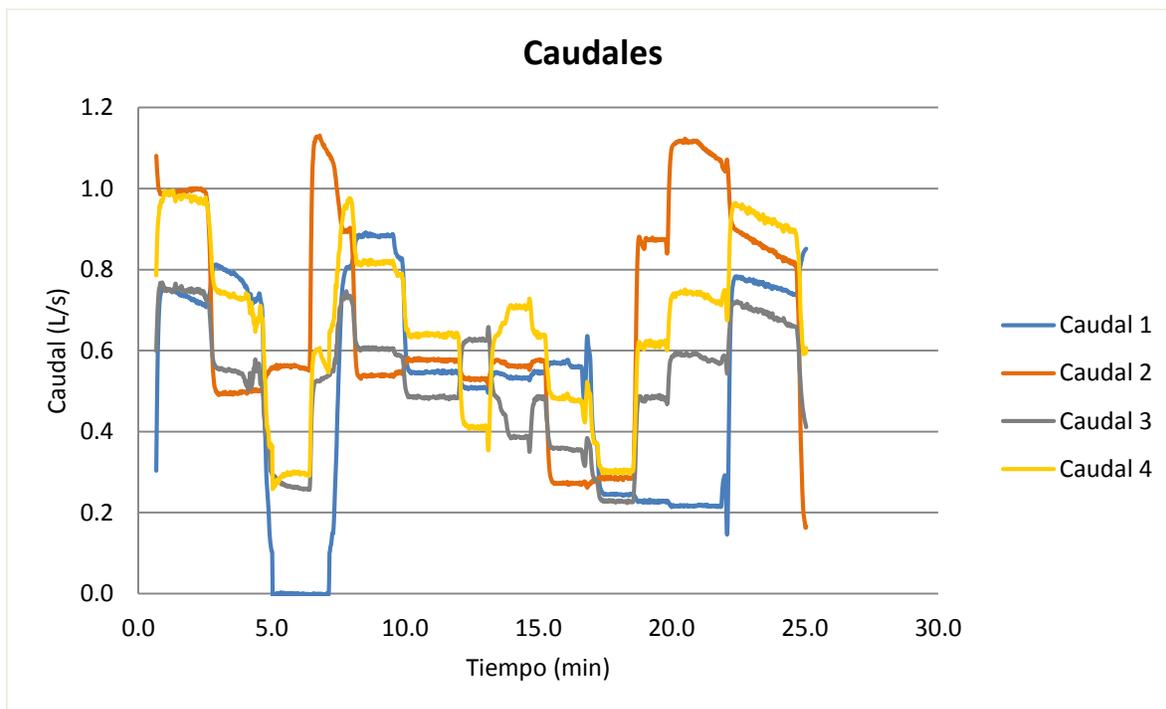
Gráfica 25. Fracción de masa en la tubería 3 en función de la relación del número de Reynolds para la configuración e).

7.2. Resultados trazador Cloro

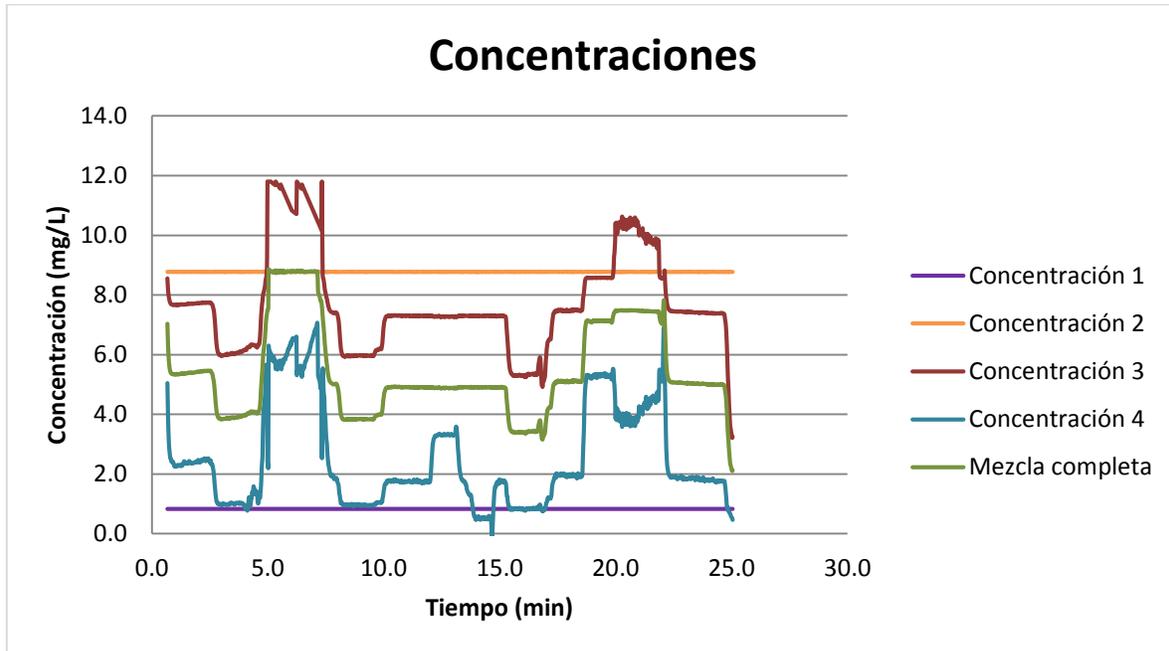
Durante el ensayo se llevó a cabo una variación aleatoria de los caudales de entrada para observar de qué manera se veía afectada la mezcla en la intersección de acuerdo con los flujos de entrada. En adición, se midió la concentración de cloro en las tuberías de entrada y salida como datos continuos en función del tiempo.

Los resultados para las configuraciones estudiadas se muestran a continuación.

7.2.1. Configuración cruz con tuberías de 1”

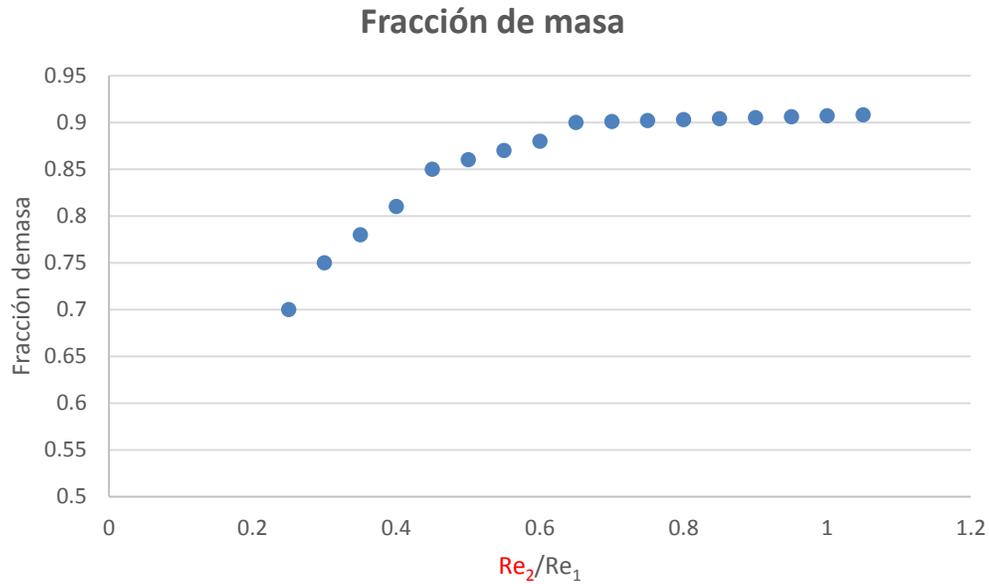


Gráfica 26. Caudales para configuración a) usando Cloro.

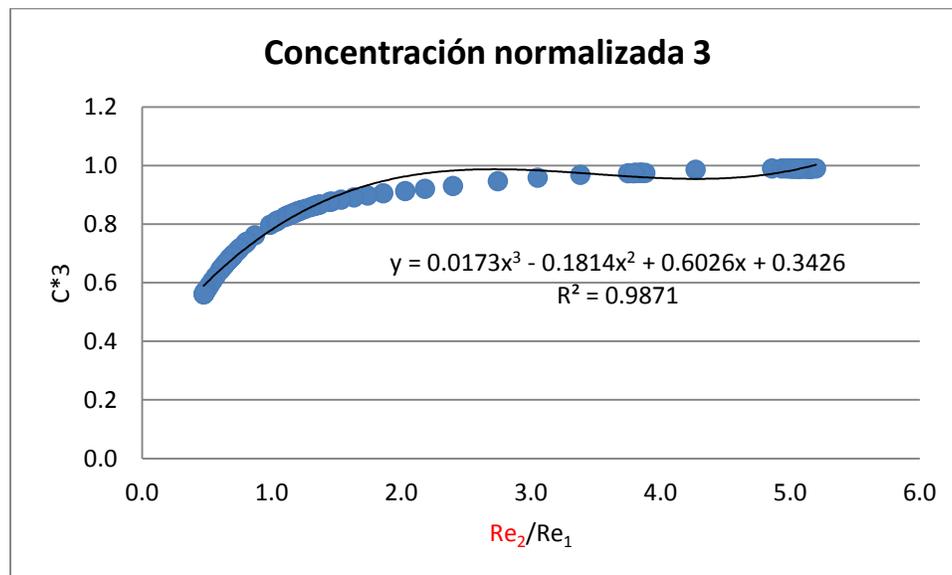


Gráfica 27. Concentraciones de cloro para la configuración a).

Como se puede observar en la gráfica de caudales, existen algunos intervalos de tiempo en los que los caudales de todas las tuberías se estabilizan. En estos puntos se tomaron los datos tanto de caudal como de concentración para obtener valores como la fracción de masa y la concentración normalizada en la tubería 3. Estos valores se obtuvieron utilizando la Ecuación 7 y la Ecuación 9, respectivamente. Por otra parte, con la información de los caudales se calculó el número de Reynolds de las tuberías y se determinó la relación para las tuberías de entrada. A partir de lo anterior, se graficaron los datos para analizar la relación entre la fracción de masa o la concentración normalizada y la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada.



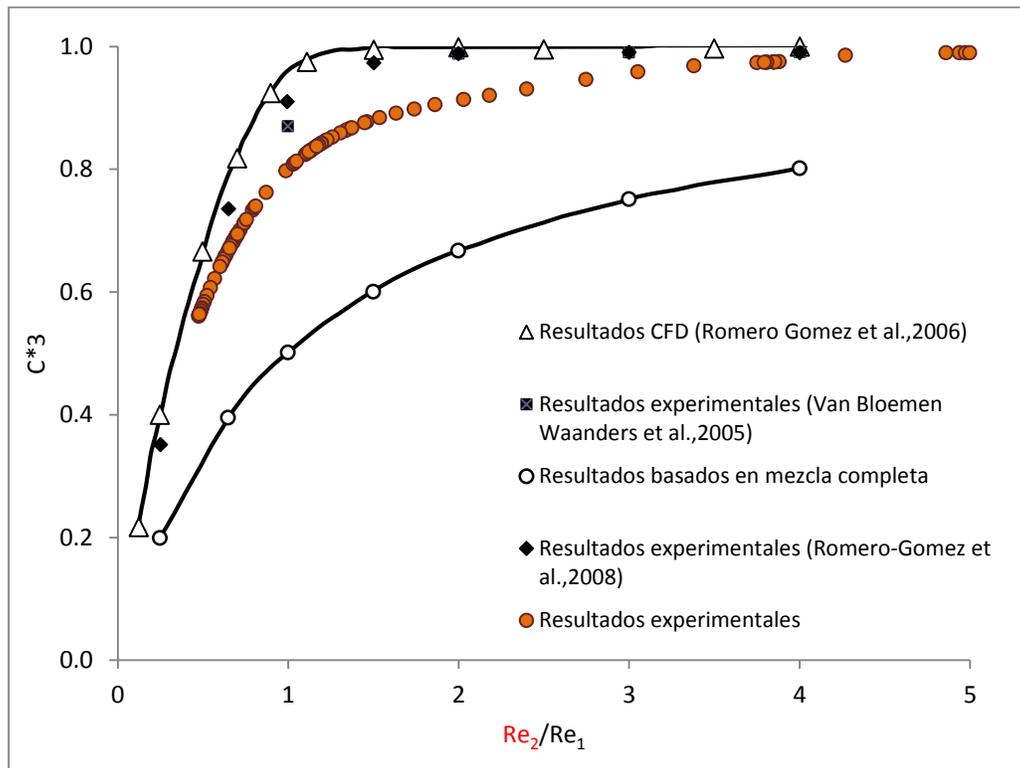
Gráfica 28. Fracción de masa de cloro para la configuración a).



Gráfica 29. Concentración normalizada para la configuración a).

Es importante tener un punto de referencia, por lo tanto se compararon los resultados obtenidos con los reportados en la literatura. Se tomó la gráfica que aparece en la Figura 7, se digitalizaron los datos reportados por los demás autores y se colocaron los datos

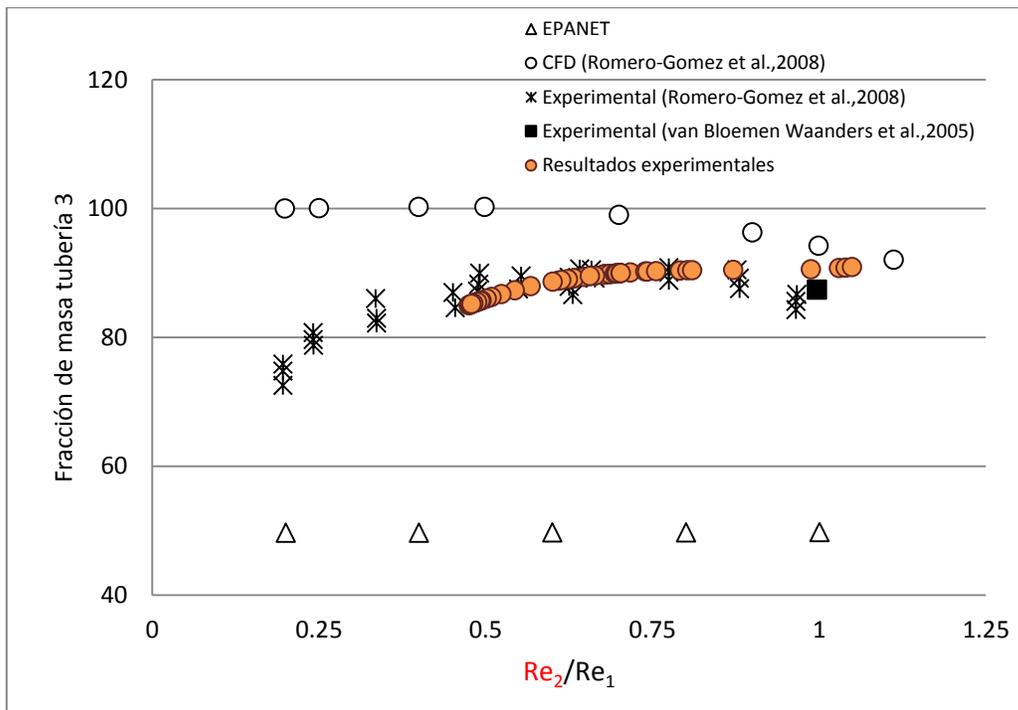
obtenidos en esta tesis, los cuales son los puntos naranjas que se muestran en la siguiente figura:



Gráfica 30. Comparación C^* entre configuración a) y bibliografía.

Como se puede observar, se compararon los valores de la concentración normalizada en la tubería 3. Los puntos naranjas siguen la misma tendencia de mezcla que los resultados reportados por Romero-Gómez et al., 2008. Era de esperarse alguna discrepancia entre los resultados dado que las condiciones experimentales son diferentes. Cuando la relación del número de Reynolds en las tuberías de entrada está entre 1 y 2, es en donde se presenta una mayor diferencia; para los resultados de esta tesis se genera un mayor porcentaje de mezcla y esto se debe a razones constructivas de la intersección.

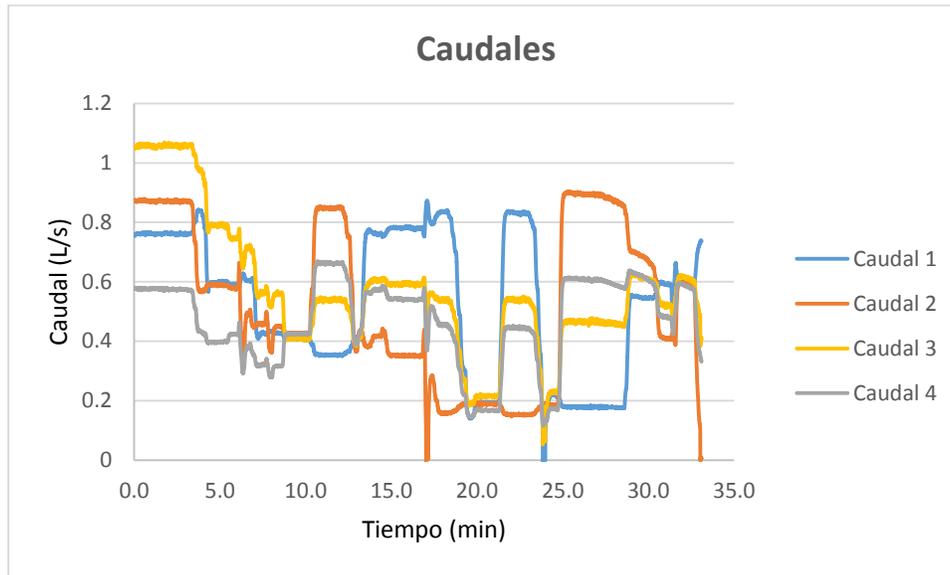
De la misma manera, se tomó la gráfica de la Figura 19 para comparar los valores de Fracción de Masa, en donde se puede ver que los resultados reportados en esta tesis coinciden con los resultados reportados en la literatura por otros autores.



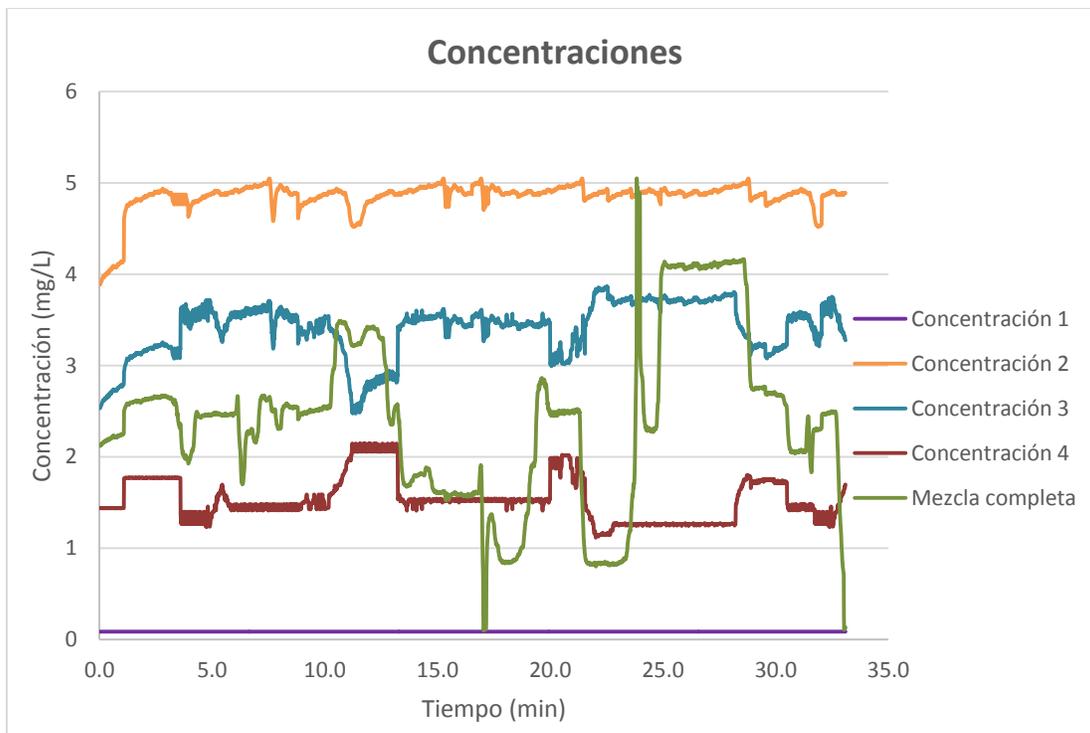
Gráfica 31. Comparación Fracción de masa entre configuración a) y bibliografía.

La comparación que se realizó para la configuración en cruz con todas las tuberías del mismo diámetro es importante para saber si los ensayos que se estaban realizando son coherentes con los resultados de referencia. Como los resultados están acordes con los de la bibliografía, se puede asegurar que la metodología que se utilizó para esta configuración es adecuada y que se puede seguir utilizando para las demás configuraciones con la confianza de que los datos van a estar bien medidos.

7.2.2. Configuración cruz con tubería de salida de 1.5”

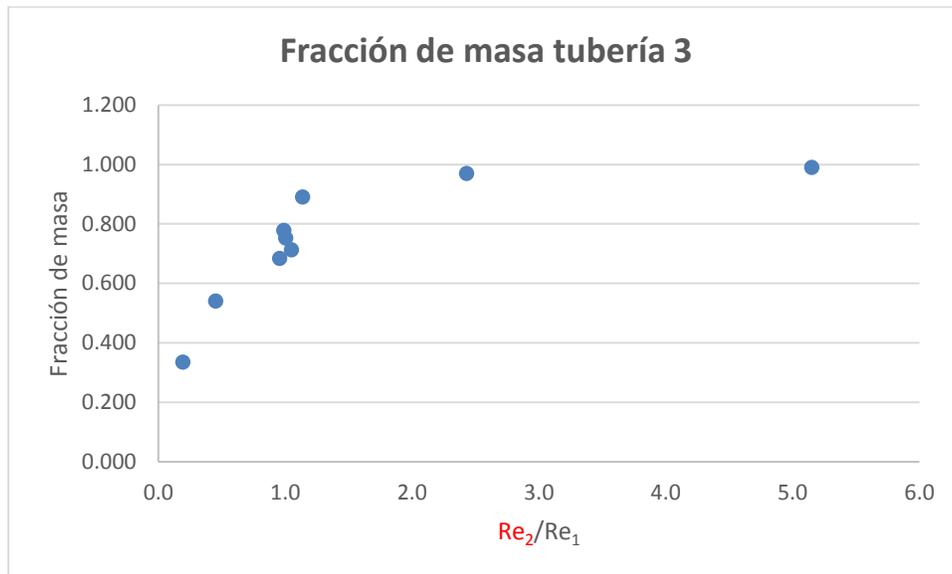


Gráfica 32. Caudales para configuración b) usando Cloro.

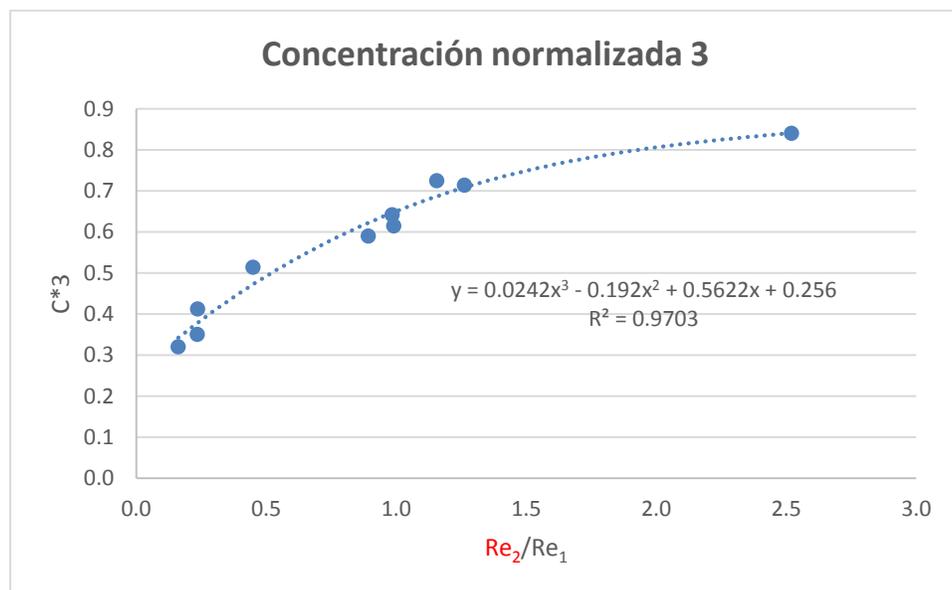


Gráfica 33. Concentraciones de cloro para la configuración b).

Se puede observar que la concentración en la tubería 3 generalmente es mayor que en la tubería 4, lo que corrobora una vez más que la mezcla es incompleta.

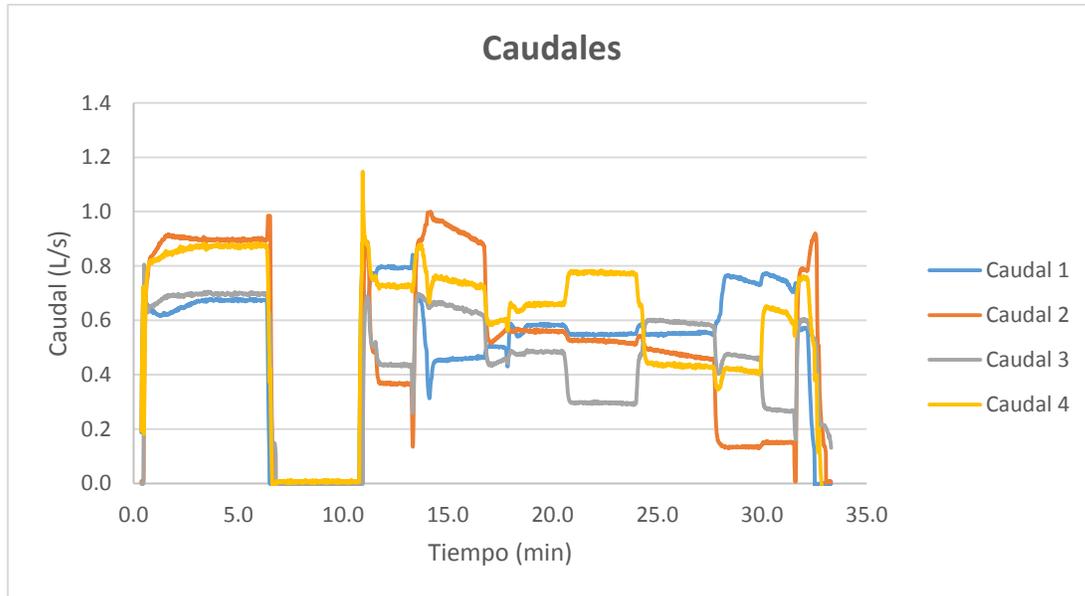


Gráfica 34. Fracción de masa de cloro para la configuración b).

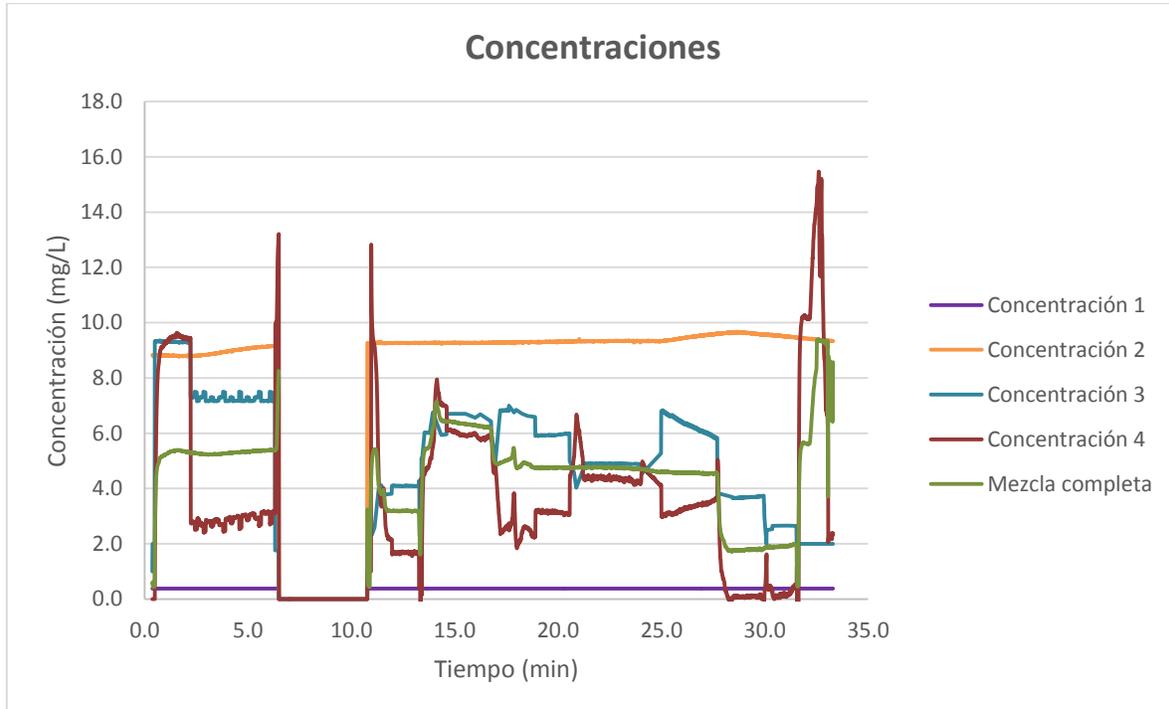


Gráfica 35. Concentración normalizada para la configuración b).

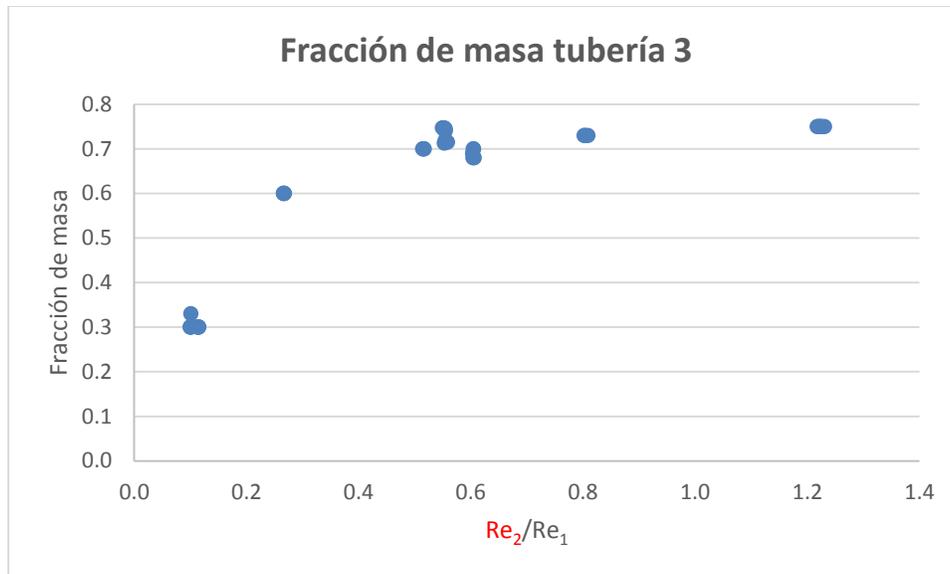
7.2.3. Configuración cruz con tubería de entrada de 1.5”



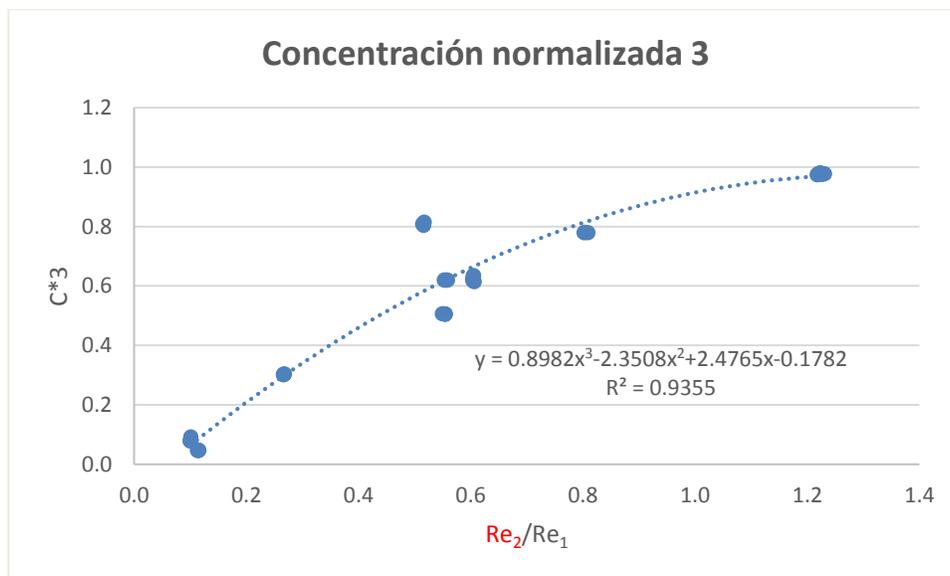
Gráfica 36. Caudales para configuración c) usando Cloro.



Gráfica 37. Concentraciones de cloro para la configuración c).



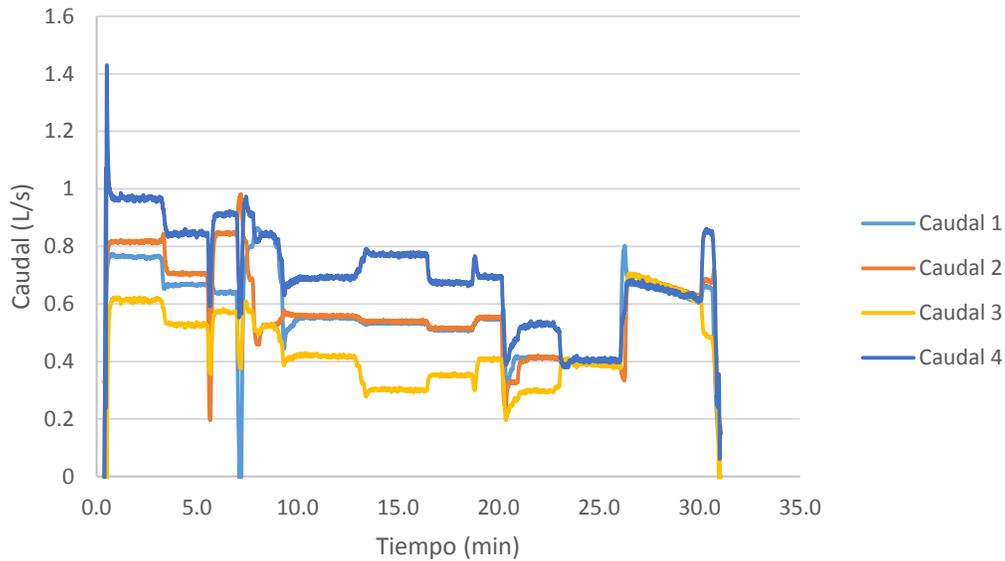
Gráfica 38. Fracción de masa de cloro para la configuración c).



Gráfica 39. Concentración normalizada para la configuración c).

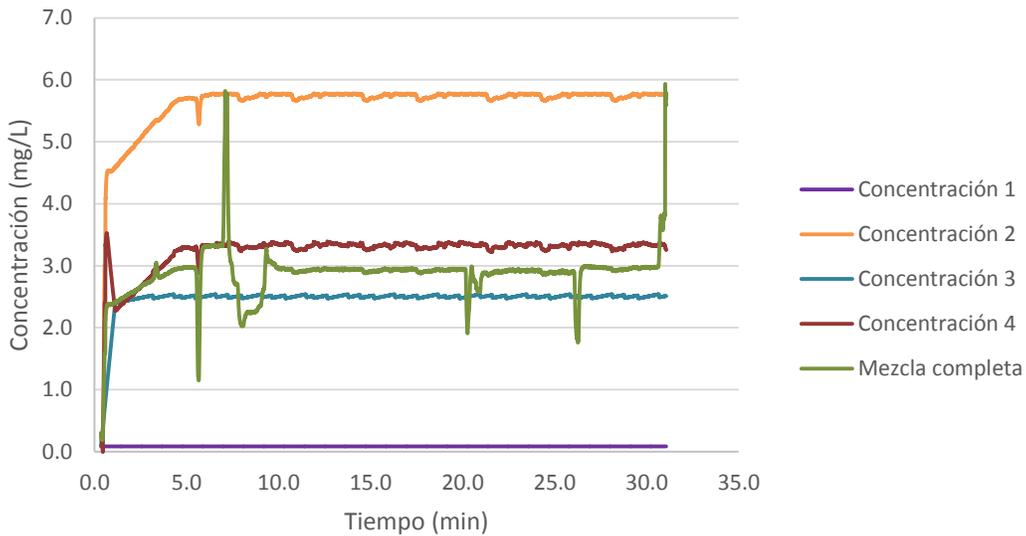
7.2.4. Configuración doble tee (L/d=14)

Caudales



Gráfica 40. Caudales para configuración d) usando Cloro.

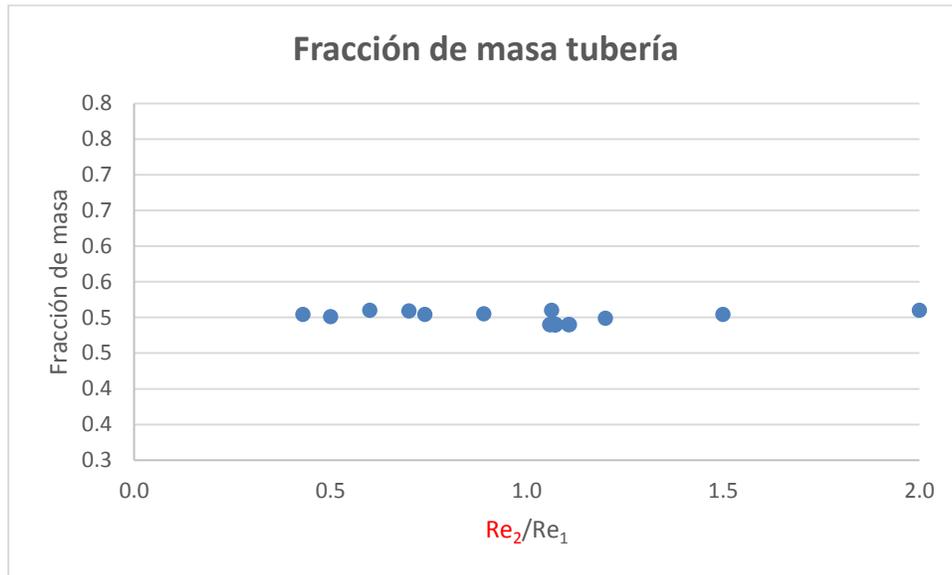
Concentración Cloro



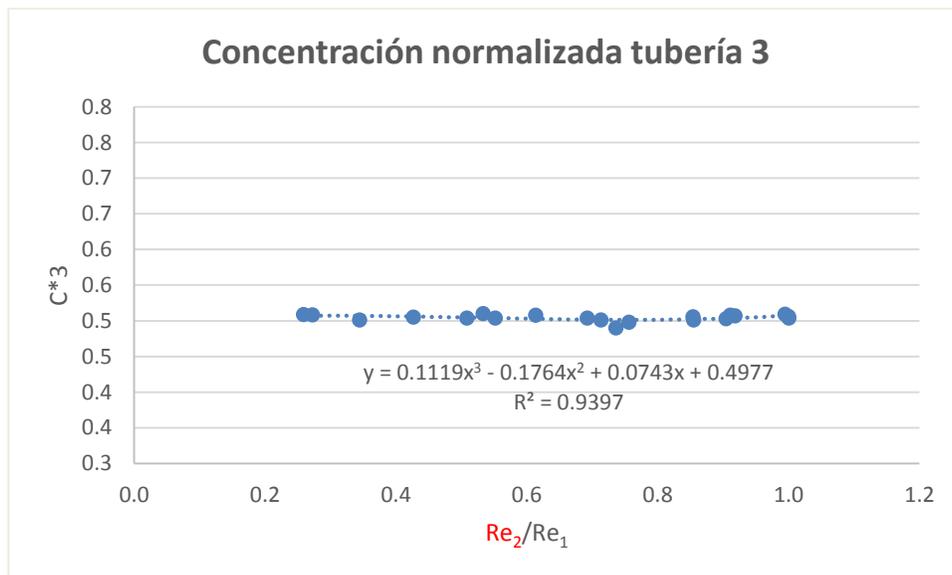
Gráfica 41. Concentraciones de cloro para la configuración d).

Los resultados de concentraciones para esta configuración son notablemente diferentes a los de las demás configuraciones. Se puede ver que la concentración en las tuberías de

salida es prácticamente constante durante todo el periodo de simulación y son aproximadas a la curva que representa la mezcla completa.

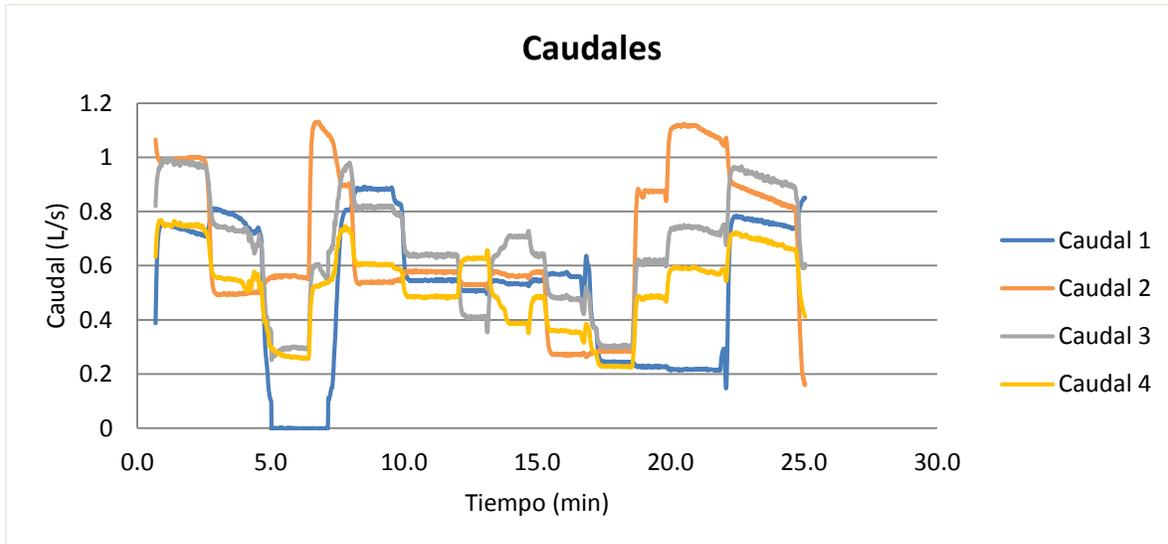


Gráfica 42. Fracción de masa de cloro para la configuración d).

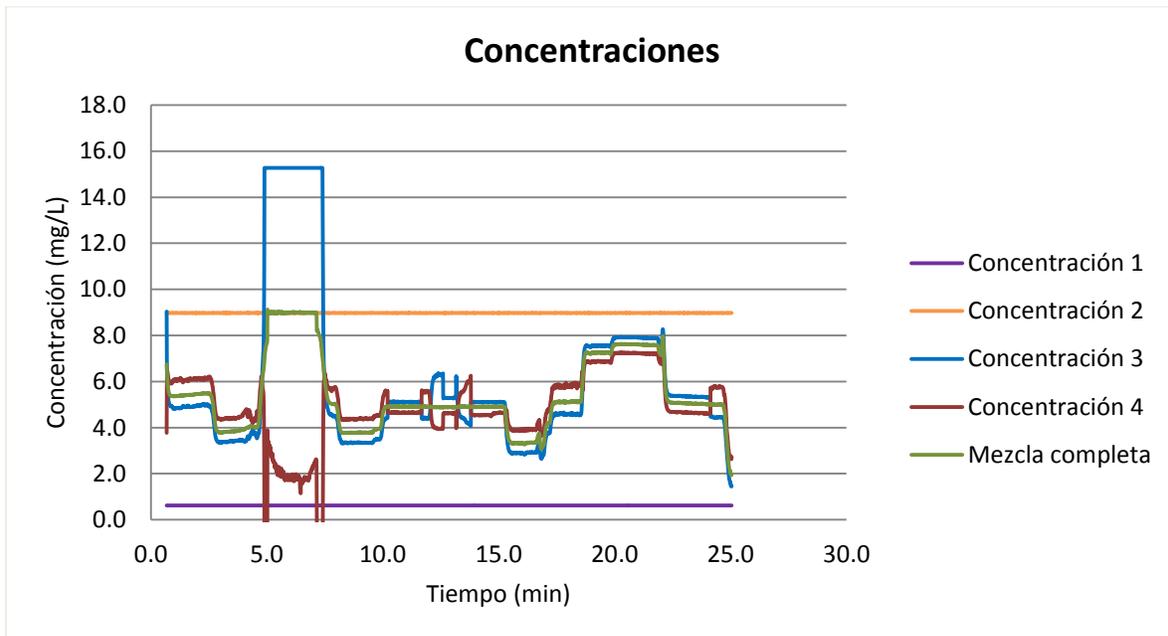


Gráfica 43. Concentración normalizada para la configuración d).

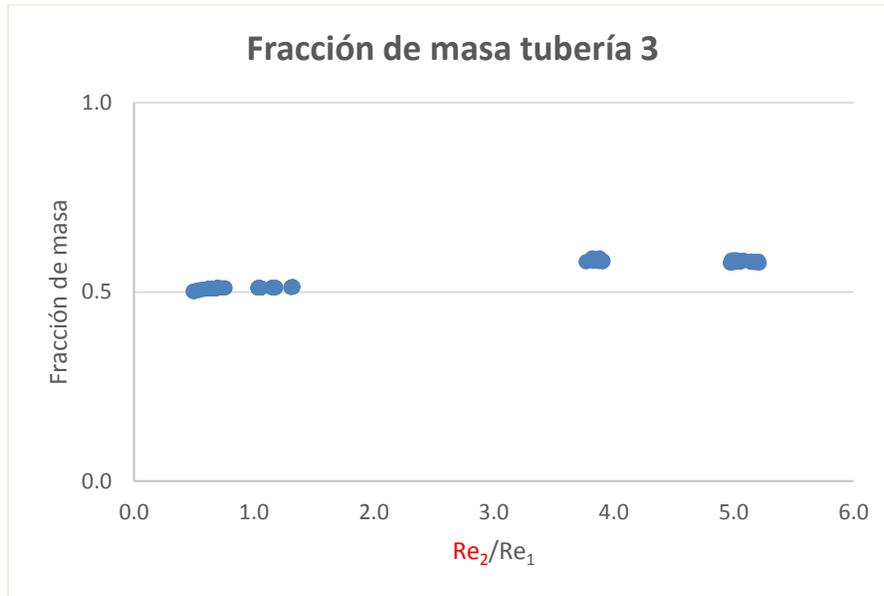
7.2.5. Configuración doble tee (L/d=3.7)



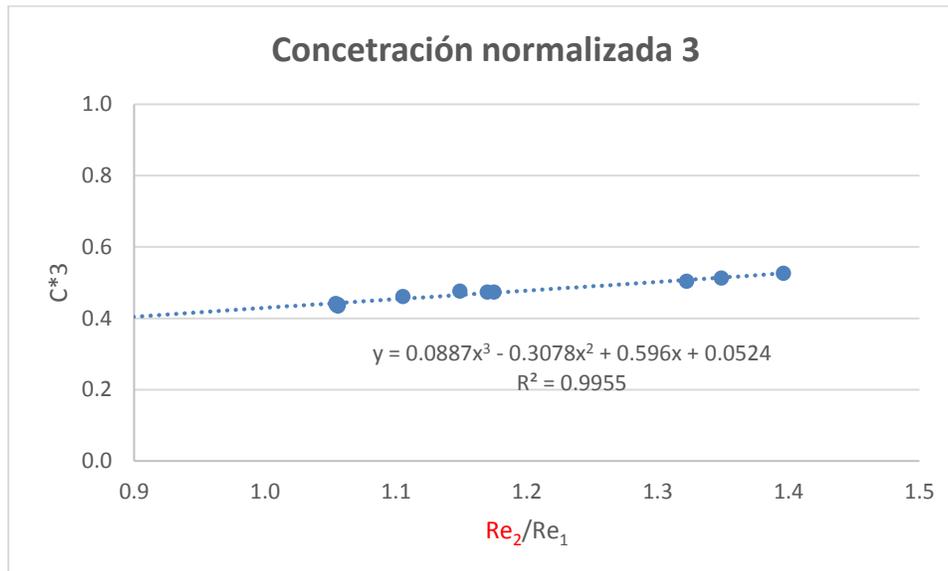
Gráfica 44. Caudales para configuración e) usando Cloro.



Gráfica 45. Concentraciones de cloro para la configuración e).



Gráfica 46. Fracción de masa de cloro para la configuración e).



Gráfica 47. Concentración normalizada para la configuración e).



8. Análisis de resultados

De acuerdo con lo presentado anteriormente se puede evidenciar que los resultados para la modelación computacional y física (con Permanganato de Potasio y Cloro) son consistentes entre sí. Esto es importante de verificar ya que los datos medidos en el laboratorio pueden servir como una medida de calibración de los modelos computacionales, los cuales se pueden utilizar en un futuro para analizar diferentes escenarios, y los resultados obtenidos serán confiables.

Como se mencionó anteriormente, también es importante comparar los resultados con los reportados en la bibliografía, ya que permite obtener una medida de comparabilidad para poder analizar los resultados de las demás configuraciones. En este caso, la configuración que se comparó fue la cruz con todas las tuberías del mismo diámetro y como se muestra en la Gráfica 30 los datos medidos siguen la misma tendencia a los valores reportados por otros autores. Esto también proporciona confianza en que la metodología que se usó es la adecuada para realizar los análisis respectivos.

Con los resultados presentados se puede determinar que cuando el caudal de la tubería 1 es mayor que el de la tubería 2, la concentración en la tubería 4 se encuentra entre un 56% y 66% menor que en la tubería 3, para las configuraciones en cruz.

Por otro lado, se puede observar en algunas gráficas de concentración normalizada que cuando los números de Reynolds son iguales ($Re_2/Re_1=1$) existe una dispersión mínima de valores de C^* . Esto se debe a que la intensidad de turbulencia en cada uno de los casos es diferente. Esto quiere decir que independientemente de que los caudales de entrada sean los mismos, la intensidad de turbulencia tiene una influencia en los procesos de mezcla. Este fenómeno también se puede explicar de acuerdo con lo reportado en la literatura (Austin et al., 2008); en donde se explica que cuando se presenta una relación de número de Reynolds de $Re_2/Re_1=1$ y $Re_3/Re_4=1$ el sistema se encuentra en una condición inestable, en la cual cualquier variación, por mínima que sea, se multiplica y se magnifica, dando lugar a la dispersión observada.

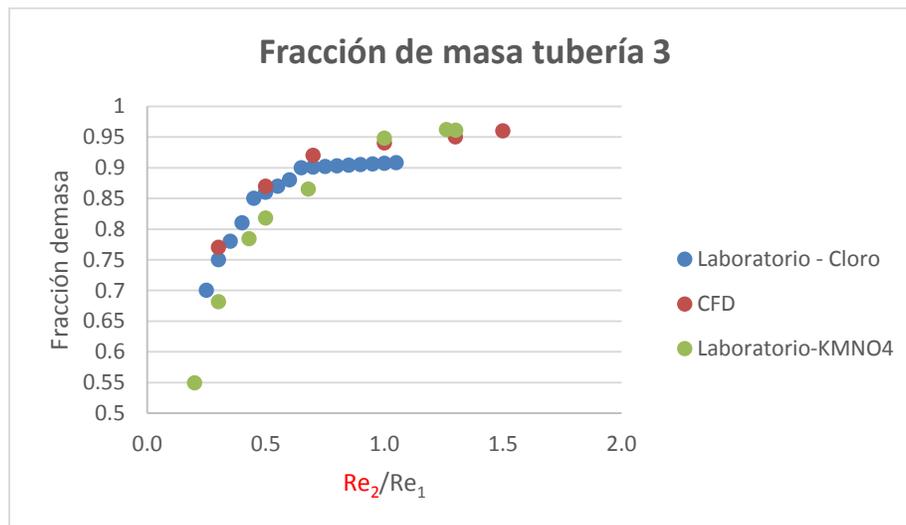
En general, para todas las configuraciones en cruz la Fracción de Masa y la Concentración normalizada en la tubería 3 siempre tiende a aumentar a medida que aumenta la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada

En cuanto a las configuraciones doble tee, si el análisis se enfoca en las tuberías de salida, se logra deducir que el color es el mismo, lo que se podría traducir como una mezcla completa. De acuerdo con la Gráfica 41, la concentración es aproximadamente constante durante todo el tiempo de simulación y es muy cercana a lo que sería una mezcla completa, independientemente de las variaciones de caudal de las tuberías de entrada. Esto se debe a

que, al tener una distancia tan grande entre las uniones en tee, existe un mayor contacto en términos de espacio y tiempo, entre los flujos incidentes que permite que el agua se mezcle en esta longitud y cuando llega a las tuberías de salida, la concentración es parecida para ambas.

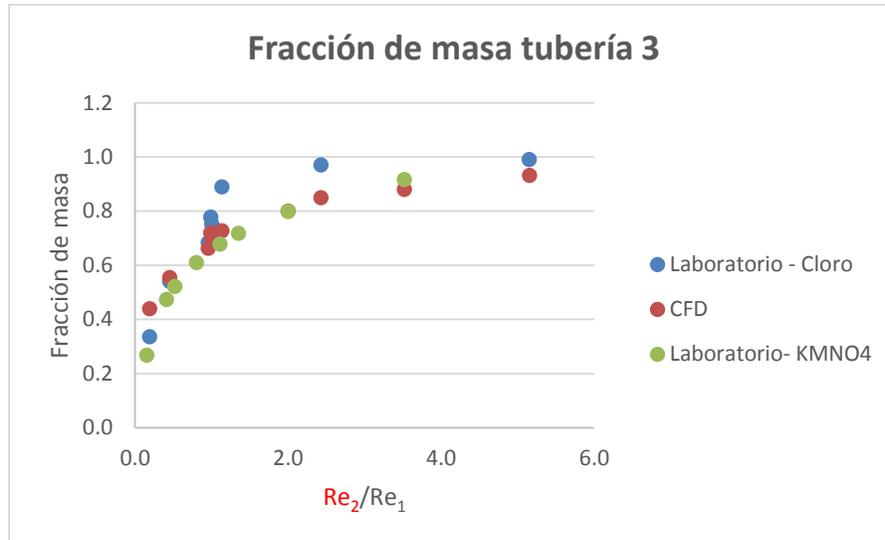
Para comparar los resultados obtenidos por las diferentes metodologías para cada una de las configuraciones estudiadas, se presentan a continuación las gráficas que muestran los resultados obtenidos en el modelo computacional (CFD) y en el modelo físico (laboratorio) usando como trazador Cloro y Permanganato de Potasio, para la fracción de masa en la tubería 3.

Cruz con todas las tuberías de 1”:



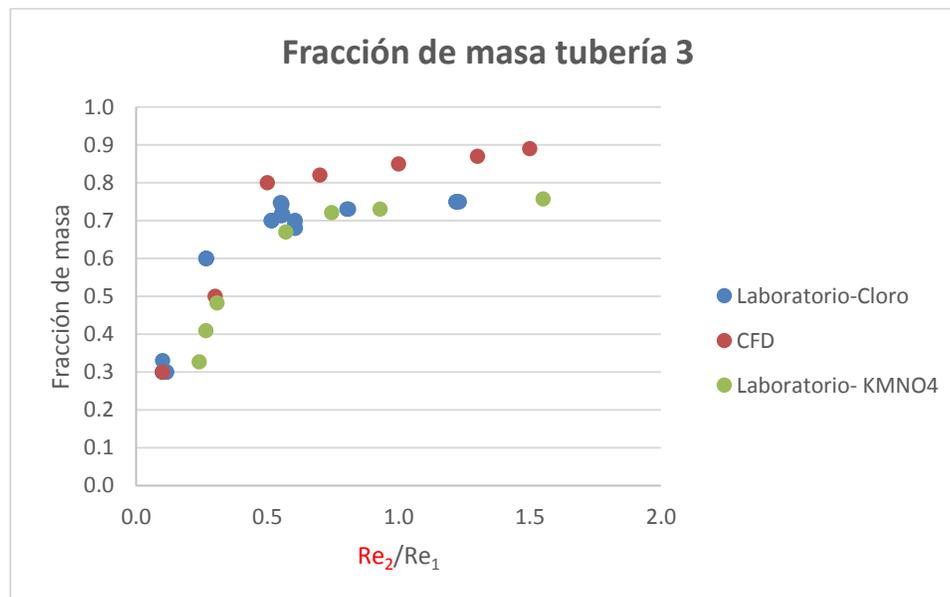
Gráfica 48. Comparación metodologías de medición en configuración a).

Cruz tubería de salida 1.5”:



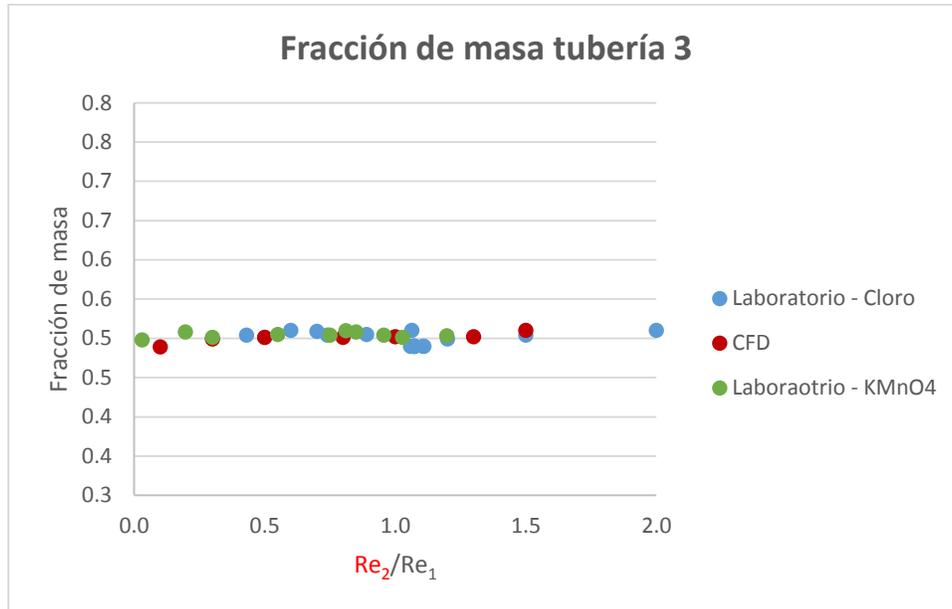
Gráfica 49. Comparación metodologías de medición en configuración b).

Cruz tubería entrada 1.5”



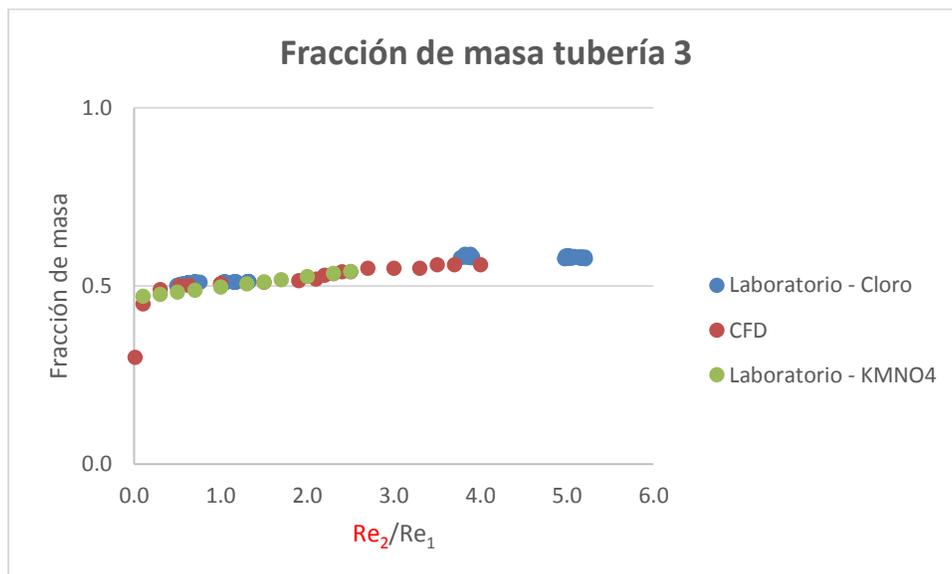
Gráfica 50. Comparación metodologías de medición en configuración c).

Doble tee (L/d=14):



Gráfica 51. Comparación metodologías de medición en configuración d).

Doble tee (L/d=3.7):



Gráfica 52. Comparación metodologías de medición en configuración e).

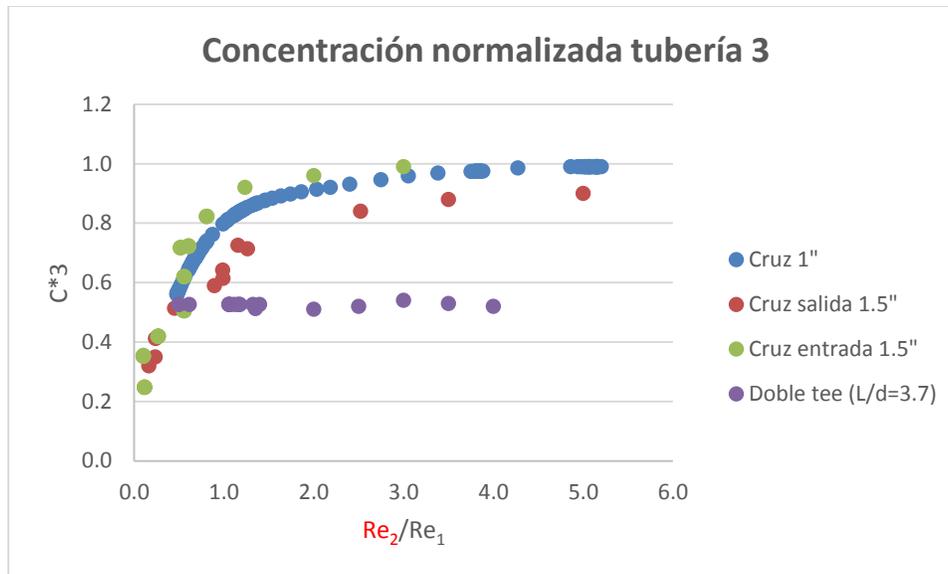
Se podría pensar que los procesos de mezcla son diferentes cuando se utiliza Permanganato de Potasio y cuando se utiliza cloro ya que son especies diferentes. Sin embargo, es importante tener en cuenta que existen varios procesos de transporte; la difusión, por su parte se presenta cuando el soluto se transporta por el agua, estando ésta en estado estable. En dicho caso, el transporte entre los dos trazadores sí sería diferente. Pero para los experimentos que se llevaron a cabo en este proyecto, los procesos predominantes fueron los de convección-advención, en donde la naturaleza de los trazadores no afecta de manera significativa la mezcla que se presenta en la unión. Es por esto que los resultados obtenidos para los dos trazadores, si bien no son los mismos, siguen la misma tendencia y presentan un error relativo de menos del 3%, el cual se debe a que las metodologías de medición fueron diferentes.

Se puede observar que para todos los casos, los resultados obtenidos con el análisis de imagen realizado con el Permanganato de Potasio, se encuentran con mayor dispersión con respecto a los resultados obtenidos con las otras metodologías. Esto se debe a que el análisis de imagen es la metodología que más presenta incertidumbre ya que la definición del umbral de intensidad de rojo depende en gran parte de factores externos como la incidencia de la luz sobre las imágenes, las sombras, el ángulo en el que se toman las fotos, etc.

Por otro lado, los resultados de la modelación en CFD se acercan a los experimentales, siguiendo la tendencia de que a medida que aumenta la relación del número de Reynolds, también aumenta la fracción de masa. Lo anterior está de acuerdo con los resultados presentados por Austin, et al., (2008), como se puede ver en la Gráfica 54. Sin embargo existen discrepancias, en especial para las configuraciones en cruz con salida o entrada de 1.5". La diferencia que existe entre los valores experimentales y los numéricos, se debe a que el modelo computacional en muchos casos no representa algunas alteraciones geométricas que se pueden presentar a la hora de la construcción del modelo físico. Por ejemplo, para las configuraciones mencionadas, el cambio entre los diámetros de las tuberías presenta una geometría interna brusca, la cual no se ve representada en la geometría definida en ANSYS. Es por esto que los resultados demuestran una mayor mezcla en el modelo físico con respecto al computacional.

A pesar de lo anterior, se lograron resultados consistentes, demostrando que a medida que aumenta la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada, aumenta la fracción de masa.

Para cada una de las configuraciones se mostró la respectiva gráfica de concentración normalizada. Sin embargo, no es muy clara la diferencia de los procesos de mezcla en las diferentes configuraciones. Debido a esto, se presenta a continuación una gráfica que compara los resultados de concentración normalizada en la tubería 3 para las configuraciones estudiadas:

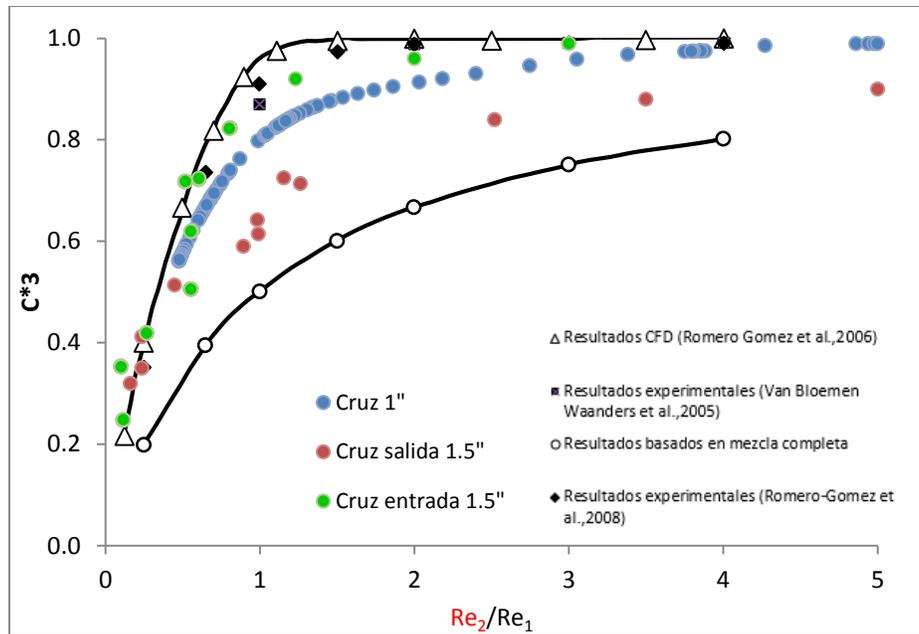


Gráfica 53. Comparación concentración normalizada entre configuraciones.

Se puede observar que la configuración en cruz con la tubería de entrada de 1.5", es la que presenta menor mezcla. Estos cambios se hacen más evidentes a partir de la $Re_2/Re_1=0.5$.

Con la Gráfica 53 se puede determinar que los procesos de mezcla dependen en gran medida del tipo de configuración. Se puede observar que para la configuración en cruz con la tubería de salida de 1.5" se presenta una mayor mezcla con respecto a las otras configuraciones en cruz. Por su parte, la configuración en cruz con entrada de 1.5" es en donde se presenta la menor mezcla. Esto ocurre principalmente por la forma en que la interfaz incidente se genera en la intersección. El aumento del diámetro de una de las tuberías genera una diferencia en la proporción de bifurcación de los flujos y por lo tanto en la relación de velocidad. El proceso de mezcla se puede explicar usando el concepto de continuidad: para un mismo caudal, la velocidad es menor si el área es mayor; por el contrario, si se reduce el área, la velocidad va aumentar. Por lo tanto, para la configuración con salida de 1.5", la velocidad en esa tubería es menor que en las demás, lo que hace que el impulso de los flujos incidentes se incline hacia la tubería 4, aumentando la mezcla y reduciendo la concentración normalizada en la tubería 3. Por su parte, para la configuración con la tubería de entrada de 1.5", la velocidad en la tubería 2 generalmente es menor al de la tubería 1, lo que hace que el impulso de los flujos incidentes se incline hacia la tubería 3 y enviando la mayor cantidad de agua con trazador por esta tubería.

Los valores obtenidos en esta tesis se compararon con los valores reportados por la literatura:



Gráfica 54. Comparación C^* entre configuraciones y bibliografía.

Se puede ver en la gráfica que los valores siguen la misma tendencia, en especial hacia los extremos. Se podría decir que los datos obtenidos con la configuración en cruz con tubería de entrada de 1.5” son los más cercanos a los de la bibliografía; sin embargo, no son comparables ya que la configuración es diferente. Esto podría demostrar que diferentes configuraciones en diferentes condiciones experimentales, pueden presentar los mismos resultados.

Es importante realizar una comparación para un escenario estándar con el fin de conocer la magnitud del error experimental del modelo físico de este proyecto. Para esto se van a comparar los valores de concentración normalizada, cuando la relación de los flujos de las tuberías de entrada es la misma, para las configuraciones a), b) y c) con los reportados en la literatura:

Tabla 17. Errores con respecto a la bibliografía para las configuraciones a), b) y c).

Configuración	C^*3	Error con respecto a la bibliografía
a)	0.82	9.9%
b)	0.614	32.5%
c)	0.89	2.2%
Literatura	0.91	-

Se puede observar que la menor diferencia porcentual se encuentra en la configuración c); sin embargo, estos resultados no son comparables debido a que la configuración es diferente. En este caso, la diferencia porcentual de la configuración a) es la única comparable ya que tiene todas las tuberías del mismo diámetro, así como las configuraciones de los experimentos reportados en la literatura. Por lo tanto, el error experimental es del 10% con respecto a los valores obtenidos por otros autores. Este error se puede presentar por dos motivos, el principal es que en el modelo físico se produce una mayor mezcla a causa de diferencias en la geometría interna generadas en el momento de construcción de la unión. El segundo, se debe a errores aleatorios en cuanto a la precisión o tipo de instrumento utilizado para medir las concentraciones de cloro.

También se realizó una comparación de los valores de concentración normalizada entre las configuraciones b) y c) con respecto a la configuración a). Se encontró que para la configuración b) existe una diferencia del 25% y para la configuración c) del 8.5%. Para estas diferencias porcentuales se debe tener en cuenta que en la configuración b) se presenta una mayor mezcla y en la configuración c) una menor mezcla con respecto a la configuración a). Estos valores se muestran a continuación:

Tabla 18. Comparación de los valores de concentración normalizada entre las configuraciones b) y c) con respecto a la configuración a).

Configuración	C*3	Error con respecto a la configuración a)
a)	0.82	-
b)	0.614	25.1%
c)	0.89	8.5%

Por otro lado, para los resultados de concentración normalizada de cada una de las configuraciones se obtuvo una ecuación por regresión polinómica de los datos. Esto se realizó con el fin de caracterizar los procesos de mezcla en cada una de las configuraciones. A continuación se muestran las ecuaciones obtenidas:

Configuración cruz con tuberías de 1”

$$0.0173x^3 - 0.1814x^2 + 0.6026x + 0.3426$$

Configuración cruz con tubería de salida de 1.5”

$$0.0242x^3 - 0.192x^2 + 0.5622x + 0.256$$

Configuración cruz con tubería de entrada de 1.5”

$$0.8982x^3 - 2.3508x^2 + 2.4765x - 0.1782$$



Configuración doble tee (L/d=14)

$$0.1119x^3 - 0.1764x^2 + 0.0743x + 0.4977$$

Configuración doble tee (L/d=3.7)

$$0.0887x^3 - 0.3078x^2 + 0.569x + 0.0524$$

Se decidió realizar el análisis para la concentración normalizada ya que este valor depende de menos parámetros, únicamente de las concentraciones. Por el contrario, la Fracción de Masa, también depende de los caudales de las tuberías.

Para todas las configuraciones se encontró que una función polinómica de orden tres es la que representa de mejor manera los datos medidos en el laboratorio.

Para comprobar lo anterior, se utilizó la ecuación correspondiente para calcular la concentración normalizada asociada con diferentes relaciones de número de Reynolds. Por otro lado, se quiso utilizar otro método matemático de cálculo para poder realizar comparaciones. Por lo tanto se utilizaron Redes Neuronales Artificiales.

Las Redes Neuronales Artificiales están inspiradas en las redes neuronales biológicas del cerebro humano. Estas redes aprenden de la experiencia, generalizan de ejemplos previos a ejemplos nuevos y abstraen las características principales de una serie de datos (Basogain, 2014). El funcionamiento general de las redes Neuronales Artificiales se basa en ingresar una serie de datos medidos, junto con sus resultados; luego la red aprende de dichos valores y finalmente, en el momento en que el usuario quiera obtener un resultado para un dato de entrada cualquiera, obtendrá un valor de acuerdo con lo aprendido previamente.

En este caso, se utilizó un código en Matlab y se ingresaron los datos obtenidos en el laboratorio. Dichos datos corresponden a la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada y la concentración normalizada obtenida en la tubería 3. Después de que la red procesó los datos y aprendió de los valores de entrada, se pudo obtener la concentración normalizada para cualquier relación de número de Reynolds. Los resultados Para casa una de las configuraciones se muestra a continuación:

Configuración cruz con tuberías de 1”

Tabla 19. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración a).

Re₂/Re₁	Regresión polinómica	Redes Neuronales	Error
0.1	0.177	0.143	19.1%
0.3	0.412	0.434	5.3%
0.5	0.578	0.583	0.8%
0.7	0.694	0.675	2.6%
1	0.801	0.788	1.6%
1.3	0.859	0.923	7.4%
1.5	0.882	0.861	2.4%
1.7	0.899	0.825	8.2%
2	0.918	0.991	8.0%
2.3	0.936	0.881	5.9%
2.5	0.950	0.876	7.8%
2.7	0.966	0.950	1.7%
3	0.995	0.919	7.7%
		Promedio	6.0%

Configuración cruz con tubería de salida de 1.5”

Tabla 20. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración b).

Re₂/Re₁	Regresión polinómica	Redes Neuronales	Error
0.2	0.361	0.319	11.734%
0.3	0.408	0.443	8.619%
0.4	0.452	0.495	9.650%
0.5	0.492	0.572	16.231%
0.6	0.529	0.522	1.403%
0.7	0.564	0.589	4.441%
0.8	0.595	0.563	5.421%
0.9	0.624	0.577	7.547%
1	0.650	0.634	2.522%
1.1	0.674	0.700	3.810%
1.2	0.696	0.733	5.377%
1.3	0.716	0.725	1.251%
1.4	0.733	0.688	6.119%
1.5	0.749	0.725	3.241%
1.6	0.763	0.718	5.952%
1.7	0.776	0.777	0.186%
1.8	0.787	0.800	1.586%
1.9	0.797	0.789	1.047%
2	0.806	0.851	5.533%
2.1	0.814	0.807	0.899%
2.2	0.821	0.871	6.095%
2.3	0.828	0.712	13.991%
2.4	0.834	0.827	0.875%
2.5	0.840	0.852	1.450%
		Promedio	8.450%

Configuración cruz con tubería de entrada de 1.5”

Tabla 21. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración c).

Re₂/Re₁	Regresión polinómica	Redes Neuronales	Error
0.1	0.064	0.057	11.09%
0.2	0.208	0.207	0.64%
0.3	0.340	0.345	1.47%
0.4	0.460	0.641	39.36%
0.5	0.567	0.700	23.63%
0.6	0.661	0.714	7.94%
0.7	0.743	0.737	0.76%
0.8	0.813	0.835	2.81%
0.9	0.870	0.856	1.56%
1	0.914	0.918	0.35%
1.1	0.946	0.950	0.34%
1.2	0.966	0.956	1.03%
1.3	0.973	0.970	0.37%
		Promedio	7.03%

Configuración doble tee (L/d=14)

Tabla 22. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración d).

Re₂/Re₁	Regresión polinómica	Redes Neuronales	Error
0.1	0.5034779	0.4986	0.97%
0.2	0.5063992	0.4986	1.54%
0.3	0.5071353	0.5106	0.68%
0.4	0.5063576	0.5255	3.78%
0.5	0.5047375	0.5074	0.53%
0.6	0.5029464	0.5043	0.27%
0.7	0.5016557	0.5019	0.05%
0.8	0.5015368	0.5049	0.67%
0.9	0.5032611	0.5017	0.31%
1	0.5075	0.5061	0.28%
1.1	0.5149249	0.5082	1.31%
1.2	0.5262072	0.5082	3.42%
1.3	0.5420183	0.5082	6.24%
		Promedio	1.54%

Configuración doble tee ($L/d=3.7$)

Tabla 23. Resultados Regresión polinómica y RNA para configuración e).

Re₂/Re₁	Regresión polinómica	Redes Neuronales	Error
0.2	0.189	0.196	3.59%
0.3	0.222	0.216	2.90%
0.4	0.254	0.245	3.46%
0.5	0.286	0.285	0.05%
0.6	0.316	0.295	6.70%
0.7	0.345	0.345	0.07%
0.8	0.374	0.378	1.18%
1	0.428	0.448	4.53%
1.1	0.454	0.461	1.55%
1.2	0.479	0.433	9.66%
1.3	0.503	0.519	3.29%
1.4	0.526	0.514	2.23%
1.5	0.548	0.570	4.10%
		Promedio	4.79%

Sin embargo, es importante realizar las comparaciones de los resultados con los datos obtenidos en el laboratorio. Para esto se escogieron algunos datos medidos en laboratorio y para esa misma relación de número de Reynolds se calculó la concentración normalizada utilizando la ecuación polinómica y Redes Neuronales Artificiales:

Configuración cruz con tuberías de 1”

Tabla 24. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración a).

Re₂/Re₁	Laboratorio	Regresión polinómica	Error	Redes Neuronales	Error
0.502	0.580	0.579	0.035%	0.577	0.46%
0.609	0.646	0.646	0.035%	0.6494	0.52%
0.702	0.694	0.694	0.040%	0.694	0.00%
1.030	0.808	0.808	0.014%	0.8116	0.40%
1.100	0.824	0.824	0.014%	0.825	0.09%
1.211	0.845	0.844	0.004%	0.846	0.12%
1.367	0.867	0.867	0.063%	0.8656	0.16%
1.448	0.876	0.876	0.108%	0.875	0.09%
1.462	0.877	0.878	0.117%	0.8771	0.01%

Configuración cruz con tubería de salida de 1.5”

Tabla 25. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración b).

Re₂/Re₁	Laboratorio	Regresión polinómica	Error	Redes Neuronales	Error
0.162	0.320	0.342	6.40%	0.337	5.0%
0.234	0.350	0.378	7.31%	0.347	1.0%
0.235	0.412	0.378	9.01%	0.347	18.8%
0.449	0.514	0.472	8.95%	0.508	1.2%
0.892	0.590	0.622	5.15%	0.583	1.3%
0.984	0.642	0.646	0.68%	0.583	10.2%
0.990	0.614	0.648	5.15%	0.606	1.4%
1.155	0.725	0.687	5.61%	0.734	1.2%
1.263	0.714	0.708	0.78%	0.709	0.7%
2.521	0.840	0.841	0.09%	0.837	0.4%

Configuración cruz con tubería de entrada de 1.5”

Tabla 26. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración c).

Re₂/Re₁	Laboratorio	Regresión polinómica	Error	Redes Neuronales	Error
0.100	0.079	0.063	25.5%	0.0813	2.23%
0.101	0.093	0.065	41.6%	0.0984	5.98%
0.115	0.047	0.087	45.4%	0.0442	7.14%
0.266	0.302	0.297	1.6%	0.2987	1.08%
0.517	0.815	0.583	39.6%	0.7997	1.86%
0.559	0.619	0.623	0.6%	0.637	2.75%
0.603	0.623	0.664	6.2%	0.6296	1.08%
0.809	0.780	0.818	4.7%	0.7798	0.02%
1.218	0.975	0.968	0.6%	0.9792	0.47%
1.226	0.976	0.969	0.7%	0.9779	0.23%

Configuración doble tee (L/d=14)

Tabla 27. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración d).

Re₂/Re₁	Laboratorio	Regresión polinómica	Error	Redes Neuronales	Error
0.259	0.509	0.507	0.37%	0.504	1.08%
0.344	0.501	0.507	1.17%	0.506	0.91%
0.427	0.505	0.506	0.19%	0.520	2.92%
0.508	0.504	0.505	0.12%	0.506	0.30%
0.613	0.508	0.503	1.05%	0.506	0.47%
0.713	0.501	0.502	0.11%	0.500	0.16%
0.854	0.506	0.502	0.66%	0.504	0.32%
0.905	0.503	0.503	0.08%	0.502	0.20%
0.918	0.507	0.504	0.63%	0.506	0.30%
0.995	0.509	0.507	0.35%	0.505	0.81%
1.000	0.506	0.508	0.30%	0.506	0.02%

Configuración doble tee (L/d=3.7)

Tabla 28. Error entre resultados medidos en el laboratorio, Regresión polinómica y RNA para configuración e).

Re₂/Re₁	Laboratorio	Regresión polinómica	Error	Redes Neuronales	Error
0.496	0.279	0.284	1.72%	0.2755	1.45%
0.500	0.285	0.286	0.19%	0.2834	0.57%
0.613	0.329	0.320	2.73%	0.3285	0.00%
1.055	0.437	0.443	1.30%	0.4334	0.77%
1.105	0.461	0.455	1.24%	0.4756	3.06%
1.149	0.476	0.466	2.13%	0.4762	0.01%
1.170	0.474	0.471	0.44%	0.474	0.09%
1.175	0.474	0.473	0.28%	0.4736	0.09%
1.322	0.504	0.508	0.73%	0.5041	0.03%
1.349	0.513	0.514	0.28%	0.5126	0.01%

Con estos resultados se confirma que se pueden utilizar las ecuaciones polinómicas para describir los procesos de mezcla en las intersecciones de las diferentes configuraciones.

9. Conclusiones y recomendaciones

Al realizar las pruebas se puede concluir, que efectivamente no se presenta una mezcla completa en la unión y que efectivamente, el porcentaje de trazador que se bifurca depende de las relaciones de flujo entre las tuberías de entrada y el tipo de configuración.

En cuanto a la metodología de medición usando análisis de imagen, se puede evidenciar de manera visible los procesos de mezcla en cada una de las configuraciones. Generalmente, cuando los caudales de las dos tuberías de entrada es el mismo, se puede ver que existe el mismo patrón de mezcla, el cual es que por la tubería de salida 3 se va la mayor parte del trazador; y por la tubería de salida 4 existe una pequeña mezcla. La tendencia de concentración normalizada y fracción de masa es de aumentar a medida que aumenta la relación del número de Reynolds de las tuberías de entrada.

En cuanto a los resultados obtenidos utilizando Cloro como trazador, se puede confirmar que los procesos de mezcla son incompletos, lo que es consistente con los resultados obtenidos utilizando Permanganato de Potasio. Además, dichos procesos dependen directamente de la relación del flujo de las tuberías de entrada y de la configuración de la intersección. Para la configuración en cruz con todas las tuberías de 1" el patrón de mezcla presenta la misma tendencia que los reportados en la literatura, pero se puede calcular una diferencia del 5% en el punto donde los datos son más alejados.

Los resultados reportados utilizando CFD son consistentes con los valores obtenidos en el modelo físico. Se sabe que el tamaño de la malla siempre es importante y crítico en cualquier problema resuelto con CFD. Sin embargo, para este caso se utilizaron tamaños de malla relativamente pequeños y los resultados parecen ser independientes al número de celdas. Lo anterior se debe a que se está utilizando un método RANS para modelar la turbulencia, el cual solo demanda mallas de pequeño tamaño para producir aproximaciones satisfactorias de problemas físicos. Además, incrementar el tamaño de la malla repercute en un incremento de los recursos computacionales, que para este caso no valdrían la pena. Por lo tanto, el refinamiento de la malla en la zona de la intersección es suficiente para tener buenos resultados. No obstante, existen variaciones que se deben principalmente por la representación adecuada de la geometría interna de las tuberías del modelo físico.

En este proyecto se confirmó la utilidad de utilizar modelos computacionales. En este caso CFD fue de gran ayuda en el momento de definir cuál era la relación L/d que permite una mezcla completa, ya que se pueden simular varios modelos cambiando dicha relación y los costos, tanto temporales como de recursos físicos, son mucho menores en comparación si se cambia el montaje en el laboratorio para cada relación L/d propuestas. Esto también aplica para otras configuraciones que se quieran comprobar en un futuro, si se sabe que para este proyecto la diferencia máxima entre lo medido en el laboratorio y lo simulado en

CFD fue de 10.5%, Se puede usar esta diferencia porcentual para comparar resultados numéricos de otras configuraciones y estimar resultados para modelos físicos.

Se encontró que cuando existe una configuración en donde la tubería de salida tiene un diámetro mayor, la mezcla en la tubería 3 es un 25% mayor a lo que se presentaría en una configuración con todas las tuberías del mismo diámetro. De la misma manera, para la configuración en donde la tubería de entrada tiene mayor diámetro, la mezcla en la tubería 3 es 8.5% menor con respecto a la configuración con todas las tuberías del mismo diámetro.

Como se mencionó anteriormente, los procesos de mezcla dependen de la configuración de la intersección y esto se observó de manera muy clara cuando se realizaron los experimentos con la configuración doble tee. Al tener una distancia grande entre las dos uniones, los flujos incidentes tenían mayor tiempo y espacio de contacto en el que se desarrolla la mezcla, por lo tanto las concentraciones en las tuberías de salida se acercan mucho a la mezcla completa. Debido a lo anterior, se encontró que la relación L/d a partir del cual se comienza a presentar una mezcla completa es 3.7. Con esta geometría se lograron resultados consistentes para las tres metodologías utilizadas. Sin embargo, es conveniente realizar una modelación física con una relación L/d un poco menor para corroborar estos resultados.

El análisis de este trabajo se enfocó en los procesos de mezcla en función de la relación de número de Reynolds de las tuberías de entrada. Sin embargo, es recomendable realizar los mismos análisis pero teniendo en cuenta la relación del número de Reynolds de las tuberías de salida.

10. Agradecimientos

La realización de este proyecto no pudo haber llegado a mejor término sin la guía y asesoría de Juan Saldarriaga, quien siempre me corrigió y apoyó para llevar a cabo este trabajo.

También, agradezco a mis jurados de tesis quienes estuvieron dispuestos a proporcionar su ayuda: Pedro Romero-Gómez, que gracias a su gran conocimiento en el tema, pude solucionar todas las dudas que surgieron durante el desarrollo de la investigación. Pedro Iglesias, que gracias a sus recomendaciones con respecto a las metodologías de medición pude obtener resultados más consistentes. Y a Andres González, que gracias a sus explicaciones pude entender las bases y el funcionamiento de CFD.

Un especial agradecimiento, por su ayuda incondicional, al técnico del Laboratorio de Hidráulica Jhon Calvo.

Por último, pero no menos importante, agradezco a mis papás por su apoyo y confianza en mí, y a mis amigos por siempre alentarme a seguir adelante en esta investigación.

11. Bibliografía

- Agbar Agua. (2003). *Cloro residual*. Recuperado el 14 de Noviembre de 2012, de Aguagest- Región de Murcia: <http://www.aquagest-regiondemurcia.es/img/contenidos/1/ficha-sobre-calidad-del-agua.pdf>
- Austin, R., Romero-Gomez, P., & Choi, C. (2007). *Transport Phenomena at intersections at Low Reynolds Number*. Obtenido de ASCE.
- Austin, R., Van Bloemen Waanders, S., McKenna, S., & Choi, Y. (2008). Mixing at cross Junctions in Water Distribution System II. *ASCE*, (pág. 8).
- Biblioteca Digital de la Universidad de Chile. (2005). *Ley de difusión de Graham*. Recuperado el 27 de mayo de 2013, de Ciencias químicas y farmacéuticas: http://mazinger.sisib.uchile.cl/repositorio/ap/ciencias_quimicas_y_farmacuticas/ap-quimgral-6/c4.2.html
- Boulos, P. F., Altman, T., Jarrige, P.-A., & Collevati, F. (1995). Discrete Simulation Approach For Network-WaterQuality Models. *ASCE*, (pág. 12).
- Braun, M., Bernard, T., Ung, H., Piller, O., & Gilbert, D. (2013). *Model based investigation of transport phenomena in water distribution networks for contamination scenarios*. Obtenido de 12 th International Conference on computing and Control for Water Industry.
- Chrysikopoulos, C., Plega, C., & Katzourakis, V. (2011). Non-invasive in situ concentration determination of fluorescent or color tracers and pollutants in a glass pore network model. *Journal of Hazardous materials*, 299-306.
- Ho, C. K. (2008). *Solute Mixing Model for Water-Distribution Pipe Networks*. Recuperado el 10 de Marzo de 2013, de ASCE: <http://gsgc.gzhu.edu.cn/gpsgd/UploadFile/200942623229730.pdf>
- Ho, C. K., & Leslie, O. (Septiembre de 2009). *Journal AWWA*. Recuperado el 27 de mayo de 2013, de Evaluation of solute mixing in Water distribution pipe junctions: http://www.sandia.gov/EPANET-BAM/download/J_AWWA_2009_101_9_Ho.pdf
- Ho, C. K., Choi, C. Y., & McKenna, S. A. (2007). *Evaluation of complete and incomplete mixing models in water distribution pipe network simulations*. Recuperado el 3 de Junio de 2013, de World Environmental and Water Resources congress (ASCE): <http://ascelibrary.org.biblioteca.uniandes.edu.co:8080/doi/abs/10.1061/40927%28243%29486?prevSearch=%28evaluation+of+complete+and+incomplete+mixing+models%29+and+%5BFulltext%3A+evaluation+of+complete+and+incomplete+mixing+models%5D&searchHistoryKey=>
- Ho, C., & Khalsa, S. (2008). *EPANET-BAM: Water quality modeling with incomplete mixing in pipe junctions*. Obtenido de 10 th Annual Water Distribution Systems Analysis Conference, WDSA.
- Ho, C., Orear, L., Wright, J., & McKenna, S. (2007). *Contaminant mixing at pipe joints: Comparison between laboratory flow experiments and Computational Fluid*

- Dynamics models*. Obtenido de 8th Annual Water Distribution Systems Analysis Symposium.
- ImageJ. (2011). Recuperado el 12 de Noviembre de 2015, de <http://imagej.nih.gov/ij/>
- McKenna, S., Orear, L., & Wright, J. (2007). *Experimental Determination of Solute Mixing in Pipe Joints*. Obtenido de World Environmental and Water Resources Congress.
- Mompremier, R. (2009). *Difusión de sustancias en redes de tuberías presión*. México D.F: Intituto politécnico Nacional.
- Ocasio, N., & Manuel, L. (2007). *El uso del Cloro en la Desinfección del Agua*. Recuperado el 15 de Noviembre de 2012, de Hispagua: Sistema Español de Información sobre el Agua: http://hispagua.cedex.es/sites/default/files/uso_cloro.pdf
- Revista Ambientum. (Febrero de 2002). *Cloro Residual en Agua de Consumo*. Recuperado el 15 de Noviembre de 2012, de Revista Ambientum: http://www.ambientum.com/revista/2002_05/CLORES2.asp
- Romero-Gomez, P., Choi, C., van Bloemen Waanders, B., & McKenna, S. (2006). Transport Phenomena at Intersections of Pressurized Pipe Systems. *8th Annual Water Distribution Systems Analysis Symposium*, (pág. 20). Cincinnati, Ohio, USA.
- Romero-Gómez, P., Ho, C., & Choi, Y. (2008). Mixing at cross junctions in water distribution system. *ASCE*, (pág. 10).
- Rossman, L. (1993). *EPANET*. Cincinnati.
- Rossman, L., Clark, R., & Grayman, W. (1994). Modeling Chlorine Residuals in Drinking-Water Distribution Systems. *ASCE*, (pág. 18).
- Saldarriaga V., J. G. (2011). Clase de Hidráulica. Bogotá D.C, Colombia: Universidad de los Andes.
- Saldarriaga, J. G. (2007). *Hidráulica de Tuberías: Abastecimiento de Aguas, Redes, Riegos*. Bogotá D.C.: Alfaomega.
- Sedna, P. P. (Diciembre de 2012). *Los acueductos romanos*. Recuperado el 25 de Mayo de 2013, de <http://www.portalplanetasedna.com.ar/acueductos.htm>
- Shao, Y., Jeffrey Yang, Y., Jiang, L., Yu, T., & Shen, C. (2014). *Experimental testing and modeling analysis of solute mixing at water distribution pipe junctions*. Obtenido de Water Research.
- Tzatchkov, V. G., Buchberger, S. G., Li, Z., Romero-Gómez, P., & Choi, C. (5 de Septiembre de 2009). *Axial Dispersion in Pressurized Water Distribution Networks-A Review*. Recuperado el 10 de Marzo de 2013, de International Symposium on Water Management and Hydraulic Engineering: <http://wmhe.gf.ukim.edu.mk/downloads/paperstopic2/a104-tzatchkov-buchberger-li-romero-gomez-choi.pdf>
- Universidad de Valencia. (2006). *Fenómenos de transporte y conductividad electrolítica*. Recuperado el 27 de mayo de 2013, de Departamento de Química Física: http://www.uv.es/tunon/QFIII/tema_4.pdf
- Versteeg, H., & Malalasekera, W. (1995). *An introduction to Computational Fluid Dynamics*. Edinburgo: Pearson.



-
- Vidal, R., Martínez, F., & Ayza, M. (1994). *Aplicaciones de los modelos de calidad en la simulación de las redes de distribución de agua potable*. Recuperado el 15 de Octubre de 2012, de <http://upcommons.upc.edu/revistes/bitstream/2099/4203/1/article5.pdf>
- Yi Wu, Z., & Elsayed, S. M. (2013). Parallelized hydraulic and water quality simulation for water distribution system analysis. *World Environmental and Water Resources Congress*, (pág. 11). ASCE.