

**DISEÑO DE UN REACTOR TIPO AUGER PARA LA PRODUCCIÓN DE
COMBUSTIBLE MEDIANTE PIRÓLISIS DE LLANTAS USADAS**

MARÍA JULIANA ACUÑA ZÁRATE

HANGIE CRISTINA MONTOYA PEÑALOZA

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

2016

**DISEÑO DE UN REACTOR TIPO AUGER PARA LA PRODUCCIÓN DE
COMBUSTIBLE MEDIANTE PIRÓLISIS DE LLANTAS USADAS**

**MARÍA JULIANA ACUÑA ZÁRATE
HANGIE CRISTINA MONTOYA PEÑALOZA**

**Trabajo de investigación presentado como requisito para optar el título de
INGENIERA QUÍMICA**

**Directora:
MARÍA PAOLA MARADEI
Ingeniera Química, Ph.D**

**Codirectora:
DEBORA NABARLATZ
Ingeniera Química, Ph.D**

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

2016

DEDICATORIA

A Dios por permitirme culminar esta importante etapa de mi vida siendo mi fortaleza y mi guía en todo momento.

A mi madre, quien ha dado su vida día a día por mi desarrollo personal y profesional, por ser mi guerrera demostrándome que todo se puede lograr con amor y dedicación.

A mi hermana quien me ha ayudado en todo momento, por su cariño y compañía.

A mis amigos de la Universidad, quienes estuvieron en los eternos momentos de estudio y los hicieron más alegres, por sus consejos y ayudas que sin estos no habría sido posible este logro.

María Juliana Acuña Zárate

DEDICATORIA

*A Dios y mi familia por su apoyo incondicional en este y todos
los aspectos de mi vida,*

*A mi madre que ha dado todo por mi desarrollo personal y
profesional,*

A mis hermanos por su cariño y confianza,

A Carlos por su amor y motivación constante,

*A mis amigos y compañeros en esta etapa universitaria,
Laura, Santiago, Pedro, Nathaly, Jorge, Jair, Juan Diego y
Wilson, por las palabras de aliento en los momentos difíciles y
las felicidades compartidas,*

A Celmira, Jhon y Oscar,

Dedico.

Hangie Cristina Montoya Peñaloza

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Industrial de Santander y a cada uno de los profesores que nos brindaron la mejor educación.

A la Profe María Paola Maradei por su asesoría y dedicación en este proyecto.

Al ingeniero Carlos Alberto Ortiz Pimentel por su colaboración en el desarrollo de varios aspectos importantes del estudio.

Y a nuestras familias por su apoyo incondicional.

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. METODOLOGÍA	21
1.1. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR AUGER.....	21
1.2. VERIFICACIÓN DEL DISEÑO ISOTÉRMICO (BALANCE DE ENERGÍA).22	
2. RESULTADOS: PRESENTACIÓN, ANÁLISIS Y DISCUSIÓN.....	24
2.1. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR AUGER.....	24
2.1.1. Materia prima	24
2.1.2. Balances de masa..	25
2.1.3. Ecuación de velocidad de flujo del material	27
2.1.4. Determinación de la velocidad de giro del tornillo sinfín(N)	30
2.1.5. Tiempo de residencia en el Reactor Auger.....	31
2.2. VERIFICACIÓN DEL DISEÑO ISOTÉRMICO (BALANCE DE ENERGÍA).39	
2.2.1. Balance de energía en el reactor	39

2.2.2. Balance de energía en la chaqueta	40
3. CONCLUSIONES	43
4. RECOMENDACIONES.....	44
CITAS BIBLIOGRÁFICAS	45
BIBLIOGRAFÍA.....	50
ANEXOS.....	52

LISTA DE TABLAS

Pág.

Tabla 1. Composición y masa molar de los componentes principales del caucho de llanta	24
Tabla 2. Balances de masa en el proceso de pirólisis de caucho de llanta usada.	25
Tabla 3. Cálculo de los flujos másicos del proceso de pirólisis tomando como base de cálculo de 4,8 kg/h de caucho de llanta en la alimentación.....	26
Tabla 4. Caudal, flujos molares y concentración inicial de NR, BR y SR.....	27
Tabla 5. Energías de activación, factores pre-exponenciales y orden de reacción de las muestras de caucho obtenidos del análisis DSC.	33
Tabla 6. Leyes de velocidad para la pirólisis de BR.....	34
Tabla 7. Tiempos de residencia calculados para un reactor Auger en función de la conversión de IBR.....	35
Tabla 8. Longitud del tornillo en función de L/D.....	37
Tabla 9. Dimensiones del reactor.	39
Tabla 10. Volumen de reacción	66
Tabla 11. Concentración inicial de los polímeros NR, BR, SBR y constante cinética de los diferentes mecanismos de reacción.	67
Tabla 12. Tiempo de residencia para cada mecanismo de reacción a diferentes conversiones.....	67
Tabla 13. Datos de tiempo, densidad, área y distancia para la ecuación 60	71
Tabla 14. Flujos másicos con nitrógeno.....	72
Tabla 15. Composiciones másicas del gas de pirólisis	72
Tabla 16. Reacciones de combustión para gases de pirólisis	73
Tabla 17. Condiciones de operación de las corrientes del combustor.	74
Tabla 18. Composición Molar del gas de combustión.....	74
Tabla 19. Constantes de la ecuación de capacidad calorífica de los componentes CO ₂ , N ₂ , O ₂ , SO ₂ , H ₂ O	75
Tabla 20. Flujos de entrada y salida de NR, BR y la llanta en el reactor	78

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Metodología desarrollada para el trabajo de investigación.	21
Figura 2. Sistema de coordenadas	27
Figura 3. Diagrama general de programación para el cálculo del tiempo de residencia del material en el reactor Auger.....	53
Figura 4. Diagrama complementario de programación para el cálculo del tiempo de residencia del material en el reactor Auger.....	55
Figura 5. Diagrama de flujo del proceso de producción de combustible	56
Figura 6. Tornillo cortado a lo largo de su eje y desenrollado.....	61
Figura 7. Esquema del mecanismo de reacción para la descomposición del NR.	64
Figura 8. Esquema del mecanismo de reacción para la descomposición del BR.	64
Figura 9. Esquema del mecanismo de reacción para la descomposición del SBR.	65
Figura 10. Horno combustor.	73

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. Algoritmo de programación.....	52
ANEXO B. Descripción del proceso.....	56
ANEXO C. Ecuación de cantidad de movimiento	58
ANEXO D. Mecanismo de reacción	63
ANEXO E. Determinación de la etapa determinante	66
ANEXO F. Variables de diseño.....	68
ANEXO G. Simulación del horno combustor	70
ANEXO H. Determinación de variables del balance de energía	75

RESUMEN

TITULO: DISEÑO DE UN REACTOR TIPO AUGER PARA LA PRODUCCIÓN DE COMBUSTIBLE MEDIANTE PIRÓLISIS DE LLANTAS USADAS*

AUTOR: MARÍA JULIANA ACUÑA ZÁRATE, HANGIE CRSITINA MONTOYA PEÑALOZA**

PALABRAS CLAVES: Reactor Auger, Pirólisis, Llantas usadas.

DESCRIPCIÓN:

La problemática ambiental a raíz de las llantas de vehículos usadas, ha presentado un crecimiento exponencial en los últimos años debido a la poca capacidad de degradación y elevada producción de las mismas. Esta situación ha llevado a varios investigadores a desarrollar propuestas para la reutilización de estos desechos, mediante las cuales han descubierto el alto poder calorífico de las llantas (32-34 MJ/kg) y su importancia como materia prima para la producción de aceite combustible por medio de la pirólisis. Este proyecto tiene como objetivo el diseño de un reactor Auger a escala piloto para la pirólisis de llantas trituradas. El planteamiento de las ecuaciones para el dimensionamiento del reactor se realiza considerando una operación a presión constante debido a la baja producción de gases y la ausencia de dispositivos en la salida que puedan obstaculizar el flujo. El equipo se diseña para una alimentación de 13 kg/h; su temperatura de operación (580°C), las dimensiones del tornillo ($L/D=25$) y el tiempo de residencia (0,68 min) se determinaron a partir de las ecuaciones de continuidad y cantidad de movimiento de cada componente teniendo en cuenta condiciones que maximizan la producción de aceite. Finalmente, se verificó la operación isotérmica del reactor a partir del planteamiento del balance de energía en el interior del equipo y la chaqueta calefactora que lo rodea.

* Proyecto de grado

** Facultad de ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Directora: Dra. María Paola Maradei. Codirectora: Dra. Debora Nabarlatz.

ABSTRACT

TITLE: DESIGN OF AN AUGER REACTOR FOR THE OIL PRODUCTION THROUGH WASTE TIRE PYROLYSIS*

AUTHOR: MARÍA JULIANA ACUÑA ZÁRATE, HANGIE CRISTINA MONTOYA PEÑALOZA**

KEY WORDS: Auger reactor, Pyrolysis, Waste tyre.

DESCRIPTION:

Environmental problems as a result of waste tyres have presented an exponential growth in the last years due to their low degradation capacity and their elevated production. This situation has promoted the researches oriented to scrap tyre recycling; thanks to high calorific (32-34 MJ/kg), the tyre rubber has a very important raw material for the production of oil by pyrolysis. This project aims to design an Auger reactor on pilot-scale for waste tyres pyrolysis. The approach of equations for the modeling of the reactor was performed considering constant operating pressure due to a low gas production and the lack of output devices in the reactor that could difficult the flow. The reactor was designed for 13 kg / h of feedstock; the operating temperature (580 ° C), the dimensions of the screw ($L / D = 25$) and the residence time (0.68 min) were determined come from continuity and momentum equations of each component taking into account the conditions that maximize oil production. Finally, the isothermal reactor operation was verified using the energy balance for both the inside of reactor and the heating jacket surrounding it.

* Thesis

** Department of Chemical Engineering. Advisor: PhD. María Paola Maradei. Co-Advisor: PhD. Debora Nabarlatz.

INTRODUCCIÓN

Actualmente, se generan gran cantidad de residuos como consecuencia del cumplimiento del ciclo de vida de los productos utilizados por las personas en sus actividades diarias. En la mayoría de los casos, la disposición final de estos residuos se convierte en un problema debido a factores como: poca cultura de reciclaje, inexistencia de investigaciones en procesos de reutilización y espacio insuficiente en los sitios destinados para su disposición. Un ejemplo de esta situación son las llantas usadas y desechadas de vehículos (carros, buses, camiones, camionetas, entre otros), cuyos valores incrementan exponencialmente cada día, causando un grave problema ambiental consecuencia de su acumulación exagerada en rellenos sanitarios, andenes y separadores viales. La cantidad excesiva de estos residuos conlleva incluso a la implementación de malas prácticas de combustión que desencadenan en la liberación de gases altamente contaminantes al ambiente.

Se han planteado varias alternativas para minimizar los problemas causados por la acumulación de llantas de desecho; las prácticas más comunes de reutilización han sido el reencauche, la trituración, el uso como combustible, amortiguadores en los puertos y demás, pero ninguna de estas es realizada en proporciones suficientes para reducir notoriamente la cantidad que se está produciendo diariamente [1].

Según estudios realizados en 2010 por el Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo, en Colombia, la generación de residuos de llantas de automóvil, camioneta, camión y buseta se estima en 61 mil toneladas al año [2], cantidad que ha aumentado debido al crecimiento del parque automotor del país generando así un problema ambiental y de salud pública. Por tal motivo, esta entidad propone los sistemas de recolección selectiva y gestión ambiental de llantas usadas por medio de la Resolución 1457 del 29 de Julio de 2010, la cual

establece a los productores realizar la recolección y gestión ambiental de las mismas [2].

En diferentes partes del mundo han utilizado diversas alternativas para aprovechar las propiedades energéticas y facilitar la disposición final de las llantas usadas. Para el caso de Colombia, aproximadamente el 71,9 % de éstas son aprovechadas para uso energético, como combustible en hornos cementeros o en hornos de producción de panela [3]. Sin embargo, al tratar de resolver el problema de contaminación mediante la quema de las llantas en procesos de combustión, se están emitiendo gases contaminantes con partículas tóxicas como CO, SO_x, NO_x, PHAs, dioxinas, furanos, compuestos policlorados y otros compuestos tóxicos [4] que son arrastrados por el aire ocasionando graves impactos ambientales y de salud pública que empeoran la situación.

El alto poder calórico que posee la llanta (entre 32 y 34 MJ/kg [5]) favorece el aprovechamiento energético del caucho, y puede dar lugar a excelentes alternativas para la obtención de productos con alto valor agregado que generen menos efectos contaminantes. Una opción desarrollada usualmente para la conversión de estos materiales (difícilmente reprocesados) es la pirólisis; tecnología que ha logrado aprobación debido al bajo impacto ambiental [6] inclusive en comparación con la combustión [7, 8, 9, 10].

El proceso de pirólisis se fundamenta en la descomposición térmica de macromoléculas en una atmósfera inerte (ausencia de oxígeno) que da lugar a tres productos de menor peso molecular: líquidos, gases y sólidos. Estos productos, dependiendo de las condiciones de operación del proceso, pueden variar su composición y ser utilizados como combustible o materia prima para otros procesos [7, 11].

Recientes estudios del grupo INTERFASE dentro del marco de los proyectos **Aprovechamiento de caucho proveniente de llanta usada como materia prima para la producción de combustible para motores de combustión interna y carbón activado** desarrollado en el periodo 2010-2014 y **Estudio catalítico de la producción de aromáticos a partir de caucho de llanta** desarrollado en el periodo 2015-2016 con financiación interna de la Universidad Industrial de Santander han mostrado la viabilidad técnica de la producción de aceites a partir de caucho de llantas usadas, utilizando un reactor de lecho fijo a escala laboratorio con capacidad para procesar 30g de material [7, 12, 13]. A partir de estos primeros resultados, se pretende realizar un escalamiento del proceso con el fin de validar los resultados obtenidos en laboratorio.

Un escalamiento debe empezar por la selección del reactor más adecuado. Éste debe ofrecer las condiciones necesarias para alcanzar el máximo rendimiento de las reacciones que se desarrollan en su interior. En estudios a escala laboratorio, diferentes tipos de reactores para pirólisis de llantas han sido empleados por los investigadores; es el caso de los reactores batch [14], semi-batch, de lecho fijo [7, 12, 15], de lecho móvil [9, 15] y Auger (tornillo sin fin) [16].

Los reactores batch poseen un diseño con agitación constante de implementación sencilla, pero su operación no se realiza en continuo y los flujos gaseosos inertes necesarios para arrastrar los volátiles obtenidos y evitar la producción de compuestos no deseados, no están disponibles.

Los reactores semi-batch son equipos de funcionamiento similar a los batch, pero con la ventaja de tener un flujo de gas inerte (nitrógeno) capaz de desplazar los volátiles producidos en la pirólisis. Aunque su diseño es sencillo, no facilita la transferencia de calor y opera de modo discontinuo [11].

Los reactores de lecho fijo son los más utilizados a escala laboratorio; su operación puede ser de manera continua o batch y el material a reaccionar debe estar en una posición fija en el interior del equipo; esta última condición dificulta la transferencia de calor en escalas más grandes [11].

Los reactores de lecho fluidizado tienen como ventaja el flujo de gas ascendente que logra que las partículas del lecho se muevan, exista mejor transferencia de masa y energía y tenga lugar la operación en continuo [11]. Sin embargo, es importante controlar la velocidad del flujo para determinar los tiempos de residencia de los productos obtenidos.

Los reactores Auger poseen en su interior un tornillo sin fin que transporta el material a procesar a través del equipo para dar lugar a las reacciones de pirólisis permitiendo de esta manera un proceso en continuo. Además, en comparación con los reactores de lecho fijo y lecho fluidizado, para los que es posible igualmente realizar la pirólisis a escala industrial [15], el reactor Auger tiene la ventaja del control sobre el tiempo de residencia de los reactivos mediante la velocidad de giro del tornillo. Esto a su vez controla la conversión de la reacción y permite mejorar la producción de líquidos. Estudios ratifican que su operación puede ser en continuo, fiable y apropiada para una escala industrial [16].

El objetivo principal de este proyecto es diseñar un reactor a escala semi-industrial tipo Auger para el proceso de producción de combustible mediante pirólisis de caucho de llanta.

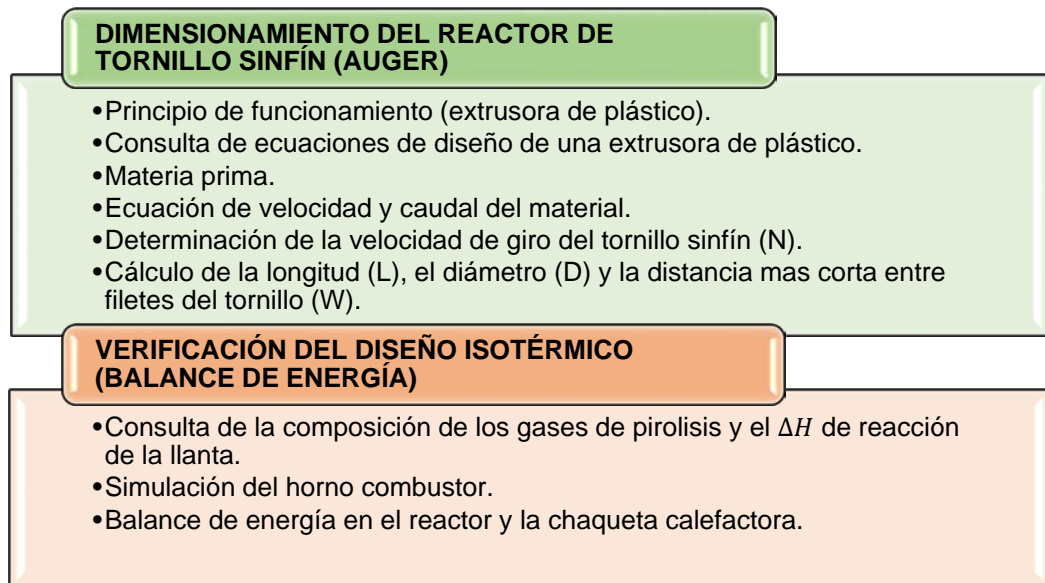
Para el caso de la pirólisis de llantas, el reactor debe ser calentado hasta alcanzar una temperatura entre 400-600°C, rango en el que se completa la degradación de los diferentes polímeros que conforman la llanta [12]. Al final del proceso se obtienen tres fases: gas, líquido y sólido. Los productos sólidos y

líquidos se recuperan para uso de combustible, y la fracción de gas puede ser alimentada a un horno de combustión para obtener gases calientes que pueden ser usados, por ejemplo, para el calentamiento del mismo reactor, contribuyendo en el diseño de una alternativa rentable y térmicamente integrada [15].

1. METODOLOGÍA

A continuación, se describe la metodología utilizada para el desarrollo de este estudio.

Figura 1. Metodología desarrollada para el trabajo de investigación.



1.1. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR AUGER

El principio de funcionamiento del reactor Auger es básicamente el mismo de una extrusora [11]. Inicialmente se consultaron las ecuaciones de diseño del equipo de extrusión y se determinaron las características de la materia prima (estado, composición, tamaño de partícula, etc.). Se definió como base de cálculo la demanda de combustible de los vehículos (carros y camionetas) de la Universidad Industrial de Santander (80 gal/mes, 4,8 kg/h aprox. de combustible [17]).

Seguido a esto, se planteó el balance de cantidad de movimiento para la llanta triturada que ingresa al reactor, con el fin de obtener las ecuaciones de velocidad

y caudal del material para empezar el dimensionamiento. A partir de un arreglo matemático fue posible relacionar la velocidad angular del tornillo a la longitud (L), el diámetro del husillo (D) y el tiempo de residencia del reactor; necesarios para la determinación de la velocidad y el caudal de alimentación.

Los valores de L/D están definidos teóricamente por rangos que varían según sean las características de la alimentación [18]. Por otro lado, el tiempo de residencia corresponde al periodo necesario para que la etapa de reacción más lenta se lleve a cabo. Para la determinación de la etapa limitante, se plantearon las ecuaciones de continuidad de cada componente dando lugar a un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias, el cual se resolvió usando el método de Runge-Kutta de cuarto orden en Matlab (siguiendo el algoritmo planteado en el **ANEXO A**). El mecanismo y la cinética de reacción de la pirólisis de llanta utilizados en este estudio corresponden a los desarrollados por el grupo INTERFASE y detallados por Cely [12].

Una vez identificada la etapa limitante, se procedió a determinar el tiempo de residencia en el reactor Auger. Se realizaron cálculos a diferentes temperaturas de operación dentro del rango máximo de obtención de rendimiento de líquidos (533-600°C [13]). Los tiempos obtenidos se utilizaron para calcular la velocidad de giro, el diámetro y la longitud del tornillo. Finalmente, se realizó el dimensionamiento del equipo siguiendo ciertas ecuaciones planteadas en la literatura para reactores Auger en procesos de pirólisis [11].

1.2. VERIFICACIÓN DEL DISEÑO ISOTÉRMICO (BALANCE DE ENERGÍA)

Con el objetivo de determinar si es posible realizar el calentamiento del reactor usando gases de combustión producidos a partir de los gases de pirólisis que salen del mismo y mantener el sistema isotérmico, se realizó el balance de

energía en el reactor relacionando el requerimiento energético del proceso para dar lugar a las reacciones y la energía aportada por los gases de combustión.

Inicialmente se planteó la ecuación general de energía que luego se especificó para cada caso (reactor y chaqueta) según las consideraciones que dieron lugar. Se consultaron los datos necesarios para el cálculo de la energía: entalpías de reacción, concentración de los gases de pirólisis, capacidad calorífica de los compuestos y composición de los gases producidos en la combustión; estos últimos datos se obtuvieron mediante la simulación en ASPEN HYSYS V8.6 de la combustión completa de los gases de pirólisis. Finalmente, se comprobó si el diseño cumplía con la consideración planteada: operación isotérmica.

2. RESULTADOS: PRESENTACIÓN, ANÁLISIS Y DISCUSIÓN

2.1. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR AUGER

2.1.1. Materia prima. En este proyecto se realiza el diseño de un reactor a escala piloto que posee dimensiones mayores respecto a los reactores a escala laboratorio; por esta razón, el tamaño de partícula ingresado debe ser mayor para evitar una aglomeración de llanta en el sistema de alimentación (tolva) que impida el flujo constante por el tornillo. Entre los tamaños ofrecidos por la única trituradora presente en la zona metropolitana, el mayor es 0,0937 in (2,4mm) que se tomará como referencia para este diseño. La densidad aparente evaluada previamente para este tamaño es aproximadamente 343 kg/m³ [7]. En el diseño del reactor se utiliza la densidad aparente con el fin de tener en cuenta la porosidad del material triturado y su constitución heterogénea. La composición del caucho de llanta fue reportada con anterioridad por Acosta *et al.* [13], ésta y la masa molecular de cada componente se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1. Composición y masa molar de los componentes principales del caucho de llanta [13].

Componente de la llanta	Composición (Y) [%peso]	Masa molecular (M) [g/mol]
NR	50,05 ± 2,07	66,104
BR	14,72 ± 0,125	104,14
SBR**	1,44 ± 2,195	-
Negro de Humo + aditivos	33,79*	

*Calculado por diferencia

** SBR compuesto por 1,07%p de BR y 0,35%p de SR (M=52,076g/mol)

2.1.2. Balances de masa. Como se menciona en el **ANEXO B** (descripción del proceso) se tomó como base de cálculo la demanda de combustible de los vehículos de la Universidad Industrial de Santander (4,8 kg/h) [17]. A partir de esto, se plantean los balances de masa necesarios para conocer el flujo de llanta triturada que ingresa al reactor, partiendo de los datos mostrados a continuación.

Rendimiento de aceite (L) [7]	$y_L = 0,526$
Rendimiento de sólido (S) [7]	$y_S = 0,395$
Reciclo del gas no condensable (R) [16]	$R = 0,016$

Conocidos los rendimientos de aceite y de sólido, se calcula el rendimiento de gas (G) a partir de las ecuaciones 1 y 2. La Tabla 2 muestra los balances resultantes.

$$y_G = 1 - y_L - y_S \quad (1)$$

$$y_S = 1 - 0,526 - 0,395 = 0,079 \quad (2)$$

Tabla 2. Balances de masa en el proceso de pirólisis de caucho de llanta usada.

	Balance de aceite	Balance de gas	Balance de material carbonizado
En el reactor	$F_L^2 = y_L F^1$	$F_G^2 = y_G F^1 + F^8$	$F^3 = y_S F^1$
En el sistema de condensación	$F^5 = F_L^2$	$F^4 = F_G^2$	
En el sistema de reciclo		$F^4 = F^6 + F^8$	

A partir de F^5 (4,8 kg/h) y los datos de rendimiento y reciclo, se resuelven las ecuaciones anteriores. La Tabla 3 muestra el consolidado de los cálculos realizados.

Tabla 3. Cálculo de los flujos másicos del proceso de pirólisis tomando como base de cálculo de 4,8 kg/h de caucho de llanta en la alimentación.

Corriente	Flujo másico [kg/h]
F^1	9,13
F_L^2	4,80
F_G^2	0,87
F^3	3,60
F^4	0,87
F^5	4,80
F^6	0,73
F^8	0,15

El reactor se dimensiona de manera que el flujo de diseño corresponda a una capacidad del 70% del mismo. En esas condiciones, la capacidad de 100% es de 13 kg/h de alimentación; valor que se usará para el cálculo de las especificaciones geométricas del reactor.

Conocidos los valores de la composición de la llanta, la densidad aparente, la masa molecular de cada caucho y el flujo másico de diseño, se calculan las concentraciones iniciales de cada componente de la llanta utilizando la ecuación 3. Los resultados se presentan en la Tabla 4.

$$C_{i0} = \frac{\dot{N}_i^1}{Q_T} \quad (3)$$

Donde, $\dot{N}_i^1 = \frac{F_i^1}{PM_i}$ y $Q_T = \frac{F_i^1}{\rho_{ap}}$

C_{i0} : Concentración inicial del componente (i) (NR, BR, SR) [mol/m³].

\dot{N}_i^1 : Flujo molar del componente (i) que ingresa al reactor [mol/min].

F_i^1 : Flujo másico del componente (i) que ingresa al reactor [kg/min].

PM_i : Masa molar del componente (i) [kg/mol].

Q_T : Caudal total de la llanta [m³/min].

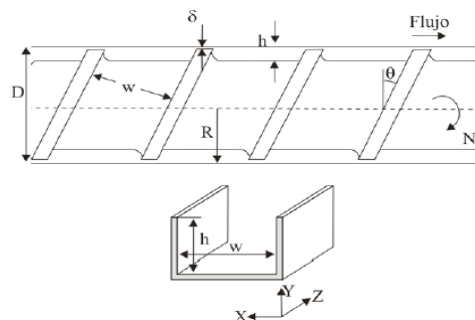
ρ_{ap} : Densidad aparente de la llanta [kg/m³].

Tabla 4. Caudal, flujos molares y concentración inicial de NR, BR y SR.

Componente	F_i^1 [kg/min]	ρ_{ap} [kg/m ³]	Q_T [m ³ /min]	\dot{N}_i^1 [mol/min]	C_{i0} [mol/m ³]
NR	0,11	343	6,32E-04	1,62	2566,38
BR	0,03			0,32	513,81
SR	7,58E-04			0,01	23,05

2.1.3. Ecuación de velocidad de flujo del material. En la Figura 2 se muestra el diagrama del tornillo que compone el reactor junto con el sistema de coordenadas y la nomenclatura determinada para el análisis del movimiento del material a través del mismo.

Figura 2. Sistema de coordenadas.



Fuente: BELTRÁN, M., MARCILLA, A. Tecnología de polímeros. Publicaciones Universidad de Alicante

D y R corresponden al diámetro y radio del tornillo respectivamente, θ es el ángulo marcado entre el filete y la vertical y δ es la distancia entre el cilindro y el filete. El tornillo gira a N revoluciones y posee canales de sección rectangular

con profundidad h y ancho w . La determinación de las ecuaciones que describen el movimiento del material en el canal del tornillo, se hace bajo una serie de suposiciones expuestas a continuación:

- Coordenadas rectangulares.
- El canal del tornillo se encuentra “desenrollado” y su sección es rectangular.
- El sistema de referencia se mueve con el tornillo; es decir, el material es arrastrado por el movimiento del cilindro sobre el canal del tornillo.
- El cilindro es de superficie plana y gira con velocidad angular constante.
- El material tiene un comportamiento newtoniano e incompresible.
- Régimen estacionario (proceso continuo).
- Flujo isoterma.
- Estado estable.
- Flujo uniforme.

Ecuación de cantidad de movimiento. Las partículas del fluido describen un movimiento complejo dentro del canal del tornillo, pero solo la componente Z de la velocidad (V_z) es responsable de su desplazamiento a través del mismo debido al arrastre provocado por el movimiento de la superficie del cilindro que lo encierra. En dirección del eje X la velocidad contribuye al mezclado del fluido y la transmisión de calor, pero no es causa del flujo a lo largo del canal. Por lo anterior, solo existe velocidad en dirección Z ($V_z=V(x, y, z)$).

El reactor de tornillo funciona de manera similar a la extrusora de polímeros, difieren en la ausencia de reacciones químicas y el cambio de presión debido a la boquilla de salida presente en la misma, pero la zona de tornillo en los dos equipos es la misma, la velocidad de desplazamiento del material a lo largo de la extrusora no depende de la dirección Z [19] y aunque el reactor da lugar a gases que podrían causar el cambio de velocidad en esta dirección, la conversión a gases en la pirólisis de llanta no supera el 10% [7] manteniéndose

en muy baja concentración con respecto al gas inerte presente. Por esta razón, se considera que $V_z(z)$ es constante en todo el canal (Ecuación 4)

$$\frac{dV_z}{dz} = 0 \quad (4)$$

Sabiendo que V_x y V_y son nulas, a continuación se plantea la ecuación de cantidad de movimiento [20] en la dirección del eje Z.

$$\rho \left(\frac{\partial V_z}{\partial t} + V_x \frac{\partial V_z}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_z}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial z^2} \right) + \rho g_z \quad (5)$$

Luego de analizar la ecuación 5 (**ANEXO C**) teniendo en cuenta que no existe cambio de presión a lo largo del reactor y que la componente de la gravedad que influye sobre el mismo es despreciable, se concluye que la velocidad flujo del material es directamente proporcional a la velocidad axial del tornillo al interior del reactor como se muestra en la ecuación 6.

$$V_z = \frac{V}{h} y \quad (6)$$

Determinación del caudal. El caudal del fluido puede calcularse como el producto de la velocidad del mismo por la sección del canal del tornillo ($w \cdot h$). Partiendo de la ecuación 6, se integra el producto de la velocidad por el ancho del canal entre los límites de $y=0$ y $y=h$ correspondientes a su altura.

$$Q = \int_0^h \frac{wV y}{h} dy = \frac{wV h}{2} \quad (7)$$

El desarrollo de esta ecuación se presenta en detalle en el **ANEXO C** donde se expresa el resultado de la integral en función de las dimensiones y las componentes de la velocidad del tornillo en términos de N, dando lugar a la

ecuación de una recta creciente que representa el caudal (Q) en función de la velocidad de giro (N) del mismo (Ecuación 8).

$$Q = \frac{\pi^2 D^2 N h \sin\theta \cos\theta}{2} \quad (8)$$

2.1.4. Determinación de la velocidad de giro del tornillo sinfín (N). La velocidad de giro puede calcularse a partir de la ecuación 8. En este caso, no se dispone del diámetro y se hace necesario expresar la velocidad en función de otras variables conocidas. El tiempo de residencia de un material dentro del reactor Auger consiste en el tiempo que tarda un sólido en recorrer todo el tornillo y está relacionado con su longitud y velocidad de giro. La ecuación que representa dicha relación, es la siguiente [11]:

$$\tau = \frac{L}{\dot{t} N} \quad (9)$$

Donde (L/t) corresponde al número de filetes totales en el tornillo. Los tornillos de hélice continua, paso igual al diámetro (t=D), son usados normalmente para el transporte de sólidos; ideales para tiempos de residencia medios y longitudes cortas. Teniendo en cuenta esta consideración:

$$\tau = \frac{L}{D N} \quad (10)$$

Los tornillos varían según la extrusora y el material que se trata en ellas; para el plástico, por ejemplo, generalmente se utilizan tornillos con razón largo/diámetro entre 20 y 32 [11], pero en el caso del caucho o goma los valores oscilan entre 5 y 20 [18]. Conocida esta relación para el caucho de las llantas, las tres incógnitas de la ecuación 10 para el cálculo de la velocidad de giro del tornillo se reducen a una (el tiempo de residencia).

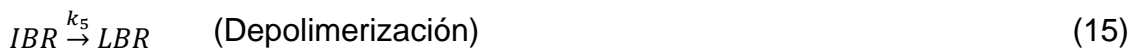
2.1.5. Tiempo de residencia en el Reactor Auger. El cálculo del tiempo de residencia de la llanta triturada dentro del reactor se lleva a cabo en dos partes. En la primera se realiza la identificación de la etapa de reacción más lenta (etapa determinante), puesto que esta limita el proceso. Para conocer la etapa determinante se considera un reactor discontinuo debido a su facilidad de análisis, teniendo en cuenta que las cinéticas de reacción son totalmente independientes del tipo de reactor que se utilice. Finalmente, se plantea una base de cálculo y se realizan las operaciones necesarias. En la segunda parte, se plantea la ecuación de continuidad para los compuestos presentes en la etapa conocida anteriormente, con el fin de calcular el tiempo de residencia en el reactor Auger objeto de este proyecto.

Determinación de la etapa determinante de la reacción. El mecanismo y la cinética de reacción de la pirólisis de llanta utilizados en este estudio corresponden a los desarrollados por el grupo INTERFASE y detallados en Cely [12]. El mecanismo de reacción se basa en la pirólisis de los tres componentes poliméricos mayoritarios de la llanta; caucho natural (NR), butadieno (BR) y estireno-butadieno (SBR). En el **ANEXO D** se muestra en detalle el mecanismo de reacción implementado.

De acuerdo con Cely, la pirólisis de NR se realiza en tres etapas; la primera de ellas asociada a la reacción de entrecruzamiento y ciclización, la segunda a la depolimerización y la tercera etapa al craqueo. Donde INR corresponden a los intermedios de reacción, LNR los líquidos



Las etapas de reacción del BR son similares a las del NR, el mecanismo está constituido por una primera etapa asociada a la reacción de entrecruzamiento y ciclización, y una etapa final de depolimerización. Donde IBR corresponden a los intermedios de reacción y LBR los líquidos producidos.



Por último, en el caso del SBR la contribución del butadieno en la producción de combustible, es mayor respecto a la del estireno, dado que la cantidad de SR dentro de este polímero es pequeña (25%) [21, 22].

Así, en el mecanismo de reacción para el SBR se consideran las dos etapas planteadas para el butadieno (depolimerización y ciclización) más una etapa de depolimerización del SR, ecuación 16. Donde LSR corresponden a los líquidos producidos



La Tabla 5 presenta los datos reportados por Cely [12] de los parámetros cinéticos asociados. Utilizando la ecuación de diseño para reactores discontinuos y reacciones de orden n (Ecuación 17) se determinó que la reacción de depolimerización del BR (Ecuación 15) toma más tiempo en completarse, por lo tanto, ésta es la etapa determinante del proceso. El **ANEXO E** presenta los detalles del cálculo realizado; para efectos de cálculo se considera una conversión de 90%.

$$\left(\frac{1}{(n-1) * C_i^{n-1}} \right) - \left(\frac{1}{(n-1) * C_{i0}^{n-1}} \right) = k_n * t \quad (17)$$

Tabla 5. Energías de activación, factores pre-exponenciales y orden de reacción de las muestras de caucho obtenidos del análisis DSC [12].

CAUCHO	E _a [kJ/mol]	k ₀	n
NR			
NR-Ciclización	217,33	6,97E+12	1,77
NR-depolimerización	589,73	3,69E+34	1,90
NR-Craqueo	333,13	9,99E+19	1,32
BR			
BR-Ciclización	228,88	4,01E+13	1,25
BR-depolimerización	295,81	1,07E+17	0,94
SR			
SR-Depolimerización	313,15	2,48E+20	1,83

Determinación tiempo de residencia. Debido al tamaño reducido de las partículas del caucho de llanta (2,5 mm aprox.) se desprecian las limitaciones difusionales (de masa y temperatura) al interior del grano. Además, el flujo del material se considera en estado estable y la velocidad en las direcciones X y Y es nula. La ecuación de continuidad para el componente (i) se reduce a la ecuación 18:

$$\rho \left(V_z \frac{dW_i}{dz} \right) = V_z \frac{dC_i}{dz} = r_i \quad (18)$$

La velocidad (V_z) y el flujo (Q) del material a lo largo del reactor son constantes; entonces:

$$V_z = \frac{Q}{A}$$

Donde: $A = \frac{dv}{dz}$ y $Q = \frac{dv}{dt}$

Finalmente, la ecuación de continuidad para un compuesto i dentro del reactor se expresa como:

$$\frac{dC_i}{dt} = r_i \quad (19)$$

La longitud del tornillo está directamente relacionada con el tiempo de residencia del material en el reactor; por lo tanto, debe calcularse a partir del tiempo que tarda en llevarse a cabo la reacción más lenta; esta reacción se conoce como etapa determinante y en este caso corresponde a la depolimerización del butadieno BR (Ver ecuaciones 15).

Tabla 6. Leyes de velocidad para la pirólisis de BR.

COMPUESTO	LEY DE VELOCIDAD
BR	$r_{BR} = -k_4 C_{BR}^{n_4}$
IBR	$r_{IBR} = k_4 C_{BR}^{n_4} - k_5 C_{IBR}^{n_5}$
LBR	$r_{LBR} = k_5 C_{IBR}^{n_5}$
ORDEN DE REACCIÓN	
$n_4 = 1,25$ [12]	$n_5 = 0,94$ [12]

A partir de la ecuación 19 y las leyes de velocidad expuestas en la Tabla 6, se plantea un sistema de tres ecuaciones diferenciales no lineales (Ecuaciones 20, 21 y 22). Los tiempos de residencia obtenidos para diferentes conversiones de IB y temperaturas de operación se encuentran en la Tabla 7.

$$\frac{dC_{BR}}{d\tau} = -k_4 C_{BR}^{1,25} \quad (20)$$

$$\frac{dC_{IBR}}{d\tau} = k_4 C_{BR}^{1,25} - k_5 C_{IBR}^{0,94} \quad (21)$$

$$\frac{dC_{LBR}}{d\tau} = k_5 C_{IBR}^{0,94} \quad (22)$$

Según los resultados obtenidos (Tabla 7), el periodo de permanencia de la llanta en el reactor debe aumentar para obtener mayor cantidad de condensables; sin embargo, si se aumenta la temperatura de operación se puede producir la misma cantidad de líquido en un periodo más corto. Por esta razón, es importante determinar las condiciones de operación que proporcionen el mejor rendimiento manteniendo la rentabilidad del proceso. El costo energético de los procesos industriales representa entre el 25% y 50% de los costos totales de producción

[23] debido a esto, el consumo acertado de energía permite a las empresas alcanzar mayor productividad y competitividad.

Tabla 7. Tiempos de residencia calculados para un reactor Auger en función de la conversión de IBR.

Conv. IBR [%]	BR		IBR		LBR		Tiempo de residencia [min]
	C_i [$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$]	C_f [$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$]	C_i [$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$]	C_f [$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$]	C_i [$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$]	C_f [$\frac{\text{mol}}{\text{m}^3}$]	
Temperatura de simulación [°C]: 540							
98	513,81	9,94E-05	0,00	9,15	0,00	504,69	8,28
95		2,44E-04		22,87		490,93	6,58
90		5,94E-04		45,72		468,09	5,24
Temperatura de simulación [°C]: 560							
98	513,81	2,45E-04	0,00	8,97	0,00	504,84	2,92
95		5,94E-04		22,41		491,39	2,32
90		1,43E-03		44,83		468,98	1,85
Temperatura de simulación [°C]: 580							
98	513,81	5,76E-04	0,00	8,78	0,00	505,03	1,08
95		1,37E-03		21,95		491,86	0,86
90		3,24E-03		43,88		469,93	0,69
Temperatura de simulación [°C]: 600							
98	513,808	1,29E-03	0,00	8,58	0,00	505,23	0,42
95		3,02E-03		21,95		492,36	0,33
90		6,99E-03		42,93		470,87	0,27

Durante los tres primeros incrementos en la temperatura de operación (540°C, 560°C y 580°C) se alcanzan disminuciones significativas en el tiempo de residencia de la llanta, pero en el cambio de 580°C a 600°C la diferencia entre los tiempos para cada valor de conversión es muy pequeña y no justifica el gasto energético necesario para aumentar la temperatura de operación a 600°C. Otra variable importante que se debe tener en cuenta para la selección de las condiciones de operación es la longitud del tornillo; las extrusoras más comunes están constituidas por husillos con un diámetro entre 0,025-0,25 m y de un largo

de hasta 40D [24] por esta razón, la mayoría de tornillos comercializados poseen diámetros entre 0,018-0,4 m y longitudes desde 24D hasta 40D [25]. En la Tabla 8 se adjuntan los valores para el diámetro (D), velocidad de giro (N) y longitud del tornillo (L) determinados para las temperaturas y composiciones de la Tabla 7 a partir de los valores de tiempo reportados en ella.

El cálculo del D, N y L se realiza a partir de la ecuación 8 despejada para el diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{2Q}{\pi^2 N h \sin\theta \cos\theta}} \quad (23)$$

El caudal de alimentación al reactor está determinado y reportado en la Tabla 4, N se calcula a partir de la ecuación 10, los tiempos reportados en la Tabla 7 y las relaciones de L/D mencionadas anteriormente. El valor de h es muy importante en los procesos de extrusión debido a que gracias a él se altera la presión del sistema; sin embargo, en el reactor Auger la presión no es un parámetro relevante, por lo cual la profundidad del canal se asigna como la distancia mínima para que una partícula de la alimentación entre cómodamente (0,0025 m) y la transferencia de calor desde el barril sea más rápida [11]. El ángulo θ se define matemáticamente como [11]:

$$\theta = \tan^{-1}\left(\frac{t}{\pi D}\right) \quad (24)$$

Según lo mencionado anteriormente, en tornillos de hélice continua $t=D$, entonces:

$$\theta = 17,65^\circ \quad (25)$$

Conocidas todas las variables, se determina el diámetro del tornillo a partir de la ecuación 23 y la longitud del mismo con las relaciones L/D; los resultados se presentan en la Tabla 8.

Tabla 8. Longitud del tornillo en función de L/D.

TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 540°C									
L/D	Conversión de IBR [%]								
	98			95			90		
	N [RPM]	D [m]	L [m]	N [RPM]	D [m]	L [m]	N [RPM]	D [m]	L [m]
15	1,81	0,31	4,69	2,28	0,28	4,18	2,86	0,25	3,73
16	1,93	0,30	4,84	2,43	0,27	4,32	3,06	0,24	3,85
17	2,05	0,29	4,99	2,58	0,26	4,45	3,25	0,23	3,97
18	2,17	0,29	5,14	2,73	0,25	4,58	3,44	0,23	4,09
19	2,29	0,28	5,28	2,89	0,25	4,71	3,63	0,22	4,20
20	2,41	0,27	5,42	3,04	0,24	4,83	3,82	0,21	4,31
TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 560°C									
	Conversión de IBR [%]								
	98			95			90		
	N [RPM]	D [m]	L [m]	N [RPM]	D [m]	L [m]	N [RPM]	D [m]	L [m]
15	5,15	0,19	2,78	6,46	0,17	2,48	8,11	0,15	2,22
16	5,49	0,18	2,87	6,89	0,16	2,56	8,65	0,14	2,29
17	5,83	0,17	2,96	7,32	0,16	2,64	9,19	0,14	2,36
18	6,18	0,17	3,05	7,76	0,15	2,72	9,73	0,13	2,43
19	6,52	0,16	3,13	8,19	0,15	2,79	10,27	0,13	2,49
20	6,86	0,16	3,21	8,62	0,14	2,87	10,81	0,13	2,56
TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 580°C									
	Conversión de IBR [%]								
	98			95			90		
	N [RPM]	D [m]	L [m]	N [RPM]	D [m]	L [m]	N [RPM]	D [m]	L [m]
15	13,91	0,11	1,69	17,43	0,10	1,51	21,82	0,09	1,35
16	14,84	0,11	1,75	18,60	0,10	1,56	23,27	0,09	1,40
17	15,77	0,11	1,80	19,76	0,09	1,61	24,73	0,08	1,44
18	16,69	0,10	1,85	20,92	0,09	1,66	26,18	0,08	1,48
19	17,62	0,10	1,90	22,08	0,09	1,70	27,64	0,08	1,52
20	18,55	0,10	1,95	23,25	0,09	1,75	29,09	0,08	1,56
TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 600°C									
	Conversión de IBR [%]								
	98			95			90		
	N [RPM]	D [m]	L [m]	N [RPM]	D [m]	L [m]	N [RPM]	D [m]	L [m]
15	35,88	0,07	1,05	44,86	0,06	0,94	56,00	0,06	0,84
16	38,28	0,07	1,09	47,86	0,06	0,97	59,74	0,05	0,87
17	40,67	0,07	1,12	50,85	0,06	1,00	63,47	0,05	0,90
18	43,06	0,06	1,15	53,84	0,06	1,03	67,21	0,05	0,92
19	45,45	0,06	1,19	56,83	0,06	1,06	70,94	0,05	0,95
20	47,85	0,06	1,22	59,82	0,05	1,09	74,67	0,05	0,97

El comportamiento de las longitudes del tornillo en función de las temperaturas y conversiones es similar al del tiempo de residencia respecto a las mismas; es decir, si la longitud del tornillo aumenta, se logran concentraciones más altas de condensables al final del proceso, pero si la temperatura incrementa su magnitud, se puede obtener la misma cantidad de líquido con longitudes más cortas. Al igual que el tiempo, la longitud tiene disminuciones significativas (entre 1 y 2 metros) para las primeras tres temperaturas (540°C, 560°C y 580°C); sin embargo, la diferencia en las longitudes del tornillo para 580°C y 600°C es muy baja (menor a 0,5 m). Complementando estas conclusiones con las obtenidas anteriormente para el tiempo de residencia, se decide seleccionar la temperatura de 580°C para la operación del reactor, dado que hasta esta temperatura existe un equilibrio entre el periodo de reacción, la longitud del tornillo y el requerimiento energético del proceso.

La pirólisis de llantas requiere grandes cantidades de energía para alcanzar la temperatura óptima del proceso; por esta razón, se deben utilizar reactores de longitudes cortas que permitan mayor transferencia de calor al material y mantengan la temperatura dentro de los límites necesarios [18]. Además, las dimensiones pequeñas del tornillo dan lugar a tamaños de paso menores que aumentan el área de contacto entre la llanta y los gases que circulan dentro de la chaqueta, reduciendo el costo energético de la producción; en base a lo anterior, se diseña el tornillo con longitud igual a 15D.

El último parámetro a definir es la conversión deseada del reactivo en la etapa determinante. La conversión en el reactor puede manipularse con la velocidad de giro del tornillo o el cambio en la temperatura de calentamiento del reactor; debido a esto, se decide seleccionar las dimensiones del husillo que proporcionan un rango de operación más amplio; es decir, las longitudes correspondientes a la conversión del 90%.

Existen otras variables importantes en el diseño del reactor Auger que dependen de los parámetros determinados en esta sección. Los cálculos se adjuntan en el **ANEXO F** y los resultados se presentan en la Tabla 9.

Tabla 9. Dimensiones del reactor.

Velocidad de giro del tornillo (N) [RPM]	21,82
Profundidad del canal (h) [m]	2,50E-03
Tiempo de residencia (τ) [min]	0,69
Ancho del canal (w) [m]	0,08
Número de filetes	15,00
Velocidad axial del tornillo (V) [m/s]	1,97
Tolerancia entre el cilindro y el tornillo (δ) [m]	2,00E-04
Espesor del filete (e) [m]	0,01
Ángulo entre el filete y la vertical (θ) [°]	17,65
Paso del tornillo (t) [m]	0,09
Diámetro de tornillo (D) [m]	0,09
Longitud del tornillo (L) [m]	1,35
Volumen de reacción (V_{RXN}) [m ³]	0,03

2.2. VERIFICACIÓN DEL DISEÑO ISOTÉRMICO (BALANCE DE ENERGÍA)

Teniendo en cuenta la suposición de operación isotérmica mediante el calentamiento del reactor con los gases producidos a partir de la combustión de los no condensables; se plantea un balance de energía en el reactor y otro en la chaqueta de calentamiento de éste, para verificar la veracidad de dicha suposición.

2.2.1. Balance de energía en el reactor. Para la determinación del balance de energía se supone que el canal del tornillo se encuentra “desenrollado” y su sección es rectangular. La ecuación correspondiente a dicho balance en coordenadas cartesianas (x, y, z) se plantea a continuación.

$$\sum_i \rho_i C_{pi} \left(\frac{\partial T}{\partial t} + v_x \frac{\partial T}{\partial x} + v_y \frac{\partial T}{\partial y} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \sum_j (-\Delta H_j) r_j + k \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + q \quad (26)$$

Se considera el flujo de caucho de llanta triturada en estado estable y en dirección de la componente Z de la velocidad (V_z) como se mencionó en la sección 2.1.3.; por lo tanto, no existen cambios de temperatura en el tiempo y la velocidad del fluido en las direcciones X y Y es nula ($V_x=0$ y $V_y=0$). La pirólisis de llanta es un proceso endotérmico [16] que requiere energía para su desarrollo, en este caso el calor es proporcionado al material desde la chaqueta que encierra el reactor, donde fluyen los gases de combustión a altas temperaturas y elevado contenido energético; debido a esto, el término conductivo de la ecuación 26 toma valores despreciables respecto al convectivo. De acuerdo a lo anterior, multiplicando toda la ecuación 26 por el área transversal del canal y considerando el reactor isotérmico, el balance de energía se reduce a:

$$A(\Delta H_{TR})r_{TR} = Q_{chaq.} \quad (27)$$

Del balance de masa molar de la llanta en un volumen ΔV del reactor, se sabe que:

$$r_{TR} = \left(\frac{1}{A}\right) \left(\frac{d\dot{N}_{TR}}{dz}\right)$$

Entonces:

$$\frac{d\dot{N}_{TR}}{dz} (\Delta H_{TR}) = Q_{chaq.} \quad (28)$$

2.2.2. Balance de energía en la chaqueta. Para la chaqueta se plantea el balance de energía en coordenadas cilíndricas.

$$\sum_i \rho_i C_{pi} \left(\frac{\partial T}{\partial t} + v_r \frac{\partial T}{\partial r} + \frac{v_\theta}{r} \frac{\partial T}{\partial \theta} + v_z \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \sum_j (-\Delta H_j) r_j + k \left(\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left(r \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \frac{1}{r^2} \frac{\partial^2 T}{\partial \theta^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right) + q \quad (29)$$

El flujo de gases de combustión que ingresa a la chaqueta del reactor también se considera en estado estable, transfiere energía al reactor pero no reacciona. Esta transferencia de calor se logra gracias al flujo constante de los gases de pirólisis a lo largo de la chaqueta. El cambio de temperatura es significativo sobre

la componente Z del plano; sin embargo, en dirección radial es insignificante debido a la marcada diferencia entre estas dimensiones ($L/D = 15$). El flujo de los gases se debe a la componente Z de la velocidad (V_z) y la transferencia de calor por conducción se desprecia. Por tales motivos, multiplicando la ecuación 29 por el área transversal de la chaqueta:

$$\sum_i \dot{m}_i C_{pi} \left(\frac{dT}{dz} \right) = Q_{chaq} \quad (30)$$

Teniendo en cuenta los componentes del gas de pirólisis [10] y considerando la combustión completa de los mismos, se determinan los gases de combustión resultantes: CO_2 , N_2 , O_2 , SO_2 y H_2O . Reemplazando los componentes mencionados en el término izquierdo de la ecuación 30:

$$\dot{N}_{Gas\ comb.} (C_{p\ CO_2} + C_{p\ H_2O} + C_{p\ N_2} + C_{p\ O_2} + C_{p\ SO_2}) \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right) = Q_{chaq}. \quad (31)$$

Igualando las ecuaciones 28 y 31, se calcula la temperatura de salida en la chaqueta del gas de combustión con el fin de conocer las condiciones de dicha corriente y corroborar la operación isotérmica del reactor.

$$\dot{N}_{Gas\ comb.} (C_{p\ CO_2} + C_{p\ H_2O} + C_{p\ N_2} + C_{p\ O_2} + C_{p\ SO_2}) \left(\frac{\partial T}{\partial z} \right) = \left(\frac{\partial \dot{N}_{TR}}{\partial z} \right) (\Delta H_{TR}) \quad (32)$$

El flujo molar del gas de combustión (0,1536 mol/s) se determinó mediante la simulación en ASPEN HYSYS V8.6 de la combustión completa de los gases de pirólisis (**ANEXO G**), la entalpía de reacción de la llanta se encontró de 907,1 [J/g] (44946,43 J/mol) reportada por Martínez *et al.* [8] a una temperatura de 550°C y la capacidad calorífica en función de la temperatura del gas de combustión se calculó en el **ANEXO H**.

Lo mencionado anteriormente se reemplaza en la ecuación 32 y se integra a ambos lados de la igualdad; el lado izquierdo desde la temperatura de entrada del gas de combustión a la chaqueta ($T_{ec}=900^\circ C$), hasta una temperatura de salida de la chaqueta (T_{sc}) después de la transferencia de calor y el lado derecho

desde el flujo molar de entrada al reactor de los componente que reaccionan de la llanta (\dot{N}_{eTRr}), 2,11E-02 [mol/s] (**ANEXO H**), hasta el flujo molar de salida de los mismos que no reaccionó (\dot{N}_{sTRr}), 3,26E-07 [mol/s] (**ANEXO H**).

$$0,1536 * [(28,97 + 2,97 * 10^{-3}T + 47240,23T^{-2})]_{T_{ec}}^{T_{sc}} = 44946,43 * [N_{TR}]_{N_{eTRr}}^{N_{sTRr}} \quad (33)$$

Al sustituir los datos y hacer las operaciones necesarias para expresar la ecuación en función de la temperatura de salida del gas de combustión de la chaqueta (T_{sc}), se resuelve la ecuación 34 y se determina dicho valor.

$$0,1536 * (28,97T_{sc} + 2,97 * 10^{-3}T_{sc}^2 + 47240,23T_{sc}^{-1} - 38109,95) = -948,75 \quad (34)$$

$$T_{sc} = 994,19 K$$

Teniendo en cuenta la temperatura calculada a la salida de la chaqueta del gas de combustión, se concluye que sí es posible mantener el sistema isotérmico mediante la transferencia de calor que realiza dicho gas; sin embargo, no es posible liberar este flujo a 721,19°C porque supera el límite establecido por el ministerio de ambiente, vivienda y desarrollo territorial por medio de la Resolución 909 de 2008, el cual menciona que la temperatura de los gases de salida de las cámaras de poscombustión debe ser inferior a 250°C [26]. Debido a esto, se debe plantear alternativas para disminuir dicha temperatura como aumentar el reciclo e instalar una purga o utilizar la corriente de salida de la chaqueta para proporcionar energía a otras corrientes antes de su liberación al ambiente.

3. CONCLUSIONES

La etapa determinante de la pirolisis corresponde a la depolimerización del IBR y marca el tiempo de residencia del material en el reactor; este periodo puede disminuirse aumentando la temperatura de operación y la velocidad de giro del tornillo.

Las condiciones de operación adecuadas, según resultados del diseños para una alimentación de caucho de llanta triturada de 13 kg/h (2,5mm de tamaño de partícula), son una temperatura de 580°C y presión de 1bar(g), tiempo de residencia de 0,69 minutos. Para estas condiciones de operación, el tornillo del reactor corresponde a un husillo de hélice continua (paso cuadrado) con 0,09m de diámetro y 1,35m de largo.

El calor entregado por los gases de combustión al rector, suplen la energía necesaria para el desarrollo de las reacciones de pirólisis de los compuestos de la llanta dando lugar a la operación isotérmica del mismo; sin embargo, los gases de combustión a la salida de la chaqueta de calentamiento poseen temperatura elevada (Aprox. 721°C) que supera los límites establecidos para la liberación de gases al ambiente (250°C).

4. RECOMENDACIONES

Los gases de combustión a la salida de la chaqueta de calentamiento están a una temperatura elevada (721,19°C) que supera los límites establecidos para la liberación de gases al ambiente (250°C). Por esta razón, se debe buscar una alternativa para disminuir dicha temperatura, ya sea aumentando el reciclo de gases de pirólisis al reactor y agregando una purga al proceso o utilizando la corriente de salida de la chaqueta para proporcionar energía a otras corrientes o equipos del proceso antes de su liberación al ambiente.

CITAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] GUEVARA, L. M. (2008). Evaluación de opciones para la reutilización de llantas en Guatemala. Trabajo de grado, Universidad de San Carlos de Guatemala, Guatemala.

[2] MINISTERIO DE AMBIENTE Y DESARROLLO SOSTENIBLE. Resolución número 1457, 29 de julio de 2010. [Sitio internet] <https://www.minambiente.gov.co/images/AsuntosambientalesySectorialyUrbana/pdf/Programa_posconsumo_existente/RESOLUCION_1457_de_2010_llantas.pdf>. Consultado marzo de 2016.

[3] SECRETRARÍA DISTRITAL DE AMBIENTE. Diagnóstico ambiental sobre el manejo actual de llantas y neumáticos usados generados por el parque automotor de Santa Fe de Bogotá. [Sitio internet] <http://www.ambientebogota.gov.co/c/document_library/get_file?uuid=2b1cb194-bfd7-43d9-9350-11dd98b6f426&groupId=10157>. Consultado marzo de 2016.

[4] EPA (United States Environmental Protection Agency). (1997). Emisiones del aire de la combustión de llantas usadas.

[5] TECHNICAL WORKING GROUP OF THE BASEL CONVENTION WITH SUPPORT INDUSTRY. (2000). Basel convention technical guidelines on the identification and management of used tyres. Switzerland.

[6] CONESA, J.A., FONT, R., FULLANA, A., MARTÍN-, I., ARACIL, I., Gálvez A., MOLTÓ, J., GÓMEZ-RICO, M. F. (2009). Comparison between emissions from the pyrolysis and combustion of different wastes. J. Anal. Appl. Pyrolysis, Vol 84, 95–102.

[7] ACOSTA R. A. (2014). Producción y caracterización de carbones activados obtenidos a partir del caucho de llantas usadas. Tesis de maestría, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

[8] MARTÍNEZ, O., OTERO, M., CALVO, L. F., DÍEZ, C., SÁNCHEZ, M. E., GÓMEZ, X. (2004) Valoración energética de neumáticos fuera de uso. *Mafre Seguridad*, Vol. 93, 43-51

[9] YANG, Y., CHEN, J., ZHAO, G. (2000). Technical advance on the pyrolysis of used tires in china. China-Japan International Academic Symposium, Environmental Problem in Chinese Iron-Steelmaking Industries and Effective Technology Transfer. Sendai, Japan.

[11] GARRIDO P. J. (2013). Diseño e implementación de un reactor continuo para la degradación química de polímeros. Trabajo de grado, Universidad de Chile, Santiago de Chile, Chile.

[10] AYLÓN, E., MURILLO, R., FERNÁNDEZ-COLINO, A., ARANDA, A., GARCÍA, T., CALLEN, M. (2007). Emissions from the combustion of gas-phase products at tyre pyrolysis. *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, Vol. 79: 210–214.

[12] CELY, J. V. (2015). Modelo matemático de la pirólisis intermedia de caucho de llantas en un reactor a lecho fijo. Tesis de maestría, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

[13] ACOSTA, R., TAVERA, C., GAUTHIER-MARADEI, P., & NABARLATZ, D. (2015). Production of Oil and Char by Intermediate Pyrolysis of Scrap Tyres: Influence on Yield and Product Characteristics. *De Gruyter*, 189-200.

[14] BAJU, M., OLAHOVÁ, N. (2011). Thermal conversion of scrap tyres. *Petroleum & coal*, Vol. 53, 98-105.

- [15] AYLÓN, E., FERNÁNDEZ-COLINO, A., Navarro, M. V., Murillo, R., García, T., Mastral, A. M. (2008). Waste Tire Pyrolysis: Comparison between Fixed Bed Reactor and Moving Bed Reactor. *Ind. Eng. Chem. Res*, Vol. 47, 4029–4033.
- [16] MARTINEZ, J. D., MURILLO, R., GARCIA, T., VESES, A. (2013). Demonstration of the waste tire pyrolysis process on pilot scale in a continuous auger reactor. *Journal of Hazardous Materials*, Vol. 261, 637-845.
- [17] MARADEI, M. P., ORDÓÑEZ, G., ACEVEDO, M. C., VERGARA, P. P., REY, J. M., BENAVIDES, O. F. (2013). Diagnóstico y reporte de sostenibilidad Fase I. Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.
- [18] RAUWENDAAL C. (2014). *Polymer Extrusion*. Munich: Hanser Publishers.
- [19] BELTRÁN, M., MARCILLA, A. *Tecnología de polímeros*. Publicaciones Universidad de Alicante.
- [20] BIRD, R. B., STEWART, W. E., LIGHTFOOT, E. N. (2006). *Fenómenos de transporte*. México: Limusa Wiley.
- [21] PARK, S. and GLOYNA E. F. (1997). Statistical study of the liquefaction of used rubber tyre in supercritical water. *Fuel*, Vol. 76, 999-1003.
- [22] THE CALIFORNIA INTEGRATE WASTE MANAGEMENT BOARD (CIWMB). (1996). Effects of waste tires, waste tire facilities, and waste tire projects on the environment. 432-96-029.
- [23] BEGOÑA, M. G. (2010). *Ahorro y gestión eficiente de la energía: guía para la intervención de los trabajadores*.

[24] CIFUENTES R. C. (2011). Diseño de una máquina extrusora para la empresa plastik de occidente. Trabajo de grado, Universidad del Valle, Santiago de Cali.

[25] Comercial ANDEXPORT, Máquinas e insumos para la industria de plástico y el packaging. Extrusoras mono-tornillo [Sitio internet] <http://www.andexport.com/espanol/prod_extrub_maq_monohusillo.php>. Consultado enero de 2016.

[26] MINISTERIO DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL. Resolución número 0909, 5 de junio de 2008. [Sitio internet] <<http://www.alcaldiabogota.gov.co/sisjur/normas/Norma1.jsp?i=31425>>. Consultado enero de 2016.

[27] BABU, B.V., CHAURASIA, A.S. (2004). Dominant design variables in pyrolysis of biomass particles of different geometries in thermally thick regime. Chemical Engineering Science, Vol. 59, 611 – 622.

[28] BABU, B.V., CHAURASIA, A.S. (2003). Modeling for pyrolysis of solid particle: kinetics and heat transfer effects. Energy Conversion and Management, Vol. 44, 2251-2275.

[29] SÁNCHEZ J. (2015). Diseño conceptual planta de pirólisis de llanta de desecho

[30] VECINO, S., GAUTHIER-MARADEI, P., ALVAREZ, P., TARAZONA, S. (2014). Comparative Study of Bio-Oil Production from Sugarcane Bagasse and Palm Empty Fruit Bunch: Yield Optimization and Bio-Oil Characterization. J. Anal. Appl. Pyrol, Vol. 108, 284–294.

[31] AYLÓN, E., MURILLO, R., FERNÁNDEZ-COLINO, A., ARANDA, A., GARCÍA, T., CALLEN, M. (2007). Emissions from the combustion of gas-phase products at tyre pyrolysis. J. Anal. Appl. Pyrolysis, Vol. 79: 210–214.

[32] SMIT, J. M., VAN NESS, H. C., ABBOTT M. M. Introducción a la termodinámica en Ingeniería Química. México D. F.:Mc Graw Hill, 2007. 684 p.

[33] LÓPEZ, I., BORZACCONI, L. (2009). Introducción al diseño de reactores. 6-7 p.

BIBLIOGRAFÍA

ACOSTA FERNANDEZ, Rolando Andrés. Producción y caracterización de carbones activados obtenidos a partir del caucho de llantas usadas. Tesis Maestría en Ingeniería Química. Bucaramanga: Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, 2014.

BIRD, Robert Byron; STEWART, Warren E. y LIGHTFOOT, Edwin N. Fenómenos de transporte. 2ed. México: Limusa Wiley, 2007

CELY VALDERRAMA, Jeniffer Viviana. Modelo matemático de la pirólisis intermedia de caucho de llantas en un reactor a lecho fijo. Tesis Maestría en Ingeniería Química. Bucaramanga: Facultad de Ingenierías Físicoquímicas, Escuela de Ingeniería Química, 2015

GARRIDO SZEGEDI, Pablo Javier. Diseño e implementación de un reactor continuo para la degradación química de polímeros. Trabajo de grado para Ingeniero Civil Químico. Santiago de Chile: Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Departamento de Ingeniería Civil Química y Biotecnología, 2013.

MARADEI, María Paola y Otros. Diagnóstico y reporte de sostenibilidad: Fase I. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2013.

MARTINEZ, Juan Daniel. *et al.* Demonstration of the waste tire pyrolysis process on pilot scale in a continuous auger reactor. *Journal of Hazardous Materials* [online] 15 October, 2013 Vol. 261 [cited: 3 Jan 2015] p. 637-845. Available from: SCIENCE DIRECT

RAUWENDAAL, Chris. Polymer Extrusion. 5ed. Munich: Hanser Publishers, 2014.

SÁNCHEZ CARREÑO, Jenny. Diseño conceptual planta de pirólisis de llanta de desecho. Informe Técnico. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander, 2015.

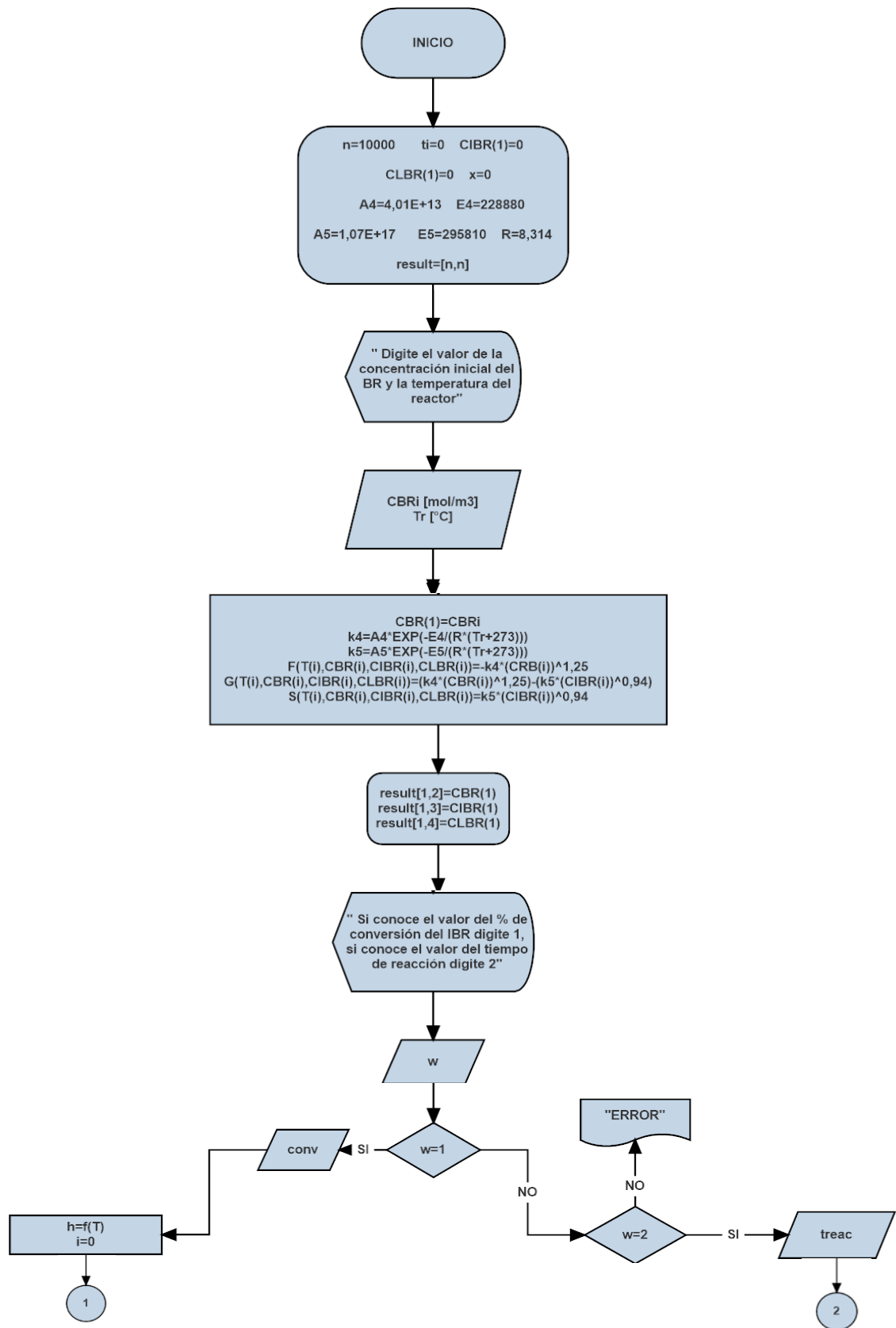
ANEXOS

ANEXO A. ALGORÍTMO DE PROGRAMACIÓN

Hay variedad de métodos numéricos para la solución de ecuaciones diferenciales. En 2002, Babu y Chaurasia [27] desarrollaron un modelo matemático para describir la pirólisis de una partícula sólida de biomasa incorporando mejoras en el modelo existente y reportado en la literatura; en el 2003, los mismos autores, implementaron un modelo simultáneo de cinética química y transferencia de calor para predecir los efectos de las propiedades físicas y térmicas de la materia prima en la pirólisis de biomásas combustibles para diferentes geometrías [28]. En ambos estudios, Babu y Chaurasia utilizaron el método Runge-Kutta de cuarto orden con tamaño de paso fijo para resolver las ecuaciones correspondientes a la cinética química de las reacciones de pirólisis; concluyendo, que los resultados obtenidos en sus investigaciones son mejores en comparación con otros modelos planteados anteriormente en la literatura, ya que el error determinado es mínimo respecto a estudios experimentales reportados.

Sabiendo que el sistema planteado a partir de las ecuaciones diferenciales ordinarias 20, 21 y 22, corresponde a las ecuaciones de la cinética de reacción en la etapa determinante de la pirólisis de llantas y teniendo en cuenta lo descrito anteriormente sobre los métodos numéricos implementados en la literatura, se decide usar el método Runge-Kutta de cuarto orden con tamaño de paso fijo para determinar el tiempo de residencia de la llanta en el reactor. El algoritmo utilizado para resolver el sistema de ecuaciones se adjunta a continuación; los valores utilizados (conversión del IBR de 90%, 95% y 98% para temperaturas de operación de 540°C, 560°C, 580°C y 600°C con concentraciones iniciales de 513,81 mol/m³ de BR y 0 mol/m³ de IBR y LBR) y los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 7.

Figura 3. Diagrama general de programación para el cálculo del tiempo de residencia del material en el reactor Auger.



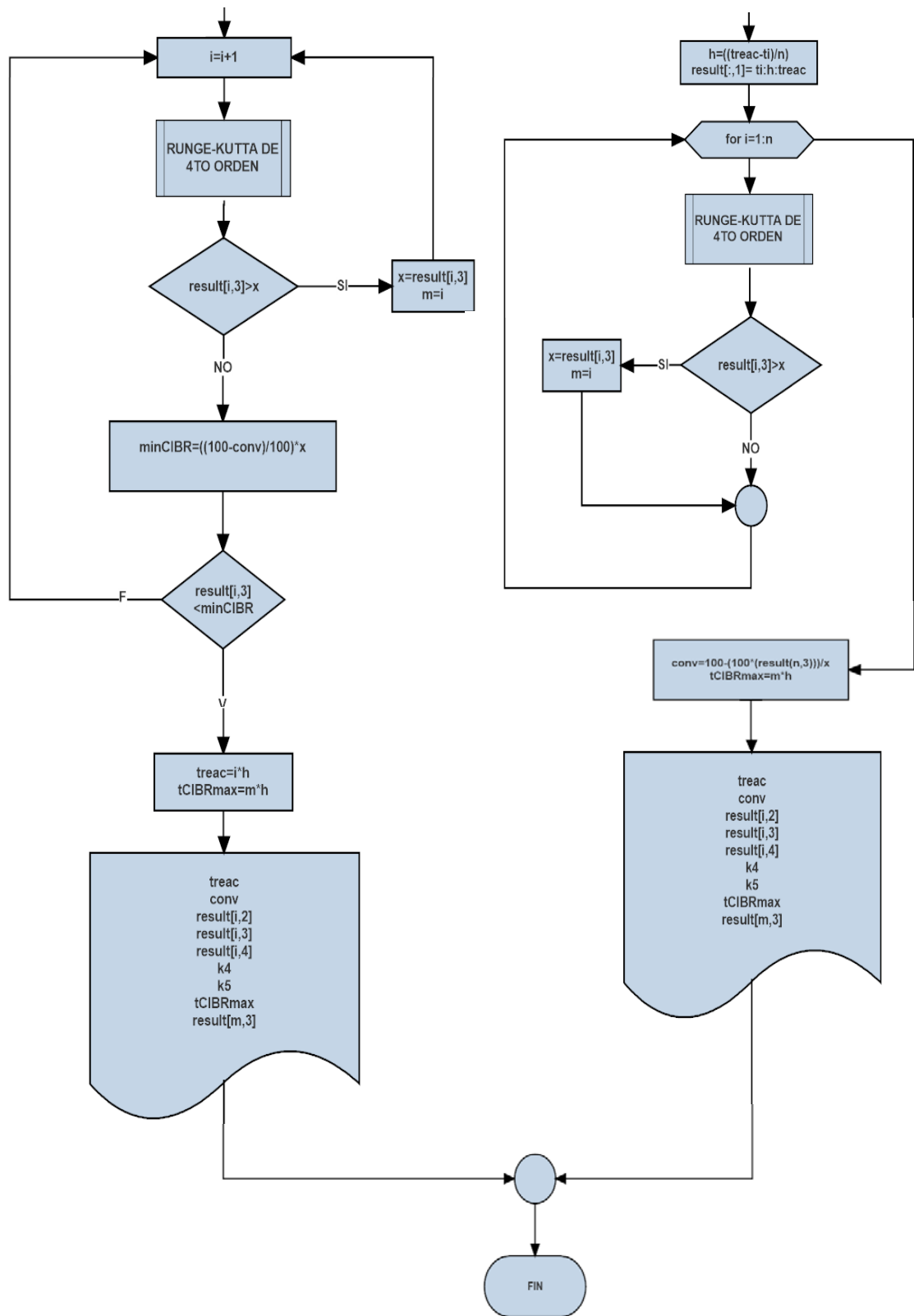
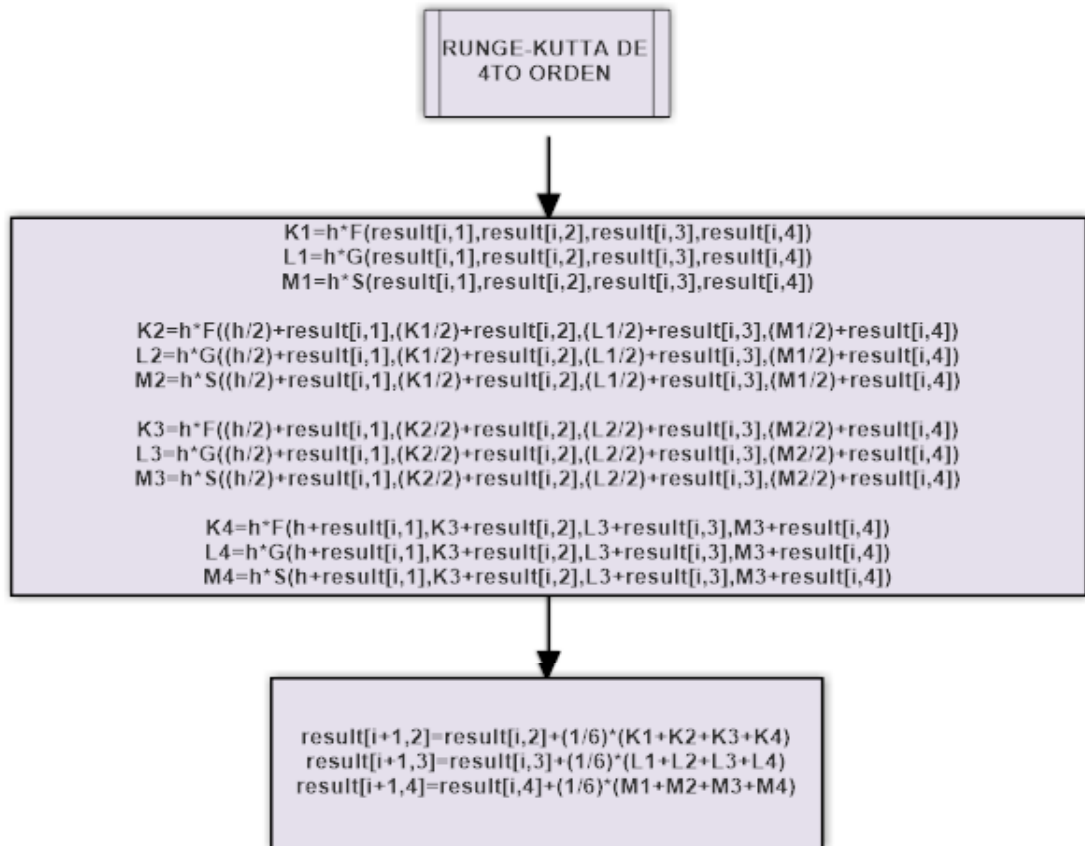


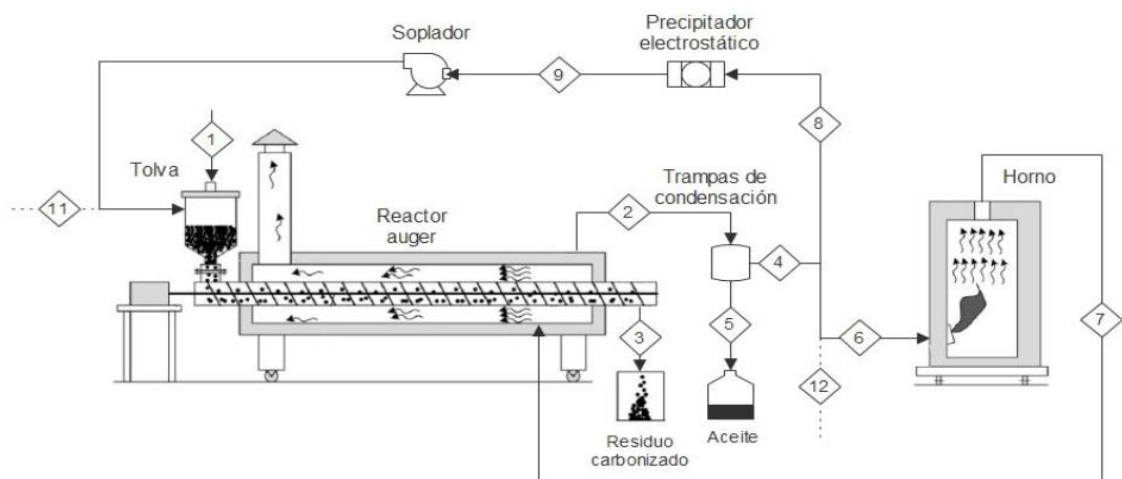
Figura 4. Diagrama complementario de programación para el cálculo del tiempo de residencia del material en el reactor Auger.



ANEXO B. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Con el propósito de contribuir con el medio ambiente y aprovechar el alto poder calorífico de las llantas, se plantea el proceso de producción de combustible mediante la pirólisis de llantas usadas. Se tomó como base de cálculo la demanda en combustibles de vehículos (carros y camionetas) de la Universidad Industrial de Santander, 80 gal/mes (4,8 kg/h) [17].

Figura 5. Diagrama de flujo del proceso de producción de combustible



Fuente: SÁNCHEZ J. (2015). Diseño conceptual planta de pirólisis de llanta de desecho

Este proceso consta de un reactor Auger en el cual se desintegra la materia prima (caucho de llanta triturada) para obtener producto sólido, líquido y gaseoso. Los residuos carbonizados (Sólidos) se almacenan y los gases son enviados a las trampas de condensación para separar los volátiles de la mezcla y producir el combustible demandado en la UIS. Una parte de los gases no condensados son trasladados al sistema de alimentación (tolva) para garantizar la atmósfera inerte y después del arranque disminuir el uso de nitrógeno; mientras la otra es enviada a un horno donde se lleva a cabo la combustión de los mismos para transportarlos hasta la chaqueta de calentamiento del reactor y

suplir los requerimientos de energía del proceso, contribuyendo en el diseño de una alternativa rentable y térmicamente integrada [26].

ANEXO C. ECUACIÓN DE CANTIDAD DE MOVIMIENTO.

Si se considera un flujo en estado estable a través del canal del tornillo, las partículas del fluido describen un movimiento muy complejo dentro del mismo, pero solo la componente Z de la velocidad (V_z) es responsable de su desplazamiento a lo largo del canal; el avance del fluido en dirección del eje Z se debe a la fricción o arrastre provocado por el movimiento de la superficie del cilindro que encierra el tornillo. En dirección del eje X la velocidad actúa en un plano normal al eje Z provocando un movimiento circulatorio que contribuye al mezclado del fluido y la transmisión de calor, pero no es causa del flujo a lo largo del canal. Por lo tanto, en el eje X y el eje Y no existe flujo; la velocidad del fluido en estas direcciones es nula ($V_x=0$, $V_y=0$) dando como resultado la existencia de una única velocidad en dirección Z ($V_z=V(x, y, z)$).

El reactor de tornillo funciona de manera similar a la extrusora de polímeros, difieren en la ausencia de reacciones químicas y el cambio de presión debido a la boquilla de salida presente en la misma, pero el interior o zona de tornillo en los dos equipos es la misma, la velocidad de desplazamiento del material a lo largo de la extrusora no depende de la dirección Z [19] y aunque el reactor da lugar a gases que podrían ser causantes del cambio de velocidad en esta dirección, la conversión a gases en la pirólisis de llanta no supera el 10% [7] manteniéndose estos en muy baja concentración con respecto al gas inerte presente. Por esta razón, se considera:

$$\frac{dV_z}{dz} = 0 \quad (35)$$

A continuación, se plantean las ecuaciones de cantidad de movimiento [20] en las tres direcciones del sistema de coordenadas.

$$\rho \left(\frac{\partial V_x}{\partial t} + V_x \frac{\partial V_x}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_x}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_x}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_x}{\partial z^2} \right) + \rho g_x \quad (36)$$

$$\rho \left(\frac{\partial V_y}{\partial t} + V_x \frac{\partial V_y}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_y}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_y}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial y} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_y}{\partial z^2} \right) + \rho g_y \quad (37)$$

$$\rho \left(\frac{\partial V_z}{\partial t} + V_x \frac{\partial V_z}{\partial x} + V_y \frac{\partial V_z}{\partial y} + V_z \frac{\partial V_z}{\partial z} \right) = - \frac{\partial p}{\partial z} + \mu \left(\frac{\partial^2 V_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial z^2} \right) + \rho g_z \quad (38)$$

Las ecuaciones 36 y 37 están en función de las velocidades definidas anteriormente como velocidades nulas, de la presión y de las componentes X y Y de la gravedad. El reactor tiene orientación horizontal; es decir, la fuerza de gravedad sólo actúa en dirección del eje Y pero su magnitud es despreciable debido a la poca profundidad del canal (h es muy pequeña). Por esta razón, las ecuaciones 36 y 37 se reducen, demostrando que la presión es constante en las direcciones X y Y del plano de coordenadas como se presenta a continuación:

$$0 = - \frac{\partial p}{\partial x}$$

$$0 = - \frac{\partial p}{\partial y}$$

A lo largo del eje Z el fluido puede presentar dos tipos de flujo: uno por arrastre, comentado anteriormente, que mueve el material siempre en dirección Z positiva (hacia la salida del reactor) y otro de presión o retroceso que causa un flujo en dirección Z negativa. El flujo de presión se debe a la presencia de dispositivos en la salida del reactor (válvula, boquilla, etc.) que impiden el flujo del material y crean un gradiente de presión en dirección Z; en este caso, la salida del reactor está libre y su diámetro es lo suficientemente grande para que el gradiente de presión no exista; luego, la ecuación 38 se reduce a:

$$0 = \left(\frac{\partial^2 V_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 V_z}{\partial y^2} \right) \quad (39)$$

Esta ecuación se puede simplificar si se considera que $w \gg h$ de modo que:

$$\frac{\partial^2 V_z}{\partial x^2} \ll \frac{\partial^2 V_z}{\partial y^2}$$

Es decir, la dependencia de la velocidad en X es mucho menor que la dependencia de la velocidad en Y, el perfil de velocidad en el eje X tiene menor variación entre un punto y otro, caso contrario al perfil de velocidad en el eje Y.

Simplificando la ecuación 39 e integrando dos veces a ambos lados de la igualdad:

$$\frac{dV_z}{dy} = C_1$$
$$V_z = C_1 y + C_2 \quad (40)$$

En el fondo del canal ($y=0$) la velocidad del fluido es cero, pero junto a la pared del cilindro ($y=h$) la velocidad es igual a la velocidad lineal periférica del cilindro (V); teniendo en cuenta estas condiciones límites, se remplazan en la ecuación 40 para determinar los valores de las constantes C_1 y C_2 .

$$0 = C_1(0) + C_2$$
$$C_2 = 0$$

Sustituyendo el valor de C_2 en la ecuación 40 y remplazando la segunda condición límite planteada:

$$\frac{V}{h} = C_1$$

Finalmente:

$$V_z = \frac{V}{h} y \quad (41)$$

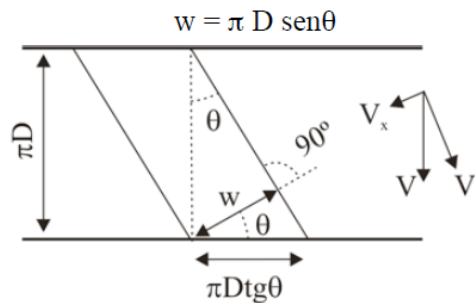
Determinación del caudal. El caudal del fluido puede calcularse como el producto de la velocidad del mismo por la sección del canal del tornillo ($w \cdot h$).

Partiendo de la ecuación 41, se integra el producto de la velocidad por el ancho del canal entre los límites de $y=0$ y $y=h$ correspondientes a su altura.

$$Q = \int_0^h \frac{wVy}{h} dy = \frac{wVh}{2} \quad (42)$$

Esta expresión puede declararse en función de las dimensiones del tornillo a partir de la notación de la Figura 6.

Figura 6. Tornillo cortado a lo largo de su eje y desenrollado.



Fuente: BELTRÁN, M., MARCILLA, A. Tecnología de polímeros. Publicaciones Universidad de Alicante.

El cilindro se mueve sobre el tornillo con una velocidad lineal V cuya dirección forma un ángulo θ con el filete del tornillo y se descompone en V_x y V_z paralelas al eje X y el eje Z respectivamente. Estas componentes se definen matemáticamente como:

$$V_z = V \cos \theta \quad (43)$$

$$V_x = V \operatorname{sen} \theta \quad (44)$$

En términos de la velocidad angular:

$$V_z = \pi D N \cos \theta \quad (45)$$

$$V_x = \pi D N \operatorname{sen} \theta \quad (46)$$

Como se especificó anteriormente, la velocidad responsable del movimiento del fluido es la velocidad de la componente z, luego:

$$Q = \frac{wh\pi DN\cos\theta}{2} \quad (47)$$

En la Figura 6 se define $w = \pi D\text{sen}\theta$; remplazando este valor en la ecuación 47:

$$Q = \frac{\pi^2 D^2 N h \text{sen}\theta \cos\theta}{2} \quad (48)$$

La ecuación 48 describe una recta creciente que representa el caudal (Q) en función de la velocidad de giro de tornillo (N).

ANEXO D. MECANISMO DE REACCIÓN

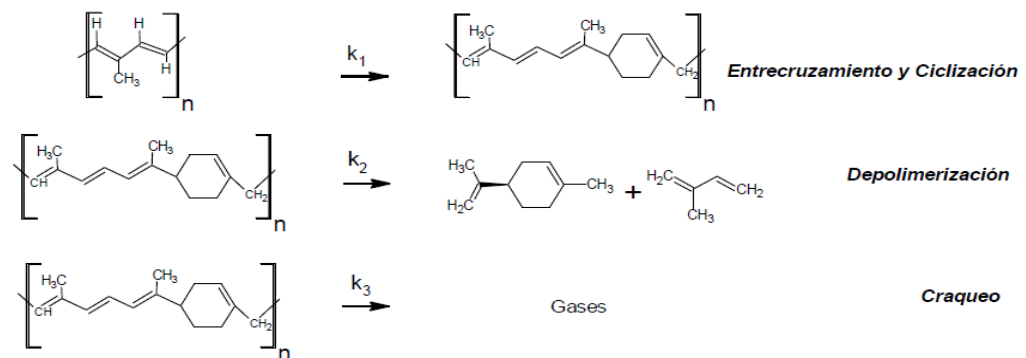
La llanta está constituida principalmente por caucho y negro de humo; el primero es una combinación de polímeros que juntan sus propiedades físicas para proporcionar alta resistencia al desgaste y elasticidad, mientras el segundo es implementado para mejorar la resistencia a la tracción y la abrasión. En menores cantidades están presentes los plastificantes y aditivos que logran disminuir la viscosidad y el tiempo para vulcanizar el caucho [12].

Los polímeros que componen la llanta son principalmente el caucho natural (NR) que proporciona elasticidad y caucho sintético (BR y SBR) que ayuda a incrementar la estabilidad térmica [12].

A continuación se describe el mecanismo de reacción determinado por Cely [12] para la pirolisis de llantas, utilizado en el diseño del reactor Auger de este estudio.

Mecanismo de reacción del NR. Las reacciones que integran al mecanismo del NR forman un intermediario (INR) en la primera etapa, necesario en la segunda para producir líquidos (LNR) y gases (GNR).

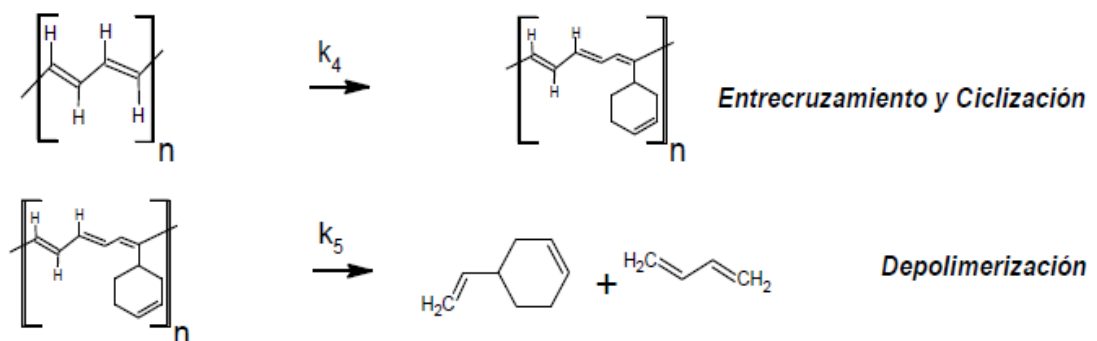
Figura 7. Esquema del mecanismo de reacción para la descomposición del NR.



Fuente: CELY, J. V. (2015). Modelo matemático de la pirólisis intermedia de caucho de llantas en un reactor a lecho fijo. Tesis de maestría, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

Mecanismo de reacción del BR. De este mecanismo de reacción, se forma un intermediario (IBR) en la primera reacción con el cual se obtienen líquidos (LBR) como producto final.

Figura 8. Esquema del mecanismo de reacción para la descomposición del BR.

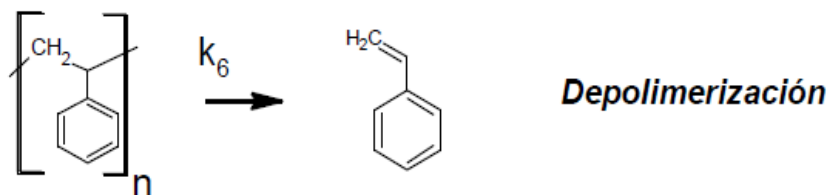


Fuente: CELY, J. V. (2015). Modelo matemático de la pirólisis intermedia de caucho de llantas en un reactor a lecho fijo. Tesis de maestría, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

Mecanismo de reacción del SBR. En el caso del SBR la contribución del butadieno en la producción de combustible, es mayor respecto a la del estireno, dado que la cantidad de SR dentro de este polímero es pequeña (25%) [21, 22]. Por esta razón, en el mecanismo de reacción para el SBR se consideran las dos etapas planteadas para el butadieno (depolymerización y ciclización) más una etapa de depolymerización del SR, ecuación 16.

En base a lo anterior, la descomposición del butadieno presente en el SBR se tiene en cuenta en el mecanismo de reacción del BR, y la etapa de la depolymerización del SR se describe en la Figura 9. Según la composición de la llanta utilizada (ver Tabla 1), el contenido de SBR es bajo (1,44%), por lo tanto no se observará un cambio drástico si se considera la simplificación mencionada.

Figura 6. Esquema del mecanismo de reacción para la descomposición del SBR.



Fuente: CELY, J. V. (2015). Modelo matemático de la pirólisis intermedia de caucho de llantas en un reactor a lecho fijo. Tesis de maestría, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.

ANEXO E. DETERMINACIÓN DE LA ETAPA DETERMINANTE

Con el fin de conocer la etapa determinante del proceso, se utiliza la ecuación 17 para obtener el tiempo que tarda en completarse cada mecanismo de reacción dentro de un reactor batch. Para implementar esta ecuación, es necesario calcular la constante cinética y la concentración inicial y final de cada uno de los componentes de la llanta.

Para determinar la constante cinética se emplea la ecuación de Arrhenius (ecuación 49) junto con los datos de la Tabla 5 y temperatura igual a 580°C. Los valores obtenidos se reportan en la Tabla 11.

$$k = k_0 * \exp\left(-\frac{Ea}{RT}\right) \quad (49)$$

La concentración inicial de cada componente de la llanta (NR, BR, SBR) se determina a partir de la ecuación 50.

$$C_{i0} = \frac{g_{caucho\ i}}{PM_i * V} \quad (50)$$

Inicialmente, con la ecuación 51 y los datos reportados en la investigación desarrollada por Cely [12] (Tabla 10), se calcula el volumen de reacción del reactor discontinuo empleado para dicha investigación.

Tabla 10. Volumen de reacción

D [cm]	3,50
L [cm]	15,00

$$V = \pi * \left(\left(\frac{D}{2}\right)^2\right) * L \quad (51)$$

$$V = 1,44E - 04 \text{ m}^3$$

La concentración final se evalúa teniendo en cuenta la conversión deseada (ecuación 52), en este caso se emplean tres conversiones (90%, 95%, 98%)

teniendo en cuenta que la degradación de los polímeros se competa con un contenido de material sólido remanente no superior a 2% p [12].

$$C_i = C_{i0}(1 - x) \quad (52)$$

Tabla 11. Concentración inicial de los polímeros NR, BR, SBR y constante cinética de los diferentes mecanismos de reacción.

Componente	Cao [mol/m3]	k [s-1]
NR		
NR-Ciclización	3426,45	0,34
NR-depolimerización		0,03
NR-Craqueo		0,40
BR		
BR-Ciclización	686,00	0,39
BR-depolimerización		0,08
SR		
SR-Depolimerización	30,78	16,51

Así, con los datos de la Tabla 11 y el orden de las reacciones (Tabla 5) se calcula el tiempo de residencia para cada etapa mediante la ecuación 17. Los resultados se presentan en la Tabla 12.

Tabla 12. Tiempo de residencia para cada mecanismo de reacción a diferentes conversiones.

Componente	x=90%	x=95%	x=98%
	t [s]		
NR			
NR-Ciclización	0,03	0,06	0,14
NR-depolimerización	0,18	0,36	0,85
NR-Craqueo	0,63	0,93	1,45
BR			
BR-Ciclización	1,57	2,25	3,36
BR-depolimerización	38,76	49,41	62,84
SR			
SR-Depolimerización	0,02	0,05	0,10

ANEXO F. VARIABLES DE DISEÑO

A continuación se presentan las ecuaciones de cálculo de otras dimensiones del reactor Auger, importantes para el diseño del mismo y dependientes de varios parámetros determinados en la sección 2.1.5.

Ancho del canal del tornillo (w). Esta dimensión hace referencia a la amplitud del canal formado entre los filetes del tornillo por donde fluye el material (ver Figura 2 y 6).

$$w = \pi D \sin \theta \quad (53)$$

Velocidad axial del tornillo (V). La velocidad axial del tornillo se puede expresar en función de la velocidad de giro de acuerdo a la siguiente ecuación [8]:

$$V = tN \quad (54)$$

Tolerancia entre el cilindro y el tornillo (δ). Corresponde a la distancia entre el tornillo y el barril que encierra el reactor; se define matemáticamente como [8]:

$$\delta = 0,002D \quad (55)$$

Espesor del filete del tornillo (e)

$$e = 0,12D \quad [8] \quad (56)$$

Cantidad de filetes (#f). El número de filetes que posee el tornillo se relaciona inversamente con el paso del mismo, que a su vez se afecta directamente por el tiempo de residencia del material en el reactor.

$$\#f = \frac{L}{t} \quad [8] \quad (57)$$

Volumen de reacción. Corresponde al volumen del reactor en el que se transporta la llanta y se lleva a cabo la pirólisis. Considerando el espacio entre filetes del tornillo como un canal rectangular:

$$\text{Distancia recorrida por el material}(d_r) = ND\tau\pi \quad (58)$$

$$V_{RXN} = wd_r \quad (59)$$

ANEXO G. SIMULACIÓN DEL HORNO COMBUSTOR

Para conocer el flujo molar y las composiciones del gas de combustión, se simula la etapa de combustión del gas de pirólisis en ASPEN HYSYS V8.6 luego de calcular el flujo másico de nitrógeno requerido en reactor y consultar la composición de los gases de pirólisis.

Flujo másico de nitrógeno

El proceso de pirólisis se realiza en una atmósfera inerte (ausencia de oxígeno) proporcionada por el flujo de nitrógeno que circula en el interior del reactor. Para conocer el flujo de nitrógeno para este proceso, se utiliza la ecuación 60 [13] considerando que todo el canal del tornillo será ocupado por la llanta triturada (similar a un lecho fijo).

$$\tau = \left(\frac{A_T b}{Q_{N_2}} \right) \left(1 - \frac{\rho_{bulk}}{\rho_{real}} \right) \quad (60)$$

Donde:

τ : Tiempo de residencia del gas N₂ en el reactor.

b: Distancia ocupada por la llanta triturada a lo largo del tornillo.

A_T: Área transversal del filete del tornillo.

Q_{N2}: Flujo volumétrico de N₂.

ρ_{bulk} : Densidad aparente de la llanta triturada.

ρ_{real} : Densidad real de la llanta triturada.

El estudio de Acosta *et al.* [13] reporta que el tiempo de residencia del flujo de nitrógeno varía entre 10 y 28 segundos de acuerdo a la ecuación 60. Sin embargo, como menciona Vecino *et al.* [30], es necesario trabajar con tiempos de residencia del gas cortos para garantizar mayor rendimiento de aceite, por lo tanto se selecciona un tiempo de 10 segundos.

Tabla 13. Datos de tiempo, densidad, área y distancia para la ecuación 60

τ [s]	ρ_{bulk} [kg/m ³]	ρ_{real} [kg/m ³]	Área [m ²]	b [m]
10 [31]	343 [7]	511,9 [31]	2,15E-04	4,25

Teniendo en cuenta los datos tabulados en la Tabla 13 y despejando Q_{N_2} de la ecuación 60, se obtiene:

$$Q_{N_2} = \left(\frac{A_T h}{\tau}\right) \left(1 - \frac{\rho_{bulk}}{\rho_{real}}\right)$$

$$Q_{N_2} = 3,01E - 05 \text{ m}^3/\text{mol}$$

Finalmente, para calcular el flujo másico se determina la densidad del gas mediante la ecuación de los gases ideales a temperatura y presión del reactor (580°C, 101,325 kPa).

$$\rho_{N_2} = \frac{PM_{N_2}P}{RT} = 0,4 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$F_{N_2} = \rho_{N_2} * Q_{N_2}$$

$$F_{N_2} = 0,04 \text{ kg/h}$$

Composición de los gases de pirólisis. Para conocer el flujo másico de gas de pirólisis F^6 (corriente que ingresa al combustor) teniendo en cuenta el flujo de nitrógeno, se toma como base los balances realizados en la sección 2.1.2 y se plantean las siguientes ecuaciones:

$$F_{con N_2}^4 = F^4 + F_{N_2}$$

$$\frac{F^8}{F^4} = 0,17$$

$$F_{con N_2}^8 = 0,17F^8$$

$$F_{con N_2}^6 = F_{con N_2}^4 - F_{con N_2}^8$$

Se resuelve este sistema de ecuaciones y los resultados se reportan en la Tabla 14.

Tabla 14. Flujos másicos con nitrógeno

Corriente	Flujo másico [kg/h]
$F_{con N_2}^4$	0,91
$F_{con N_2}^8$	0,15
$F_{con N_2}^6$	0,76

Se consultó en Aylón *et al.* [31] la composición de los gases de pirólisis, y con los pesos moleculares de los compuestos que conforman el gas, una base de cálculo y el flujo de gas de nitrógeno presente en la corriente 6, se obtiene la composición másica de los gases de pirólisis producidos por el reactor diseñado en este proyecto, Tabla 15.

Tabla 15. Composiciones másicas del gas de pirólisis

Compuesto	Composición %másico
Metano	0,19
Propano	0,12
Ácido sulfhídrico	0,03
Isobutano	0,04
Butano	0,02
1-Buteno	3E-03
Isobutileno	0,21
1,3-Butadieno	0,01
Trans-2-buteno	0,02
Etano	0,09
Etileno	0,06
Propileno	0,05
Nitrógeno	0,02
Monóxido de carbono	0,03
Dióxido de carbono	0,06
Hidrógeno	0,03

Conocidos los compuestos del gas de pirólisis, se plantean las reacciones de combustión para cada uno de ellos y en base a eso, se calcula el flujo de aire con exceso del 20%, necesario para la combustión completa de los gases.

Tabla 16. Reacciones de combustión para gases de pirólisis

COMPUESTO	REACCIÓN DE COMBUSTIÓN
Metano	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$
Propano	$C_3H_8 + 5O_2 \rightarrow 3CO_2 + 4H_2O$
Ácido sulfhídrico	$2H_2S + 3O_2 \rightarrow 2SO_2 + 2H_2O$
Isobutano	$2C_4H_{10} + 13O_2 \rightarrow 8CO_2 + 10H_2O$
Butano	$2C_4H_{10} + 13O_2 \rightarrow 8CO_2 + 10H_2O$
1-buteno	$C_4H_8 + 6O_2 \rightarrow 4CO_2 + 4H_2O$
Isobutileno	$C_4H_8 + 6O_2 \rightarrow 4CO_2 + 4H_2O$
1,3-butadieno	$2C_4H_6 + 11O_2 \rightarrow 8CO_2 + 6H_2O$
Trans-2-buteno	$C_4H_8 + 6O_2 \rightarrow 4CO_2 + 4H_2O$
Etano	$2C_2H_6 + 7O_2 \rightarrow 4CO_2 + 6H_2O$
Etileno	$C_2H_4 + 3O_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O$
Propileno	$2C_3H_6 + 9O_2 \rightarrow 6CO_2 + 6H_2O$
Monóxido de carbono	$2CO + 2O_2 \rightarrow 2CO_2$
Hidrógeno	$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$

Teniendo los valores de las variables necesarias para simular la combustión del gas de pirólisis, se representa el horno combustor en ASPEN HYSYS V.8.6 y se obtienen las composiciones del CO₂, N₂, O₂, SO₂, H₂O a la salida del mismo.

Figura 7. Horno combustor.

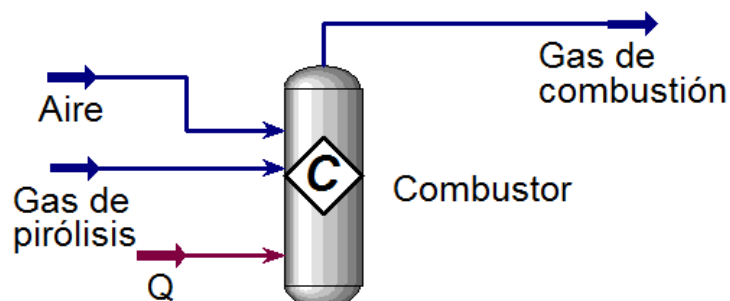


Tabla 17. Condiciones de operación de las corrientes del combustor.

Corriente	T[°C]	P[kPa]	N [mol/h]
Aire	40	120	0,52
Gas de Pirólisis	60 [29]	100	3,47E-02
Gas de combustión	900	100	0,55

Tabla 18. Composición Molar del gas de combustión.

Componentes	Composición molar
CO ₂	0,07
H ₂ O	0,11
O ₂	0,07
N ₂	0,74
SO ₂	1,E-03

ANEXO H. DETERMINACIÓN DE VARIABLES DEL BALANCE DE ENERGÍA

Cálculo de la capacidad calorífica de los componentes del gas de combustión. La capacidad calorífica de los gases en estado de gas ideal [32] se determina mediante la ecuación 60.

$$C_p^{ig} = R(A + B * 10^{-3}T + C * 10^{-6}T^2 + D * 10^5T^{-2}) \quad (60)$$

Y para una mezcla de n componentes:

$$C_{p,mezcla} = R \sum_i (x_i A_i + x_i B_i * 10^{-3}T + x_i C_i * 10^{-6}T^2 + x_i D_i * 10^5T^{-2}) \quad (61)$$

Donde R es la constante de los gases ideales [J/mol k], A_i , B_i , C_i , D_i son las constantes del el componente (i) para determinar la capacidad calorífica, T es la temperatura [k] y x_i es la fracción molar de (i).

En base a lo anterior, se expresa el C_p del gas de combustión en función de la temperatura (Ecuación 62); a partir de los valores de las constantes (A, B, C, D) para cada compuesto (CO_2 , N_2 , O_2 , SO_2 , H_2O) [32] (Tabla 19) y las fracciones molares de los mismos, obtenidas por medio de la simulación realizada (**ANEXO G**).

Tabla 19. Constantes de la ecuación de capacidad calorífica de los componentes CO_2 , N_2 , O_2 , SO_2 , H_2O

Gases de combustión	A	B	C	D
CO_2	5,46	1,045E-03	0	-115700
H_2O	3,47	1,45 E-03	0	12100
O_2	3,64	5,06 E-04	0	-22700
N_2	3,28	5,93 E-04	0	4000
SO_2	5,70	8,01 E-04	0	-101500

$$C_{P,mezcla} = (28,97 + 5,94 * 10^{-3}T - 47240,23T^{-2}) \quad (62)$$

Cálculo del flujo molar de entrada y salida de la llanta. El flujo molar de entrada de llanta a reaccionar (\dot{N}_{eTRr}) corresponde a la suma de los flujos molares de NR, BR y SR que se cargan al reactor; sin embargo, como se ha mencionado a lo largo del estudio, la concentración de SR en la llanta es muy pequeña, por esta razón no se tendrá en cuenta en los cálculos de los flujos molares. El ingreso en moles por segundo de cada uno de los componentes (\dot{N}_{ie}) se determina a partir de las ecuaciones 63 y 64, el flujo másico total de alimentación (9,13 [kg/h]) y los porcentajes de composición másica ($\%p_{ie}$) y el peso molecular de los mismos (PM_i) reportados en la Tabla 1.

$$\dot{N}_{ie} = \frac{9,13 * \%p_{ie}}{PM_i} \quad (63)$$

$$\dot{N}_{eTRr} = \sum_i \dot{N}_{ie} \quad (64)$$

Gracias a las óptimas condiciones de operación seleccionadas para el reactor, la concentración de materia prima a la salida del mismo es muy pequeña. El flujo molar de llanta sin reaccionar (\dot{N}_{sTRr}), se determina a partir de las composiciones másicas de NR y BR en la corriente de producto del reactor (C_{is}). En el caso del BR, las composiciones molares de entrada y salida del reactor fueron determinadas dentro del programa en Matlab desarrollado anteriormente y los valores correspondientes están reportados en la Tabla 7 (513,808 mol/m³ y 3,24E-03 mol/m³ respectivamente). Para el NR la concentración de entrada es 2566,38 mol/m³; sin embargo, para conocer la composición de salida es necesario plantear la ecuación de continuidad determinada en la sección 2.1.5 (ecuación 19), teniendo en cuenta la cinética de reacción del NR, la temperatura de operación (580°C) y tiempo de residencia del reactor (0,6875 min).

$$\frac{dC_{NR}}{d\tau} = -k_1 C_{NR}^{1,77} \quad (65)$$

$$k_1 = 6,97E12 * e^{-\frac{217330}{8.314*(580+273)}} = 0,342174 \frac{m^{2,31}}{mol^{0,77} * s}$$

Reorganizando la ecuación 65 e integrando a ambos lados de la igualdad, tenemos:

$$\int_{C_{NRe}}^{C_{NRs}} \frac{dC_{NR}}{C_{NR}^{1,77}} = -k_1 \int_0^{0,6875} d\tau$$

Resolviendo la integral y despejando C_{NRs} :

$$C_{NRs} = 0,045 \text{ mol}/m^3$$

Conocidas las concentraciones iniciales y finales del NR y el BR se calcula la conversión de los mismos. Para reactores de flujo continuo la conversión se define a partir de los flujos molares [33]:

$$X_i = \frac{\dot{N}_{ie} - \dot{N}_{is}}{\dot{N}_{ie}}$$

Donde \dot{N}_{ie} y \dot{N}_{is} corresponden al flujo molar de entrada y salida del compuesto (i) respectivamente. Este flujo puede ser expresado en función de la concentración y el caudal de dicho componente:

$$\dot{N}_{ie} = Q_{ie} * C_{ie}$$

Teniendo en cuenta que el caudal de llanta a lo largo del reactor es función de D , N , θ , w y h (ver ecuación 8), parámetros que permanecen constantes, entonces:

$$X_i = \frac{C_{ie} - C_{is}}{C_{ie}}$$

Es decir,

$$\dot{N}_{is} = \left(1 - \frac{C_{ie} - C_{is}}{C_{ie}}\right) \dot{N}_{ie}$$

Por lo anterior, el flujo de salida de llanta se determina a partir de la ecuación 66 y los valores obtenidos se reportan a continuación:

$$\dot{N}_{STRr} = \sum_i \dot{N}_{is} \quad (66)$$

Tabla 20. Flujos de entrada y salida de NR, BR y la llanta en el reactor

Componente	Flujo molar [mol/s]	
	Entrada	Salida
NR	1,73E-02	3,03E-07
BR	3,80E-03	2,39E-08
LLANTA	2,11E-02	3,26E-07