



Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Escuela de Ingeniería Química

**DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN DE UN REACTOR
FLUJO PISTÓN DE FORMA HELICOIDAL ESCALA
LABORATORIO**

Diego Bernardo Lainfiesta López

Asesorado por el Ing. Michele Mario Pagliara Valz

Guatemala, marzo de 2009

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA



FACULTAD DE INGENIERÍA

**DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN DE UN REACTOR
FLUJO PISTÓN DE FORMA HELICOIDAL ESCALA
LABORATORIO**

TRABAJO DE GRADUACIÓN

PRESENTADO A JUNTA DIRECTIVA DE LA
FACULTAD DE INGENIERÍA

POR:

DIEGO BERNARDO LAINFIESTA LÓPEZ

ASESORADO POR EL ING. MICHELE MARIO PAGLIARA VALZ

AL CONFERÍRSELE EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO

GUATEMALA, MARZO DE 2009

UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA



NÓMINA DE JUNTA DIRECTIVA

DECANO	Ing. Murphy Olympo Paíz Recinos
VOCAL I	Inga. Glenda Patricia García Soria
VOCAL II	Inga. Alba Maritza Guerrero de López
VOCAL III	Ing. Miguel Ángel Dávila Calderón
VOCAL IV	Br. José Milton De León Bran
VOCAL V	Br. Isaac Sultán Mejía
SECRETARIA	Inga. Marcia Ivónne Véliz Vargas

TRIBUNAL QUE PRACTICÓ EL EXAMEN GENERAL PRIVADO

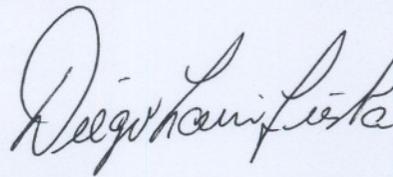
DECANO	Ing. Murphy Olympo Paíz Recinos
EXAMINADOR	Ing. César Alfonso García Guerra
EXAMINADOR	Inga. Teresa Lisely de León Arana
EXAMINADOR	Ing. Williams Guillermo Álvarez Mejía
SECRETARIA	Inga. Marcia Ivónne Véliz Vargas

HONORABLE TRIBUNAL EXAMINADOR

Cumpliendo con los preceptos que establece la ley de la Universidad de San Carlos de Guatemala, presento a su consideración mi trabajo de graduación titulado:

**DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN DE UN REACTOR
FLUJO PISTÓN DE FORMA HELICOIDAL ESCALA
LABORATORIO,**

tema que me fuera asignado por la Dirección de la Escuela de Ingeniería Química, con fecha 22 de agosto de 2008.



Diego Bernardo Lainfiesta López

Guatemala, 19 de enero de 2009

Universidad de San Carlos de Guatemala
Facultad de Ingeniería
Ing. Williams Guillermo Álvarez Mejía
Director de Escuela de Ingeniería Química
Presente.

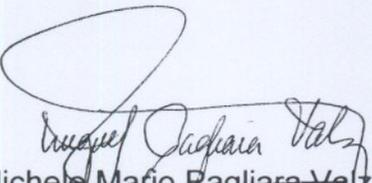
Apreciable Ingeniero:

Por este medio, me dirijo a usted informándole que he revisado el Informe Final de Trabajo de graduación titulado **“DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN DE UN REACTOR FLUJO PISTÓN DE FORMA HELICOIDAL ESCALA LABORATORIO”**, preparado por el estudiante Diego Bernardo Lainfiesta López, quien se identifica con el carné No. 2004-12725.

Por lo tanto, después de haber realizado la revisión respectiva y haberle hecho las correcciones pertinentes, por medio de la presente, solicito su autorización para que pueda continuar con el proceso respectivo.

Sin otro particular,

Atentamente,


Michele Mario Pagliara Valz
INGENIERO QUÍMICO
Colegiado No. 355
Asesor de trabajo de graduación



UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA.

Guatemala, 23 de Febrero de 2009
Ref. EI.Q.063.2009

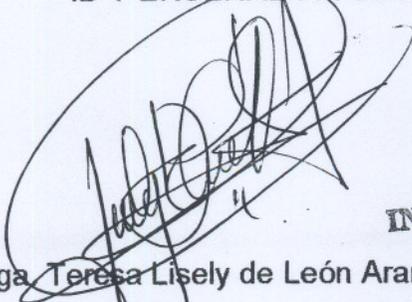
Ingeniero
Williams Guillermo Álvarez Mejía
DIRECTOR
Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Presente.

Estimado Ingeniero Álvarez:

Como consta en el Acta TG-009-09-B-IF le informo que reunidos los Miembros del Tribunal nombrado por la Escuela de Ingeniería Química, se practicó la revisión del informe final del trabajo de graduación, para optar al título de INGENIERO QUÍMICO al estudiante universitario **DIEGO BERNARDO LAINFIESTA LÓPEZ**, identificado con carné No. **2004-12725**, titulado: "**DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN DE UN REACTOR FLUJO PISTÓN DE FORMA HELICOIDAL ESCALA LABORATORIO**" el cual ha sido asesorado por el Ingeniero Químico Michele Pagliara Valz, como consta en el Acta.

Habiendo encontrado el referido informe final **satisfactorio**, se procede a recomendarle autorice al estudiante **Lainfiesta López** proceder con los trámites requeridos de acuerdo a normas y procedimientos establecidos por la Facultad para su autorización e impresión.

"ID Y ENSEÑAR A TODOS"


Inga Teresa Lisely de León Arana, M.Sc.

COORDINADORA
Tribunal que revisó el informe final
Del trabajo de graduación



ESCUELA DE
INGENIERIA QUIMICA

C.c.: archivo



UNIVERSIDAD DE SAN CARLOS DE GUATEMALA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

El Director de la Escuela de Ingeniería Química Ing. Williams Guillermo Álvarez Mejía, M.Sc. Después de conocer el dictamen del Asesor y de los Miembros del Tribunal nombrado por la Escuela de Ingeniería Química para revisar el trabajo de graduación del estudiante **Diego Bernardo Lainfiesta López** titulado: **“DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN DE UN REACTOR FLUJO PISTÓN DE FORMA HELICOIDAL ESCALA LABORATORIO”**, procede a la autorización del mismo, ya que reúne rigor, coherencia y calidad requeridos.


Ing. Williams Guillermo Álvarez Mejía M.Sc.
DIRECTOR ESCUELA INGENIERÍA QUÍMICA



Guatemala, marzo de 2,009

C.c.: archivo

Universidad de San Carlos
de Guatemala



Facultad de Ingeniería
Decanato

Ref. DTG.069.2009

El Decano de la Facultad de Ingeniería de la Universidad de San Carlos de Guatemala, luego de conocer la aprobación por parte del Director de la Escuela de Ingeniería Química, al trabajo de graduación titulado: **DISEÑO, CONSTRUCCIÓN Y EVALUACIÓN DE UN REACTOR FLUJO PISTÓN DE FORMA HELICOIDAL ESCALA LABORATORIO**, presentado por el estudiante universitario **Diego Bernardo Lainfiesta López**, procede a la autorización para la impresión del mismo.

IMPRÍMASE.

A large, handwritten signature in black ink, appearing to be 'Murphy Olympo Paiz Recinos', written over a large, empty oval shape.

Ing. Murphy Olympo Paiz Recinos
DECANO



Guatemala, marzo de 2009

/cc

El hombre que no comete errores usualmente no hace nada.

Edward Phelps

AGRADECIMIENTOS A:

Dios	Por el tiempo, oportunidades y logros concedidos.
Mi madre	Por sus consejos, abnegación, sacrificios y dedicación en estos años de vida y estudio.
Al pueblo de Guatemala	Por permitir y financiar mi educación superior.
Alicia	Por sus bromas y aliento a seguir adelante.
Roberto	Por sus ocurrencias y apoyo a lo largo de mi vida.
América	Por su compañía, inventiva y alegría.
Dr. Adolfo Gramajo	Por el interés sembrado, la calidad de docencia y dominio del tema.
Ing. Michele Pagliara	Por su asesoría en la realización de este proyecto.
Ing. Federico Salazar	Por la revisión técnica de esta investigación.
Ing. César García	Por su apoyo y experiencia.

Mis amigos

Luís Cutz, Carlos Galindo y Víctor Ramírez, por todo aquello que no se puede comprar pero si se puede dar.

ACTO QUE DEDICO A:

**Mis abuelos
Alicia y José**

Desde su lugar de descanso me cuidan.

**Mi madre
Teresa**

Gracias por todo aquello que me ayudo a ser quien soy.

**Mis hermanos
Roberto y Alicia**

Son y seremos siempre un equipo.

Mis maestros

Ustedes sembraron en mí la semilla del conocimiento y curiosidad que jamás cesará de crecer.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES	V
LISTA DE SÍMBOLOS	XV
GLOSARIO	XVII
RESUMEN	XIX
OBJETIVOS	XXI
INTRODUCCIÓN	XXIII
1. ANTECEDENTES	1
2. MARCO TEÓRICO	5
2.1. Cinética de reacción	5
2.1.1. Teoría de colisiones	5
2.1.2. Velocidad de reacción	5
2.1.3. Ley de velocidad	6
2.2. Hidrólisis de ésteres	7
2.2.1. Hidrólisis	7
2.2.2. Hidrólisis ácida	8
2.2.3. Hidrólisis básica	8
2.3. Reactores químicos	10
2.3.1. Balance general de masa	10
2.3.2. Reactor por lotes	12
2.3.3. Conversión en reactores por lotes	12
2.3.4. Reactor de flujo continuo	13
2.3.5. Reactor tubular	13
2.3.6. Consideraciones entre un reactor de flujo continuo (CSTR) y uno de flujo pistón (PFR)	14

2.3.7.	Tipos de reactores tubulares	17
2.3.7.1.	Tipo vacío	17
2.3.7.2.	Reactor relleno	17
2.3.8.	Arreglo físico reactores	18
2.4.	Flujo tapón	19
2.5.	Tipos de flujo	21
2.5.1.	Turbulencia	21
2.6.	Tiempo de residencia	22
2.7.	Perturbaciones de flujo en tubería curva	25
2.8.	Conductimetría	27
2.8.1.	Definición	27
2.8.2.	Conductividad electrolítica	27
2.8.3.	Electrolitos débiles	29
2.8.4.	Electrolitos fuertes	29
2.9.	Análisis de grados de libertad	33
2.9.1.	Balance de especies moleculares	33
2.10.	Responsabilidad ambiental	35
2.11.	Aprendizaje por la acción	36
3.	METODOLOGÍA	39
3.1.	Recursos	39
3.1.1.	Localización	39
3.1.2.	Recursos humanos	39
3.1.3.	Recursos materiales	39
3.1.3.1.	Reactivos	39
3.1.3.2.	Materiales	40
3.1.3.3.	Equipo y cristalería	40
3.1.3.4.	Material de escritorio	41
3.2.	Metodología experimental	41

3.2.1.	Procedimiento experimental	42
3.2.1.1.	Diseño del reactor flujo pistón	42
3.2.1.1.1.	Criterios de elección de volumen, diámetro y longitud	42
3.2.1.1.2.	Tiempo de residencia	44
3.2.1.1.3.	Materiales de construcción del reactor flujo pistón	46
3.2.1.1.3.1.	Base del reactor	46
3.2.1.1.3.2.	Cuerpo del reactor	47
3.2.1.1.3.3.	Elementos muestreadores y conectores	47
3.2.1.1.3.4.	Sistema de bombeo	49
3.2.1.2.	Construcción del reactor tubular:	49
3.2.1.3.	Calibración de las bombas centrífugas	51
3.2.1.4.	Verificación de la reacción del sistema acetato de etilo- hidróxido de sodio	52
3.2.1.5.	Verificación de la reacción del sistema acetato de etilo- hidróxido de sodio a dos parejas diferentes de concentraciones pero con igual flujo volumétrico.	53
3.2.2.	Uso del reactor tubular experimental	54
4.	RESULTADOS	57
4.1.	Planos detallados del reactor tubular experimental	57
4.2.	Conversión del sistema acetato de etilo e hidróxido de sodio a diferentes volúmenes del reactor y concentraciones	66
5.	DISCUSIÓN DE RESULTADOS	73
	CONCLUSIONES	79
	RECOMENDACIONES	81
	REFERENCIA BIBLIOGRÁFICA	83
	BIBLIOGRAFÍA	87

APÉNDICE 1	89
DATOS ORIGINALES	89
APÉNDICE 2	95
DATOS CALCULADOS	95
APÉNDICE 3	119
MUESTRA DE CÁLCULO	119
APÉNDICE 4	123
ANÁLISIS DE ERROR	123
APÉNDICE 5	127

ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

FIGURAS

1	Fórmula general de un éster	7
2	Hidrólisis ácida	8
3	Hidrólisis básica	8
4	Mecanismo de reacción para la hidrólisis alcalina del acetato de etilo	9
5	Reacciones secundarias para la hidrólisis del alcalina del acetato de etilo	10
6	Velocidad de reacción contra conversión	15
7	Velocidad de reacción contra conversión en un reactor agitado continuo	16
8	Velocidad de reacción contra conversión en un reactor flujo pistón	17
9	Fotografía reactor tubular escala laboratorio	19
10	Flujo tapón en reactores PFR ideales en régimen laminar	20
11	Flujo tapón en reactores PFR ideales en régimen turbulento	20
12	Flujo secundario en tubería curva	25
13	Conductividades de soluciones de hidróxido de sodio 0.01N a diferentes temperaturas	31
14	Base plancha de acrílico	46
15	Tubo de policloruro de vinilo	46

16	Manguera flexible de ¼ plg de policloruro de vinilo cristalino	47
17	Niple macho ¼ plg	48
18	Unión universal o “T” hembra	48
19	Diagrama de circuito completo de bombeo	49
20	Vista lateral de la base del reactor tubular construido	59
21	Vista de planta de la base del reactor tubular construido	59
22	Vista lateral del cuerpo del reactor tubular construido	60
23	Vista de planta del cuerpo del reactor tubular construido	60
24	Vista lateral reactor tubular construido	61
25	Vista de planta reactor tubular construido	62
26	Fotografía de la base del reactor tubular construido	63
27	Fotografía aérea del reactor tubular construido	63
28	Fotografía trasera del reactor tubular construido	64
29	Bombas centrífugas utilizadas en el reactor tubular experimental construido	64
30	Fotografía frontal del reactor tubular construido	65
31	Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular	67
32	Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.03 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular	69
33	Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.025 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular	71
34	Curva de calibración voltaje-caudal a 22°C trasegado por la bomba 1 del reactor tubular	97

35	Curva de calibración voltaje-caudal a 22°C trasegado por la bomba 2 del reactor tubular	97
36	Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular	99
37	Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.03 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular	100
38	Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.025 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular	101
39	Residuales contra volumen para una concentración equimolar igual a 0.038 M	106
40	Probabilidad normal contra muestra percentil para una concentración equimolar igual a 0.038 M	107
41	Residuales contra volumen para una concentración equimolar igual a 0.030 M	110
42	Probabilidad normal contra muestra percentil para una concentración equimolar igual a 0.030 M	111
43	Residuales contra volumen para una concentración equimolar igual a 0.025 M	114
44	Probabilidad normal contra muestra percentil para una concentración equimolar igual a 0.025 M	115
45	Tuerca de palomilla ¼ in	129
46	Elemento de soporte plancha de plexiglás	130
47	Elemento de soporte montado de plancha	130
48	Manguera de policloruro de vinilo con diámetro interno ¼ plg.	131

49	Muestreador de bronce consistente en dos niples de bronce ¼ plg, unión universal y relleno de silicón.	131
50	Conector reactivos, consistente en dos niples de bronce 1/8 plg, unión universal y un niple de bronce ¼ plg.	132
51	Depósito de reactivos con capacidad de 2 L y bomba centrífuga incorporada	133
52	Detalles de sellado de bomba centrífuga de 12 V utilizada en el reactor tubular	134
53	Sistema de bombeo del reactor tubular	135
54	Conductímetro Hanna HI 9813 utilizado	135
55	Vista lateral de la base del reactor tubular construido	136
56	Vista de planta de la base del reactor tubular construido	136
57	Vista lateral del cuerpo del reactor tubular construido	137
58	Vista de planta del cuerpo del reactor tubular construido	137
59	Vista lateral reactor tubular construido	138
60	Vista de planta reactor tubular construido	139
61	Fotografía de la base del reactor tubular construido	140
62	Fotografía aérea del reactor tubular construido	140
63	Fotografía trasera del reactor tubular construido	141
64	Bombas centrífugas utilizadas en el reactor tubular experimental construido	141
65	Fotografía frontal del reactor tubular construido	142
66	Fotografía isométrica del reactor tubular construido	143

TABLAS

I	Coeficientes de pérdida de carga en curvas.	26
II	Conductividades iónicas molares en agua a 25°C (a dilución infinita).	30
III	Distancias y tiempos de muestreo.	45
IV	Resistencia del policloruro de vinilo hacia diferentes sustancias.	47
V	Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen y a la longitud del reactor tubular.	66
VI	Ecuaciones de ajuste al reactor ideal y experimental a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio.	66
VII	Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.03 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen y a la longitud del reactor tubular.	68
VIII	Ecuaciones de ajuste al reactor ideal y experimental a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio.	68
IX	Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.025 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular.	70
X	Ecuaciones de ajuste al reactor ideal y experimental a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio.	70

XI	Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 1 del reactor tubular corrida 1.	89
XII	Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 1 del reactor tubular corrida 2.	89
XIII	Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 1 del reactor tubular corrida 3.	90
XIV	Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 2 del reactor tubular corrida 1.	90
XV	Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 2 del reactor tubular corrida 2.	91
XVI	Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 2 del reactor tubular corrida 3.	91
XVII	Conductividad de soluciones de hidróxido de sodio a diferentes concentraciones.	92
XVIII	Conductividad de soluciones de acetato de sodio a diferentes concentraciones.	92
XIX	Conductividades a longitudes equidistantes del reactor tubular a 22°C, concentraciones iniciales de 0.038 M de acetato de etilo y 0.038 M de hidróxido de sodio tomando 5 ml de muestra.	92
XX	Conductividades a longitudes equidistantes del reactor tubular a 22°C, concentraciones iniciales de 0.03 M de acetato de etilo y 0.03 M de hidróxido de sodio 5 ml de muestra.	93
XXI	Conductividades a longitudes equidistantes del reactor tubular 22°C, concentraciones iniciales de 0.025 M de acetato de etilo y 0.025 M de hidróxido de sodio 5 ml de muestra.	93

XXII	Volúmenes de agua a 22°C trasegados por la bomba 1 del reactor tubular.	95
XXIII	Volúmenes de agua a 22°C trasegados por la bomba 2 del reactor tubular.	95
XXIV	Caudales de agua trasegados a 22°C por la bomba 1 del reactor tubular.	96
XXV	Caudales de agua trasegados a 22°C por la bomba 2 del reactor tubular.	96
XXVI	Voltaje necesario para trasegar 10.365 cm ³ /s de agua para la bomba 1 y bomba 2 del reactor tubular (y=caudal y x=voltaje).	98
XXVII	Conductividades y conversiones promedio experimentales así como conversiones teóricas a cada longitud de muestra en el reactor tubular a partir de conductividades obtenidas en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.038 M de acetato de etilo y 0.038 M de hidróxido de sodio.	98
XXVIII	Conductividades y conversiones promedio experimentales así como conversiones teóricas a cada longitud de muestra en el reactor tubular a partir de conductividades obtenidas en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.03 M de acetato de etilo y 0.03 M de hidróxido de sodio.	99
XXIX	Conductividades y conversiones promedio experimentales así como conversiones teóricas a cada longitud de muestra en el reactor tubular a partir de conductividades obtenidas en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.025 M de acetato de etilo y 0.025 M de hidróxido de sodio.	100

XXX	Conductividades y conversiones en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.038 M de acetato de etilo y 0.038 M de hidróxido de sodio.	101
XXXI	Conversión promedio, desviación estándar e intervalo al 95% de confianza de las corridas 1, corrida 2 y corrida 3, a 22°C a una concentración de 0.038 M de acetato de etilo y 0.038 M de hidróxido de sodio.	102
XXXII	Conductividades y conversiones en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.03 M de acetato de etilo y 0.03 M de hidróxido de sodio.	102
XXXIII	Conversión promedio, desviación estándar e intervalo al 95% de confianza de las corridas 1, corrida 2 y corrida 3, a 22°C a una concentración de 0.03 M de acetato de etilo y 0.03 M de hidróxido de sodio.	103
XXXIV	Conductividades y conversiones en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.025 M de acetato de etilo y 0.025 M de hidróxido de sodio.	103
XXXV	Conversión promedio, desviación estándar e intervalo al 95% de confianza de las corridas 1, corrida 2 y corrida 3, a 22°C a una concentración de 0.025 M de acetato de etilo y 0.025 M de hidróxido de sodio.	104
XXXVI	Pronóstico para conversión, residuos y residuos estándares para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.038 M.	104
XXXVII	Prueba de normalidad con percentil y probabilidad normal para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.038 M.	105

XXXVIII	Estadísticas de regresión para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.038 M.	107
XXXIX	Análisis de varianza para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.038 M.	108
XL	Análisis de varianza de la pendiente del modelo lineal $y=m*x$ ajustado para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.038 M.	108
XLI	Pronóstico para conversión, residuos y residuos estándares para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.030 M.	109
XLII	Prueba de normalidad con percentil y probabilidad normal para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.030 M.	109
XLIII	Estadísticas de regresión para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.030 M.	111
XLIV	Análisis de varianza para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.030 M.	112
XLV	Análisis de varianza de la pendiente del modelo lineal $y=m*x$ ajustado para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.030 M.	112
XLVI	Pronóstico para conversión, residuos y residuos estándares para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.025 M.	112
XLVII	Prueba de normalidad con percentil y probabilidad normal para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.025 M.	113

XLVIII	Estadísticas de regresión para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.025 M.	115
XLIX	Análisis de varianza para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.025 M.	116
L	Análisis de varianza de la pendiente del modelo lineal $y=m*x$ ajustado para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.025 M.	116
LI	Prueba de hipótesis para las pendientes del modelo del reactor ideal contra las pendientes del modelo del reactor experimental de las concentraciones 0.038M, 0.030M y 0.025M.	116
LII	Valores estadísticos para prueba de hipótesis de las pendientes del modelo del reactor ideal contra las pendientes del modelo del reactor experimental de las concentraciones 0.038M, 0.030M y 0.025M.	117
LIII	Valores de t-student y prueba de hipótesis de las pendientes del modelo del reactor ideal contra las pendientes del modelo del reactor experimental de las concentraciones 0.038M, 0.030M y 0.025M.	117
LIV	Plantilla elaborada para calibración de bombas centrífugas del reactor tubular.	127
LV	Plantilla elaborada para toma de datos de reacción.	127
LVI	Costos de construcción del reactor tubular.	128
LVII	Costos del experimento.	129

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Descripción
b	Conversión teórica esperada al volumen de reactor tubular V (%)
C_{ao}	Concentración inicial en los contenedores de reactivos del reactor (mol/L)
CV_x	Coefficiente de variación de la conversión (%)
E_x	Error relativo entre la conversión experimental y la conversión teórica esperada (%)
k	Constante de velocidad de la reacción específica $\left(\frac{L}{mol * s}\right)$
K	Conductividad promedio determinada con el conductímetro en la corrida (mS/cm)
K_i	Conductividad determinada con el conductímetro en la corrida (mS/cm)
K_0	Conductividad de una solución de hidróxido de sodio con la mitad de la concentración que posee la solución de hidróxido de sodio en el depósito del reactor tubular (mS/cm)
K_∞	Conductividad de la solución de acetato de sodio resultante de la reacción completa de las soluciones de hidróxido de sodio y acetato de etilo (mS/cm)
n	Número de corridas realizadas.

$t_{\alpha/2}$	Valor de la curva normal de distribución para una confianza del 95%
V	Es el volumen del reactor tubular después del cual se toma la muestra (L)
v_{ao}	Flujo volumétrico del reactivo a (L/s)
v_{io}	Flujo volumétrico de la especie i entrante al reactor (L/s)
X	Conversión de la reacción (%)
\bar{X}	Conversión promedio de la reacción entre el acetato de etilo e hidróxido de sodio.
\bar{X}	Conversión promedio de las corridas escogidas (%)
X_i	Es la conversión obtenida en la corrida i (%)
$\bar{X}_{s/i}$	Límite superior (s) o el límite inferior (i) del intervalo de confianza (%)
σ_x	Desviación estándar de la conversión (%)

GLOSARIO

Cinética	Rapidez con la que ocurren las reacciones, el equilibrio dentro del reactor y la velocidad de la reacción química.
Conductimetría	Es un método que se utiliza para medir la conductividad de una disolución, determinada por su carga iónica, o salina, de gran movilidad entre dos puntos de diferente potencial. La conductividad eléctrica es un fenómeno de transporte en el cual la carga eléctrica (en forma de electrones o iones) se mueve a través de un sistema.
CSTR	Reactor de flujo continuo.
PFR	Reactor tubular flujo tapón.
PVC	Policloruro de vinilo.
Reacción endotérmica	Son aquellas que absorben calor del exterior.
Reacción exotérmica	Son aquellas que libera calor al exterior.
Reacción heterogénea	Cuando se requiere la presencia de al menos dos fases para que tenga lugar la reacción.

Reacción homogénea	Cuando se afecta solamente una fase, ya sea gaseosa, sólida o líquida.
Reactor continuo	Mientras tiene lugar la reacción química al interior del reactor, éste se alimenta constantemente de material reactante y también retira ininterrumpidamente los productos de la reacción.
Reactor isotérmico	Son aquellos reactores que operan a temperatura constante, sin variaciones.
Reactor químico	Unidad procesadora diseñada para que en su interior se lleve a cabo una o varias reacciones químicas. Dicha unidad procesadora esta constituida por un recipiente cerrado, el cual cuenta con líneas de entrada y salida para sustancias químicas, y está gobernado por un algoritmo de control.
Reactor tubular	Cualquier reactor de operación continua, con movimiento constante de uno o todos los reactivos en una dirección espacial seleccionada y en el cual no se hace ningún intento por inducir al mezclado. Tienen forma de tubos, los reactivos entran por un extremo y salen por el otro.

RESUMEN

Este trabajo de graduación se llevó a cabo con el objetivo de brindar a los estudiantes de la carrera de Ingeniería Química una herramienta más en su formación académica.

Se diseñó y construyó un reactor tubular flujo pistón, terminado casi en su totalidad con materiales translúcidos que permiten observar el flujo de los reactivos y productos a través de él. Se dotó a la unidad de seis muestreadores equidistantes que permiten tomar muestras y determinar el grado de conversión de la reacción sin perturbar el régimen de la solución reactante.

Se evaluó su funcionamiento con la hidrólisis alcalina, a una temperatura de 22°C, del acetato de etilo en presencia de hidróxido de sodio a tres diferentes concentraciones: 0.038M, 0.03 M y 0.025 M

Los reactivos fueron impulsados a través del reactor utilizando bombas centrífugas de corriente directa, la cual pudo ser variada y calibrada utilizando un circuito eléctrico especializado. La conversión de la reacción se monitoreó mediante una técnica conductimétrica que toma en cuenta al hidróxido de sodio remanente y al acetato de sodio formado.

Se determinó que el reactor tubular flujo pistón se comporta de acuerdo a las características previamente diseñadas y es apto para la investigación de la reacción de hidrólisis alcalina del acetato de etilo a una temperatura de 22°C y a las concentraciones de reactivos mencionadas.

OBJETIVOS

General

Diseñar y construir un reactor tubular con diseño helicoidal y evaluar su funcionalidad experimental a escala de laboratorio mediante el sistema acetato de etilo-hidróxido de sodio y así poner a disposición del estudiante de la Escuela de Ingeniería Química una nueva herramienta para su formación académica.

Específicos:

1. Diseñar y elaborar planos detallados del reactor flujo pistón experimental utilizando el Software Visio 2003.
2. Construir un reactor tubular utilizando tubería de PVC cristalino flexible en disposición helicoidal y con capacidad de monitoreo de la reacción a lo largo de la longitud total del reactor, con doble alimentación de reactivos mediante bombeo centrífugo variable.
3. Evaluar el funcionamiento del reactor tubular mediante el monitoreo del grado de conversión en la hidrólisis básica del sistema acetato de etilo-hidróxido de sodio a concentraciones molares variables y relación equimolar.
4. Verificar la fiabilidad del reactor tubular mediante la evaluación del grado de conversión del sistema químico utilizado y en función del tiempo espacial.

INTRODUCCIÓN

Hace 10 años entró en desuso el único reactor tubular, que por impulso del Ing. César Alfonso García Guerra fue construido. Éste estaba hecho de condensadores de vidrio Pirex. La longitud total era de 4.24 m dispuestos de forma rectilínea.

Actuales avances en la ciencia de los materiales permiten la elaboración de equipos mejorados de esta naturaleza con iguales características. Una simple innovación, la disposición helicoidal del cuerpo del reactor, permite la obtención de una unidad más compacta y de mayor capacidad.

A continuación se detalla la cinética de la hidrólisis alcalina del acetato de sodio, la cual la hace apta para ser estudiada en cortos períodos de tiempo mediante la técnica conductimétrica. La constante cinética y orden de reacción previamente conocida permiten el diseño de un reactor tubular flujo tapón utilizando como cuerpo del mismo, manguera de policloruro de vinilo de $\frac{1}{4}$ plg, la cual puede ser fácilmente dispuesta en forma helicoidal. El radio de esta última debe de ser seleccionado evitando el establecimiento de flujo secundario, totalmente indeseable en el reactor proyectado. Se construirán además dispositivos que permiten el empuje de los reactivos al cuerpo del reactor, así como la sustracción de muestras a distancias equidistantes sin perturbar el flujo de los reactantes.

Posteriormente se evaluará la unidad diseñada y construida, con tres parejas de concentración de acetato de etilo e hidróxido de sodio, determinando la conversión en los puntos de muestra mediante una técnica conductimétrica.

1. ANTECEDENTES

En 1982, Universidad de Puebla, México el Ingeniero César García Guerra participó en un Seminario sobre “LA ENSEÑANZA DE LA INGENIERÍA QUÍMICA”, lo cual tuvo por consecuencia la implementación, diseño e investigación del reactor tipo tubular de laboratorio. A partir de ese momento se publican una serie de trabajos de diferente índole teniendo por base el mismo (a continuación en orden cronológico):

1. Evaluación del diseño de un reactor tubular químico tipo laboratorio como recurso docente. Trabajo de graduación, por la estudiante Teresa Lisely de León Arana en 1984.
2. Hidrólisis de la sacarosa con ácido clorhídrico diluido en condiciones isotérmicas. Trabajo de investigación presentado por el estudiante Francisco Abén Rosales Cerezo, teniendo como recipiente de reacción al reactor PFR en 1986.
3. Optimización de la operación de un reactor tipo tubular de laboratorio a temperatura y concentración constante para una reacción homogénea de primer orden. Trabajo de graduación presentado por el estudiante Francisco Rosales Cerezo en 1986.
4. Evaluación de un reactor tubular de laboratorio para una reacción homogénea e irreversible de segundo orden (sistema acetato de etilo hidróxido de sodio) en donde se obtienen valores precisos de los parámetros cinéticos relativos a la hidrólisis alcalina del acetato de etilo, mediante la

operación del reactor tubular. Trabajo de graduación presentado por Walter Oswaldo Zelada Sánchez en 1988.

5. Evaluación del grado de conversión para una reacción de segundo orden (sistema yoduro persulfato) catalizada a diferentes concentraciones, realizada en un reactor tubular escala laboratorio a diferentes temperaturas de operación. Trabajo de graduación presentado por Telma Maricela Cano Morales en 1989.
6. Evaluación del grado de conversión del sistema químico cloruro férrico cloruro estañoso catalizada con ácido clorhídrico, correspondiente a una cinética de tercer orden y realizada a diferentes concentraciones y temperaturas de operación en un reactor tubular a escala laboratorio, en donde se evalúan las condiciones óptimas de operación tales como temperatura, concentración inicial de los reactantes y longitud del reactor para obtener el mayor porcentaje de conversión de dicho sistema. Trabajo de graduación presentado por Willy Vidal Pirir Rojas, en agosto de 1991.

Todos los anteriores trabajos fueron realizados con un reactor tubular construido con vidrio Pyrex, el cual fue desmontado hace más de 10 años.

Constaba de ocho condensadores recortados en ambos extremos y soldados a los mismos, fragmentos de varilla de vidrio del mismo diámetro que el conducto interno del condensador, (0.009m diámetro interno y 0.011m diámetro externo) con una longitud de 0.455 m cada uno. Para tener una longitud total de 1.20m hasta 4.24m. (Ref. 9 Pág. 49)

Debido al material de construcción, el mismo era rígido por lo que había que hacer redirecciones del flujo para aprovechar el espacio físico donde estaba instalado el reactor o la longitud se encontraba limitada.

Dichas redirecciones tiene por consecuencia perturbaciones en el flujo de los reactivos causando mezclado y acercándolo más a un reactor continuo agitado que a uno de flujo pistón. Cada dos condensadores se unían por medio de una "T" construida de tubos de ensayo de vidrio Pyrex. Las "T" contienen en sus extremos llaves de bureta por medio de las cuales se hace la toma de muestras.

En la entrada se alimentaban los reactivos por medio de una "Y" de vidrio de Pyrex. Todas las uniones se hicieron colocando un fragmento de manguera que cubre los dos extremos (colocados tan cerca como fue posible), y todo el conjunto se montaba sobre soportes de madera. Se contaba con dos depósitos de reactivos con capacidad de cinco litros cada uno. Se colocaban termómetros allí para determinar la temperatura de los reactivos. A la salida del reactor se colocaba un depósito para el producto. Los condensadores permitían un control adecuado de la temperatura de reacción debido a la circulación de agua por el exterior.

En resumen, el equipo ahora inexistente, era simplemente un pesado tubo rígido de 4.24 m de largo, cargado en soportes a lo largo de un estante de laboratorio, Zelada lo reporta con una velocidad de flujo volumétrico de $20.73 \text{ cm}^3/\text{s}$. El mismo en sus máximas proporciones tenía un volumen de 0.27 litros, apropiado para el estudio cinético de las reacciones arriba descritas.

El curso de Cinética de Procesos Químicos despertó en el autor de este trabajo un profundo interés en reactores tubulares. El reactor utilizado,

inexistente en la actualidad, si bien había permitido la realización de los trabajos arriba mencionados, nunca tuvo las características ideales de un reactor flujo tapón debido a la necesaria redirección del flujo. Esto era una condición reparable al disponer el cuerpo del reactor helicoidalmente, pero para ello se necesitaba un material flexible. Se realizaron varias pruebas utilizando tubería de policloruro de vinilo transparente, así como diferentes aditamentos de bronce que permitieran la unión flexible de las diferentes secciones y el muestreo a distancias regulares. Además se deseaba mostrar la conversión de la reacción a diferentes volúmenes y esto en un cuerpo cilíndrico es proporcional a la longitud. La reacción elegida por la facilidad de su monitoreo y existencia de reactivos fue la hidrólisis alcalina del acetato de sodio en presencia de hidróxido de sodio. La técnica conductimétrica permite el monitoreo sencillo y rápido del grado de conversión a través del reactor tubular. Ya que la reacción ha sido ampliamente estudiada y se poseen datos cinéticos de gran precisión es posible comparar las conversiones experimentales con las que se obtendrían en un reactor tubular ideal.

2. MARCO TEÓRICO

2.1. Cinética de reacción

La cinética química es el estudio de la velocidad y del mecanismo mediante los cuales una especie química se transforma en otra. La velocidad es la masa, en moles, de un producto formado o de un reactante consumido por unidad de tiempo. El mecanismo es la secuencia de reacciones químicas individuales cuya suma produce la reacción y resultado global.

2.1.1. Teoría de colisiones

Según la teoría de colisiones las reacciones químicas ocurren como resultado de los choques entre moléculas de reactivos. Aplicando la teoría de colisiones a la cinética química, se esperaría que la velocidad de una reacción química sea directamente proporcional al número de colisiones moleculares por segundo. Esto es usado para explicar la relación de velocidad de reacción respecto a la concentración, ya que al duplicar, por ejemplo, la concentración de los reactivos en un sistema, se duplica también la probabilidad de colisión entre los reactivos, ya que existiría el doble de moléculas que podrían reaccionar entre sí.

2.1.2. Velocidad de reacción

Se dice que una reacción química ocurre cuando un número detectable de moléculas ha perdido su identidad y ha asumido una nueva forma por un cambio en el tipo o el número de átomos del compuesto o por un cambio en la

estructura o configuración de dichos átomos. Bajo este concepto el cambio químico no supone creación ni destrucción de materia más bien un reordenamiento de la misma. En otras palabras la masa total del sistema se conserva. Sin embargo al tratar la masa individual de las especies involucradas en la reacción química si se habla de velocidad de desaparición de masa. La velocidad de desaparición de una especie, por ejemplo A, es el número de moléculas de A que pierden su identidad química por unidad de tiempo por unidad de volumen mediante la ruptura y subsiguiente formación de enlaces químicos durante el curso de la reacción. Para que una especie dada “aparezca” en el sistema, alguna fracción de otra especie presente deberá de perder su identidad química.

2.1.3. Ley de velocidad

En el estudio de las reacciones químicas generalmente se toma como base de cálculo a reactivo limitante y el comportamiento de las demás especies participantes se definen en función del mismo. En este caso se le llamará A al reactivo limitante y se nombrará al resto de especies participantes con las respectivas letras subsecuentes. La velocidad de desaparición de A, conocida con $-r_A$, depende de la temperatura y la composición y en el caso de muchas reacciones se puede escribir como el producto de una constante de velocidad de reacción k y una función de las concentraciones de las diversas especies que participan en la reacción. La ecuación algebraica que relaciona $-r_A$ con las concentraciones de las especies se denomina expresión cinética o ley de velocidad y viene dada por la siguiente ecuación:

$$-r_A = [k_A(T)] * [fn(C_A, C_B, \dots)]$$

Donde:

$-r_A$ es la velocidad de desaparición de A

$k_a(T)$ es la constante de de velocidad de reacción, dependiente de la temperatura.

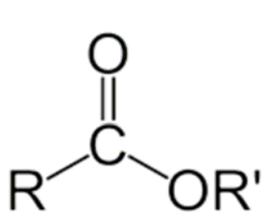
$f_n(C_a, C_b, \dots)$ es una función de la concentración de las diversas especies

2.2. Hidrólisis de ésteres

2.2.1. Hidrólisis

Los ésteres son compuestos orgánicos en los cuales un grupo orgánico (simbolizado por R') reemplaza a un átomo de hidrógeno (o más de uno) en un ácido carboxílico. Generalmente se obtienen a partir de la condensación de un ácido carboxílico y un alcohol, liberando agua. El proceso se denomina esterificación. La fórmula general de un éster es como muestra la figura No.1.

Figura 1. Fórmula general de un éster



Donde:

R es un hidrógeno o un grupo alquilo o arilo.

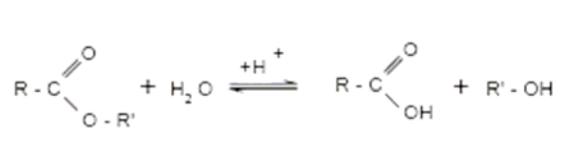
R' un grupo alquilo o arilo, pero no un hidrógeno.

El nombre de los ésteres comienza con la parte del ácido y luego con la parte alquímica o arílica. Tanto en la nomenclatura común como en la IUPAC, la terminación “*ico*” del ácido se reemplaza por el sufijo “*ato*”. (Ref. 8 Pág. 1115) El proceso inverso a la esterificación se conoce hidrólisis de los ésteres y en este proceso se recuperan el ácido carboxílico y el alcohol de los que provino el éster. Este proceso se puede dar en medio ácido o básico.

2.2.2. Hidrólisis ácida

En la hidrólisis ácida el éster reacciona con agua del medio ácido para formar un ácido débil y un alcohol, como se puede apreciar en la figura 2. (Ref. 3 Pág. 1105)

Figura 2. Hidrólisis ácida

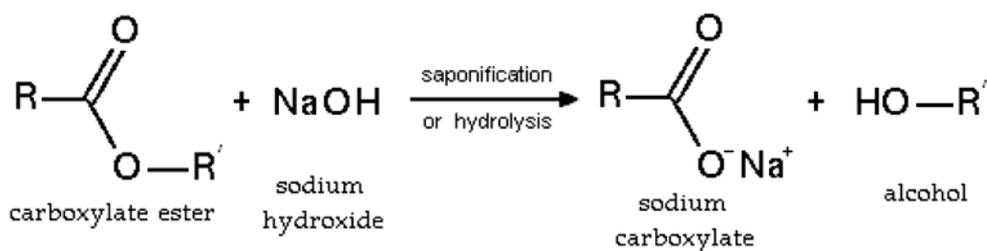


Fuente: Ref. 4

2.2.3. Hidrólisis básica

Esta es conocida también como saponificación, los ésteres reaccionan con el hidróxido de sodio para formar un carboxilato de sodio y un alcohol, como se puede apreciar en la figura.

Figura 3. Hidrólisis básica

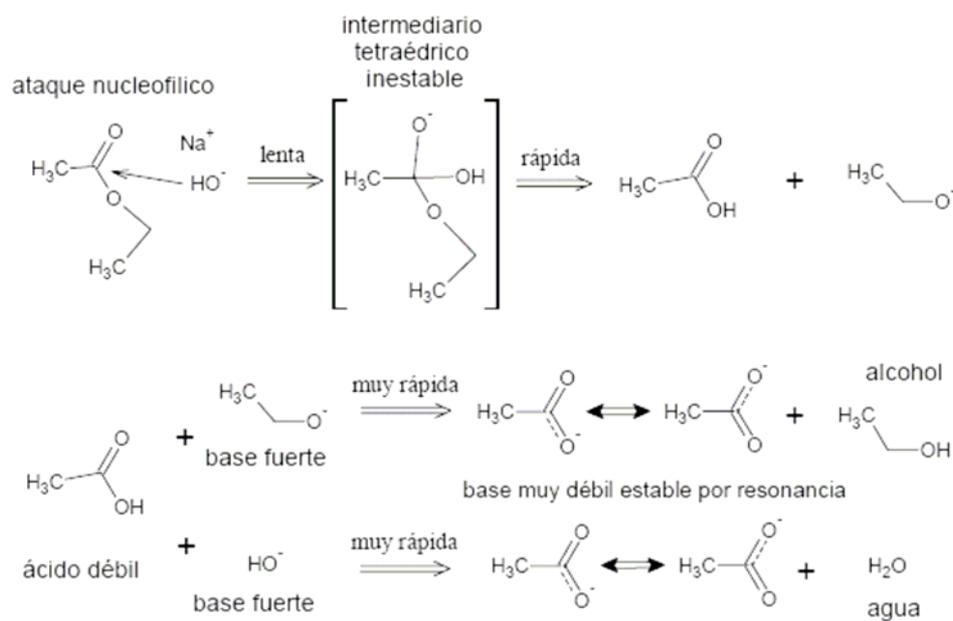


Fuente. Ref.4

Wingrove afirma que en la hidrólisis alcalina el OH⁻ (hidrófilo) al ser un nucleófilo fuerte ataca al carbono del grupo carbonilo, rompiendo el doble enlace y formando un anión intermediario que finalmente libera al grupo R' y se

estabiliza por resonancia. Esto hace que la molécula del producto sea demasiado más estable que las de reactivos por lo que el equilibrio tiende a irse hacia el lado de los productos haciendo la reacción prácticamente irreversible. (Ref. 7 Pág. 1105) En la figura 4 se propone un mecanismo de reacción para la hidrólisis alcalina del acetato de etilo.

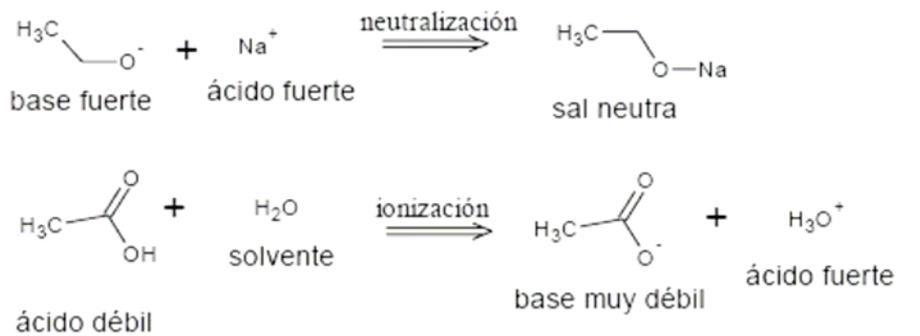
Figura 4. Mecanismo de reacción para la hidrólisis alcalina del acetato de etilo



Fuente: Ref. 7 Pág. 1105

A continuación se plantean las posibles reacciones secundarias derivadas del sistema.

Figura 5. Reacciones secundarias para la hidrólisis del alcalina del acetato de etilo

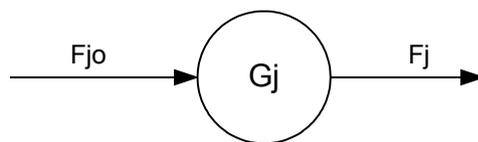


Fuente: Ref.7 Pág. 1105

2.3. Reactores químicos

2.3.1. Balance general de masa

Para que se pueda realizar un balance de moles en cualquier sistema, primero hay que especificar las fronteras del sistema. Se llamará volumen del sistema al volumen encerrado por dichas fronteras. Al realizar un balance de moles de la especie j en un volumen del sistema, donde la especie j representa la especie química que interesa.



El balance de moles de la especie j en cualquier instante t da la siguiente ecuación.

$$\left[\begin{array}{l} \text{velocidad de flujo} \\ \text{de } j \text{ hacia el sistema} \\ \text{(moles / tiempo)} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{velocidad de generación} \\ \text{de } j \text{ por reacción química} \\ \text{dentro del sistema} \\ \text{(moles / tiempo)} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{velocidad de flujo} \\ \text{de } j \text{ desde el sistema} \\ \text{(moles / tiempo)} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{l} \text{velocidad de acumulación} \\ \text{de } j \text{ dentro del sistema} \\ \text{(moles / tiempo)} \end{array} \right]$$

Balance de moles: entrada+generación-salida=acumulación

$$F_{j0} + G_j - F_j = \frac{dN_j}{dt}$$

Donde N_j representa el número de moles de la especie j en el sistema en el tiempo t . Si todas las variables del sistema (p. ej., temperatura, actividad catalítica, concentración de la especie química) son especialmente uniformes dentro de todo el volumen del sistema, la velocidad de generación de la especie j , G_j , será sólo el producto del volumen del volumen de reacción, V ; por la velocidad de formación de la especie j , r_j .

$$G_j = r_j * V$$

La velocidad de generación de la especie j no siempre es constante a lo largo de todo el volumen del sistema. Por lo que hay que hacer consideraciones infinitesimales de volumen para deducir la velocidad de generación total. Resultando la ecuación siguiente:

$$G_j = \int_V r_j dV$$

Donde:

G_j es la velocidad de generación de la especie j

r_j es la velocidad de reacción de formación de j

dV es una fracción infinitesimal de volumen

Sustituyendo esta última expresión en la ecuación general se obtiene:

$$F_{j0} + \int_0^V r_j dV - F_j = \frac{dN_j}{dt}$$

A partir de esta ecuación se generan las expresiones que describen los fenómenos en los diferentes tipos de reactores.

2.3.2. Reactor por lotes

Un reactor por lotes no tiene flujo de entrada ni flujo de salida, por lo que $F_{j0}=F_j=0$ al sustituirse en la ecuación general se obtiene:

$$0 + \int_0^V r_j dV - 0 = \frac{dN_j}{dt}$$

$$\int_0^V r_j dV = \frac{dN_j}{dt}$$

Si la mezcla es perfectamente homogénea, de modo que no hay variaciones de la rapidez de reacción en todo el volumen del reactor, se puede sacar r_j de la integral y escribir simplemente:

$$r_j \cdot V = \frac{dN_j}{dt}$$

2.3.3. Conversión en reactores por lotes

Una de las ventajas de los reactores por lotes es que es posible obtener más producto mientras más tiempo permanezcan los reactivos en el reactor. En un reactor por lotes ya no se producen productos únicamente cuando el reactivo limitante se acaba o se ha llegado al equilibrio entre las especies. Para poder cuantificar el avance de las reacciones en los reactores se ha definido una variable conocida como conversión (X) que relaciona los moles de reactivo limitante que han reaccionado con los moles de reactivo limitante alimentados.

Por lo tanto, para un reactor dado el número de moles del reactivo A que quedan en el reactor después de una reacción con una conversión X es: $N_A = N_{A0}(1-X)$

Donde:

N_A son los moles que quedan.

N_{A0} son los moles alimentados inicialmente al reactor

X es la conversión del reactivo limitante

2.3.4. Reactor de flujo continuo

También conocido como reactor de tanque con agitación continua, este es un tipo de reactor utilizado muy comúnmente en procesos industriales que opera continuamente con agitación ininterrumpida. Como se opera en estado estacionario el sistema está muy bien agitado por lo que a lo largo del reactor no hay variaciones espaciales en la concentración, temperatura o velocidad de reacción en todos los puntos del recipiente. Ya que la temperatura, concentración son idénticas en todo el interior del recipiente de reacción, son también las mismas en el punto de salida y ya que no hay acumulación. Se aplica esto a la ecuación general y se obtiene:

$$F_{j0} + \int_V r_j dV - F_j = \frac{dN_j}{dt}$$

$$F_{j0} + r_j V - F_j = 0$$

$$V = \frac{F_{j0} - F_j}{-r_j}$$

2.3.5. Reactor tubular

El reactor tubular se opera en esta estacionario, igual que uno agitado de flujo continuo. Se considera que el flujo es altamente turbulento y el campo de flujo se puede modelar con el del flujo tapón. Esto quiere decir que no hay una variación radial en la concentración. Los reactivos en el reactor tubular los reactivos se consumen a medida que fluyen a lo largo del reactor. Al determinar el volumen del reactor tubular se asume que la concentración de los reactivos varía axialmente a lo largo de todo el reactor. Por lo que la velocidad de reacción varía axialmente. No hay acumulación, por lo que $\frac{dN_j}{dt}=0$, considerando esto se sustituye en la ecuación general.

$$F_{j0} + \int_0^V r_j \cdot dV - F_j = 0$$

Resolviendo se obtiene:

$$\frac{dF_j}{dV} = r_j$$

2.3.6. Consideraciones entre un reactor de flujo continuo (CSTR) y uno de flujo pistón (PFR)

Si se comparan los volúmenes necesarios para un reactor agitado de flujo continuo y uno de flujo tapón, el resultado del ejercicio indicará que el segundo poseerá un menor volumen que el primero para una igual conversión. Suponiendo una reacción de descomposición isotérmica en fase gaseosa de la forma:

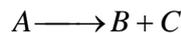
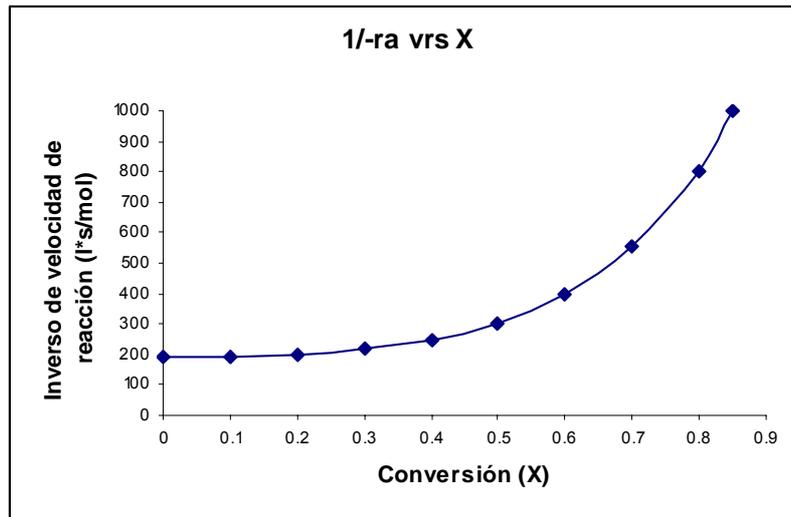


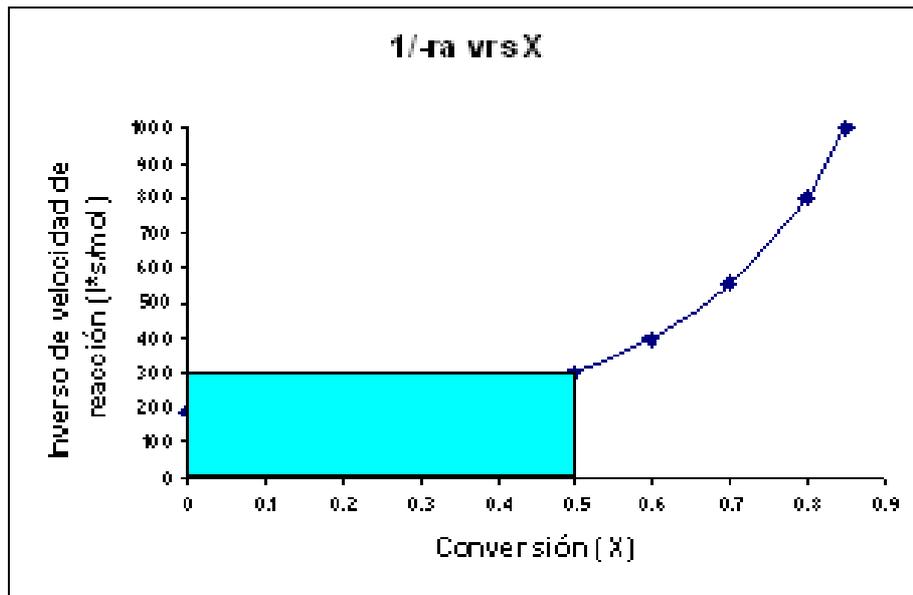
Figura 6. Velocidad de reacción contra conversión



Si esta reacción se llevara a cabo en un reactor de flujo continuo hasta una conversión del 50% se obtiene la siguiente gráfica, cuya área señalada es el volumen necesario, se utilizó la siguiente ecuación:

$$V = \frac{F_{j0} - F_j}{-r_j} = \frac{F_{a0}(X_{sale} - X_{entra})}{-r_{a,sale}}$$

Figura 7. Velocidad de reacción contra conversión en un reactor agitado continuo

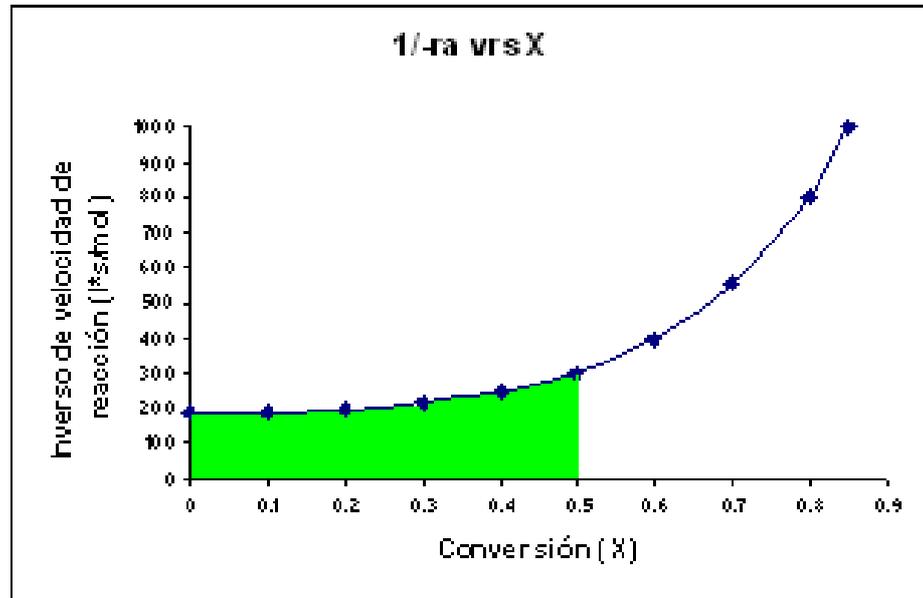


Para uno de flujo pistón y una conversión del 50%:

Al graficar para uno de flujo pistón se obtiene el volumen de acuerdo a la ecuación:

$$V = F_{a0} \int_0^x \frac{dX}{-ra}$$

Figura 8. Velocidad de reacción contra conversión en un reactor flujo pistón



Se puede apreciar en la figura 7 que el área marcada es mayor al área marcada en la figura 8.

2.3.7. Tipos de reactores tubulares

2.3.7.1. Tipo vacío

1. Homogéneos o catalíticos
2. Catalizados en la pared
3. Adiabático
 - a. Temperatura de pared controlada

2.3.7.2. Reactor relleno

1. Catalíticos heterogéneos

2. Adiabático

- a. Temperatura uniforme de la pared
- b. Uniformemente enfriados

3. Por secciones en paralelo y contracorriente (Ref. 9, Pág. 9)

2.3.8. Arreglo físico reactores

Una de las principales consideraciones en cuanto a los reactores tubulares es la disposición física de los mismos. Los arreglos principales son:

1. Posición vertical (tubo recto)
2. Posición horizontal (tubo recto)
3. En bancos en “U”
 - a. Horizontales
 - b. Verticales
4. Helicoidal

De los arriba expuestos, la idealidad del flujo tapón se ve menos afectada en los de tubo recto y en helicoidal. Ya que los reactores tubulares son utilizados para procesos continuos y básicamente son largos tubos, los mismos permiten cierta manipulación para adecuarlos de forma helicoidal y permitir que el aprovechamiento del espacio sin perturbar sea máximo. Denbich hace referencia a un reactor tubular con retornos en forma de “U” a intervalos regulares de distancia. La compañía Armfield comercializa un reactor de 0.4 litros de volumen y 20 m de longitud dispuesto en forma helicoidal según lo muestra la fotografía.

Figura 9. Fotografía reactor tubular escala laboratorio



Fuente: Ref. 9

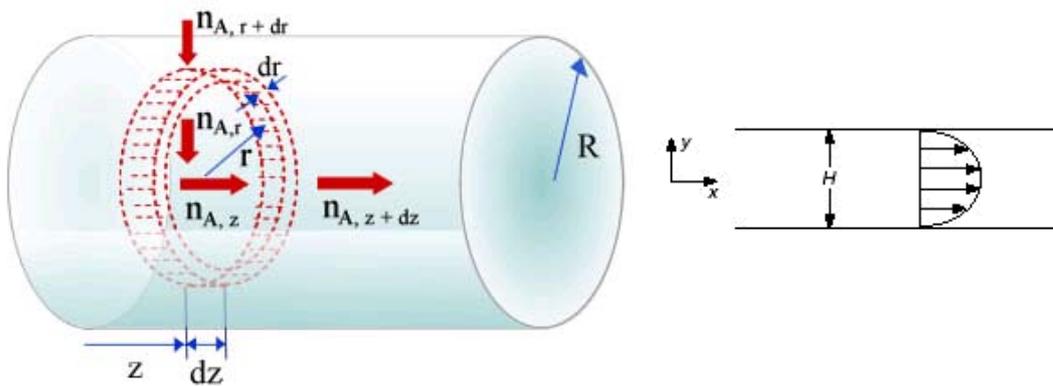
Este tipo de disposición permite el acomodo de la longitud total de la tubería en un espacio reducido. Este a su vez permite la inmersión de la helicoide en un baño termostatzado.

2.4. Flujo tapón

Una de las primeras suposiciones acerca de los reactores tubulares en su diseño es que los mismos operen en estado de flujo tapón. Esto se basa en que el fluido entra sin haber cambios de concentración a lo largo del eje en que se mueven los reactivos. El tiempo de permanencia en el reactor es el mismo para todos los componentes. En cada uno de los cambios los reactivos tienen la

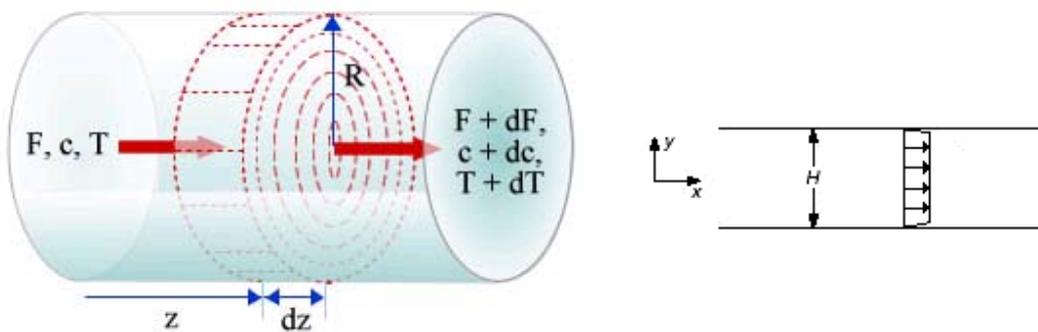
misma temperatura y composición en cada punto a lo largo del reactor. Dicho en otras palabras que el reactor ideal de flujo tubular es aquel en el que no hay mezclado en la dirección del flujo y sí existe un mezclado completo en la dirección perpendicular a la del flujo (esto es, en la dirección radial). La figura 6 representa este tipo de reactor en régimen laminar mientras que la figura 7 representa este tipo de flujo en régimen turbulento. Nótese como en régimen turbulento no existen variaciones radiales de velocidad. Las concentraciones varían a lo largo de la coordenada de longitud, z , pero no a lo largo de la coordenada radial, r . Excepto cuando es posible una operación isotérmica, la temperatura también varía con z .

Figura 10. Flujo tapón en reactores PFR ideales en régimen laminar



Fuente: Ref. 11

Figura 11. Flujo tapón en reactores PFR ideales en régimen turbulento



Fuente Ref.11

Debido a las características del mismo en el flujo tapón el perfil de velocidad es plano y no hay mezclado axial.

2.5. Tipos de flujo

2.5.1. Turbulencia

La forma en la que un fluido fluye a lo largo de una tubería puede dividirse en laminar y turbulento. En la primera las partículas fluyen de manera ordenada mientras que en la segunda se crean cambios bruscos de presión y velocidad que tienen por consecuencia el apareamiento de vórtices de diferentes escalas. Uno de los principales requerimientos del reactor tubular (PFR) es que opere en la región turbulenta, esto es decir a números de Reynolds iguales o por encima de 4000. El número de Reynolds es una comparación entre los términos convectivos y los términos viscosos de las ecuaciones de Navier-Stokes que gobiernan el movimiento de los fluidos.

$$N_{Re} = \frac{\varphi * v_s * D}{\mu}$$

Donde:

N_{Re} es el número adimensional de Reynolds

φ es la densidad del fluido

v_s es la velocidad promedio lineal del fluido

D es el diámetro de la tubería por la que fluye el fluido

μ es el diámetro de la tubería por la que fluye el fluido

2.6. Tiempo de residencia

El tiempo que transcurre para que una molécula pase por un reactor recibe el nombre de tiempo de residencia. Son dos las propiedades importantes de θ : el tiempo transcurrido desde que la molécula entró al reactor (su edad) y el resto del tiempo que estará en el reactor (su vida residual). Interesa principalmente la suma de estos dos tiempos, que es θ , pero es importante observar que el micromezclado sólo puede verificarse entre moléculas que tengan la misma vida residual; no es posible que las moléculas se mezclen en un cierto punto del reactor para después volverse a separar en un punto posterior y tener vidas residuales diferentes.

La definición más conveniente de la función de distribución de tiempos de residencia es la fracción $J(\theta)$ de la corriente efluente que tiene un tiempo de residencia inferior a θ . Ninguna parte del fluido puede haber pasado por el reactor en un tiempo cero, por lo que, cuando $\theta=0$; $J=0$. Análogamente, ninguna parte del fluido puede permanecer indefinidamente en el reactor, por lo que J tiende a 1 a medida que θ tiende a infinito. Las variaciones de densidad, tales como las causadas por los gradientes de temperatura y presión, pueden afectar al tiempo de residencia y se adicionan a los efectos debidos a las variaciones de velocidad y micromezclado. A continuación se discutirá el micromezclado, por lo que se supone que la densidad de los diferentes elementos en el fluido permanece constante a medida que pasa por el reactor. Bajo estas condiciones el tiempo de residencia promedio está dado por (Ref.7 Pág.. 320):

$$\bar{\theta} = \frac{V}{Q}$$

Donde $\bar{\theta}$ es el tiempo de residencia promedio, V es volumen considerado del reactor y Q es la velocidad volumétrica de los reactivos. $V=A*L$ donde A es el área transversal de paso y L es la longitud del reactor.

Las características de un perfil uniforme de velocidades y la ausencia de mezclado axial en un reactor de flujo tapón requieren que el tiempo de residencia sea constante $\theta = \frac{V}{Q}$. La curva de entrada y respuesta para una entrada de pulsación correspondería a picos estrechos a $\theta=0$ y $\theta = V/Q$.

El término V/F_a evaluado en base a las ecuaciones de diseño, determina el tamaño del reactor de flujo necesario para procesar una determinada velocidad de alimentación F_a . La inconsistencia de comparar volumen con masa puede eliminarse convirtiendo la velocidad de alimentación a una base volumétrica. Si φ_F es la densidad de la alimentación, entonces $\frac{F_i}{\varphi_F}$ representa la velocidad total de alimentación en términos de volumen por unidad de tiempo. La relación de la velocidad de alimentación en unidades volumétricas al volumen del reactor es la velocidad espacial:

$$S = \frac{F_a}{V * \varphi_F}$$

“La velocidad espacial” (S), término que se usa comúnmente para describir las características extensivas de operación de un reactor de flujo tubular, es la máxima velocidad de alimentación por unidad de volumen de reactor que dará una determinada conversión. Además, la velocidad espacial es una medida de la facilidad con que se efectúa la reacción en el reactor. Una velocidad espacial alta significa que la reacción puede llevarse a cabo con un

reactor pequeño, o que se podrá obtener una determinada conversión con una velocidad de alimentación alta.

La recíproca de la velocidad espacial es el tiempo espacial:

$$\tau = 1/S$$

Por lo general, el tiempo espacial no es igual al tiempo real que un elemento de fluido reside en el reactor. Las variaciones de temperatura, presión, y moles de mezcla reaccionante pueden provocar cambios en la densidad total de algunas zonas del reactor, de tal manera que dichas densidades no siempre serán iguales a ρ_F . Entonces se requiere usar el concepto de tiempo medio de residencia θ . El θ es igual al tiempo espacial sólo cuando se cumplen las siguientes condiciones:

1. La temperatura y la presión son constantes en todas las partes del reactor.
2. La velocidad de alimentación se mide a la presión y temperatura del reactor.
3. La densidad de la mezcla reaccionante es constante (para una reacción gaseosa, esto requiere, además del punto a, que no haya cambios en el número de moles.)

El efecto de las variaciones de temperatura y presión sobre el tiempo de residencia par a un reactor ideal de flujo tubular, puede evaluarse comparando el tiempo de residencia real θ con τ . El tiempo real requerido para que un elemento de fluido pase a través del volumen del reactor dV es:

$$d\theta = \frac{\text{distancia}}{\text{velocidad}} = \frac{\text{volumen}}{\text{velocidad volumétrica}} = \frac{dV}{F_A/\phi}$$

Donde φ es la densidad de masa local en punto dV del reactor. Cuando la densidad no varía en función del punto local se muestra que:

$$\theta = \tau$$

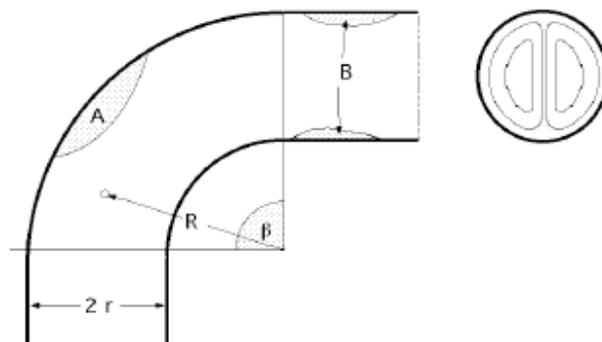
Por lo que el tiempo de residencia real es igual al tiempo espacial.

2.7. Perturbaciones de flujo en tubería curva

En un reactor tubular donde la tubería está dispuesta helicoidalmente es necesario comprobar que el desarrollo del régimen turbulento no se ve afectado por la curva en tubería.

Cuando un fluido pasa por una curva, ya sea en régimen laminar o turbulento, se establece en la curva una condición conocida como “flujo secundario”, dependiendo de la relación entre el diámetro de la tubería y el radio de curva. Esta condición es un movimiento de rotación perpendicular al eje de la tubería, que se superpone al movimiento principal en la dirección del eje. La resistencia debida a la fricción de las paredes de la tubería y la acción con la fuerza centrífuga combinadas produce esta rotación.

Figura 12. Flujo secundario en tubería curva



Fuente: Ref. 9

Una de las principales manifestaciones del flujo secundario es la resistencia o pérdida de presión en una curva. En la región A se forman torbellinos y en la B se estrecha la sección de la vena, seguida de una expansión, siendo éstas las principales causas de las pérdidas de carga.

Para una tubería circular Weisbach propone los siguientes coeficientes de pérdida de carga según la relación entre el radio de tubería y radio de curva.

Tabla I. Coeficientes de pérdida de carga en curvas

r/R	< 0.1	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9	1
ξ	0	0.13	0.14	0.16	0.2	0.29	0.43	0.67	0.98	1.37	11.95

Fuente: Ref. 9

Se puede apreciar que para relación de radios menor a 0.1 el coeficiente de carga es despreciable, se puede simplificar el cálculo a una tubería recta.

Para un reactor helicoidal con radio de curva igual a 11.27 cm. (71/16 in) y un radio de tubería igual a 0.003175 m (1/8in), la relación r/R es igual a:

$$\frac{r}{R} = \frac{1/8in}{71/16in} = \frac{2}{71} \approx 0.02816$$

Por lo que en este caso no hay pérdida de carga debido a un flujo secundario despreciable.

2.8. Conductimetría

2.8.1. Definición

La conductimetría es un método que se utiliza para medir la conductividad de una disolución, determinada por su carga iónica, o salina, de gran movilidad entre dos puntos de diferente potencial. La conductividad eléctrica es un fenómeno de transporte en el cual la carga eléctrica (en forma de electrones o iones) se mueve a través de un sistema. (Ref.4 Pág. 221)

2.8.2. Conductividad electrolítica

Según la ley de Ohm la resistencia eléctrica de un trozo material es igual a la diferencia de potencial dividida entre la corriente eléctrica y se refiere a la resistencia que opone el trozo de material al flujo de electrones a través de sí. El recíproco de la resistencia es la conductancia eléctrica cuya unidad es el siemens (S) en el sistema internacional. Se debe de tomar en cuenta que esta variable está definida en función del área transversal por la que se da el flujo de electrones, la longitud del material que se atraviesa y una constante de proporcionalidad (conocida como conductividad) de la siguiente forma:

$$\text{Conductancia} = k * \frac{A}{L}$$

Donde:

k es la conductividad

A es el área transversal de paso

L es la longitud de la materia

Para estudios conductimétricos se utiliza la variable conductividad en vez de la conductancia y así se deja a un lado el efecto de las variables área y longitud. La conductividad se puede definir de mejor forma como la conductancia a través de un cubo unitario donde el área y la longitud son equivalentes a la unidad en cada variable. En el caso particular donde se trabaja con soluciones electrolíticas la conductividad se conoce como conductividad electrolítica cuya unidad en el SI es siemens partido metro, sin embargo por razones prácticas se suele utilizar la unidad siemens partido centímetro (S/cm).

La conductividad electrolítica se puede ver afectada por dos factores principalmente: La concentración de la solución y el carácter (débil o fuerte) de electrolito en sí. Para cuantificar el efecto de la concentración se definió una nueva variable conocida como conductividad molar (Λ). Esta variable está definida como la conductividad eléctrica dividida entre la concentración. Es decir:

$$\Lambda = \frac{k}{c}$$

Donde:

Λ es la conductividad molar

k es la conductividad electrolítica

c es la concentración de la solución electrolítica

Según el carácter electrolítico de la sustancia se puede clasificar como electrolitos débiles y electrolitos fuertes.

2.8.3. Electrolitos débiles

Los electrolitos débiles suelen producir menos iones por su disociación parcial respecto a los electrolitos fuertes. Es por eso que presentan un descenso más pronunciado de la conductividad molar al aumentar la concentración respecto a los electrolitos fuertes. Debe de tomarse en cuenta que en este caso el grado de disociación afecta considerablemente la conductividad molar.

2.8.4. Electrolitos fuertes

Los electrolitos fuertes se disocian por completo, por lo que su conductividad molar tiende a ser casi constante a diferentes concentraciones. Si se baja la concentración hasta tener una dilución infinita se obtiene un valor de conductividad molar conocido como conductividad molar a dilución infinita (Λ^0) la cual se puede determinar teóricamente a partir de la migración independiente de iones. Allí se postula que “cada ión efectúa su propia contribución a la conductividad molar sin importar la naturaleza del otro ión con el cual esta asociado”. Debido a lo cual se puede determinar la conductividad molar a dilución infinita teórica a partir de las conductividades iónicas de cada ión. Por lo que:

$$\Lambda^0 = \Lambda_+^0 + \Lambda_-^0$$

Donde:

Λ^0 es la conductividad molar a dilución infinita

Λ_+^0 es la conductividad molar del catión a dilución infinita

Λ_-^0 es la conductividad molar del anión a dilución infinita

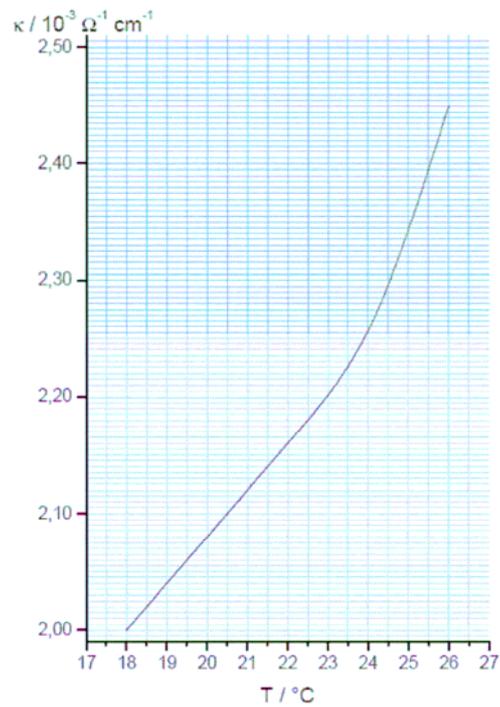
Tabla II. Conductividades iónicas molares en agua a 25°C (a dilución infinita)

Catión	λ°_{+} (S cm ² /mol)	Anión	λ°_{-} (S cm ² /mol)
H+	349.8	OH-	198.6
Na+	50.1	Cl-	76.4
K+	73.5	Br-	78.1
Rb+	77.8	I-	76.8
Cs+	77.2	CH ₃ COO-	40.9

Fuente: Ref. 2 Pág. 284

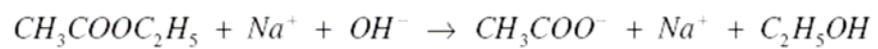
O bien es posible determinar la conductividad del anión junto al catión mediante la ayuda de gráficas y correlaciones determinadas.

Figura 13. Conductividades de soluciones de hidróxido de sodio 0.01N a diferentes temperaturas



Fuente: Ref. 11

En la reacción discutida:



Se tienen las siguientes relaciones de concentraciones:

$$C_A^0 = C_{Ester}^0 = C_{OH^-}^0 = C_{Na^+}^0 = C_{Na^+}$$

$$C_A = C_{Ester} = C_{OH^-}$$

$$C_{AC} = C_A^0 - C_A$$

A la entrada del reactor se tiene la siguiente conductividad:

$$K_0 = \Lambda_{Na^+} \cdot c_A^0 + \Lambda_{OH^-} \cdot c_A^0 \quad |$$

A la salida del reactor o en cualquier punto donde se decida tomar una muestra se tiene la siguiente conductividad:

$$K = \Lambda_{Na^+} \cdot c_A^0 + \Lambda_{OH^-} \cdot c_A + \Lambda_{AC^-} \cdot (c_A^0 - c_A) \quad |$$

A conversión total, 100% de conversión en el reactor:

$$K_\infty = \Lambda_{Na^+} \cdot c_A^0 + \Lambda_{AC^-} \cdot c_A^0 \quad |$$

Combinando las ecuaciones:

$$c_A^0 = \frac{K_0 - K_\infty}{\Lambda_{OH^-} - \Lambda_{AC^-}} \quad |$$

$$c_A = \frac{K - K_\infty}{\Lambda_{OH^-} - \Lambda_{AC^-}}$$

$$\frac{c_A}{c_A^0} = 1 - X = \frac{K - K_\infty}{K_0 - K_\infty}$$

Aquí se relacionan la conductividad a la entrada del reactor (K_0), con la conductividad a conversión total (K_∞), con la conductividad en el punto de muestra (K) y la conversión de la reacción en punto de muestra (X).

2.9. Análisis de grados de libertad

Si bien el concepto de grados de libertad se encuentra más ligado a equilibrio entre fases, su concepto puede ser aplicado con el mismo éxito a sistemas reactivos. Existen tres diferentes métodos para el cálculo del número de grados de libertad de un sistema reactivos: balance de especies moleculares, balances de especies atómicas y por último el grado de avance de reacción. A continuación se desarrolla el análisis del número de grados de libertad utilizando el primero de los listados.

2.9.1. Balance de especies moleculares

Cuando se emplean balances de especies moleculares para determinar las variables desconocidas de las corrientes de un proceso reactivo, los balances de las especies reactivas deben contener términos de generación y/o consumo. El análisis de grados de libertad es el siguiente:

Número de variables marcadas

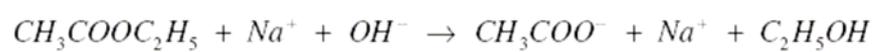
+Número de reacciones químicamente independientes

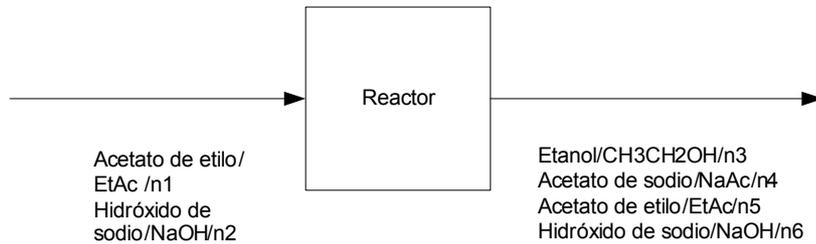
-Número de balances de especies químicamente independientes

-Número de otras ecuaciones que relacionen variables desconocidas

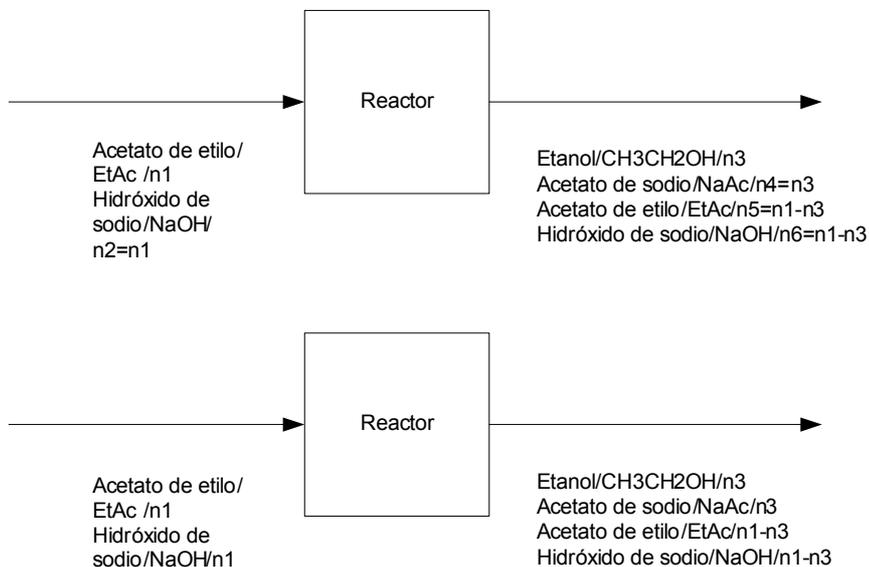
= Número de grados de libertad

La hidrólisis alcalina del acetato de etilo en presencia de hidróxido de sodio en solución acuosa se desarrolla en la siguiente ecuación:





n_1 y n_2 son los flujos molares a la entrada del reactor tubular, por lo que son conocidas. Debido a la reacción $n_3=n_4$ (el etanol formado es igual en moles al número de moles de acetato de sodio formado), $n_5=n_6$ (el acetato de etilo remanente es igual al hidróxido de sodio que no reaccionó). Pero existe una relación más: $n_3=n_1-n_5$ (los moles de etanol formado son iguales a la resta de los moles de acetato de etilo que ingresan y los moles de acetato de etilo que abandonan el reactor sin reaccionar. Sustituyendo lo anterior se obtiene:



n_1 es conocida por lo que la única variable marcada del sistema es n_3 (la cantidad de etanol o la cantidad de acetato de sodio formada). Hay una sola reacción independiente así como especies moleculares independientes. No hay

otras ecuaciones que relacionen variables desconocidas. Al hacer el cálculo respectivo se obtiene:

$$G=1+1-1-0$$

$$G=1$$

Existe un grado de libertad por lo que el sistema no se encuentra definido aún. El dato faltante es la conversión en el punto de muestreo del reactor. En un reactor tubular ideal la conversión es función de tres variables: volumen, velocidad de alimentación de los reactantes y la temperatura.: Por lo que al controlar estas últimas tres el sistema queda plenamente definido.

2.10. Responsabilidad ambiental

La responsabilidad ambiental es la imputabilidad de una valoración positiva o negativa por el impacto ecológico de una decisión. Se refiere generalmente al daño causado a otras especies, a la naturaleza en su conjunto o a las futuras generaciones, por las acciones o las no-acciones de otro individuo o grupo. En un reactor de flujo pistón experimental con fines didácticos no se tiene interés comercial en los productos obtenidos ya que son volúmenes reducidos (4 L en 3 min. 12 s). El caudal de salida del reactor tubular experimental contiene hidróxido de sodio, acetato de etilo, etanol y acetato de sodio. Bajo ningún punto de vista es posible verter esto en el fregadero. Todo esto tiene un carácter eminentemente básico y junto con esto se tienen componentes orgánicos por lo que para su desecho se deben seguir una serie de pasos.

Pasos para la práctica de laboratorio reduciendo el impacto medioambiental:

1. Colectar todos los productos en un recipiente de vidrio, no esperar hasta tener volúmenes inmanejables de productos.
2. Armar una unidad de destilación, con un balón de dos bocas, un refrigerante, un termómetro y un mechero Bunsen.
3. Fijar la temperatura de destilación entre 75-78°C, conectar el flujo de agua al refrigerante.
4. Recoger la fase liviana, esta consiste en su mayor parte de acetato de etilo y etanol. Estos dos residuos pueden y deben de ser incinerados.
5. La fase liviana consistente principalmente en una solución acuosa de hidróxido de sodio y acetato de sodio se neutraliza utilizando bicarbonato de sodio y/o residuos de otras prácticas de ácido clorhídrico.
6. La fase liviana debe alcanzar un pH entre 6-8. Solamente después de esto es posible desecharla.

2.11. Aprendizaje por la acción

Uno de los objetivos principales que se plantea en la declaración de Bolonia es aumentar la competitividad internacional del sistema de Educación Superior. Esto implica una convergencia a un sistema de créditos común, a un sistema educativo único basado en dos ciclos, pero también supone una revisión de los perfiles académicos de las titulaciones.

En este sentido, la tendencia actual es el desarrollo de perfiles académicos basados en competencias, integrando este concepto de forma armónica y equilibrada, unos conocimientos básicos con las capacidades,

habilidades, aptitudes, actitudes y destrezas necesarias para cumplir los objetivos del proceso formativo.

Para ello, resulta también necesaria una revisión de las metodologías docentes, las cuales deberán tender a estructurarse en torno a un trabajo más cooperativo, orientado al trabajo activo del alumno, que estimule su participación, independencia, creatividad y trabajo en equipo. En este sentido, resulta fundamental el desarrollo de asignaturas propiamente experimentales, que se apoyen en un aprendizaje por la acción.

El curso de Cinética de Procesos Químicos es por el momento de carácter totalmente teórico a pesar del potencial del contenido de convertirse en un curso eminentemente experimental.

3. METODOLOGÍA

3.1. Recursos

3.1.1. Localización

La parte experimental de la investigación se llevó a cabo en la Universidad de San Carlos de Guatemala, ubicada en la Ciudad Universitaria en la zona 12, edificio T-3, en el Laboratorio de Fisicoquímica de la Escuela de Ingeniería Química.

3.1.2. Recursos humanos

Investigador: Br. Diego Bernardo Lainfiesta López

Asesor: Ing. Michele Mario Pagliara Valz

Ingenieros consultados: Ing. César Alfonso García Guerra y Dr. Adolfo Gramajo Antonio.

3.1.3. Recursos materiales

3.1.3.1. Reactivos

1. Acetato de etilo
2. Hidróxido de sodio
3. Agua

3.1.3.2. Materiales

1. Plancha rectangular de plexiglás de 0.96mx0.41mx0.025m.
2. Plancha cuadrada de plexiglás de 0.34mx0.34m*0.025m.
3. Tubo de policloruro de vinilo rígido de diámetro externo 0.265m, diámetro interno de 0.245m y una altura de 0.35m.
4. Tubería flexible de policloruro de vinilo de diámetro interno ¼ plg y 30m de longitud.
5. Tubería flexible de policloruro de vinilo de diámetro interno 1/8 plg y 2m de longitud.
6. 7 uniones universales de bronce de ¼ plg de tres salidas.
7. 12 niples de bronce de ¼ plg.
8. 2 niples de bronce de 1/8 plg.
9. 6 barras rosca continua de diámetro ¼ plg y una longitud de 0.5m.
10. 6 tuercas de palomilla, diámetro ¼ plg.
11. 8 tornillos de 3/8 plg.
12. 4 uniones universales de 3/8 plg.
13. 2 bombas centrífugas de corriente directa.
14. Regulador de voltaje directo.
15. 2 contenedores de 2 L.
16. 1 contenedor de 4 L.

3.1.3.3. Equipo y cristalería

1. Balanza analítica Marca Sartorius
Modelo BP3S
Máxima capacidad: 150 g
Mínimo valor de medición: 1.0 mg
Voltaje: 8-14.5v

2. Conductímetro marca Hanna Instruments

Modelo HI 9813

Rango: 0.00-4.00 mS/cm

Resolución: 0.01

Desviación típica: +/- 2%

Dimensiones: 185 x 82 x 45 mm

Peso: 520 g

3. Balones aforados Pirex de 1 L y 2 L

4. Bureta de 25ml

5. Probeta de 50 ml y 250 ml

6. Pipetas aforadas de 1ml, 25 ml

7. Espátulas de acero inoxidable

8. Pissetas de polietileno de 500 ml

9. Beakers tipo pirex de 25, 50, 100 y 250 ml

10. Termómetro de alcohol

3.1.3.4. Material de escritorio

Papelería y útiles de oficina

Computadora

Hardware: Impresora, CD, memoria USB

Software: Microsoft Word, Microsoft Excel, Microsoft Visio, Adobe Reader

3.2. Metodología experimental

Se diseñó un reactor tubular flujo pistón régimen turbulento para el sistema acetato de etilo e hidróxido de sodio, esto incluye el sistema de bombeo

de reactivos, reactor, colector de productos y una base estable y duradera para todo lo anterior.

Se construyó el reactor tubular arriba diseñado.

Se calibraron las bombas centrífugas. Esto se hizo mediante la variación del voltaje a las mismas desde 3V hasta 6V en intervalos de 0.5V. El líquido de calibración fue el agua y se utilizó el método másico. Se determinó la masa trasegada a cada voltaje para luego convertirla en volumen con la densidad conocida del agua a esa temperatura. Cada medición se realizó tres veces.

Se validó el reactor con tres sistemas equimolares de acetato de etilo e hidróxido de sodio. El primero fue de 0.038 M. Se realizaron tres corridas. En cada una de ellas se retiró una muestra de cada uno de los seis elementos muestreadores a lo largo del reactor. Se midió la conductividad de cada muestra. Con la conductividad se calculó el porcentaje de conversión y se comparó mediante un error relativo con la conversión que se obtendría en un reactor tubular ideal. Lo mismo se realizó a concentraciones de 0.03 M y 0.025 M con la única diferencia que se tomaron solamente tres muestras a estas concentraciones, a 1/6, 3/6 y 6/6 del volumen o longitud total del reactor.

3.2.1. Procedimiento experimental

3.2.1.1. Diseño del reactor flujo pistón

3.2.1.1.1. Criterios de elección de volumen, diámetro y longitud

La constante de velocidad de reacción para el sistema acetato de etilo-hidróxido de sodio a 22°C es igual a 0.1137 l/(mol*s), posee un orden igual a 2,

utilizando una velocidad de flujo volumétrico de 20.73 cm³/s y una concentración inicial (en el depósito de reactivos) de 0.038 mol/L. Se calcula la conversión que se obtendría con un volumen de 0.825 L:

$$V = -F_{ao} \int_0^x \frac{dX}{ra}$$

$$F_{ao} = C_{ao} * V_{ao}$$

Para esta reacción en especial, si el acetato de etilo e hidróxido de sodio tienen iguales concentraciones e iguales flujos volumétricos:

$$ra = k * (C_{ao}(1-x))^2$$

Sustituyendo se obtiene:

$$V = C_{ao} * V_{ao} * \int_0^x \frac{dX}{-k * (C_{ao}(1-x))^2}$$

$$C_{ao} = 0.038 \frac{\text{mol}}{\text{l}}$$

$$V_{ao} = \frac{V_o}{2} = \frac{0.02073 \frac{\text{l}}{\text{s}}}{2}$$

$$k = 0.1137 \frac{\text{l}}{\text{mol} * \text{s}}$$

$$V = 0.825 \text{L}$$

Resolviendo se obtiene:

$$0.825 \text{L} = 0.038 \frac{\text{mol}}{\text{l}} * \frac{0.02073 \frac{\text{l}}{\text{s}}}{2} * \int_0^b \frac{dx}{0.1137 \frac{\text{l}}{\text{mol} * \text{s}} \left(0.038 \frac{\text{mol}}{\text{L}} * \frac{1}{2} * (1-x) \right)^2}$$

$$b = 7.92\%$$

La conversión teórica con un volumen de 0.825 L es igual a 7.92%. La mayoría de los reactores escala laboratorio para reacciones homogéneas en fase acuosa son de 0.8L. Por lo que se decidió que el mismo tuviera 0.825 L.

Uno de los principales requisitos para que el reactor tubular se comporte como flujo tapón es que el régimen de flujo sea turbulento. Por lo que si la capacidad de las bombas centrífugas es fija o limitada, la única variable a determinar es el diámetro de la tubería, según la ecuación:

$$N_{Re} = \frac{\varphi * \frac{V_o}{\pi * \left(\frac{D}{2}\right)^2} * D}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{4 * \varphi * V_o}{D * \pi * \mu}$$

$$N_{Re} = \frac{4 * 1000 \frac{kg}{m^3} * 2.0723 * 10^{-5} \frac{m^3}{s}}{0.00635m * \pi * 0.01P}$$

$$N_{Re} = 4156.57$$

Ya que las soluciones son diluidas se pueden asumir las constantes del agua para densidad y viscosidad. El régimen turbulento se desarrolla a partir de números de Reynolds mayores a 4000. Resolviendo la ecuación se obtiene un diámetro de ¼ plg o 0.635 cm. para un número de Reynolds igual a 4157.

3.2.1.1.2. Tiempo de residencia

El tiempo de residencia para reactores tubulares se define como:

$$\theta = \frac{V}{Q}$$

Para 1/6 de la longitud total del reactor el tiempo es:

$$\theta = \frac{0.825l \cdot 1000cm^3}{20.73cm^3/s \cdot \frac{l}{6}}$$

$$\theta = 6.64s$$

Para 2/6 de la longitud total del reactor el tiempo es:

$$\theta = \frac{0.825l * \frac{2}{6} * 1000cm^3}{20.73cm^3/s \cdot \frac{l}{6}}$$

$$\theta = 13.27s$$

Y se genera la tabla siguiente:

Tabla III. Distancias y tiempos de muestreo

Distancias desde la mezcla de reactivos (m)	Tiempo de residencia (s)
0	0
4.342	6.633
8.683	13.27
13.03	19.90
17.37	26.53
21.71	33.16
26.05	39.08

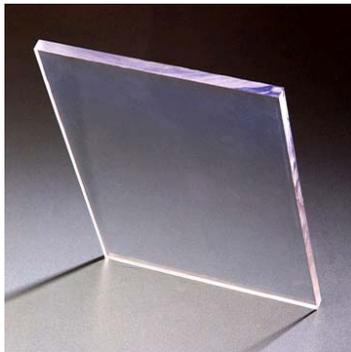
Fuente: Datos calculados

3.2.1.1.3. Materiales de construcción del reactor flujo pistón

El criterio de elección de los materiales de construcción fue: estables a los reactivos y productos de la reacción seleccionada, económicos y fáciles de conseguir. Las mejores alternativas encontradas se detallan a continuación.

3.2.1.1.3.1. Base del reactor

Figura 14. Base plancha de acrílico



Fuente: Ref. 12

Figura 15. Tubo de policloruro de vinilo



Fuente: Ref. 12

3.2.1.1.3.2. Cuerpo del reactor

Figura 16. Manguera flexible de ¼ plg de policloruro de vinilo cristalino



Fuente: Ref. 12

Tabla IV. Resistencia del policloruro de vinilo hacia diferentes sustancias

Legend: E = Excellent G = Good F = Fair U = Unsatisfactory ND = No Data

Polymer	Strong Acids	Weak Acids	Aliphatics	Strong Alkalies	Weak Alkalies	Aromatics	Esters	Ketones
LLD PE	F	G	F	G	G	F	U	F
PCE	F	G	F	G	G	U	U	U
PU Ester	U	U	E	U	F	F	U	U
PU Ether	U	U	E	U	F	F	U	U
TPV	E	E	F	E	E	U	ND	U
PVC	G	E	G	E	G	U	F	F

Fuente: Ref. 12

3.2.1.1.3.3. Elementos muestreadores y conectores

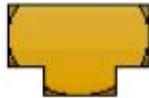
Cada elemento muestreador está compuesto de dos niples machos, una unión universal terminados en bronce y silicón. Ambos materiales son inertes a ácidos y bases fuertes y débiles, así como a una diversidad de compuestos orgánicos.

Figura 17. Niple macho ¼ plg



Fuente: Ref. 12

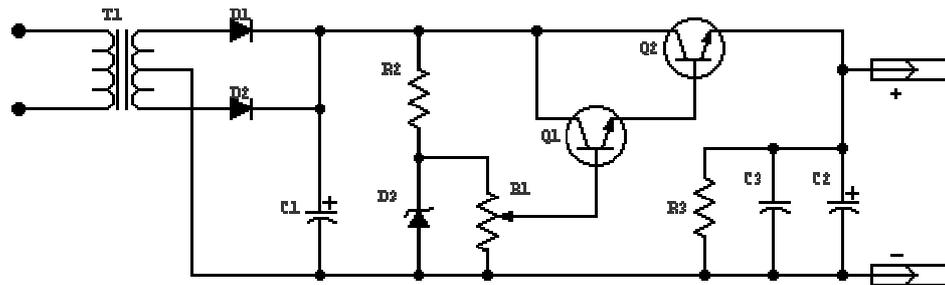
Figura 18. Unión universal o "T" hembra



Fuente: Ref. 12

3.2.1.1.3.4. Sistema de bombeo

Figura 19. Diagrama de circuito completo de bombeo



T1-Transformador de 120 o 220V (según la red) con secundario de 16 + 16V
(de preferencia que entregue 3 o más amperios)

Q1-Transistor BD137 u otro de similares características (ECG373, etc.)

Q2-Transistor 2N3055 u otro de similares características (ECG130, BD182, etc.)

C1 - Condensador electrolítico (filtro) 3300 uF 25V

C2 - Condensador electrolítico (filtro) 470 uF 25V

C3 - Condensador 0.1 uF 100V

D1 y D2 - Diodos rectificadores 1N5402 (ECG5802) o equivalentes.

D3 - Diodo Zener de 15V 400mW

R1 - Potenciómetro 50K

R2 - Resistor 270 ohms 1W

R3 - Resistor 1000 ohms 1W

3.2.1.2. Construcción del reactor tubular:

1. Se cortó la plancha de plexiglás hasta obtener las dimensiones de 0.96mx0.41mx0.025m (1B).

2. Se torneó la plancha de plexiglás del punto uno hasta obtener una zanja circular de diámetro interno de 0.245m y uno externo de 0.265m y una profundidad de 1.27cm.
3. Se cortó una plancha de plexiglás hasta obtener las dimensiones de 0.34mx0.34mx0.025m, luego se torneó esa plancha para obtener un disco con diámetro 0.34m y una zanja centrada de diámetro interno 0.245m, diámetro externo 0.265m y una profundidad de 0.025m (2B).
4. Se realizaron 4 perforaciones de diámetro 3/8 plg a 0.035m del borde largo y a 0.035m del borde corto en la plancha de 0.96mx0.41mx0.025m y se insertaron los tornillos de 3/8 plg y se complementaron con la unión universal y otro tornillo de 3/8 plg.
5. Se insertó en la zanja de la plancha del paso 4 el tubo rígido de policloruro de vinilo.
6. Se tomaron los 30m de tubería flexible de policloruro de vinilo diámetro interno ¼ plg y se midieron 26.1m. Esta longitud se corto en 6 longitudes idénticas de 4.34m cada una.
7. Se tomó una unión universal de bronce y se le atornillaron un niple de ¼ plg y dos niples de 1/8 plg (3C).
8. Se tomaron seis uniones universales y le les atornillaron 2 niples de bronce ¼ plg a cada uno. El espacio restante se relleno con silicón F 109 y se dejaron secar durante 24 horas (2C).
9. Se tomó 3C y al niple de ¼ plg se le insertó un segmento de la manguera obtenida en el paso 6, luego en el extremo libre se insertó 2C. Este paso se repitió 6 veces, hasta obtener una manguera continua de longitud 26.1m (1C).
10. Se tomó 1C y se dispuso en toda su extensión helicoidalmente alrededor del tubo rígido de policloruro de vinilo.
11. Al extremo libre del tubo rígido de policloruro de vinilo se le acopló el disco obtenido en el paso 3.

12. Se insertaron las mangueras de 1/8 plg diámetro interno en 3C, estas a su vez se acoplaron a las bombas centrífugas.
13. Las dos bombas centrífugas se conectaron a la fuente corriente directa variable y a cada contenedor de 2 L.
14. El extremo de 1C se conectó al contenedor de 5 L.

3.2.1.3. Calibración de las bombas centrífugas

1. Las bombas centrífugas se conectaron al regulador de voltaje directo (7C).
2. Al variar el voltaje el caudal entregado por cada bomba varió en proporción al primero. El caudal total fue igual a $20.73 \text{ cm}^3/\text{s}$ por lo que cada bomba trasegó la mitad de esto.
3. Se tomaron tres lecturas a cada voltaje, por bomba, donde el voltaje se varió de 2V hasta 6V en intervalos de 0.5V. A cada voltaje se tomó un vaso de precipitación de 300ml.
4. El vaso de precipitación se taró previamente a cada corrida. Mediante el reóstato se obtuvo el voltaje deseado, siempre corroborando con un voltímetro.
5. Luego se vertieron 2000 ml de agua desmineralizada en el contenedor conectado a la bomba a calibrar. Se conectó la bomba y al mismo tiempo se accionó un cronómetro. Al acabarse el agua se detuvo el cronómetro.
6. Se pesó nuevamente el vaso de precipitación con el agua trasegada.

3.2.1.4. Verificación de la reacción del sistema acetato de etilo-hidróxido de sodio

1. Se prepararon 2 L de solución de acetato de etilo 0.038M
2. Se prepararon 2 L de solución de hidróxido de sodio 0.038 M (estas se estandarizaron previamente)
3. Se colocaron las soluciones de los reactivos en los depósitos respectivos.
4. Se determinó la temperatura de las soluciones de reactivos.
5. Se colocaron 50 ml de la solución patrón en un vaso de precipitación.
6. Se le midió la temperatura con el termómetro de alcohol.
7. Se ajustó la conductividad del conductímetro según la referida por el patrón a esa temperatura.
8. Se encendieron las bombas centrífugas previamente calibradas y se tomó una muestra de 5 ml mediante una aguja hipodérmica a una longitud de 1/6, 2/6, 3/6, 4/6, 5/6, y 6/6 de la longitud total del reactor.
9. Se determinaron las conductividades de las muestras del paso 8 con el conductímetro previamente calibrado, después de cada sustracción de muestra.
10. El procedimiento descrito desde el paso 1 hasta el 9 se efectuó 3 veces.
11. Con las conductividades se determinó el porcentaje de conversión en cada punto de muestra.
12. Se construyó una gráfica del porcentaje de la conversión experimental en función de la longitud.
13. Se calculó la desviación estándar de la conversión en cada punto de muestra.
14. Se comparó el porcentaje de conversión con las conversiones teóricas obtenidas con la ecuación del reactor tubular ideal operado a las mismas condiciones del experimental.

3.2.1.5. Verificación de la reacción del sistema acetato de etilo-hidróxido de sodio a dos parejas diferentes de concentraciones pero con igual flujo volumétrico.

1. Se prepararon 2 L de solución de acetato de etilo 0.03 M
2. Se prepararon 2 L de solución de hidróxido de sodio 0.03 M (estas se estandarizaron previamente)
3. Se colocan las soluciones de los reactivos en los depósitos respectivos, con las diluciones respectivas. (acetato de etilo 0.03 M hidróxido de sodio 0.03 M) y (acetato de etilo 0.025 M e hidróxido de sodio 0.025 M).
4. Se determinó la temperatura de las soluciones de reactivos.
5. Se colocaron 50 ml de la solución patrón en un vaso de precipitación.
6. Se le midió la temperatura con el termómetro de alcohol.
7. Se ajustó la conductividad del conductímetro según la referida por el patrón a esa temperatura.
8. Se encendieron las bombas centrífugas previamente calibradas y se tomó una muestra de 5 ml mediante una aguja hipodérmica a una longitud de 1/6, 3/6, y 6/6 de la longitud total del reactor.
9. Se determinaron las conductividades de las muestras del paso 8 con el conductímetro previamente calibrado.
10. El procedimiento descrito desde el paso 1 hasta el 9 se efectuó 3 veces.
11. Con las conductividades se determinó el porcentaje de conversión en cada punto de muestra.
12. Se construyó una gráfica del porcentaje de la conversión experimental en función de la longitud.
13. Se calculó la desviación estándar de la conversión en cada punto de muestra.

14. Se comparó el porcentaje de conversión con las conversiones teóricas obtenidas con la ecuación del reactor tubular ideal operado a las mismas condiciones del experimental.

3.2.2. Uso del reactor tubular experimental

1. Se verificó el voltaje de la calibración en cada corrida.
2. Se desmontaron los recipientes de los reactivos y se lavaron cuidadosamente.
3. Ya se secos los recipientes se colocaron nuevamente, asegurándolos mediante una abrazadera cada uno.
4. Se vertieron las soluciones de reactivos en los depósitos respectivos.
5. Se encendieron las bombas centrífugas al mismo tiempo.
6. Se tomó una aguja hipodérmica de 5ml y se insertó en el primer muestreador. Se sacó el émbolo y se retiró una muestra igual a la capacidad de la jeringa.
7. Se determinó la conductividad de la muestra.
8. El paso 6 y 7 se repitió seis veces variando solamente el muestreador.
(Utilice una agua diferente para cada punto de muestreo)
9. Al terminarse los reactivos se apagaron las bombas centrífugas.
10. Se vació el contenido del recipiente de productos en un contenedor adecuado.
11. Se conectó nuevamente el recipiente de productos al reactor.
12. Se vertieron 2 L de agua desmineralizada en cada recipiente de reactivos.
13. Se conectaron nuevamente las bombas centrífugas.
14. Se apagaron las bombas cuando no quedó más agua en los recipientes de reactivos.
15. Se desconectó la primera unión universal del reactor.
16. Se conectó a la entrada del reactor la salida de aire de la bomba de vacío.

17. Se encendió la bomba de vacío.
18. Se apagó la bomba de vacío cuando no quedó más agua en el cuerpo del reactor.
19. Se desconectaron los recipientes de reactivos y productos. Se lavan y secan cuidadosamente.

4. RESULTADOS

4.1. Planos detallados del reactor tubular experimental

A continuación se detallan la codificación de las partes del reactor tubular construido, los denominados #B corresponden a un elemento de la base del reactor y aquellos denominados #C describen componentes del cuerpo del reactor (todas las dimensiones en metros):

Base del reactor:

1B plancha rectangular de plexiglás con dimensiones 0.96m x 0.41m x 0.025m.

2B plancha circular de plexiglás con diámetro de 0.34m y un espesor de 0.025m.

3B cilindro de policloruro de vinilo con altura 0.35m, diámetro externo 0.265m, diámetro interno 0.245m y un espesor de 0.02m.

4B elemento de soporte de la plancha rectangular de plexiglás (1B) consistente en dos tornillos de rosca 9.525mm (3/8 in), una unión universal de la misma medida y dos roldadas.

5B barra de tornillo continua de 0.436m de extensión y rosca 6.35mm (1/4 plg).

6B tuerca de palomilla de rosca 6.35mm (1/4 plg).

Cuerpo del reactor:

1C manguera de policloruro de vinilo de 6.35mm (1/4 plg) diámetro interno, 9.53mm (3/8 plg) diámetro externo y una longitud de 26.05m.

2C muestreador en bronce consistente en dos niples de bronce de 6.35mm (1/4 plg), unión universal y relleno de silicón F109. Colocados a 1/6, 2/6, 3/6, 4/6, 5/6 y 6/6 de la longitud total de la manguera (1C).

3C conector reactivos reactor consistente en dos niples de bronce 3.18mm (1/8 plg), unión universal y un niple de bronce de 6.35mm (1/4 plg).

4C manguera de policloruro de vinilo de 3.18mm (1/8 plg) diámetro interno, 3.18mm (1/4 plg) diámetro externo y una longitud de 0.6m.

5C depósito de reactivo con capacidad de 2 L de dimensiones

6C depósito de productos con capacidad de 4 L.

7C fuente de voltaje directo, de 0 hasta 12 V, regulable con dos salidas independientes.

8C bomba centrífuga de 12 V

Figura 20. Vista lateral de la base del reactor tubular construido

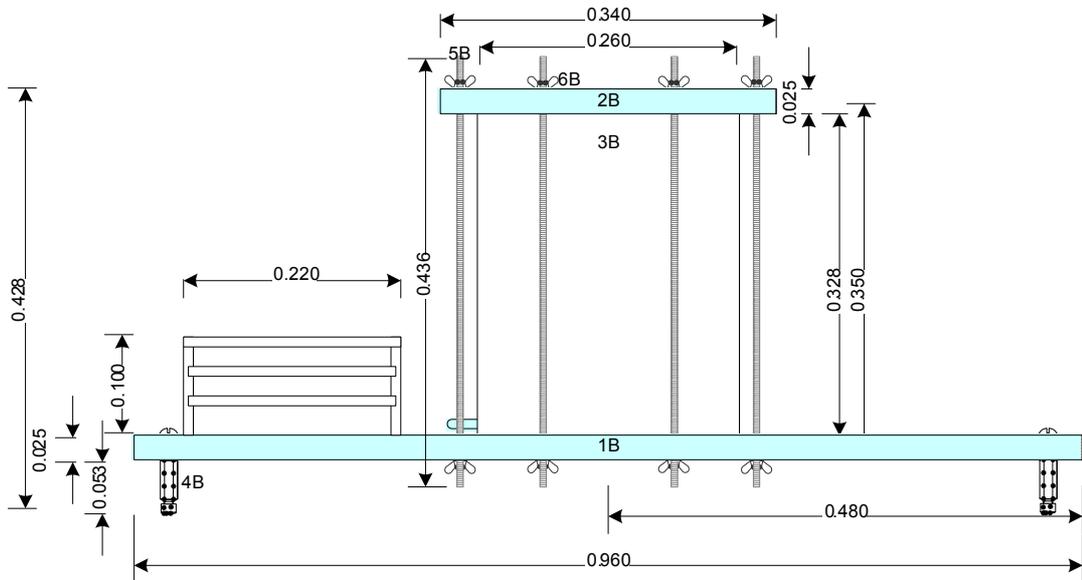


Figura 21. Vista de planta de la base del reactor tubular construido

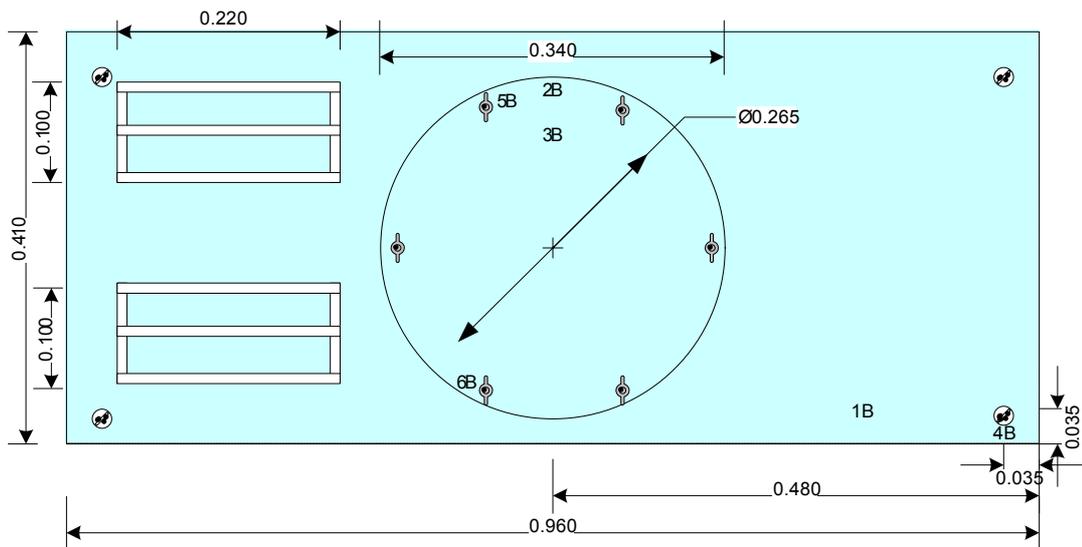


Figura 22. Vista lateral del cuerpo del reactor tubular construido

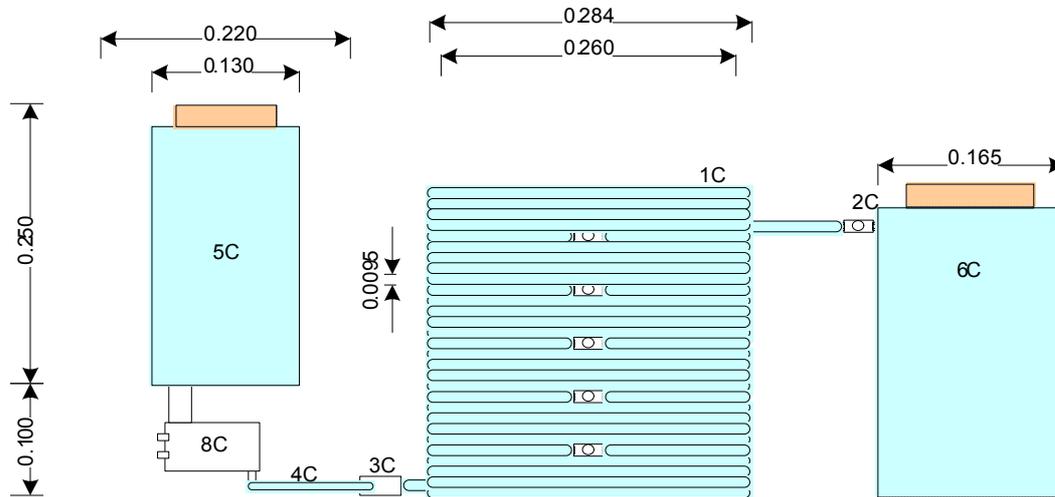


Figura 23. Vista de planta del cuerpo del reactor tubular construido

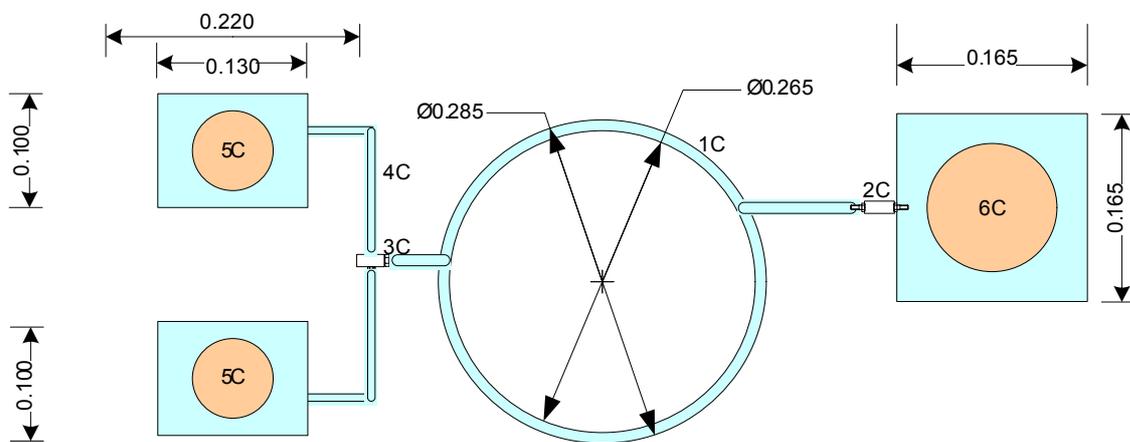


Figura 24. Vista lateral reactor tubular construido

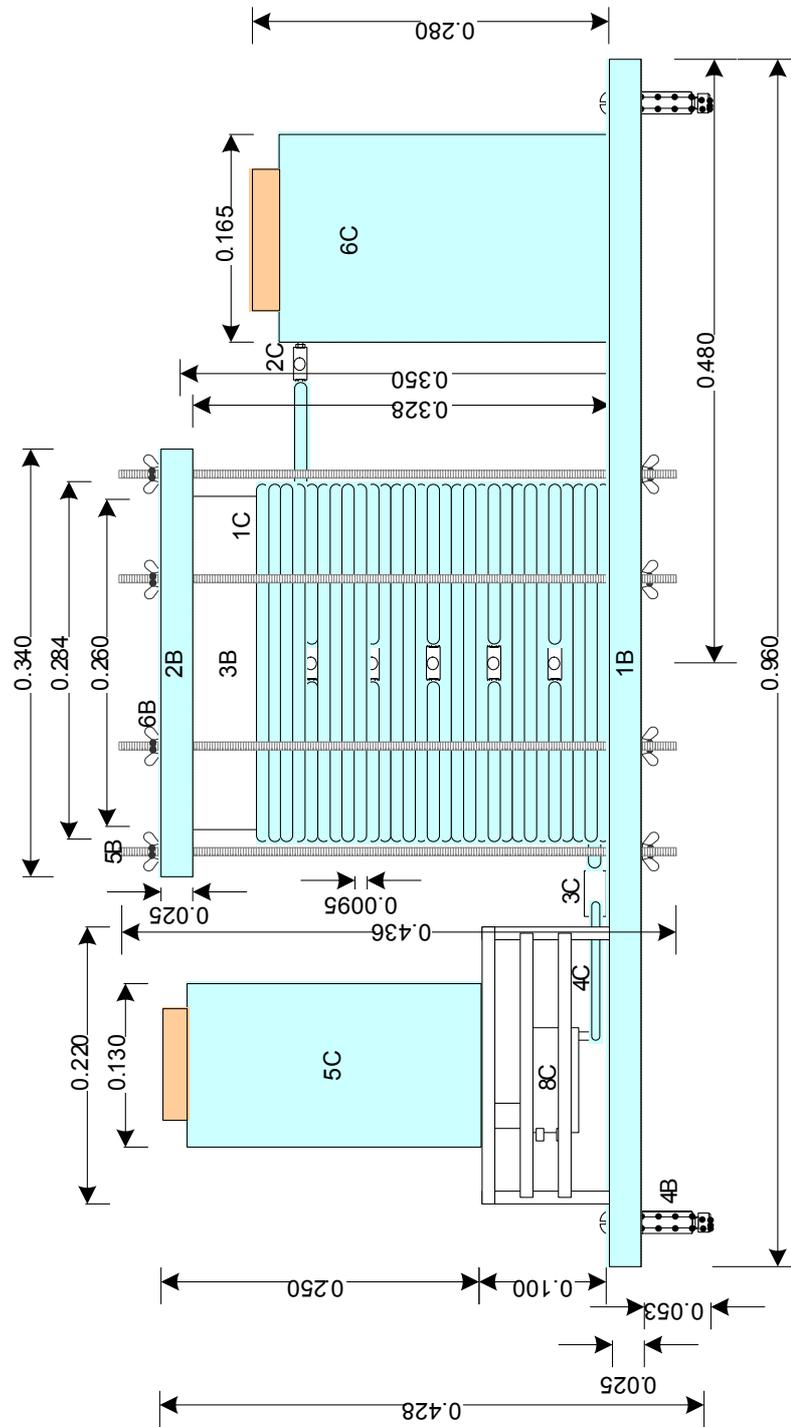


Figura 25. Vista de planta reactor tubular construido

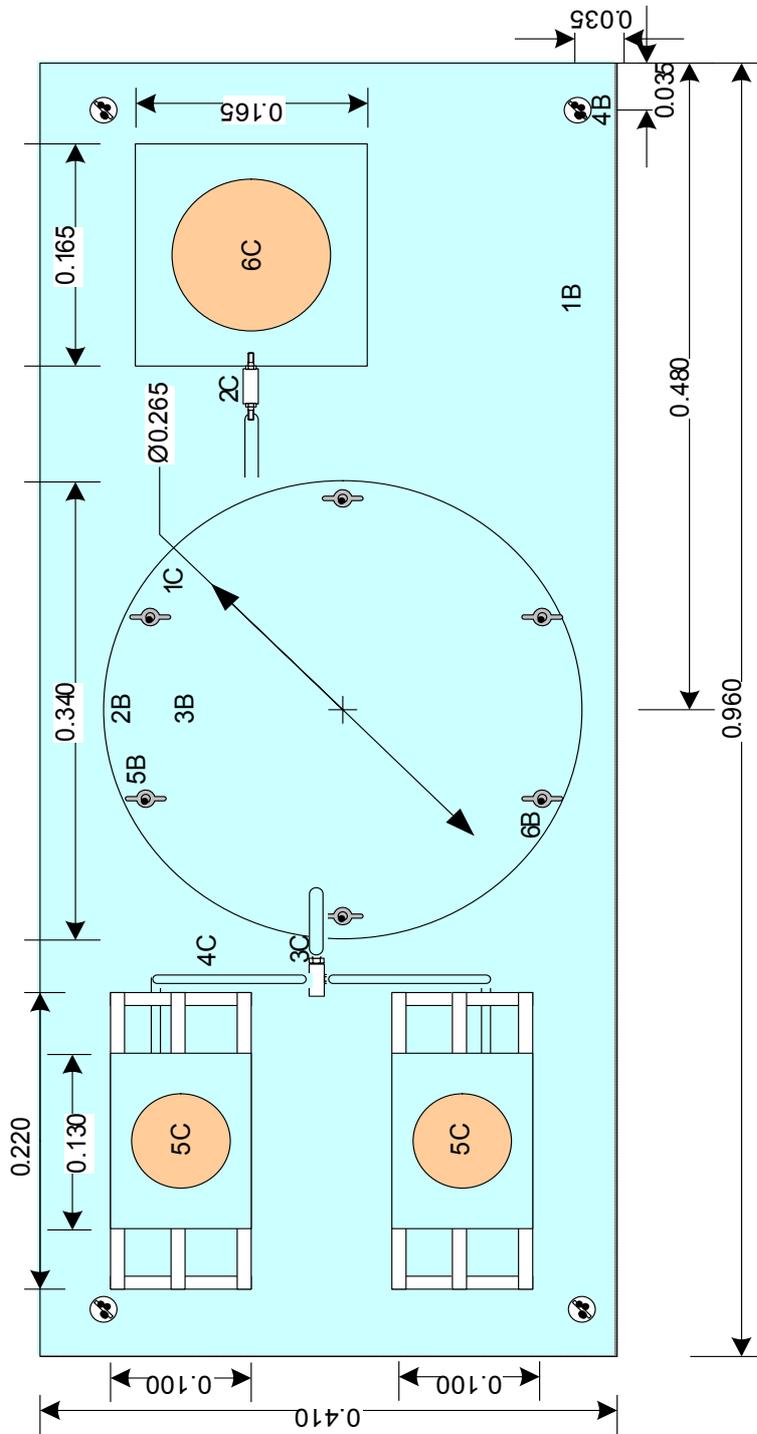


Figura 26. Fotografía de la base del reactor tubular construido



Figura 27. Fotografía aérea del reactor tubular construido



Figura 28. Fotografía trasera del reactor tubular construido

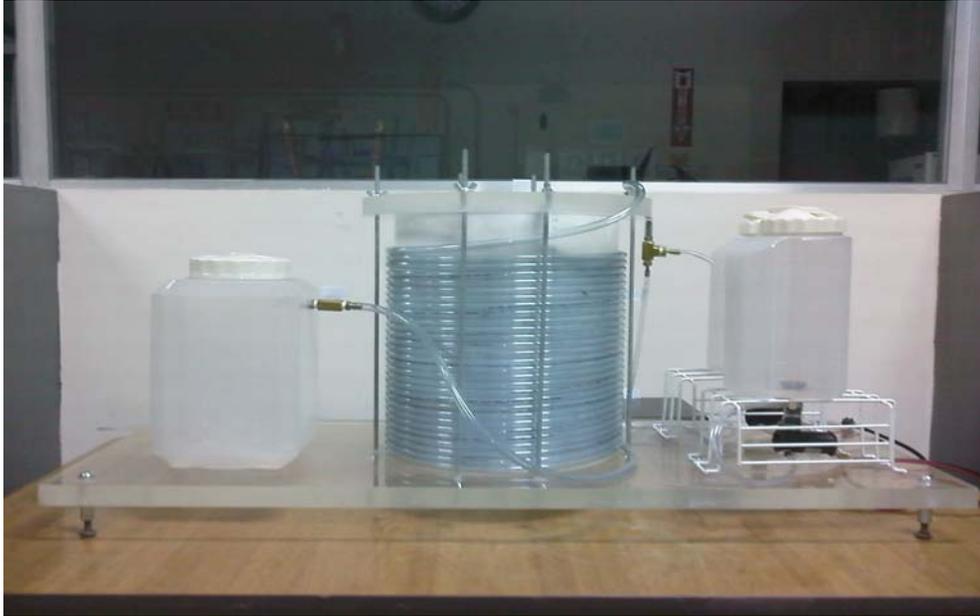


Figura 29. Bombas centrífugas utilizadas en el reactor tubular experimental construido



Figura 30. Fotografía frontal del reactor tubular construido



4.2. Conversión del sistema acetato de etilo e hidróxido de sodio a diferentes volúmenes del reactor y concentraciones

Tabla V. Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen y a la longitud del reactor tubular

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conversión teórica (%)	Conversión experimental (%)	Error relativo (%)
4.34	0.138	1.41	2.01	42.43
8.68	0.275	2.79	2.96	6.37
13.03	0.413	4.12	4.73	14.78
17.37	0.550	5.42	5.27	2.70
21.71	0.688	6.68	6.77	1.26
26.05	0.825	7.92	7.99	0.96

Tabla VI. Ecuaciones de ajuste al reactor ideal y experimental a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio

Ecuación de regresión reactor ideal	%Conversión= 0.0975*Volumen
Coeficiente de determinación R ²	1
Ecuación de regresión reactor experimental	%Conversión=0.100*Volumen
Coeficiente de determinación R ²	0.988

Figura 31. Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular

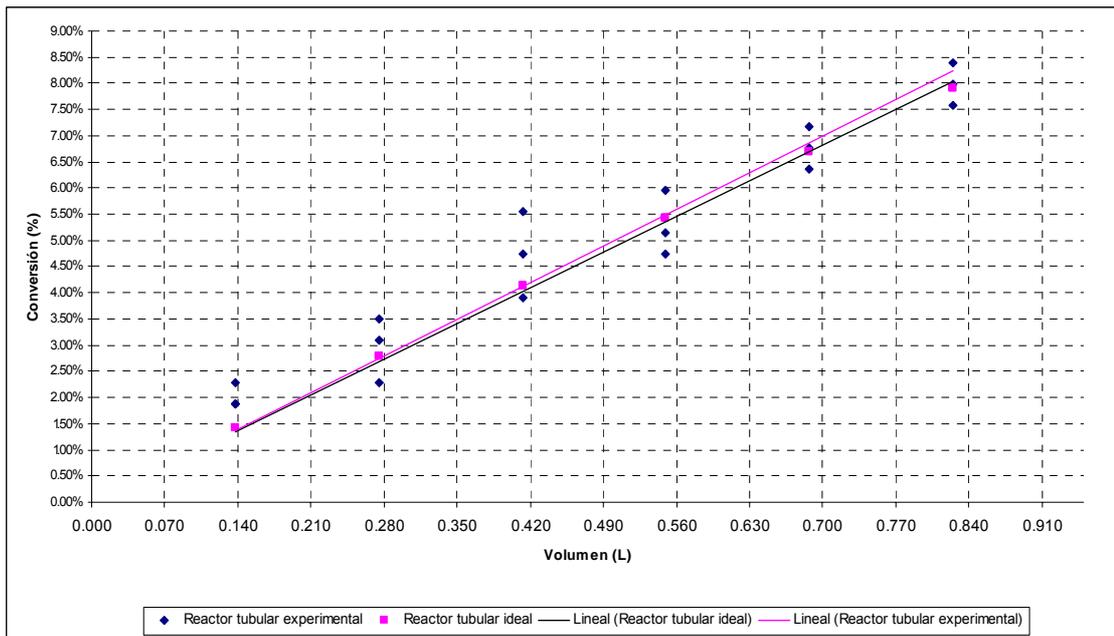


Tabla VII. Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.03 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen y a la longitud del reactor tubular

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conversión teórica (%)	Conversión experimental (%)	Error relativo (%)
4.34	0.138	1.12	0.89	20.59
13.03	0.413	3.28	2.95	9.99
26.05	0.825	6.36	6.22	2.05

Tabla VIII. Ecuaciones de ajuste al reactor ideal y experimental a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio

Ecuación de regresión reactor ideal	%Conversión= 0.078*Volumen
Coefficiente de determinación R ²	1
Ecuación de regresión reactor experimental	%Conversión=0.074*Volumen
Coefficiente de determinación R ²	0.975

Figura 32. Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.03 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular

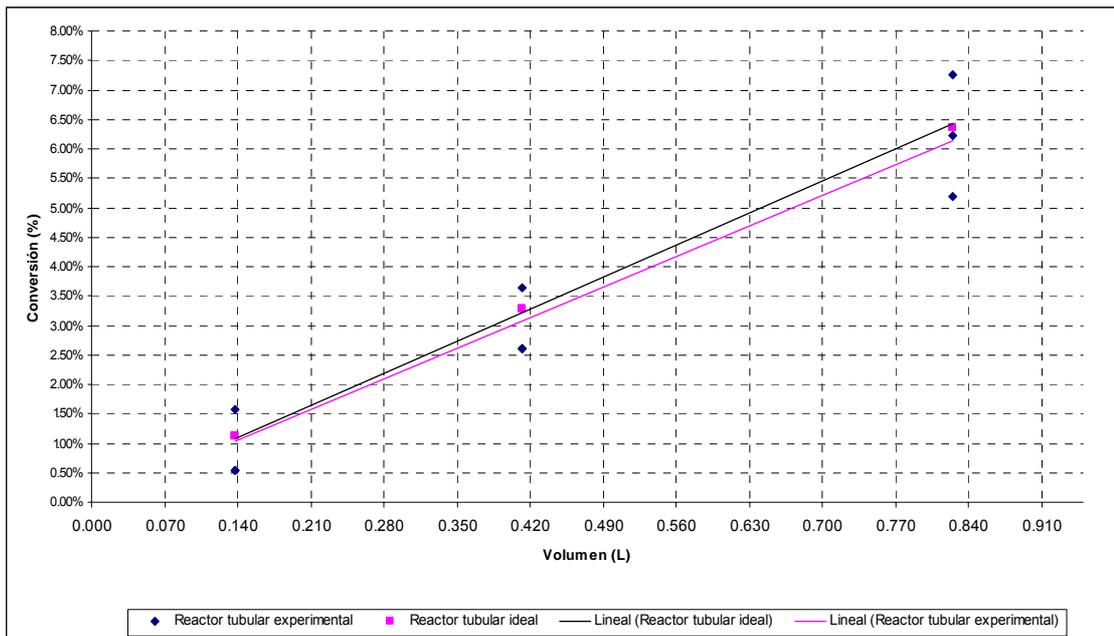


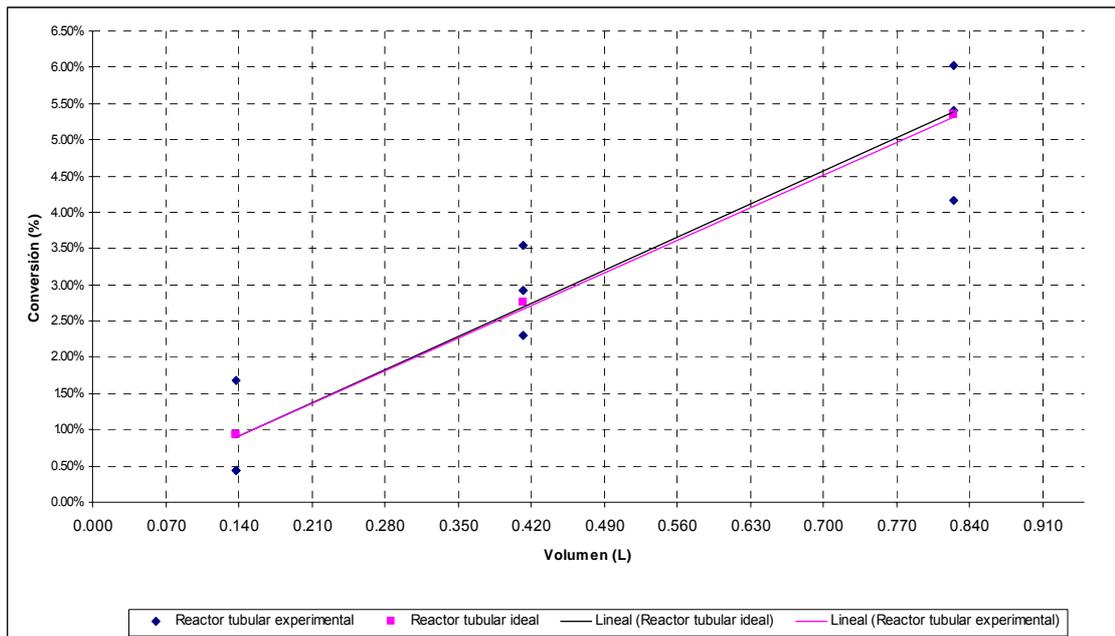
Tabla IX. Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.025 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conversión teórica (%)	Conversión experimental (%)	Error relativo (%)
4.34	0.138	0.93	0.85	8.57
13.03	0.413	2.75	2.92	6.17
26.05	0.825	5.35	5.19	3.00

Tabla X. Ecuaciones de ajuste al reactor ideal y experimental a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio

Ecuación de regresión reactor ideal	%Conversión= 0.065*Volumen
Coefficiente de determinación R ²	1
Ecuación de regresión reactor experimental	%Conversión=0.064*Volumen
Coefficiente de determinación R ²	0.966

Figura 33. Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.025 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular



5. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Un reactor con fines didácticos debe satisfacer otros requerimientos que aquellos destinados a la industria de síntesis. Este tipo de herramientas deben ser fáciles de utilizar, ocupar espacios reducidos y mostrar con la mayor claridad posible los procesos que ahí se llevan a cabo.

La reacción seleccionada determina las características del reactor. La hidrólisis alcalina del acetato de etilo posee propiedades que la hacen fácil de estudiar y controlar. La primera de ellas es que los reactivos utilizados se encuentran disponibles, hidróxido de sodio y acetato de etilo. Estos son altamente solubles en agua por lo que el disolvente utilizado es este. Es una reacción en fase homogénea: líquida. Es una reacción casi isotérmica. El avance de la reacción se puede monitorear de diferentes maneras, entre las cuales destaca la conductimetría por su exactitud y facilidad.

Un reactor tubular es aquel de operación continua, con movimiento constante de uno o todos los reactivos en una dirección espacial seleccionada y en el cual no se hace ningún intento por inducir al mezclado. Tienen forma de tubos, los reactivos entran por un extremo y salen por el otro.

Reactores tubulares con fines didácticos disponibles en el mercado para reacciones en fase líquida tienen un volumen promedio de 0.8 L. Se decidió aumentar el mismo hasta 0.825 L. Zelada reporta un reactor tubular de 4.24 m de largo, dispuesto en forma rectilínea. Una mejor alternativa es el arreglo helicoidal del cuerpo del reactor, solamente la elección de la relación de radios debe ser cuidadosa para no provocar una alteración del régimen de flujo y

provocar mezclado. Cuando un fluido pasa por una curva, ya sea en régimen laminar o turbulento, se establece en la curva una condición conocida como “flujo secundario”, dependiendo de la relación entre el diámetro de la tubería y el radio de curva. Esta condición es un movimiento de rotación perpendicular al eje de la tubería, que se superpone al movimiento principal en la dirección del eje. La resistencia debida a la fricción de las paredes de la tubería y la acción con la fuerza centrífuga combinadas produce esta rotación. Dicho flujo secundario es indeseable en el reactor tubular, ya que provoca el mezclado de los reactivos. A relaciones de diámetro menores a 0.1 es despreciable este efecto. Se utilizó una manguera transparente de policloruro de vinilo con un diámetro interno de $\frac{1}{4}$ plg. Como soporte del helicoide se decidió la utilización de un tubo de policloruro de vinilo con un diámetro externo de 0.265 m. El cociente de los radios da como resultado 0.02396, por lo que no se establece un flujo secundario en el reactor diseñado (ver figura 21 y figura 22).

Se disponía de bombas centrífugas de tensión nominal igual a 12 V para el respectivo trasiego de los reactivos con una capacidad máxima de bombeo igual a 1 L/min. Se estableció que el reactor tubular debería operar en región turbulenta a una velocidad de flujo total de $20.73 \text{ cm}^3/\text{s}$ y se obtuvo un número de Reynolds igual a 4157.

Una de las principales características del reactor tubular es que la conversión es función directa del volumen que hayan atravesado los reactivos y esto en un cuerpo cilíndrico es directamente proporcional a la longitud. Se decidió la instalación de seis dispositivos a distancias iguales en el reactor. Los mismos debían de ser fáciles de instalar y utilizar. Otro requisito, sino el más importante, los muestreadores no deben provocar alteraciones de flujo. Se probaron diferentes opciones y la mejor fue la adaptación de una unión universal de bronce con tres entradas. En dos de ellas se atornillaron niples de

¼ plg y la tercera se relleno con silicón F109 (ver figura 49). El proceso de muestreo se efectúa insertando una aguja hipodérmica de 5 ml en el relleno de silicón, tras lo cual se retrae el émbolo y se toma la muestra deseada. Se retira la aguja, se quita el émbolo, se descarga la muestra y se le mide la conductividad.

Las soluciones de hidróxido de sodio y acetato de etilo se bombearon a una tasa de flujo igual a $10.365 \text{ cm}^3/\text{s}$ lo cual implica uno total de $20.73 \text{ cm}^3/\text{s}$. Esto se consiguió calibrando las bombas centrífugas a diferentes voltajes. (ver figura 29, tabla XXIV y tabla XXV) La bomba 1 operó a un voltaje igual a 3.96 V y la bomba 2 a uno de 3.67 V .

Se utilizó un conductímetro Hanna HI 9813. Éste posee un rango de lectura de 0 hasta 4 mS/cm . Debido a esta característica se buscaron tres parejas que se situaran dentro de la capacidad de detección del instrumento. Estas fueron: 0.038 M , 0.03 M y 0.025 M respectivamente.

El reactor tubular flujo pistón diseñado y construido se muestra en las figuras 26 a la 30. Éste posee un volumen total de 0.825 L y una longitud de 26.05 m dispuesta helicoidalmente, está diseñado para un flujo volumétrico total de $20.73 \text{ cm}^3/\text{s}$ en régimen turbulento y posee seis muestreadores a distancias equidistantes a lo largo del reactor. Casi la totalidad de la estructura del reactor es translúcida, lo cual permite observar el flujo de reactivos y productos a través de él. Tiene una capacidad de 2 L por reactivo y un colector de productos de 5 L . El flujo volumétrico es variable gracias a reóstatos conectados a las bombas centrífugas, pero los mismos deberán ser siempre iguales en el funcionamiento del reactor.

La tabla XXXI y la figura 31 muestran las conversiones obtenidas utilizando una concentración de 0.038 M, para las soluciones de acetato de etilo e hidróxido de sodio. Se obtuvo una conversión máxima del 7.99% a un volumen de 0.825 L o una longitud de 26.05 m. Las conversiones experimentales promedio obtenidas muestran un coeficiente de variación máximo igual a 21.02% y uno mínimo de 5.10% (ver tabla XXXI). Las conversiones se compararon con el valor teórico que se obtendría en un reactor tubular flujo tapón ideal del mismo volumen y condiciones de flujo que el diseñado y construido. El mayor error relativo se obtuvo a 1/6 del volumen total o a un 1/6 de la longitud (4.34m/0.138L) con un valor del 42.43%, todas las demás exhiben un error relativo menor al 15%, por lo que se obtuvo un grado de exactitud aceptable. Todas las conversiones ideales, a excepción de la esperada a 1/6 de la longitud total, se encuentran dentro de la desviación estándar de la medida experimental y el intervalo de confianza al 95% de confianza determinado con la curva normal. Cabe concluir que a 0.038 M el reactor construido se comportó de acuerdo a lo esperado a excepción de la primera sexta parte del reactor. Se realizó un análisis de varianza de la pendiente de la ecuación lineal del reactor experimental contra la pendiente del reactor tubular ideal (ver tabla LIIII), allí se estableció la hipótesis nula al 95% de confianza que las dos pendientes son iguales y la hipótesis alterna que no son iguales. Los resultados indican que se acepta la hipótesis nula con el 95% de confianza, con lo que se puede afirmar que el reactor tubular experimental se comportó de acuerdo a lo diseñado. Una regresión lineal posee varios coeficientes que indican la calidad del ajuste logrado. El coeficiente de determinación indica la porción de la variabilidad total explicada por el modelo de regresión planteado, el coeficiente de determinación ajustado es igual al primero solamente que corregido de acuerdo a la cantidad del tamaño de muestra y los parámetros y por último el coeficiente de correlación muestra la bondad de ajuste del modelo y la relación lineal entre x y y. En este caso el

coeficiente de determinación fue igual a 0.988, el ajustado igual a 0.929 y por último el de correlación fue de 0.994. Los tres juntos indican que el modelo encontrado explica el 98.8% de la variabilidad de los datos y que el 99.4% poseen una relación lineal. La siguiente pareja de concentraciones analizada fue 0.03 M. Con la misma solo se tomaron tres muestras tal como se muestra en la tabla XXXIII, a 1/6, 3/6 y 6/6 de la longitud o volumen total del reactor. La conversión máxima fue igual a 6.22% a un volumen de 0.825 L. El coeficiente de variación promedio para las conversiones experimentales fue igual a 34.64%, con un máximo de 67.14% y un mínimo de 16.59%. Estos resultados indican poca precisión en los datos obtenidos. A pesar de ello las conversiones teóricas y las experimentales tienen un error relativo promedio igual a 10.88%. Al igual que a 0.038M el mayor error relativo se obtuvo a 1/6 de la longitud total, siendo los demás menores al 10%. Todos los resultados teóricos de conversión se encuentran dentro de la desviación estándar de la medida experimental y el intervalo de confianza al 95% de confianza determinado con la curva normal. La hipótesis aceptada en este caso es la nula, se puede concluir con el 95% de confianza que la pendiente del modelo experimental es igual a la pendiente del reactor tubular ideal (ver tabla LIII). El coeficiente de determinación igual a 0.975, el ajustado 0.850 y el de correlación con valor 0.988 indican lo mismo que para la concentración 0.038M, un aceptable ajuste y variación lineal de los datos. Se concluye que los datos fueron exactos con excepción del obtenido a 1/6 de la longitud total (ver tabla VII y figura 32). A 0.025 M los resultados fueron similares a los obtenidos con 0.038M y 0.03M. Se obtuvo una conversión máxima 5.19% al volumen total del reactor (ver tabla IX y figura 33). En este caso el promedio del coeficiente de variación de las conversiones promedio fue igual a 41.09%, con un máximo de 83.82% y un mínimo de 18.23%. Estos valores claramente demuestran que las conversiones experimentales no son precisas, especialmente la obtenida a 1/6 del volumen del reactor que muestra el valor máximo (ver tabla XXXV). Al analizar dicha tabla se puede apreciar

como los resultados de conversión teóricos se encuentran dentro de la desviación estándar e intervalo de confianza al 95% de las conversiones experimentales. Al igual que los errores relativos de conversión teórica y experimental se encuentran por debajo del 10% (ver tabla IX y figura 33). El coeficiente de determinación igual a 0.966, el ajustado de 0.841 y el de correlación con valor 0.983 confirman un aceptable ajuste y variabilidad lineal de los datos. A 0.025 M la hipótesis nula es aceptada con el 95% de confianza (ver tabla LIII). Los resultados obtenidos confirman que el reactor tubular experimental se comporta de manera ideal en los 5/6 últimos de su volumen o longitud y que la técnica conductimétrica empleada es exacta y precisa en ese intervalo.

CONCLUSIONES

1. Se ha puesto a disposición del estudiante de la carrera de Ingeniería Química un reactor tubular flujo tapón para el fortalecimiento de su formación profesional.
2. Se construyó un reactor tubular flujo tapón de forma helicoidal, bombeo centrífugo variable, volumen igual a 0.825 L y una longitud de 26.05 m.
3. Las conversiones experimentales muestran que el reactor construido se comporta como tubular flujo tapón.
4. La conversión de la hidrólisis alcalina del acetato de etilo a 0.038M, 0.03M y 0.025M es proporcional a la longitud o volumen recorrido por el flujo a través del reactor.
5. La conversión final es directamente proporcional a la concentración inicial de los reactivos.
6. El método conductimétrico utilizado se muestra exacto para la obtención de la conversión a longitudes y volúmenes desde $\frac{2}{6}$ hasta $\frac{6}{6}$ del volumen del reactor.
7. El reactor construido es apropiado para el monitoreo del avance de la hidrólisis alcalina del acetato de sodio en las concentraciones utilizadas y a una temperatura de 22°C.

RECOMENDACIONES

1. Monitorear la hidrólisis alcalina del acetato de etilo a concentraciones mayores y un conductímetro con rango de detección mayor.
2. Insertar en el reactor tubular celdas conductimétricas y así monitorear la reacción estudiada en tiempo real a diferentes volúmenes o longitudes.
3. Utilizar el reactor tubular construido para el monitoreo de otras reacciones, verificando siempre la compatibilidad de los reactivos con el mismo.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Chang, Raymond. **Química**. 6ª ed. México: McGraw Hill, 1998. 1012pp.
2. Fogler, Scott. **Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas**. 3ª ed. México: Editorial Prentice Hall, 2001. 968pp.
3. Laidler, Keith y John H. Meiser. **Fisicoquímica**. México: Editorial CECSA, 2002. 987pp.
4. Lou Díaz, Zaid Jacobo. Validación del uso de un reactor modificado de tipo discontinuo para la hidrólisis alcalina del acetato de etilo monitoreada por conductimetría para ser utilizado en estudios de Cinética Química. Trabajo de Graduación Ing. Química Guatemala, Universidad de San Carlos de Guatemala, Facultad de Ingeniería, 2007.
5. Smith J.M. **Ingeniería de la Cinética Química**. México: Editorial CECSA, 1991. 774pp.
6. Warder R.B. "The speed of saponification of Ethyl Acetate" **American Chemical Journal**. (USA) (3): 25.1881.
7. Wingrove, Alan y Caret, Robert. **Química Orgánica**. México: Editorial Oxford University Press, 1999. 1115pp.
8. Zelada Sánchez, Walter Humberto. Evaluación de un reactor tipo tubular de laboratorio para una reacción homogénea e irreversible de segundo orden

(sistema acetato de etilo – hidróxido de sodio). Trabajo de Graduación Ing. Química Guatemala, Universidad de San Carlos de Guatemala, Facultad de Ingeniería, 1988. 51pp.

Referencias electrónicas

9. Armfield Corporation, 9 de abril del 2008
<http://www.armfield.co.uk/images/cet.jpg>
10. Enciclopedia Wikipedia. **Saponificación**. 25 de marzo de 2008
www.es.wikipedia.org/wiki/saponificación
11. Instituto para la Química Orgánica, Universidad de Regensburg Alemania. **Reaktionskinetik Alkalische Hydrolyse Hydrolyse von Ethylacetat eine Reaktion zweiter Ordnung**. 29 de marzo de 2008
http://www-oc.chemie.uni-regensburg.de/index_e.html
12. Imágenes Google, 9 de abril del 2008
http://images.google.com.gt/imgres?imgurl=http://docencia.udea.edu.co/ingenieria/MatematicasAplicadas/capitulo1/volumen3.jpg&imgrefurl=http://docencia.udea.edu.co/ingenieria/MatematicasAplicadas/capitulo1/ilustraciones.html&h=220&w=360&sz=17&hl=es&start=11&tbnid=_IlmvSSKVO7rUM:&tbnh=74&tbnw=121&prev=/images%3Fq%3Dflujo%2Breactor%2Btubular%26gbv%3D2%26hl%3Des%26client%3Dfirefox&rls%3Dorg.mozilla:es-ES:official%26sa%3DG
13. Universidad Universidad del País Vasco, Facultad de Ciencia y Tecnología Ingeniería de la Reacción Química, **Guía de Laboratorio**. 27 de marzo de

2008

<http://www.sc.ehu.es/iawfemaf/archivos/materia/practicas/introduccion.hm>

14. Universidad Tecnológica Nacional de Argentina, Facultad Regional Rosario, Ingeniería de las Reacciones. **Hidrólisis Alcalina del Acetato de Etilo en un Reactor Tubular Continuo.** 29 de marzo de 2008
www.modeladoingenieria.edu.ar/utnfrro/ingenieria_reacciones/tp/tp3.pf

BIBLIOGRAFÍA

1. Daniels F. y otros. **Experimental Physical Chemistry**. 6^a ed. Toronto: Editorial McGraw Hill, 1962. 68pp.
2. Fogler, Scott. **Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas**. 3^a ed. México: Editorial Prentice Hall, 2001. 968pp.
3. Laidler, Keith y John Meiser. **Fisicoquímica**. México: Editorial CECSA, 2002. 987pp.
4. Lou Díaz, Zaid Jacobo. Validación del uso de un reactor modificado de tipo discontinuo para la hidrólisis alcalina del acetato de etilo monitoreada por conductimetría para ser utilizado en estudios de Cinética Química. Trabajo de Graduación Ing. Química Guatemala, Universidad de San Carlos de Guatemala, Facultad de Ingeniería, 2007.
5. McCabe, John y otros. **Operaciones Básicas de Ingeniería Química**. (volumen II) España: Editorial Reverté, 1980. 432pp.
6. Perry, Robert. **Manual del Ingeniero Químico**. 7^a ed. México: Editorial McGraw-Hill, 2004. 3224pp.
7. Smith J.M. **Ingeniería de la Cinética Química**. México: Editorial CECSA, 1991. 774pp.

8. Wingrove, Alan y Caret, Robert. **Química Orgánica**. México: Editorial Oxford University Press, 1999. 1115pp.

9. Zelada Sánchez, Walter Humberto. Evaluación de un reactor tipo tubular de laboratorio para una reacción homogénea e irreversible de segundo orden (sistema acetato de etilo – hidróxido de sodio). Trabajo de graduación Ing. Química Guatemala, Universidad de San Carlos de Guatemala, Facultad de Ingeniería, 1988. 51

APÉNDICE 1
DATOS ORIGINALES

Tabla XI. Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 1 del reactor tubular corrida 1

Voltaje (V)	Tara (g)	Final (g)	Tiempo (s)
3.00	122.73	406.59	47.26
3.50	122.19	405.19	33.47
4.00	121.49	406.51	25.85
4.50	122.92	404.82	22.45
5.00	122.32	403.13	19.28
5.50	122.25	407.98	17.04
6.00	121.84	413.8	15.91

Tabla XII. Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 1 del reactor tubular corrida 2

Voltaje (V)	Tara (g)	Final (g)	Tiempo (s)
3.00	122.14	405.8	46.84
3.50	122.61	409.15	33.68
4.00	122.26	403.98	26.12
4.50	122.16	408.41	22.54
5.00	122.17	405.2	19.01
5.50	121.88	405.56	17.14
6.00	122.61	410.36	15.65

Tabla XIII. Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 1 del reactor tubular corrida 3

Voltaje (V)	Tara (g)	Final (g)	Tiempo (s)
3.00	122.27	407	46.37
3.50	122.10	406.24	33.21
4.00	122.34	407.58	25.89
4.50	122.42	406.39	22.15
5.00	122.21	405.41	18.72
5.50	122.19	402.08	16.75
6.00	122.27	404.07	15.38

Tabla XIV. Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 2 del reactor tubular corrida 1

Voltaje (V)	Tara (g)	Final (g)	Tiempo (s)
3.00	122.09	406.3	45.88
3.50	122.9	407.27	30.13
4.00	123.25	408.32	24.26
4.50	123.15	409.84	19.12
5.00	122.72	404.64	16.24
5.50	123.07	407.08	14.62
6.00	121.96	405.69	13.15

Tabla XV. Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 2 del reactor tubular corrida 2

Voltaje (V)	Tara (g)	Final (g)	Tiempo (s)
3.00	122.08	408.61	42.56
3.50	122.66	406.93	30.04
4.00	122.54	406.59	22.51
4.50	122.12	401.29	18.48
5.00	122.74	405.4	16.15
5.50	122.6	411.72	14.75
6.00	122.11	404.39	12.96

Tabla XVI. Masa de agua trasegada a 22°C variando voltajes por la bomba 2 del reactor tubular corrida 3

Voltaje (V)	Tara (g)	Final (g)	Tiempo (s)
3.00	122.55	406.63	42.16
3.50	123.11	407.39	30.58
4.00	122.61	406.57	22.64
4.50	122.42	406.82	18.84
5.00	122.57	408.01	16.4
5.50	122.19	404.30	14.33
6.00	121.76	402.87	12.98

Tabla XVII. Conductividad de soluciones de hidróxido de sodio a diferentes concentraciones

Concentración (mol/l)	Conductividad (mS/cm)
0.0190	3.83
0.0150	3.02
0.0125	2.52

Tabla XVIII. Conductividad de soluciones de acetato de sodio a diferentes concentraciones

Concentración (mol/l)	Conductividad (mS/cm)
0.0190	1.37
0.0150	1.08
0.0125	0.90

Tabla XIX. Conductividades a longitudes equidistantes del reactor tubular a 22°C, concentraciones iniciales de 0.038 M de acetato de etilo y 0.038 M de hidróxido de sodio tomando 5 ml de muestra

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conductividad corrida 1 (mS/cm)	Conductividad corrida 2 (mS/cm)	Conductividad corrida 3 (mS/cm)
4.34	0.138	3.78	3.77	3.78
8.68	0.275	3.75	3.74	3.77
13.03	0.413	3.71	3.73	3.69
17.37	0.550	3.68	3.70	3.71
21.71	0.688	3.65	3.66	3.67
26.05	0.825	3.62	3.63	3.64

Tabla XX. Conductividades a longitudes equidistantes del reactor tubular a 22°C, concentraciones iniciales de 0.03 M de acetato de etilo y 0.03 M de hidróxido de sodio 5 ml de muestra

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conductividad corrida 1 (mS/cm)	Conductividad corrida 2 (mS/cm)	Conductividad corrida 3 (mS/cm)
4.34	0.138	2.99	3.01	3.01
13.03	0.413	2.95	2.97	2.97
26.05	0.825	2.92	2.90	2.88

Tabla XXI. Conductividades a longitudes equidistantes del reactor tubular 22°C, concentraciones iniciales de 0.025 M de acetato de etilo y 0.025 M de hidróxido de sodio 5 ml de muestra

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conductividad corrida 1 (mS/cm)	Conductividad corrida 2 (mS/cm)	Conductividad corrida 3 (mS/cm)
4.34	0.138	2.51	2.49	2.51
13.03	0.413	2.46	2.47	2.48
26.05	0.825	2.42	2.43	2.45

APÉNDICE 2

DATOS CALCULADOS

Tabla XXII. Volúmenes de agua a 22°C trasegados por la bomba 1 del reactor tubular

Voltaje (V)	Tiempo 1 (s)	Volumen 1 (ml)	Tiempo 2 (s)	Volumen 2 (ml)	Tiempo 3 (s)	Volumen 3 (ml)
3.00	47.26	284.49	46.84	284.29	46.37	285.36
3.50	33.47	283.62	33.68	287.17	33.21	284.77
4.00	25.85	285.65	26.12	282.34	25.89	285.87
4.50	22.45	282.52	22.54	286.88	22.15	284.60
5.00	19.28	281.43	19.01	283.65	18.72	283.82
5.50	17.04	286.36	17.14	284.31	16.75	280.51
6.00	15.91	292.60	15.65	288.38	15.38	282.42

Tabla XXIII. Volúmenes de agua a 22°C trasegados por la bomba 2 del reactor tubular

Voltaje (V)	Tiempo 1 (s)	Volumen 1 (ml)	Tiempo 2 (s)	Volumen 2 (ml)	Tiempo 3 (s)	Volumen 3 (ml)
3.00	45.88	284.84	42.56	287.16	42.16	284.71
3.50	30.13	285.00	30.04	284.90	30.58	284.91
4.00	24.26	285.70	22.51	284.68	22.64	284.59
4.50	19.12	287.32	18.48	279.79	18.84	285.03
5.00	16.24	282.54	16.15	283.28	16.4	286.07
5.50	14.62	284.64	14.75	289.76	14.33	282.73
6.00	13.15	284.36	12.96	282.90	12.98	281.73

Tabla XXIV. Caudales de agua trasegados a 22°C por la bomba 1 del reactor tubular

Voltaje (V)	Corrida 1 (ml/s)	Corrida 2 (ml/s)	Corrida 3 (ml/s)	Caudal promedio (ml/s)
3.00	6.02	6.07	6.15	6.08
3.50	8.47	8.53	8.57	8.53
4.00	11.05	10.81	11.04	10.97
4.50	12.58	12.73	12.85	12.72
5.00	14.60	14.92	15.16	14.89
5.50	16.81	16.59	16.75	16.71
6.00	18.39	18.43	18.36	18.39

Tabla XXV. Caudales de agua trasegados a 22°C por la bomba 2 del reactor tubular

Voltaje (V)	Corrida 1 (ml/s)	Corrida 2 (ml/s)	Corrida 3 (ml/s)	Caudal promedio (ml/s)
3.00	6.21	6.75	6.75	6.57
3.50	9.46	9.48	9.32	9.42
4.00	11.78	12.65	12.57	12.33
4.50	15.03	15.14	15.13	15.10
5.00	17.40	17.54	17.44	17.46
5.50	19.47	19.64	19.73	19.61
6.00	21.62	21.83	21.70	21.72

Figura 34. Curva de calibración voltaje-caudal a 22°C trasegado por la bomba 1 del reactor tubular

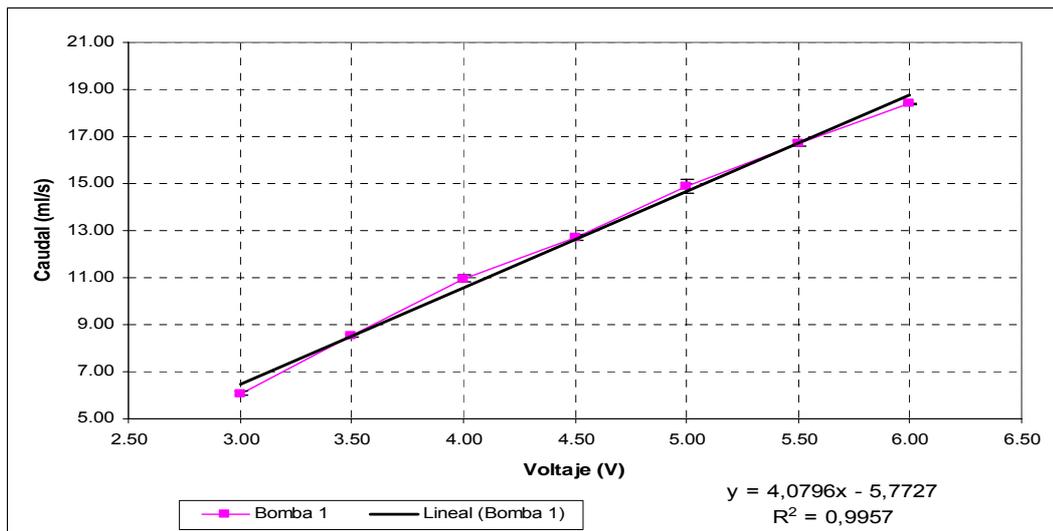


Figura 35. Curva de calibración voltaje-caudal a 22°C trasegado por la bomba 2 del reactor tubular

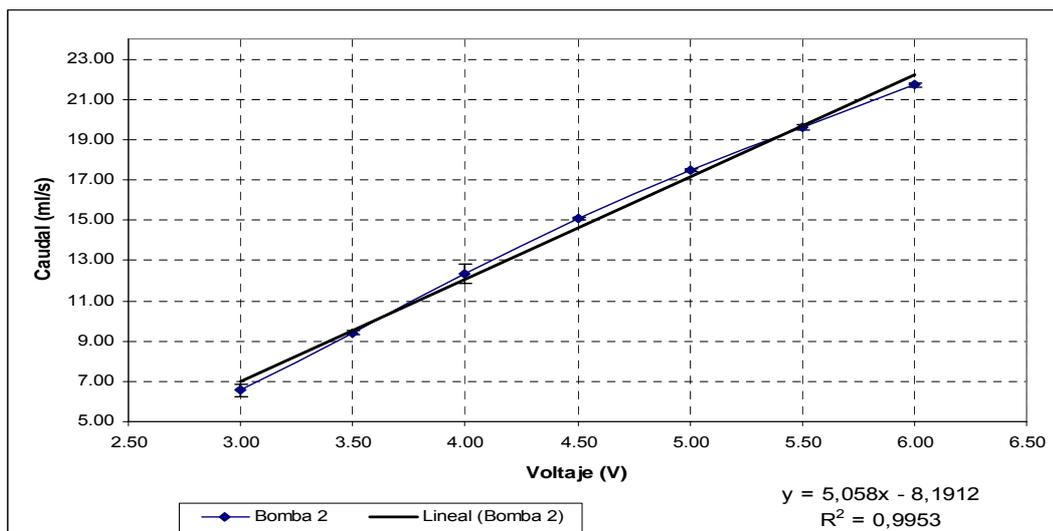


Tabla XXVI. Voltaje necesario para trasegar 10.365 cm³/s de agua para la bomba 1 y bomba 2 del reactor tubular (y=caudal y x=voltaje)

Bomba	Modelo empleado	Voltaje necesario (V)	Caudal entregado (cm ³ /s)
Bomba1	$y = 4,0796x - 5,7727$	3.96	10.365
Bomba2	$y = 5,058x - 8,1912$	3.67	10.365

Tabla XXVII. Conductividades y conversiones promedio experimentales así como conversiones teóricas a cada longitud de muestra en el reactor tubular a partir de conductividades obtenidas en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.038 M de acetato de etilo y 0.038 M de hidróxido de sodio

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conversión teórica (%)	Conductividad corridas (mS/cm)	Conversión experimental (%)
4.34	0.138	1.41	3.78	2.01
8.68	0.275	2.79	3.75	2.96
13.03	0.413	4.12	3.71	4.73
17.37	0.550	5.42	3.70	5.27
21.71	0.688	6.68	3.66	6.77
26.05	0.825	7.92	3.63	7.99

Figura 36. Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.038 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular

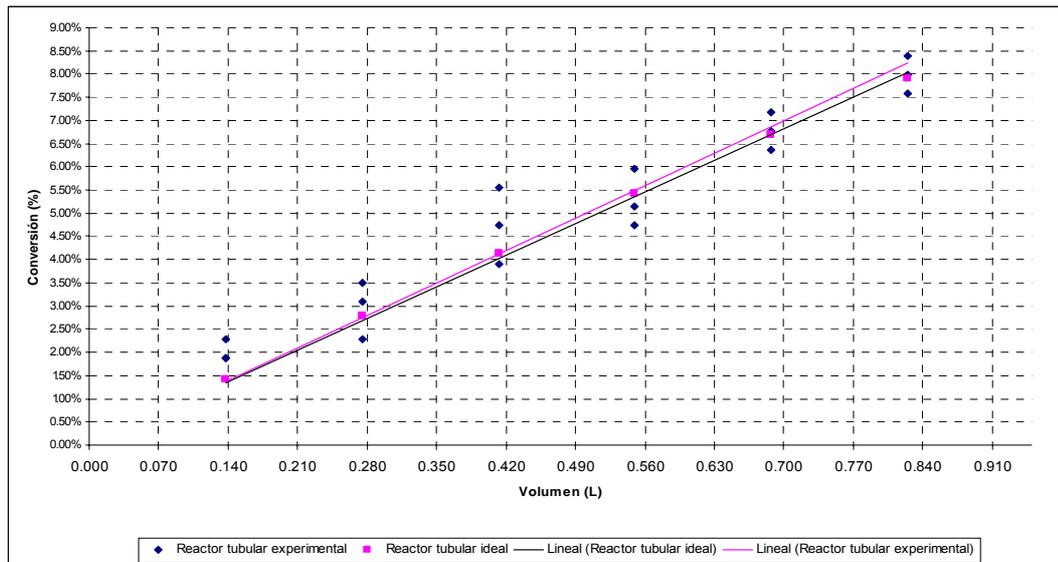


Tabla XXVIII. Conductividades y conversiones promedio experimentales así como conversiones teóricas a cada longitud de muestra en el reactor tubular a partir de conductividades obtenidas en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.03 M de acetato de etilo y 0.03 M de hidróxido de sodio

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conversión teórica (%)	Conductividad corridas (mS/cm)	Conversión experimental (%)
4.34	0.138	1.12	3.00	0.89
13.03	0.413	3.28	2.96	2.95
26.05	0.825	6.36	2.90	6.22

Figura 37. Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.03 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular

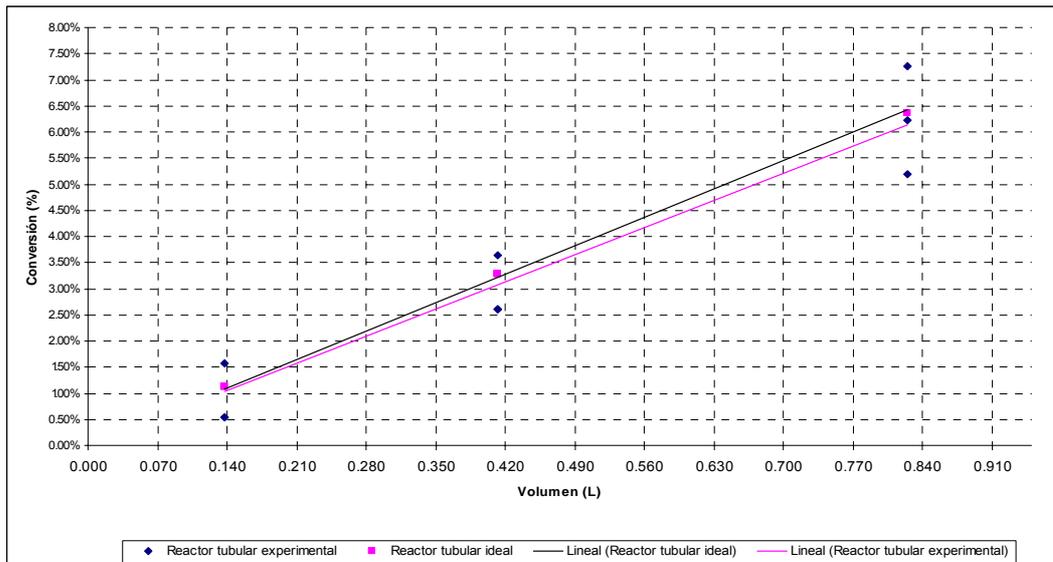


Tabla XXIX. Conductividades y conversiones promedio experimentales así como conversiones teóricas a cada longitud de muestra en el reactor tubular a partir de conductividades obtenidas en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.025 M de acetato de etilo y 0.025 M de hidróxido de sodio

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conversión teórica (%)	Conductividad corridas (mS/cm)	Conversión experimental (%)
4.34	0.138	0.93	2.50	0.85
13.03	0.413	2.75	2.47	2.92
26.05	0.825	5.35	2.43	5.19

Figura 38. Porcentaje de conversión a relación equimolar 0.025 M de acetato de etilo e hidróxido de sodio respecto al volumen del reactor tubular

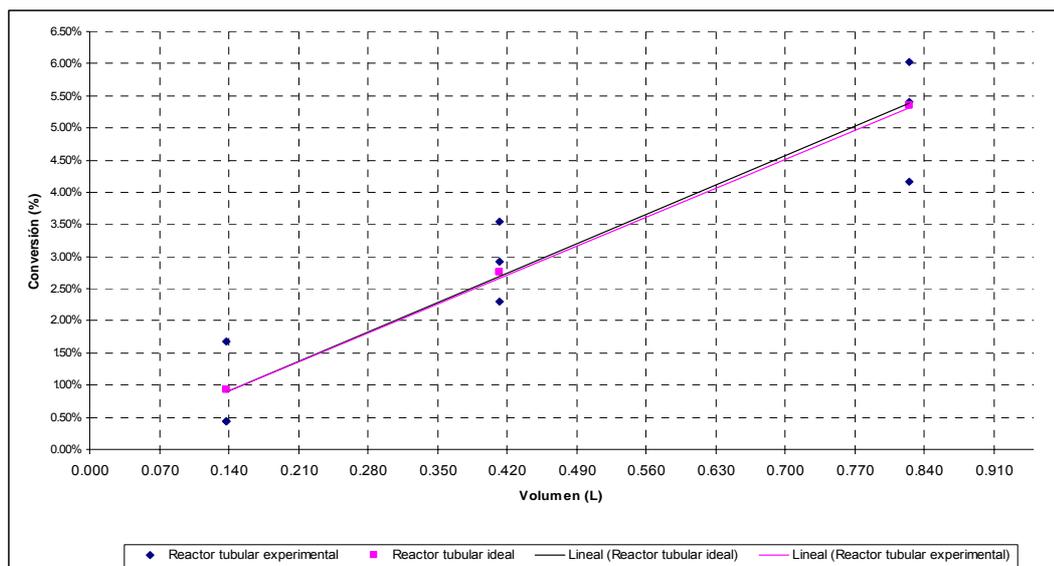


Tabla XXX. Conductividades y conversiones en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.038 M de acetato de etilo y 0.038 M de hidróxido de sodio

Conductividad corrida 1 (mS/cm)	Conductividad corrida 2 (mS/cm)	Conductividad corrida 3 (mS/cm)	Conversión corrida 1 (%)	Conversión corrida 2 (%)	Conversión corrida 3 (%)
3.78	3.77	3.78	1.88	2.28	1.88
3.75	3.74	3.77	3.10	3.51	2.28
3.71	3.73	3.69	4.73	3.91	5.55
3.68	3.7	3.71	5.95	5.14	4.73
3.65	3.66	3.67	7.18	6.77	6.36
3.62	3.63	3.64	8.40	7.99	7.58

Tabla XXXI. Conversión promedio, desviación estándar e intervalo al 95% de confianza de las corridas 1, corrida 2 y corrida 3, a 22°C a una concentración de 0.038 M de acetato de etilo y 0.038 M de hidróxido de sodio

Conversión promedio (%)	Desviación estándar conversión promedio (%)	Porcentaje de variación (%)	Límite inferior conversión (%)	Límite superior conversión (%)	Conversión teórica (%)
2.01	0.24	11.70	1.75	2.28	1.41
2.96	0.62	21.02	2.26	3.67	2.79
4.73	0.82	17.24	3.81	5.65	4.12
5.27	0.62	11.81	4.57	5.98	5.42
6.77	0.41	6.02	6.31	7.23	6.68
7.99	0.41	5.10	7.53	8.45	7.92

Tabla XXXII. Conductividades y conversiones en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.03 M de acetato de etilo y 0.03 M de hidróxido de sodio

Conductividad corrida 1 (mS/cm)	Conductividad corrida 2 (mS/cm)	Conductividad corrida 3 (mS/cm)	Conversión corrida 1 (%)	Conversión corrida 2 (%)	Conversión corrida 3 (%)
2.99	3.01	3.01	1.58	0.54	0.54
2.95	2.97	2.97	3.64	2.61	2.61
2.92	2.90	2.88	5.19	6.22	7.26

Tabla XXXIII. Conversión promedio, desviación estándar e intervalo al 95% de confianza de las corridas 1, corrida 2 y corrida 3, a 22°C a una concentración de 0.03 M de acetato de etilo y 0.03 M de hidróxido de sodio

Conversión promedio (%)	Desviación estándar conversión promedio (%)	Porcentaje de variación (%)	Límite inferior conversión (%)	Límite superior conversión (%)	Conversión teórica (%)
0.89	0.60	67.14	0.21	1.56	1.12
2.95	0.60	20.19	2.28	3.63	3.28
6.22	1.03	16.59	5.06	7.39	6.36

Tabla XXXIV. Conductividades y conversiones en las corridas 1, corrida 2 y corrida 3 a 22°C a una concentración de 0.025 M de acetato de etilo y 0.025 M de hidróxido de sodio

Conductividad corrida 1 (mS/cm)	Conductividad corrida 2 (mS/cm)	Conductividad corrida 3 (mS/cm)	Conversión corrida 1 (%)	Conversión corrida 2 (%)	Conversión corrida 3 (%)
2.51	2.49	2.51	0.44	1.68	0.44
2.46	2.47	2.48	3.54	2.92	2.30
2.42	2.43	2.45	6.02	5.40	4.16

Tabla XXXV. Conversión promedio, desviación estándar e intervalo al 95% de confianza de las corridas 1, corrida 2 y corrida 3, a 22°C a una concentración de 0.025 M de acetato de etilo y 0.025 M de hidróxido de sodio

Conversión promedio (%)	Desviación estándar conversión promedio (%)	Porcentaje de variación (%)	Límite inferior conversión (%)	Límite superior conversión (%)	Conversión teórica (%)
0.85	0.72	83.82	0.04	1.66	0.93
2.92	0.62	21.23	2.22	3.62	2.75
5.19	0.95	18.23	4.12	6.26	5.35

Tabla XXXVI. Pronóstico para conversión, residuos y residuos estándares para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.038 M

Observación	Pronóstico para conversión (%)	Residuos	Residuos estándares
1	1.37	0.005	0.836
2	1.37	0.009	1.514
3	1.37	0.005	0.836
4	2.75	0.004	0.585
5	2.75	0.008	1.264
6	2.75	-0.005	-0.773
7	4.12	0.006	1.013
8	4.12	-0.002	-0.344
9	4.12	0.014	2.371
10	5.50	0.005	0.762
11	5.50	-0.004	-0.595
12	5.50	-0.008	-1.274
13	6.87	0.003	0.512
14	6.87	-0.001	-0.167
15	6.87	-0.005	-0.846
16	8.24	0.002	0.261
17	8.24	-0.003	-0.418
18	8.24	-0.007	-1.097

Tabla XXXVII. Prueba de normalidad con percentil y probabilidad normal para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.038 M

Percentil	Probabilidad normal
2.778	0.019
8.333	0.019
13.889	0.023
19.444	0.023
25.000	0.031
30.556	0.035
36.111	0.039
41.667	0.047
47.222	0.047
52.778	0.051
58.333	0.055
63.889	0.060
69.444	0.064
75.000	0.068
80.556	0.072
86.111	0.076
91.667	0.080
97.222	0.084

Figura 39. Residuales contra volumen para una concentración equimolar igual a 0.038 M

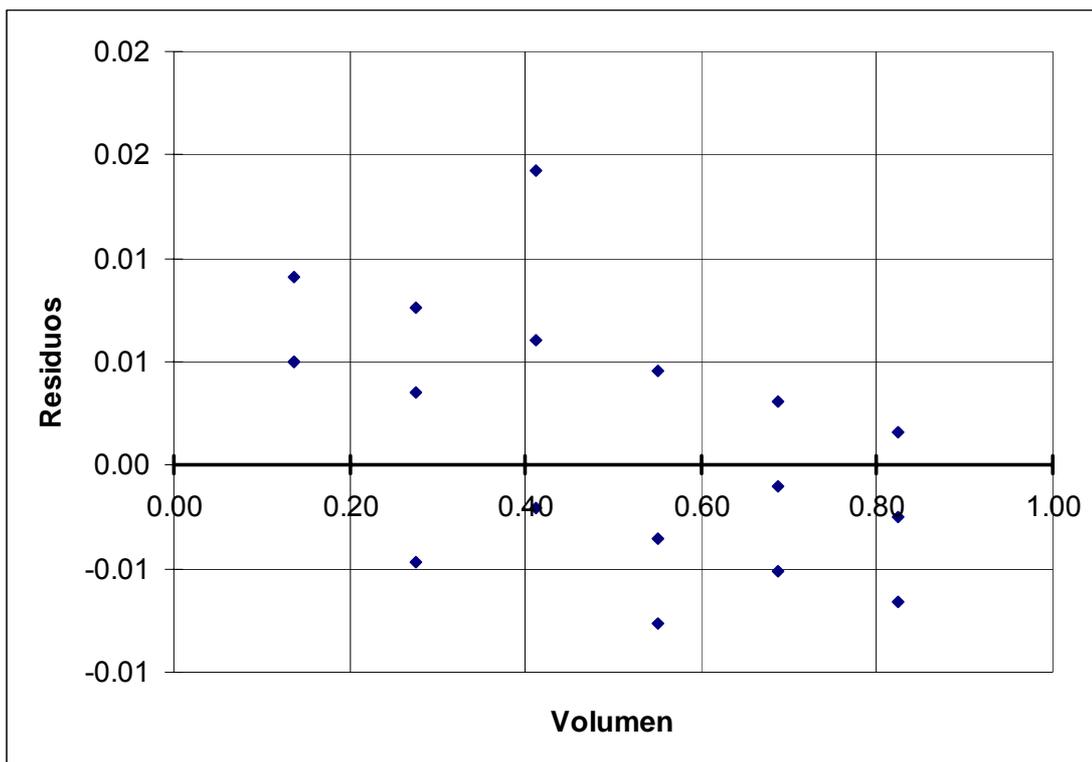


Figura 40. Probabilidad normal contra muestra percentil para una concentración equimolar igual a 0.038 M

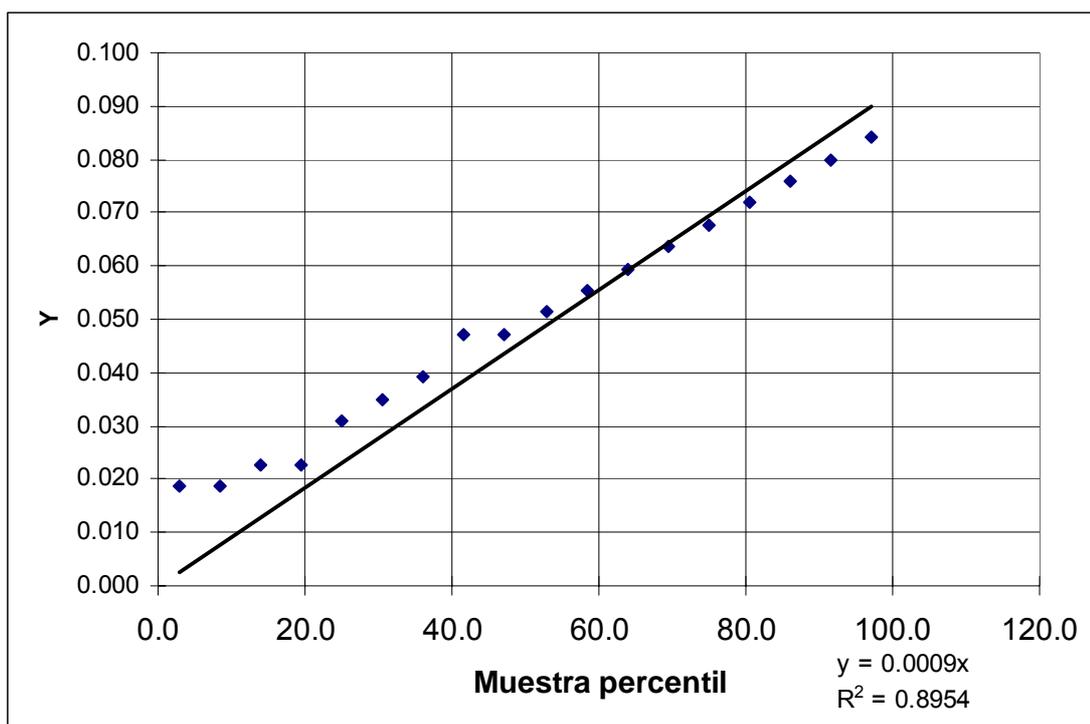


Tabla XXXVIII. Estadísticas de regresión para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.038 M

Coefficiente de correlación múltiple	0.994
Coefficiente de determinación R ²	0.988
R ² ajustado	0.929
Error típico	0.006
Observaciones	18

Tabla XXXIX. Análisis de varianza para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.038 M

	Grados de libertad	Suma de cuadrados	Promedio de los cuadrados	F	Valor crítico de F
Regresión	1	0.0515	0.051524496	1348.584641	7.05229E-17
Residuos	17	0.0006	3.82063E-05		
Total	18	0.0522			

Tabla XL. Análisis de varianza de la pendiente del modelo lineal $y=m*x$ ajustado para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.038 M

	Coeficientes	Error típico
Intercepción	0	0
Variable X 1	0.100	0.003

Tabla XLI. Pronóstico para conversión, residuos y residuos estándares para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.030 M

Observación	Pronóstico para conversión (%)	Residuos	Residuos estándares
1	1.02	0.006	0.865
2	1.02	-0.005	-0.751
3	1.02	-0.005	-0.751
4	3.07	0.006	0.894
5	3.07	-0.005	-0.723
6	3.07	-0.005	-0.723
7	6.14	-0.010	-1.489
8	6.14	0.001	0.128
9	6.14	0.011	1.744

Tabla XLII. Prueba de normalidad con percentil y probabilidad normal para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.030 M

Percentil	Probabilidad normal
5.556	0.005
16.667	0.005
27.778	0.016
38.889	0.026
50.000	0.026
61.111	0.036
72.222	0.052
83.333	0.062
94.444	0.073

Figura 41. Residuales contra volumen para una concentración equimolar igual a 0.030 M

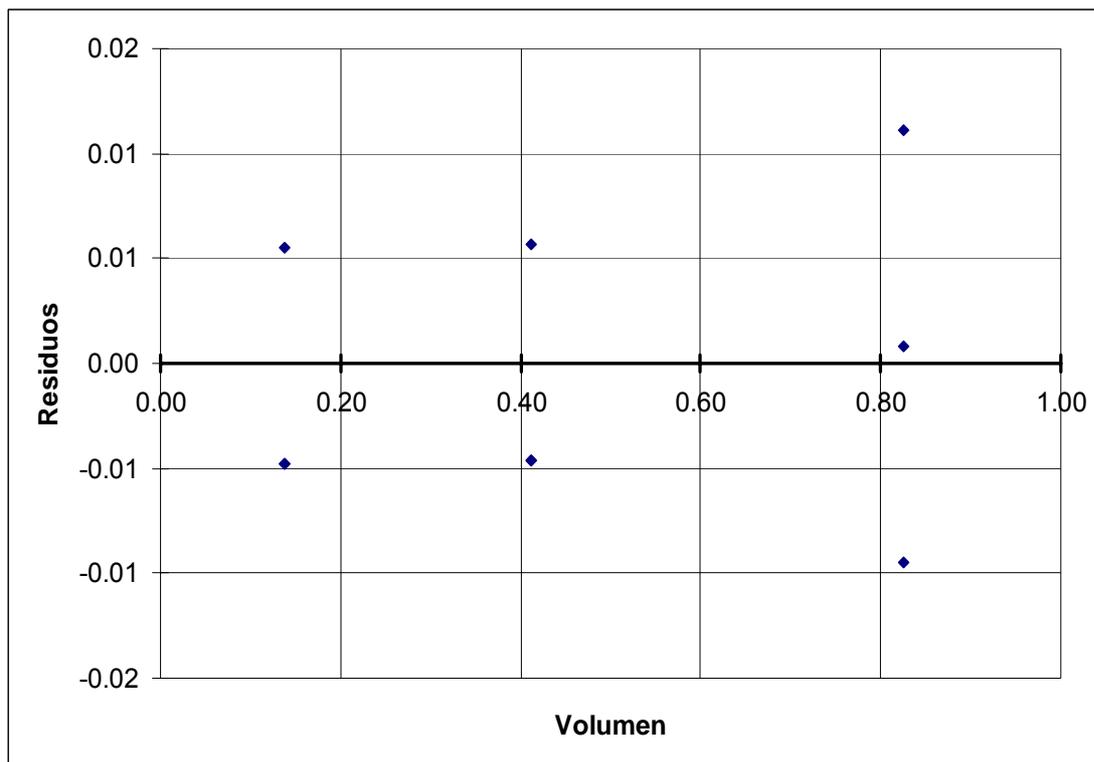


Figura 42. Probabilidad normal contra muestra percentil para una concentración equimolar igual a 0.030 M

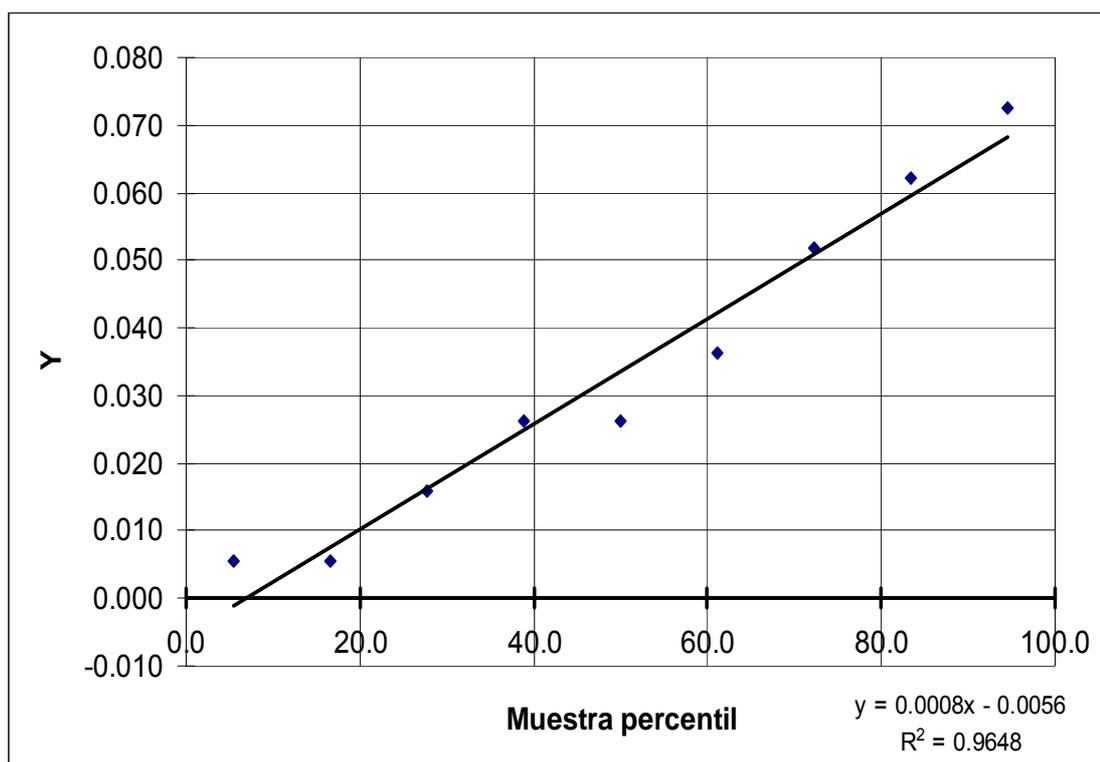


Tabla XLIII. Estadísticas de regresión para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.030 M

Coefficiente de correlación múltiple	0.988
Coefficiente de determinación R^2	0.975
R^2 ajustado	0.850
Error típico	0.007
Observaciones	9

Tabla XLIV. Análisis de varianza para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.030 M

	Grados de libertad	Suma de cuadrados	Promedio de los cuadrados	F	Valor crítico de F
Regresión	1	0.0145	0.014468012	315.099473	4.4413E-07
Residuos	8	0.0004	4.59157E-05		
Total	9	0.0148			

Tabla XLV. Análisis de varianza de la pendiente del modelo lineal $y=m*x$ ajustado para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.030 M

	Coeficientes	Error típico
Intercepción	0	0
Variable X 1	0.074	0.004

Tabla XLVI. Pronóstico para conversión, residuos y residuos estándares para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.025 M

Observación	Pronóstico para conversión (%)	Residuos	Residuos estándares
1	0.89%	-0.004	-0.682
2	0.89%	0.008	1.215
3	0.89%	-0.004	-0.682
4	2.66%	0.009	1.349
5	2.66%	0.003	0.400
6	2.66%	-0.004	-0.549
7	5.32%	0.007	1.074
8	5.32%	0.001	0.125
9	5.32%	-0.012	-1.773

Tabla XLVII. Prueba de normalidad con percentil y probabilidad normal para conversiones experimentales obtenidas a una relación equimolar 0.025 M

Percentil	Probabilidad normal
5.556	0.004
16.667	0.004
27.778	0.017
38.889	0.023
50.000	0.029
61.111	0.035
72.222	0.042
83.333	0.054
94.444	0.060

Figura 43. Residuales contra volumen para una concentración equimolar igual a 0.025 M

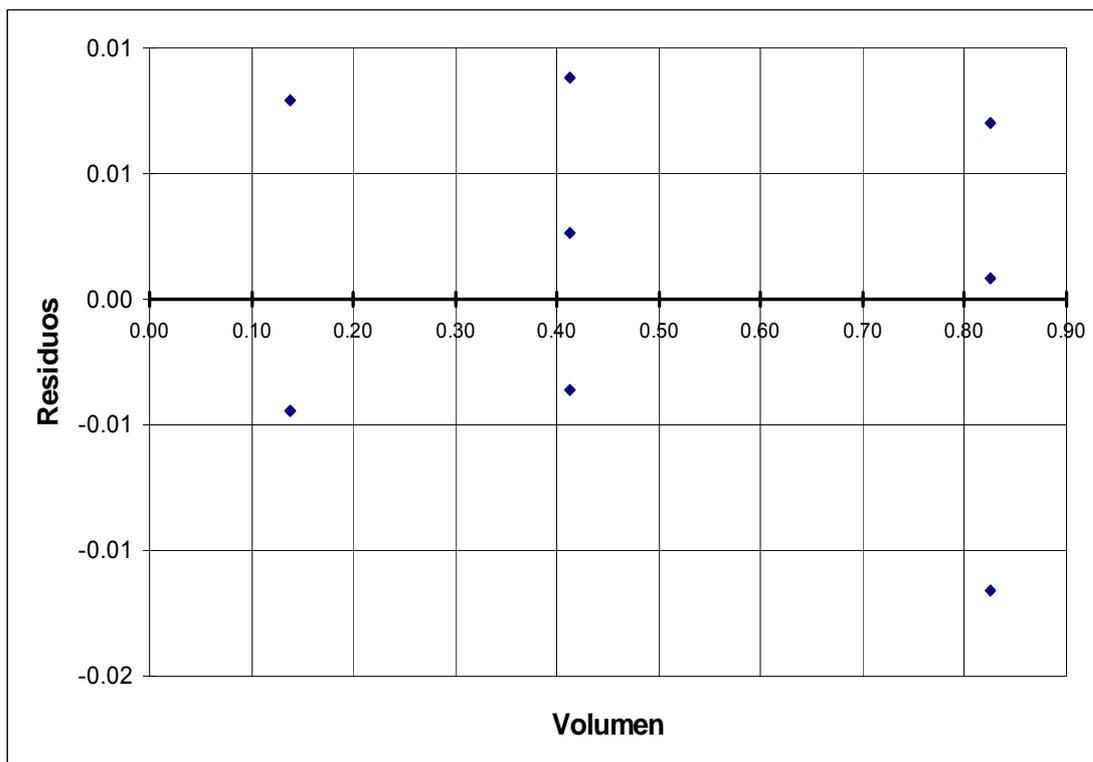


Figura 44. Probabilidad normal contra muestra percentil para una concentración equimolar igual a 0.025 M

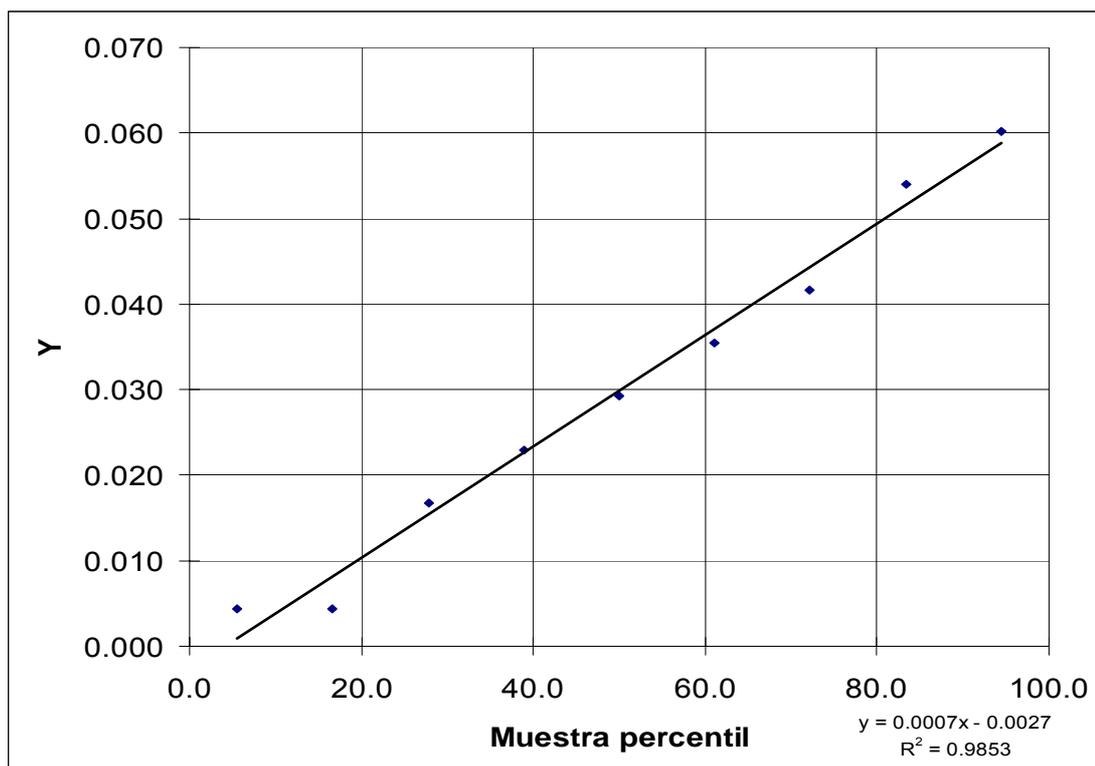


Tabla XLVIII. Estadísticas de regresión para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.025 M

Coefficiente de correlación múltiple	0.983
Coefficiente de determinación R ²	0.966
R ² ajustado	0.841
Error típico	0.007
Observaciones	9

Tabla XLIX. Análisis de varianza para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.025 M

	Grados de libertad	Suma de cuadrados	Promedio de los cuadrados	F	Valor crítico de F
Regresión	1	0.0108	0.010837669	225.816663	1.3879E-06
Residuos	8	0.0004	4.79932E-05		
Total	9	0.0112			

Tabla L. Análisis de varianza de la pendiente del modelo lineal $y=m*x$ ajustado para conversiones experimentales obtenidas a una concentración equimolar de 0.025 M

	Coeficientes	Error típico
Intercepción	0	0
Variable X 1	0.064	0.004

Tabla LI. Prueba de hipótesis para las pendientes del modelo del reactor ideal contra las pendientes del modelo del reactor experimental de las concentraciones 0.038M, 0.030M y 0.025M

Concentración (M)	Pendiente reactor experimental/ b1 (%/L)	Pendiente reactor ideal/ β (%/L)	Grado de confianza (%)	Tipo de prueba
0.038	0.100	0.098	95	Dos colas
0.030	0.078	0.074	95	Dos colas
0.025	0.065	0.064	95	Dos colas

Tabla LII. Valores estadísticos para prueba de hipótesis de las pendientes del modelo del reactor ideal contra las pendientes del modelo del reactor experimental de las concentraciones 0.038M, 0.030M y 0.025M

Concentraciones utilizadas (M)	Grados de libertad	Cuadrados medios residuales (CM Res)	$\Sigma(xi-x)^2$
0.038	16	$3.82063 \cdot 10^{-5}$	0.993
0.030	7	$4.59157 \cdot 10^{-5}$	0.718
0.025	7	$4.79932 \cdot 10^{-5}$	0.718

Tabla LIII. Valores de t-student y prueba de hipótesis de las pendientes del modelo del reactor ideal contra las pendientes del modelo del reactor experimental de las concentraciones 0.038M, 0.030M y 0.025M

Concentraciones utilizadas (M)	Valor t de prueba	Valor t de comparación $\alpha/2=2.5\%$	Ho hipótesis nula	H1 hipótesis alterna	Hipótesis aceptada al 95% de confianza
0.038	0.400	2.1199	$b1=\beta$	$b1 \neq \beta$	Ho
0.030	0.500	2.3646	$b1=\beta$	$b1 \neq \beta$	Ho
0.025	0.120	2.3646	$b1=\beta$	$b1 \neq \beta$	Ho

APÉNDICE 3

MUESTRA DE CÁLCULO

1. Cálculo de la conductividad promedio a partir de las conductividades de las distintas corridas

La conductividad promedio se calculó con la siguiente expresión:

$$K = \frac{\sum_{i=1}^n K_i}{n} \text{ [Ecuación 1]}$$

Donde:

K : conductividad promedio determinada con el conductímetro en la corrida (mS/cm).

K_i : conductividad determinada con el conductímetro en la corrida (mS/cm).

n : es el número de corridas realizadas.

Sustituyendo valores para la corrida No.1, No.2 y No.3 de soluciones 0.038 M de hidróxido de sodio y acetato de etilo a un volumen de 0.1378 L se obtiene:

$$K = \frac{3.78 \text{ mS/cm} + 3.77 \text{ mS/cm} + 3.78 \text{ mS/cm}}{3}$$

$$K = 3.78 \text{ mS/cm}$$

2. Cálculo de la conversión a partir de conductividades

El cálculo de la conversión a partir de la conductividad se calculó con la siguiente expresión:

$$\bar{X} = \frac{K - K_0}{K_\infty - K_0} \text{ [Ecuación 2]}$$

Donde:

\bar{X} : la conversión promedio de la reacción entre el acetato de etilo e hidróxido de sodio.

K : conductividad promedio determinada con el conductímetro en las corridas respectivas (mS/cm).

K_0 : conductividad de una solución de hidróxido de sodio con la mitad de la concentración que posee la solución de hidróxido de sodio en el depósito del reactor tubular (mS/cm) (ver Tabla XVII. Conductividad de soluciones de hidróxido de sodio a diferentes concentraciones).

K_∞ : conductividad de la solución de acetato de sodio resultante de la reacción completa de las soluciones de hidróxido de sodio y acetato de etilo (mS/cm) (ver Tabla XVIII. Conductividad de soluciones de acetato de sodio a diferentes concentraciones).

Sustituyendo valores para un volumen de reactor de 0.138 L con soluciones 0.038 M de hidróxido de sodio y acetato de etilo se obtiene:

$$\bar{X} = \frac{3.78 \text{ mS/cm} - 3.83 \text{ mS/cm}}{1.37 \text{ mS/cm} - 3.83 \text{ mS/cm}}$$

$$\bar{X} = 0.0201$$

$$\bar{X} = 2.01\%$$

3. Cálculo de la conversión teórica a la longitud o volumen de muestra

La conversión teórica a la longitud de muestra se calculó con la siguiente expresión:

$$V = C_{ao} v_{ao} \int_0^b \frac{dx}{\left(C_{ao} * \frac{v_{ao}}{\sum_i v_{i0}} (1 - X) \right)^2} \quad \text{[Ecuación 3]}$$

Donde:

V : es el volumen del reactor tubular después del cual se toma la muestra (L).

C_{ao} : es la concentración inicial en los contenedores de reactivos del reactor (mol/L).

v_{ao} : es el flujo volumétrico del reactivo a (L/s).

v_{i0} : es el flujo volumétrico de la especie i entrante al reactor.

k : es la constante de velocidad de la reacción específica (l/mol*s).

X : es la conversión de la reacción.

b : es la conversión teórica esperada al volumen de reactor tubular V .

Sustituyendo valores para el primer volumen del reactor tubular con soluciones 0.038 M de hidróxido de sodio y acetato de etilo se obtiene:

$$0.138L = 0.038 \text{ mol/L} * 0.010365 \text{ L/s} \int_0^b \frac{dx}{0.1137 \text{ L/mol} * s \left(0.038 \text{ mol/L} * \frac{0.010365 \text{ L/s}}{0.010365 \text{ L/s} + 0.010365 \text{ L/s}} (1-x) \right)^2}$$

Resolviendo para b se obtiene:

$$b = 1.41\%$$

APÉNDICE 4

ANÁLISIS DE ERROR

1. La desviación estándar de la conversión se calculó con la siguiente expresión:

$$\sigma_x = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (X_i - \bar{X})^2}{n-1}} \quad \text{[Ecuación 4]}$$

Donde:

σ_x : es la desviación estándar de la conversión (%).

\bar{X} : es la conversión promedio de las corridas escogidas (%).

X_i : es la conversión obtenida en la corrida i (%).

n : es el número de corridas realizadas.

Sustituyendo valores para las corridas 1, 2 y 3 a una concentración de 0.038 M para el acetato de etilo e hidróxido de sodio así como a un volumen de reactor de 0.138 L se obtiene:

$$\sigma_x = \sqrt{\frac{(1.88\% - 2.01\%)^2 + (2.28\% - 2.01\%)^2 + (1.88\% - 2.01\%)^2}{3-1}}$$

$$\sigma_x = 0.24\%$$

2. El coeficiente de variación de la conversión se calculó con la siguiente expresión:

$$CV_x = \frac{\sigma_x}{\bar{X}} * 100 \text{ [Ecuación 5]}$$

Donde:

CV_x es el coeficiente de variación de la conversión (%).

σ_x : es la desviación estándar de la conversión (%).

\bar{X} : la conversión promedio de la reacción entre el acetato de etilo y el hidróxido de sodio (X).

Sustituyendo valores para las corridas 1, 2 y 3 a una concentración de 0.038 M para el acetato de etilo e hidróxido de sodio así como a un volumen de reactor de 0.138 L se obtiene:

$$CV_x = \frac{0.24\%}{2.01\%} * 100$$

$$CV_x = 11.70\%$$

3. El error relativo entre la conversión experimental y la conversión teórica esperada se calculó con la siguiente expresión:

$$E_x = \frac{|\bar{X} - b|}{b} * 100 \text{ [Ecuación 6]}$$

E_x : es el error relativo entre la conversión experimental y la conversión teórica esperada (%).

\bar{X} : la conversión promedio de la reacción entre el acetato de etilo e hidróxido de sodio (%).

b : es la conversión teórica esperada al volumen de reactor tubular V (%).

Sustituyendo valores para las corridas 1, 2 y 3 a una concentración de 0.038 M para el acetato de etilo e hidróxido de sodio así como a un volumen de reactor de 0.138 L se obtiene:

$$E_x = \frac{|2.01\% - 1.41\%|}{1.41\%} * 100$$

$$E_x = 42.43\%$$

4. El intervalo de la conversión experimental promedio obtenida al 95% de confianza se calculó con la siguiente expresión:

$$\bar{X}_{s/i} = \bar{X} \pm t_{\alpha/2} * \frac{\sigma_x}{\sqrt{n}} \text{ [Ecuación 7]}$$

Donde:

$\bar{X}_{s/i}$: es el límite superior (s) o el límite inferior (i) del intervalo de confianza.

\bar{X} : es la conversión promedio de la reacción entre el acetato de etilo e hidróxido de sodio (%).

$t_{\alpha/2}$: es el valor de la curva normal de distribución para una confianza del 95%.

σ_x : es la desviación estándar de la conversión (%).

X : es la conversión del sistema al volumen especificado.

n : es el número de corridas realizadas.

Sustituyendo valores para las corridas 1, 2 y 3 a una concentración de 0.038 M para el acetato de etilo e hidróxido de sodio así como a un volumen de reactor de 0.138 L se obtiene:

$$\bar{X}_{\%} = 2.01\% \pm 1.96 * \frac{0.24\%}{\sqrt{3}}$$

$$1.75\% \leq X \leq 2.28\%$$

5. Los residuos, residuos estándar, prueba de normalidad, probabilidad normal, estadística de regresión y análisis de varianza se calcularon utilizando el programa computacional **Excel**, la cual posee dentro de sus herramientas **análisis de datos, regresión**.

APÉNDICE 5

Tabla LIV. Plantilla elaborada para calibración de bombas centrífugas del reactor tubular

Temperatura (°C)										
Densidad (g/ml)										
Voltaje (V)	Tiempo			Masa tara (g)	Masa final (g)	Tiempo			Masa tara (g)	Masa final (g)
	(min)	(s)	(ds)			(min)	(s)	(ds)		
2										
2.5										
3										
3.5										
4										
4.5										
5										

Tabla LV. Plantilla elaborada para toma de datos de reacción

NaOH	Cao (mol/l)	
	Vao (l/s)	
AcEt	Cbo (mol/l)	
	Vbo (l/s)	
Datos generales	Volumen total (L)	
	Constante de velocidad (L/mol*s)	
	Temperatura (°C)	
	Longitud total reactor	
	Flujo volumétrico total (L/s)	

sigue página 128...

...viene de página 127

Longitud toma de muestra (m)	Volumen (L)	Conductividad corrida 1 (mS/cm)	Conductividad corrida 2 (mS/cm)	Conductividad corrida 3 (mS/cm)

Tabla LVI. Costos de construcción del reactor tubular

Base del reactor				
Descripción	Unidad	Cantidad	Precio	Total
Plexiglas 1/2 in. 4x6 ft	plancha	1.00	962.00	962.00
Tubo PVC 11.75 cm 30 cm.	metro	0.50	48.00	24.00
Mariposa 1/4 in.	unidad	12.00	3.60	43.20
Tuerca larga 1/4 in.	metro	2.00	5.00	10.00
Tornillo 5/16 in.	unidad	4.00	3.15	12.60
Unión universal 5/16 in.	unidad	4.00	6.70	26.80
Tornillo pata 5/16 in.	unidad	4.00	3.50	14.00
Trabajo de torno	-	1.00	750.00	750.00
Cuerpo del reactor				
Descripción	Unidad	Cantidad	Precio	Total
Tubo PVC cristalino 1/4 in.	pie	100	4.15	415.00
Niple macho bronce 1/8 in.	unidad	11	18.00	198.00
Conexión universal 1/8 in.	unidad	6	28.00	168.00
Tuerca macho bronce 1/8 in.	unidad	1	15.00	15.00
Niple macho bronce 5/8 in.	unidad	2	23.00	46.00
Tuerca bronce 5/8 in.	unidad	2	12.00	24.00
Orring	unidad	4	2.50	10.00
Silicón	envase	1	28.75	28.75
Sistema de bombeo				
Descripción	Unidad	Cantidad	Precio	Total
Circuito	unidad	2	435.00	870.00
Bomba 12 V PVC	unidad	2	150.00	300.00
Tubo PVC cristalino 1/8 in.	pie	8	3.75	30.00
Tubo PVC cristalino 5/8 in.	pie	2	5.15	10.30
Servicios profesionales				
Descripción	Unidad	Cantidad	Precio	Total
Ing. Michele Pagliara	hora	11	250.00	2750.00
Dr. Adolfo Gramajo	hora	1	250.00	500.00
Ing. César García	hora	8	250.00	1750.00

sigue página 129...

...viene de página 128

Descripción	Cantidad	Precio
Base del reactor	1	1842.60
Cuerpo del reactor	1	904.75
Sistema de bombeo	1	1210.30
Servicios profesionales	1	5000.00
Total		8957.65

Tabla LVII. Costos del experimento

Sustancia	Unidad	Cantidad	Precio por unidad (Q)	Total (Q)
Acetato de etilo	litros	0.05456	159.25	8.68
Hidróxido de sodio	kilogramos	0.02232	209.75	4.68
Agua destilada	litros	36	1.18	42.48
Total				55.85

Figura 45. Tuerca de palomilla ¼ in



Figura 46. Elemento de soporte plancha de plexiglás

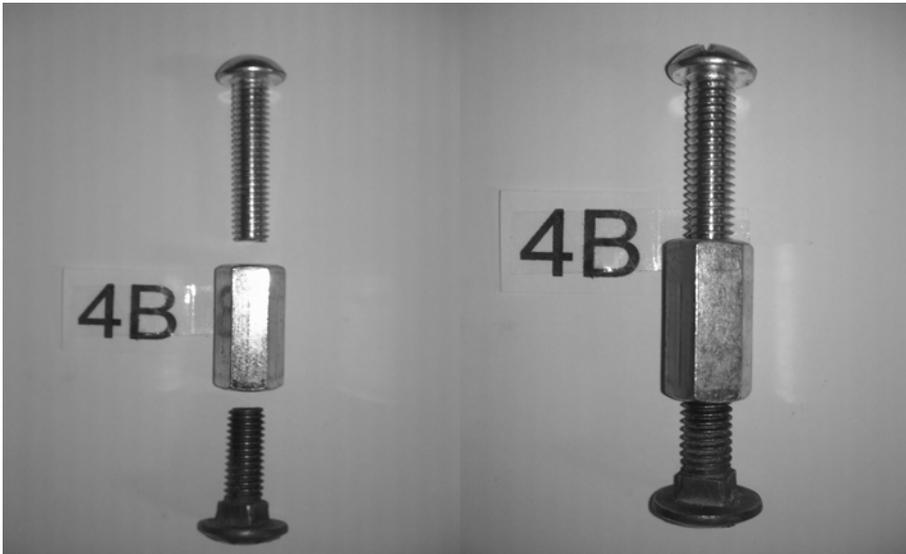


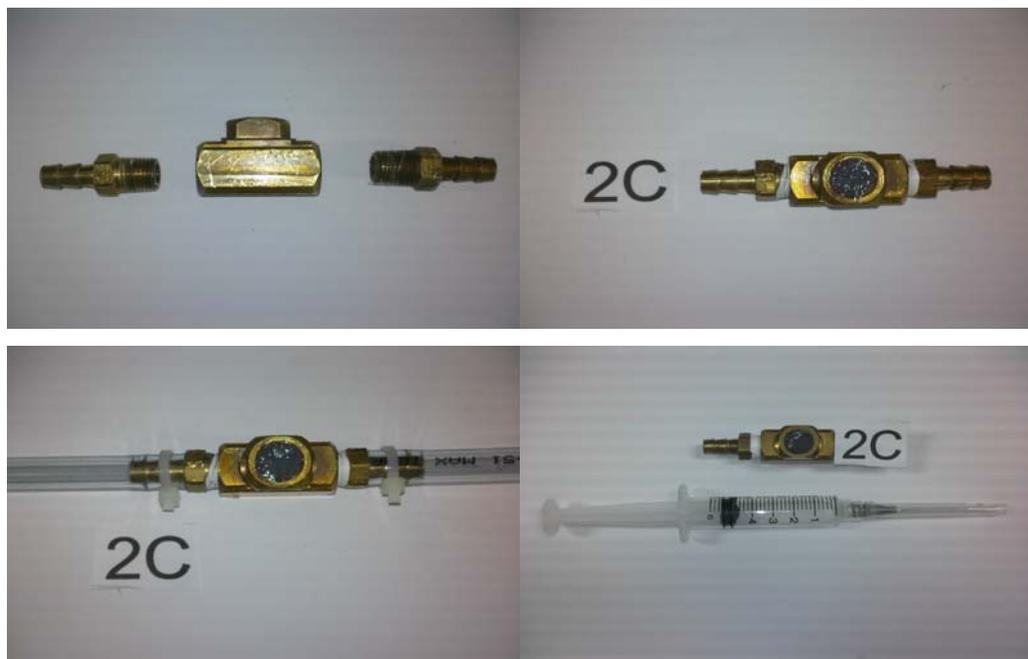
Figura 47. Elemento de soporte montado de plancha



Figura 48. Manguera de policloruro de vinilo con diámetro interno ¼ plg.



Figura 49. Muestreador de bronce consistente en dos niples de bronce ¼ plg, unión universal y relleno de silicón.



sigue página 132...

...viene de página 131



Figura 50. Conector reactivos, consistente en dos niples de bronce 1/8 plg, unión universal y un niple de bronce 1/4 plg.



Figura 51. Depósito de reactivos con capacidad de 2 L y bomba centrífuga incorporada.



Figura 52. Detalles de sellado de bomba centrífuga de 12 V utilizada en el reactor tubular



Figura 53. Sistema de bombeo del reactor tubular



Figura 54. Conductímetro Hanna HI 9813 utilizado



Figura 55. Vista lateral de la base del reactor tubular construido

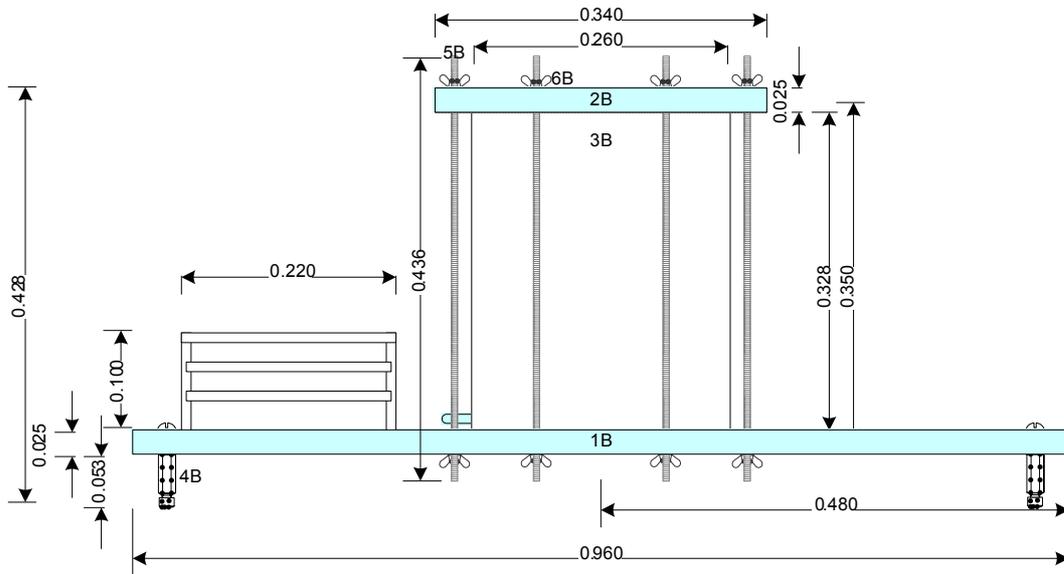


Figura 56. Vista de planta de la base del reactor tubular construido

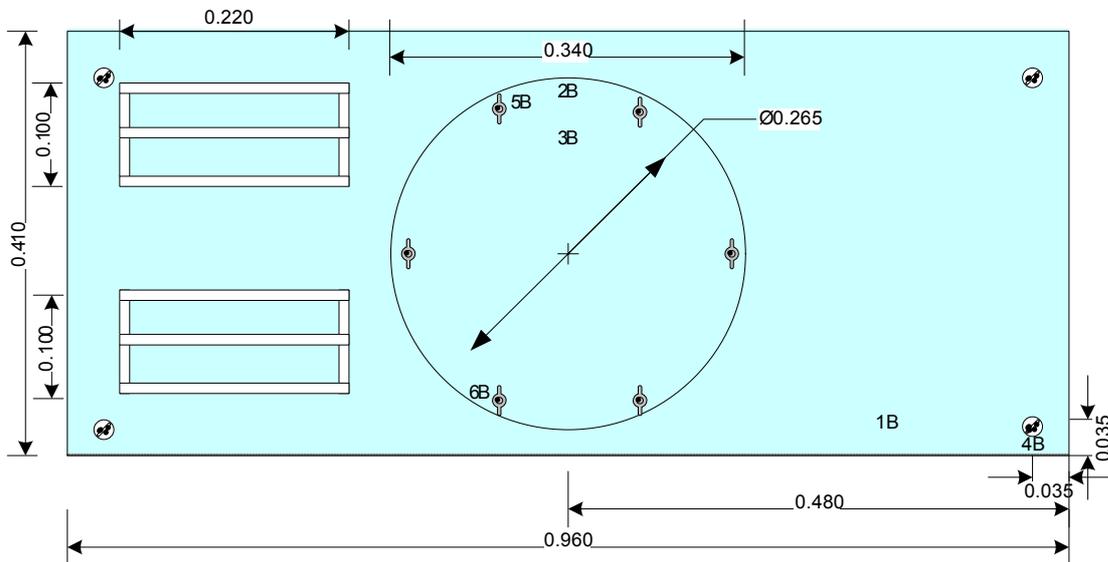


Figura 57. Vista lateral del cuerpo del reactor tubular construido

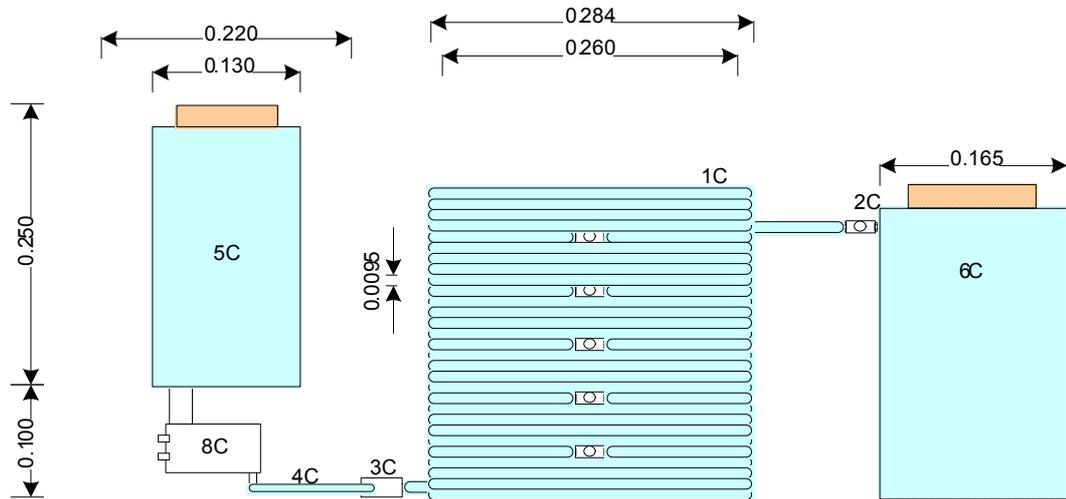


Figura 58. Vista de planta del cuerpo del reactor tubular construido

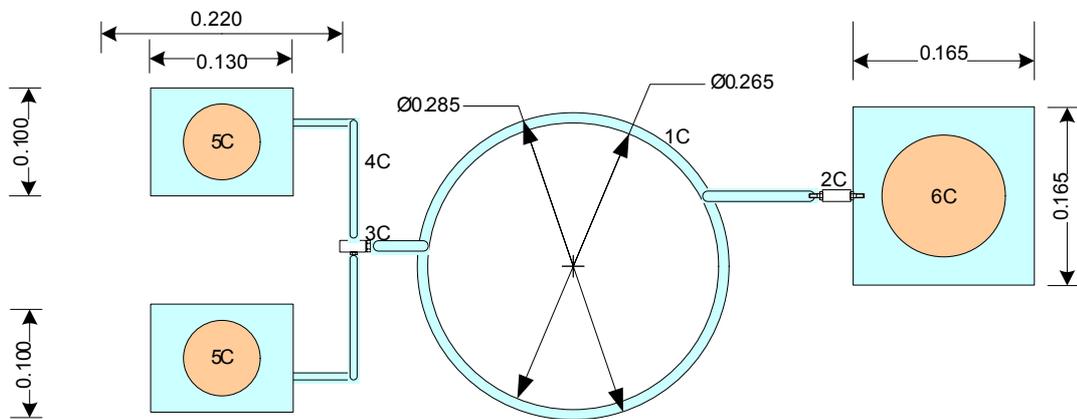


Figura 59. Vista lateral reactor tubular construido

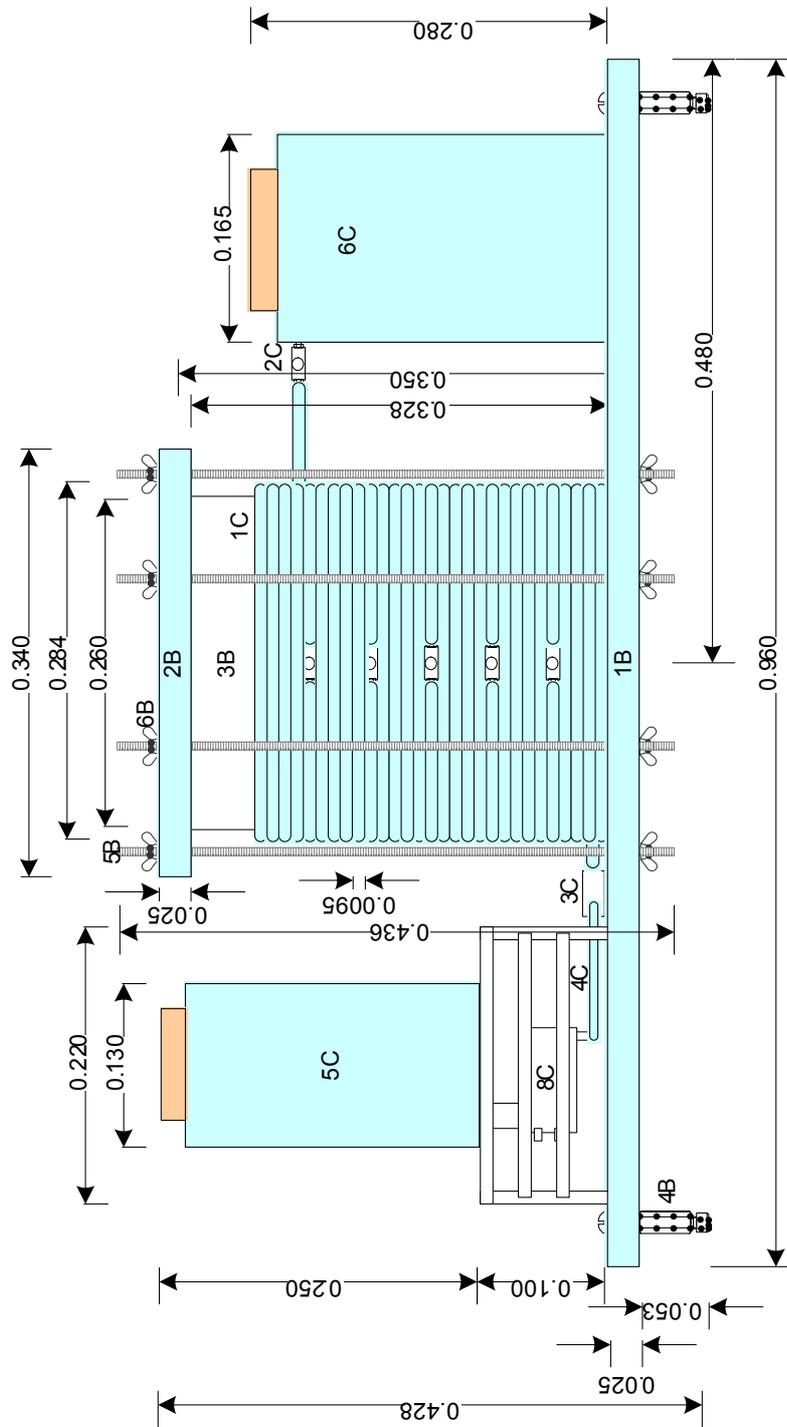


Figura 60. Vista de planta reactor tubular construido

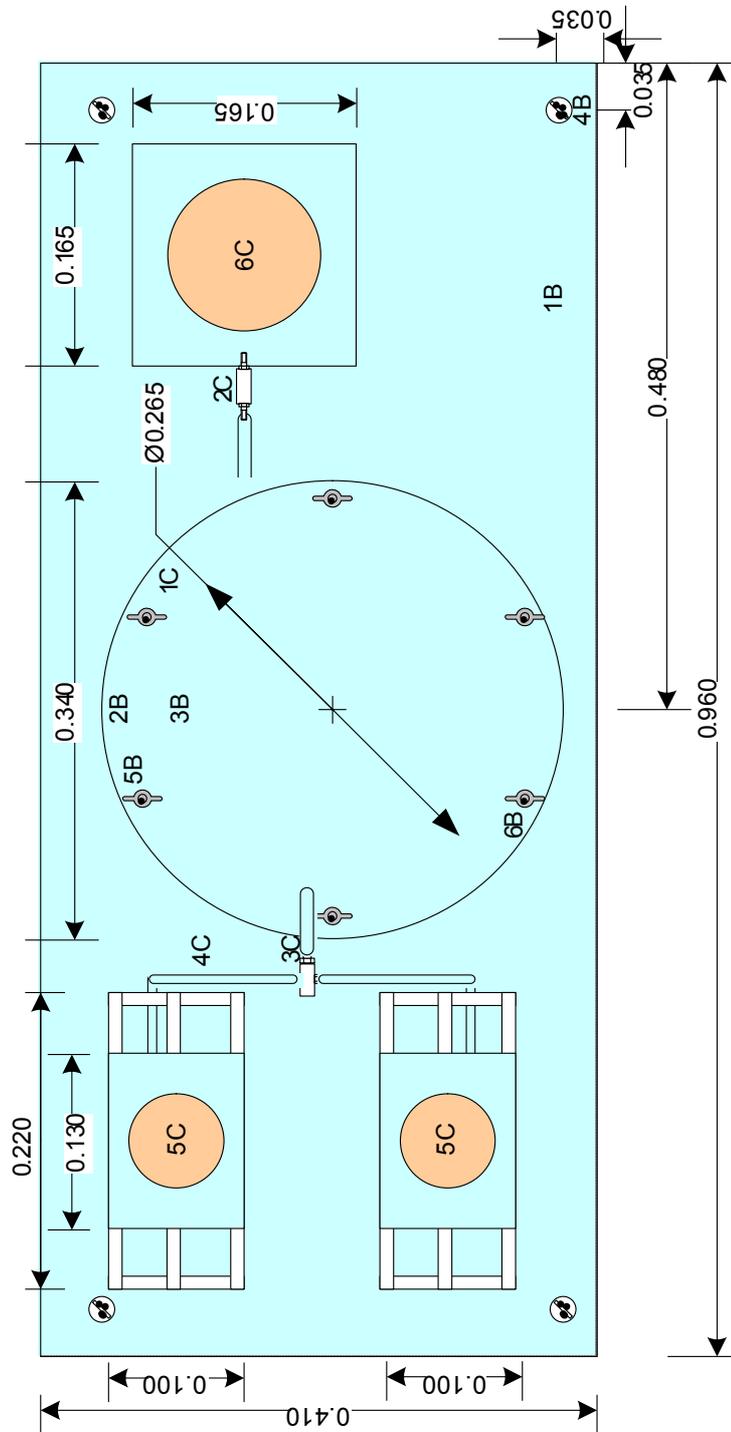


Figura 61. Fotografía de la base del reactor tubular construido



Figura 62. Fotografía aérea del reactor tubular construido



Figura 63. Fotografía trasera del reactor tubular construido

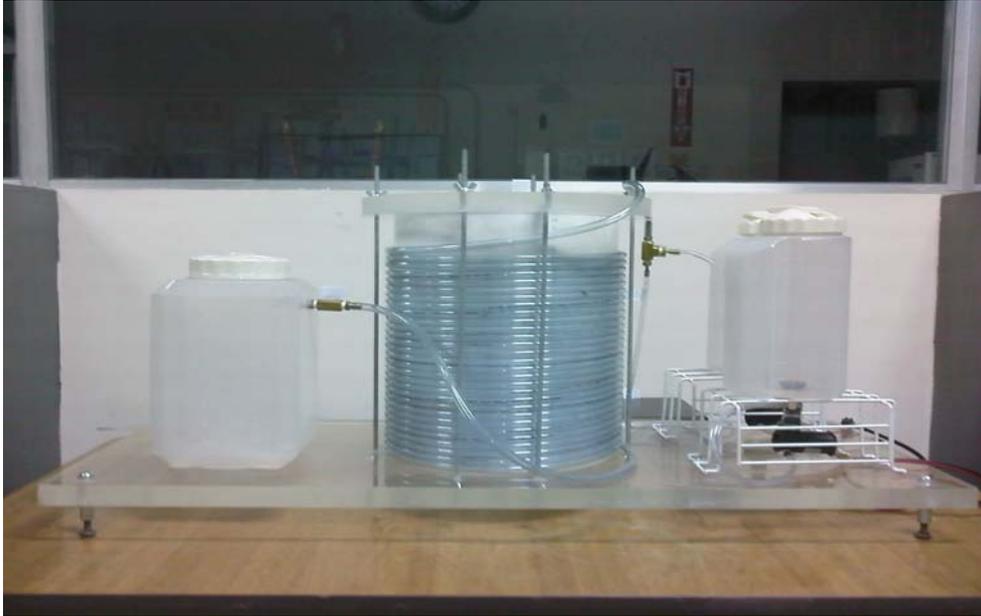


Figura 64. Bombas centrífugas utilizadas en el reactor tubular experimental construido



Figura 65. Fotografía frontal del reactor tubular construido



Figura 66. Fotografía isométrica del reactor tubular construido

