Revista del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, A. C.

Publicación Oficial: ISSN 0188—7319 2019 No. 1

EVALUACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN Y RENDIMIENTOS DEL PROCESO DE COQUIZACIÓN RETARDADA.

CAÍDA DE PRESIÓN EN LECHOS EMPACADOS CON DIÁMETRO INTERNO DE TUBO A DIÁMETRO PROMEDIO DE PARTÍCULA BAJO A TEMPERATURA POR ENCIMA DE LA AMBIENTE.

United Nations Educational, Scientific and Cultural Organization

2019 IYPT International Year of the Periodic Table of Chemical Elements

GRUPO BASICOS

Empresas dedicadas a la elaboración, comercialización, almacén y distribución de Hidrocarburos, Lubricantes, Solventes, Aditivos y Petroquímicos.

Nuestra misión es ofrecer la mejor calidad, servicios y precios del mercado. Certificaciones y autorizaciones de organismos reguladores respaldan nuestros servicios y la calidad de nuestros productos. Contamos con oficinas, almacenes y producción en México y USA.

FLUIDOS BASICOS
S.A. DE C.V.

ENERGETICOS BASICOS
S.A. DE C.V.

TRANSBASICOS
TRANSPORTACIÓN ESPECIALIZADA

REFINADOS BASICOS
S.A. DE C.V.

REFINADOS
DE SOLVENTES S.A. DE C.V.

ASFALTOS BASICOS
S.A. DE C.V.

TRADING CHEMICAL SERVICES,LLC

(81) 8381-0657

www.grupobasicos.com.mx
contacto@energeticosbasicos.com

(81) 8381-0767

Comité Ejecutivo Nacional 2019

Ing. Ángel Rossette Rodríguez
Presidente

Ing. Juan de Dios Mastachi Pérez
Vicepresidente

Ing. Héctor De la Rosa Rodríguez
Secretario

Ing. Lourdes Rocío Benítez Godínez
Tesorera

Ing. José Napoleón Ruíz Pons
Prosecretario

Ing. Victor Hugo Martínez Moreno
Protesorero:

Ing. Celestino Montiel Maldonado
Expresidente Nacional

Directores Nacionales
Ing. Gilberto Alfonso Vargas Muñoz
Dr. Jorge Antonio Lechuga Andrade
Ing. Tania Meza Gaspar
Ing. Ma. Guadalupe Tita Vázquez Espinosa
Ing. Margarita Rodríguez-Miaja Miaja
Ing. Luis Miramontes Vidal
Ing. Ma. Del Roció Jiménez Angeles
Ing. Ma. Auxilio Osorio Lama
Ing. Héctor Moreno Díaz
Dr. Victor Gerardo Ortíz Gallardo
Ing. Héctor Valdés Pérez

Director Coordinador Región Metropolitana
Ing. Marco Antonio Osorio Bonilla
Subdirector Coordinador Región Metropolitana
Ing. José Luis Gómez Rodríguez
Director Coordinador Región Sur Sureste
Ing. José Carlos Peraza Lizama
Subdirector Coordinador Región Sur Sureste
M.C. Carlos A. González Vicencio
Director Coordinador Región Occidente
Ing. Juan Luis López Hernández
Director Coordinador Región Centro Oriente
Ing. Guillermo Palomino Downham
Subdirector Coordinador Región Centro Oriente
M.C. Enrique Vergara Barragán
Director Coordinador Región Norte
Ing. Arturo Hernández Moreno
Subdirector Coordinador Región Norte
Ing. Esteban A. Torres Peña

Comité Editorial
Ing. Héctor Moreno Díaz
Director de Publicaciones

Dr. José Ramon Montiel Lopez
Director de la Revista IMIQ

Ing. Margarita Rodríguez Miaja
Directora del Boletín Informativo

Colaboradores:
M.C. Luis Miramontes Vidal (PEMEX)
Dr. Jaime Sánchez Valente (IMP)
Dra. Adriana Palacios Rosas (UDLAP)
M.C. Georgina Ortiz Gallardo (IMP)
Dra. María Auxilio Osorio Lama (BUAP)
M.C. María Antonia Cortes Jacome (IMP)

La Revista del IMIQ Es el Foro de difusión de los avances, investigaciones, desarrollo y aplicaciones en las diversas ramas de la Ingeniería Química a través del cual , el Instituto mantiene estrecha comunicación con sus afiliados y proyecta su imagen institucional a la comunidad científica, académica e industrial, a las autoridades y a la sociedad, al dar a conocer y fomentar actividades, postura y opinión respecto a la situación de la Ingeniería Química en el país y en el mundo.

Los Artículos Técnicos publicados son responsabilidad de los autores.

CONTENIDO:

MENSAJE DEL PRESIDENTE NACIONAL	**5**
EDITORIAL	**6**
EVALUACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN Y RENDIMIENTOS DEL PROCESO DE COQUIZACIÓN RETARDADA.	**8**
CAÍDA DE PRESIÓN EN LECHOS EMPACADOS CON DIÁMETRO INTERNO DE TUBO A DIÁMETRO PROMEDIO DE PARTÍCULA BAJO A TEMPERATURA POR ENCIMA DE LA AMBIENTE.	**15**
OBTENCIÓN DE PRODUCTOS QUÍMICOS Y DIÉSEL RENOVABLE A PARTIR DE LIGNINA.	**23**
Pt-free sulphur resistant NOx traps.	**26**
MECANISMOS PARA MAXIMIZAR EL VALOR EN PROYECTOS DE LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO.	**33**

Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, .A. C.

Propósito del IMIQ

Participar e influir en las decisiones nacionales relacionadas con la Ingeniería Química, para lograrlo debemos contribuir al desarrollo de la profesión y mantener un alto nivel entre nuestros agremiados.

Misión de Servicio

Consolidar al Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos como la plataforma de expresión y acción de sus socios.

MENSAJE DEL PRESIDENTE

La revista IMIQ sin duda fortalece la comunicación entre los agremiados, es la mejor expresión para dar a conocer los avances tecnológicos y científicos destaca los avances en tecnología e investigación.

El IMIQ es la más importante agrupación de Ingenieros Químicos en México y este año nos hemos propuesto su fortalecimiento, a los más de 60 años, el IMIQ tiene la madurez para salir adelante ante las diversas adversidades que estamos viviendo, el equipo que integramos en el Comité Ejecutivo Nacional nos hemos propuesto la gran tarea de reimpulsar al IMIQ, estamos trabajando en ello, la Convención Nacional 2019, se llevara a cabo en la bella Ciudad de Villahermosa, Tabasco., la cual será exitosa solo si todos participamos, desde aquí te invito a sumarte a este importante esfuerzo, el IMIQ lo integramos todos, estudiantes y profesionistas, acompañantes y damas, somos la gran familia IMIQ.

Hoy el país está inmerso en grandes proyectos, la Ingeniería Química debe formar parte de ellos, mantener la vinculación y participación de los profesionistas con las instituciones es una de las funciones del IMIQ, participar en las grandes decisiones relacionadas con la Ingeniería Química es nuestra misión.

Agradezco el gran esfuerzo y apoyo de todos los miembros del IMIQ y en particular a las secciones locales, Expresidentes nacionales y equipo de trabajo en general.

Cordialmente.

Ing. Ángel Rossette Rodríguez

Presidente Nacional 2019

EDITORIAL

La Ingeniería Química es el arte de concebir, calcular, diseñar, hacer construir y hacer funcionar las instalaciones donde efectuar a escala industrial cualquier transformación química (Prof. J, Cathalà, 1951), para el Prof, A. Vian, la Ingeniería Química es hacer química a escala industrial.

Son diversas las definiciones anteriores y actuales sobre la Ingeniería Química, sin embargo, prevalece lo fundamental, transformación industrial, rentabilidad en los procesos, desarrollo tecnológico e investigación.

La Ingeniería Química tiene sus fundamentos en las matemáticas, la física y la química, sus operaciones se desarrollan sobre la base de los conocimientos científicos y técnicas especializadas, la tecnología es la piedra angular en el desarrollo de la ingeniería química.

El Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos ha establecido como un canal de comunicación la publicación de su revista, esto nos permite contar con un foro de expresión e intercambio de conocimiento, en donde la membresía encontrara la mejor forma de comunicar y transmitir experiencia y conocimiento entre el gremio.

En esta edición de la revista del IMIQ, la ciencia, la investigación y la tecnología serán los temas más relevantes de nuestras publicaciones, impulsaremos el queh acer de los ingenieros químicos, destacaremos sus logros y apoyaremos al impulso de la Ingeniería Química mexicana.

Nuestros principales colaboradores serán las Universidades, Institutos de investigación especializados y empresas en donde los profesionales de la Ingeniería Química nacional se desarrollan.

Invitamos a los interesados a compartir el conocimiento a escribir un artículo técnico, científico y especializado, para someterlo al equipo de revisores y así enriquecer nuestras ediciones, la calidad y actualidad del conocimiento serán privilegiados, esto nos permitirá avanzar y lograr un sitio importante de divulgación científica.

Adicionalmente estaremos promoviendo los eventos de las secciones locales y estudiantiles, así como el gran evento nacional “La Convención Nacional del IMIQ”.

Atentamente

Dr. José Ramón Montiel López

PROQUIPUSA
ESPECIALIDADES QUÍMICAS

Productos Químicos Industriales de Puebla, S.A. de C.V.

Especialistas en aditivos y pigmentos para polímeros y reciclado de plásticos

Hacemos química

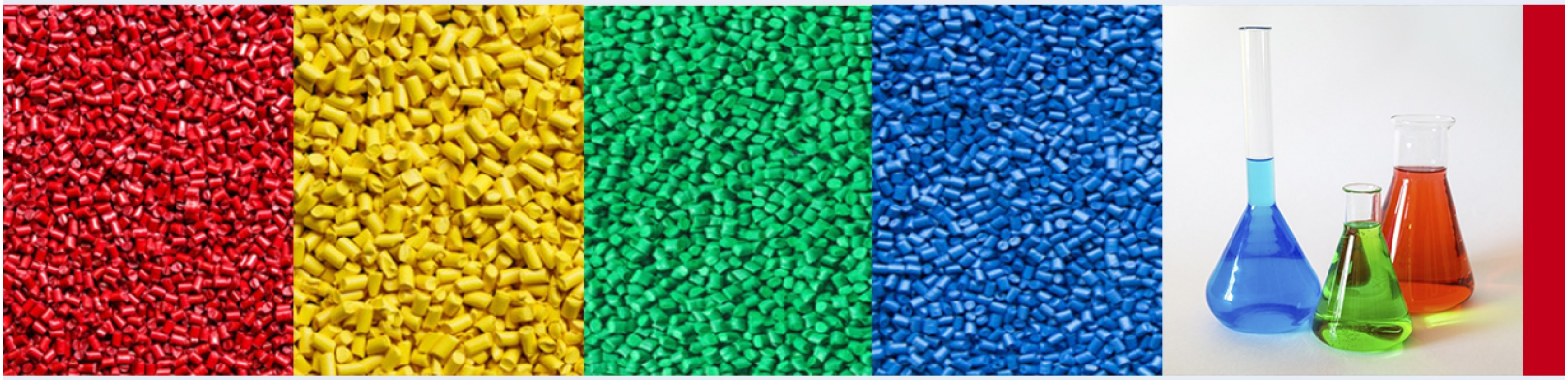
Distribuidor autorizado

BASF
We create chemistry

Producción y distribución de especialidades químicas:

- Para la industria del Plástico, desde la polimerización hasta el producto final.
- Para la industria del Higiene y Cuidado Personal.
- Para la industria de Recubrimientos y tintas.
- Paquetes automotrices.

Desarrollamos cualquier especialidad que necesite.



Lote 1B Manzana 3 Anexo 4, Huejotzingo, Puebla, C.P. 74160
Teléfonos: 22 22 43 20 38 / 22 72 76 14 27 / 22 72 76 62 98
ventas@proquipusa.com / info@proquipusa.com
www.proquipusa.com

EVALUACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN Y RENDIMIENTOS DEL PROCESO DE COQUIZACIÓN RETARDADA

Jorge Carlos Sánchez Delgado y Enrique Arce Medina (*)
Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas de lnstituto Politécnico Nacional
*earcem@yahoo.com.mx

Resumen

Se presenta el análisis y evaluación del proceso de coquización retardada de dos de las refinerías de PEMEX con datos recabados durante cuatro años. Se evalúa la influencia de las variables del proceso, temperaturas, presiones y flujos sobre los rendimientos de productos gas, nafta, gasóleo y coque. En el análisis se compara la información conseguida con las bases de diseño. Uno de los objetivos es elaborar recomendaciones para alcanzar los óptimos rendimientos en esta sección de las refinerías que cada vez cobra mayor importancia por el manejo de crudos pesados. Los datos que se consideran para la evaluación son: Temperaturas y presiones en domo y fondo de la torre fraccionadora y flujos de alimentación y del reflujo. Presiones y temperaturas en los calentadores así como temperaturas presiones y flujo del vapor. Presiones y temperaturas en domo y fondo de los tambores de coque. Así como los rendimientos de productos. Por lo general se observó que una disminución de la temperatura de salida de los calentadores y un aumento de la presión en los tambores de coque, ambas variables con respecto a los valores de diseño, conducen a la disminución de rendimientos de hidrocarburos líquidos.

Introducción

Hay distintos procesos que pueden utilizarse en las refinerías y hasta inclusive el mejoramiento de crudos es, también, una buena opción antes de llevarlo a la refinería. Lo anterior depende del crudo procesado. México extrae, refina y comercializa tres tipos de crudos: Olmeca, Istmo y Maya. El primero de ellos es exclusivo para la exportación, debido a las características fisicoquímicas, y es un crudo de los más ligeros con los que cuenta el país, pues su gravedad API es de 38, viscosidad baja y sobre todo un porcentaje de azufre menor a uno, lo que indica que es un crudo dulce.

El crudo Maya es del tipo pesado, puesto que su gravedad API es de 22 y además es del tipo amargo por la cantidad de azufre que presenta en porcentaje peso (cerca del 4%). Pero, en los últimos años se han extraído otros tipos de crudo, denominados extrapesados y que son mezclados con el crudo Maya: crudo Altamira y el crudo Talam; el primero de ellos es un tipo de crudo que tiene una gravedad API de 15 y una cantidad más alta de presencia de azufre, puesto que su porcentaje peso es de 6%, sin embargo, el crudo Talam, es un tipo de crudo extraído a partir del año 2014 y que la calidad de sus propiedades físico-químicas, no han sido publicadas, pero al incluirlo Pemex, como uno de los crudos que se mezclan con el Maya para sus análisis estadísticos, no es tan difícil de pronosticar que es un crudo extrapesado, al igual que el Altamira.

El crudo Istmo es del tipo medio, con las características más cercanas al Olmeca en gravedad API, puesto que es de 32 y la cantidad de azufre es cercano al 2% en peso. El crudo Istmo, es sin duda, el crudo con el que generalmente se hace la mezcla de crudo Maya, puesto que para el Sistema Nacional de Refinación, es más fácil hacer este tipo de combinaciones para la refinación del petróleo.

En México la tendencia de extraer crudo del tipo pesado, ha ido en aumento en los últimos años (figura 1), y debido a ello, las refinerías han tenido que reconfigurarse, abriendo plantas nuevas para poder procesar estos tipos de crudo.

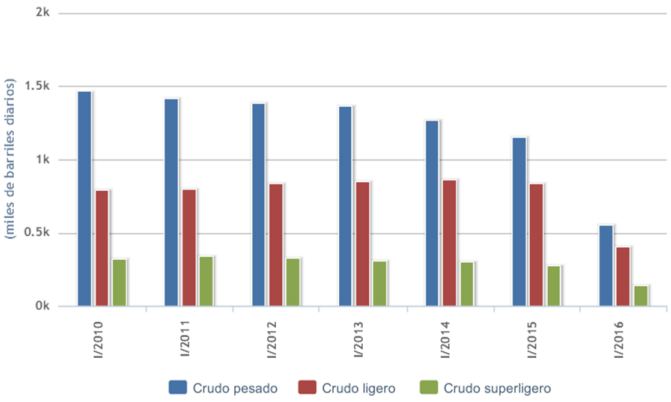


Figura 1. Producción de crudo

Reconfiguración de las refinerías

Pemex ha reconfigurado tres de las seis refinerías con las que cuenta. A principios del siglo XXI, las refinerías "Francisco I. Madero" en Tamaulipas, y la "Ing. Héctor R. Lara Sosa" en Cadereyta, han sido reconfiguradas para recibir este tipo de crudo y procesar todo el fondo de barril que sobra en las plantas de destilación atmosférica y al vacío. Otra refinería que ha reestructurado su sistema, ha sido la de "Gral. Lázaro Cárdenas" en Minatitlán. La opción que Pemex ha utilizado, es la coquización retardada.

En la coquización retardada, primero se carga el material en un fraccionador para separar los hidrocarburos más ligeros y combinarse con el crudo pesado reciclado. Esta mezcla pasa al horno de coquización y se calienta a altas temperaturas a bajas presiones para evitar la coquización temprana en los tubos del calentador. La mezcla del líquido y vapor se bombea desde el calentador a uno o dos tambores de coque, donde el material caliente permanecen cerca de 24 horas a bajas presiones hasta descomponerse en productos más ligeros. El vapor procedente de los tambores se devuelve al fraccionador para separar el gas, la nafta, y gasóleos, reciclando los hidrocarburos más pesados a través del horno.

Con la finalidad de procesar los fondos de barril, que se encuentran en las destilaciones al vacío y atmosféricas en una refinería, las únicas opciones que quedan son: coquización retardada, hidrocraqueo, craqueo al vapor y la ruptura de viscosidad. De acuerdo con lo anterior, el craqueo catalítico, mencionado en párrafos atrás, no se convierte en una opción real, puesto que la materia prima que necesita es gasóleo o el destilado de coque.

La coquización retardada cumple con la finalidad de convertir residuos de vacío, a partir de residuo, aceite pesado y alquitrán para que de manera térmica, obtener naftas, gasóleos y coque como parte del mismo proceso.

El craqueo al vapor, es un proceso de un método térmico con la finalidad de craquear moléculas grandes, es decir, descomponer moléculas a partir de combustible pesado o destilados de torre atmosférica, obteniendo nafta de craqueo, coque y residuos.

La ruptura de viscosidad, es otra opción de descomposición térmica, cuya finalidad es reducir la viscosidad a partir de residuos de torre atmosférica y produciendo destilado y alquitrán.

Finalmente el craqueo catalítico y el hidrocraqueo, sugieren la utilización de un catalizador para mejorar gasolinas y obtener hidrocarburos más ligeros, a partir de gasóleos, aceite de craqueo y residuos, y así producir gasolina, materia prima petroquímica y productos más ligeros de mayor calidad.

Con lo anterior se tiene un panorama, y puede pensarse que el craqueo catalítico y el hidrocraqueo son opciones más caras, debido a la obligatoriedad de ocupar un catalizador, que debe tratarse para volver a utilizarse, o bien, en el peor de los casos, que no pueda reutilizarse.

De acuerdo a todo esto, países como Venezuela, han optado por ocupar procesos que han sido patentados. La Aquaconversión, es la opción que debido a las características de su proceso, inclusive da mayores resultados que cualquier otro de los procesos antes mencionados para obtener productos más ligeros.

El Senado de la República, debido a esta necesidad de refinar el crudo pesado y obtener mayores beneficios, ha optado por proponer una reconfiguración para Pemex, en dos refinerías más: "Miguel Hidalgo" en Tula, así como "Ing. Antonio M. Amor" en Salamanca, con lo que se podrá procesar de manera más fácil y eficiente éstos crudos.

Es así que, de acuerdo a todos estos puntos de análisis, la coquización retardada ha sido evaluada en su operación en las refinerías de Cadereyta y Madero, puesto que han sido las primeras que utilizaron esta tecnología, mucho antes que la de Minatitlán.

Factores que afectan los rendimientos de los productos

Los rendimientos que se deben obtener de este tipo de proceso, es común en demasiada bibliografía. El coque es un producto que lo mínimo a obtener es un 30% en peso, y las naftas y gasóleos ligero o pesado, son los que complementan el 70% en peso junto a los gases de coquizadora y butanos.

Al analizar la operación durante cuatro años en ambas refinerías, se obtuvieron resultados distintos, a pesar de utilizar la misma tecnología bajo el mismo proveedor del diseño del proceso, ver Figuras 2 y 3. En la refinería de Madero se obtiene en promedio un porcentaje en peso mayor a 35 de gasóleo pesado y del coque de petróleo se obtiene cerca de 20 a 25% en peso. Lo cual significa que los rendimientos que se obtienen en dicha refinería son similares a los que se debe contar teóricamente y sobretodo de acuerdo a lo mencionado en las bases de diseño de la planta. Las naftas obtenidas se encuentran entre 15 y 20% peso y finalmente los gases obtenidos entre el gas seco, butanos y desfogue conjuntan un aproximado de 5% de cada uno de ellos en rendimiento peso.

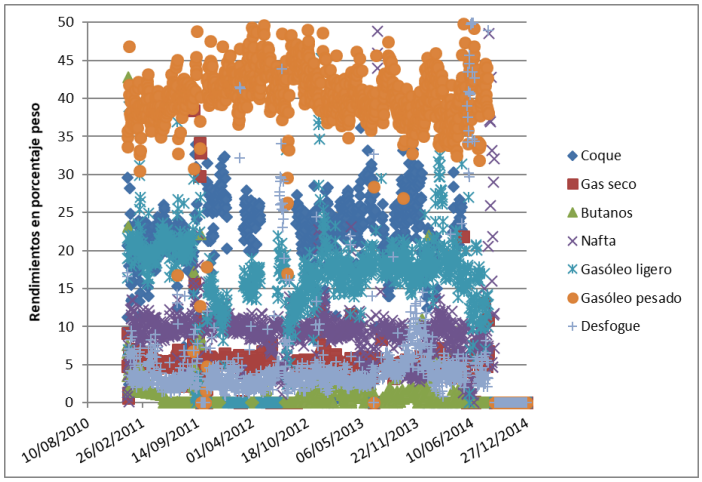


Figura 2. Rendimientos de los productos obtenidos en la planta de coquización retardada en Refinería Francisco I. Madero.

Del otro lado, se tienen los rendimientos de la refinería de Cadereyta, en donde se distingue la obtención de una mayor cantidad de coque de petróleo obtenido entre el 35% en peso y llegando incluso en algunos períodos hasta el 50% en peso. La obtención de gasóleo pesado es muy similar al porcentaje en rendimiento de coque y en menor cantidad se obtienen los porcentajes en peso de gasóleo ligero, del 10 al 15% en peso, y la obtención de gas seco y butanos es igual o menor al 5% en peso durante todo el tiempo de la evaluación.

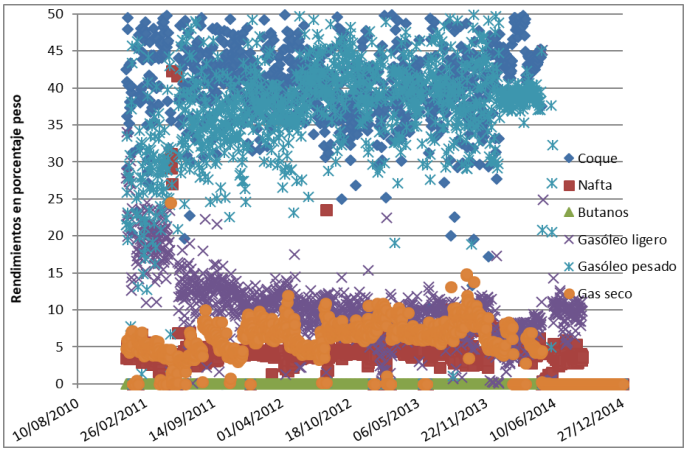


Figura 3. Rendimientos de los productos obtenidos en la planta de coquización retardada en la refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa

Es notoria la variabilidad de rendimientos, entre las dos plantas de coquización retardada, y el funcionamiento de tres variables dentro de este proceso, son las que determinan que se den buenos rendimientos: la temperatura, la presión y la relación de recirculación. La Tabla 1 muestra los valores de las principales variables que afectan los rendimientos en las dos refinerías comparadas con los valores de diseño.

Tabla 1. Factores que afectan los rendimientos de los productos

Condiciones de operación en equipos clave	Refinería Francisco I. Madero	Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa	Bases de diseño
Presión entrada de calentadores (psig)	14-30	17-29	15-30
Temperatura salida de calentador (°C)	480-500	470-495	505°C<
Presión domo de tambor (kg/cm²)	0.2-1	0-2	1
Temperatura fondo fraccionadora (°C)	275-305	275-305	314
Presión fondo fraccionadora (kg/cm²)	0.6-0.8	0.7-1.05	0.7
Temperatura domo fraccionadora (°C)	97-110	95-115	---
Presión domo fraccionadora (kg/cm²)	0.5-0.65	0.5-0.75	0.5

La temperatura es utilizada para controlar el material combustible volátil en el producto de coque. Si la relación de recirculación y la presión son constantes, el rendimiento de coque disminuye, mientras que la temperatura del tambor aumenta. La coquización retardada es una reacción endotérmica, en donde los calentadores otorgan todo el calor necesario para propiciar la reacción en la coquizadora. Si la temperatura es muy baja, la reacción en la coquizadora no procede muy lejos y ocurre la formación de coque suave o alquitrán. A altas temperaturas la coquización en los tubos de calentador aumenta, bajando el rendimiento del proceso. Las Figuras 5 y 7 muestran la variación de la temperatura a la salida de los calentadores en ambas refinerías.

Cuando la temperatura y la relación de recirculación es constante el efecto del aumento de presión es retener más hidrocarburos pesados en el tambor de coque y al ocurrir esto, aumenta el rendimiento de coque e incrementa el rendimiento de gases, mientras que disminuye el rendimiento de productos líquidos más pesados que el pentano.

La relación de recirculación tiene el mismo efecto general que la presión en la distribución de producto, es decir, si la relación de recirculación aumenta, los rendimientos de gas y de coque serán elevados y los rendimientos de los líquidos pesados disminuyen. La relación de recirculación funciona también para controlar el punto final del gasóleo de coquización.

Las tres variables son primordiales y son las que determinan el rendimiento de los productos que se obtienen de la coquización retardada. Entonces lo sucedido en la refinería de Madero, lo que influye en gran medida en que no se obtengan los rendimientos más cercanos a lo que las bases de diseño puedan mencionar, es la presión en los tambores de coque, rebasando el valor permitido en muchas ocasiones.

Por otro lado, la refinería de Cadereyta, presenta mayores problemas, en los hornos de coquizadora, ya que existe una coquización temprana en la mayoría de los tubos, de esta manera no permite que la temperatura de salida de los calentadores sea elevada y aumenta la baja temperatura de reacción en los hornos, no permitiendo así el rendimiento alto de hidrocarburos líquidos. Además los rendimientos de coque se ven aumentados por no contar con un control en la presión de los tambores de coque.

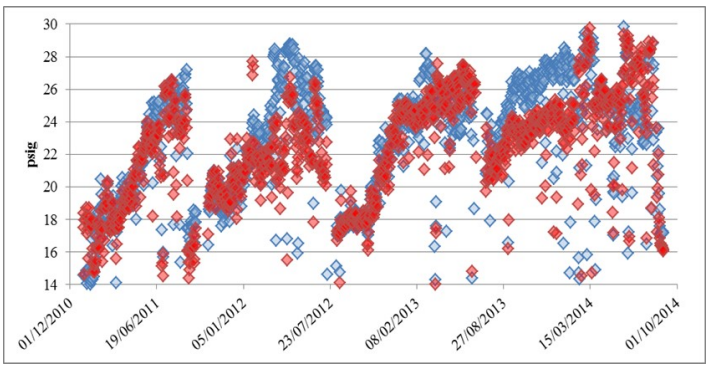


Figura 4. Presión de entrada pasos 1 y 3, Refinería Francisco I. Madero

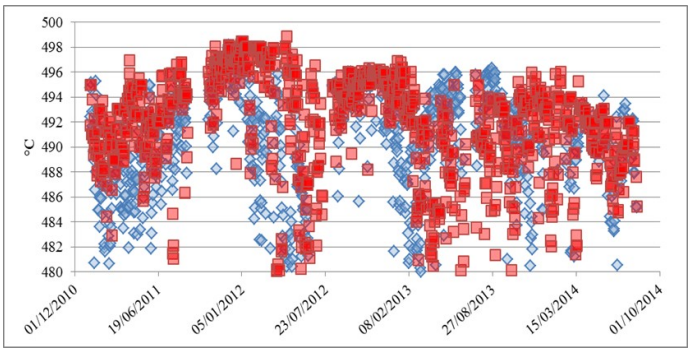


Figura 5. Temperatura de salida pasos 1 y 3, Refinería Francisco I. Madero

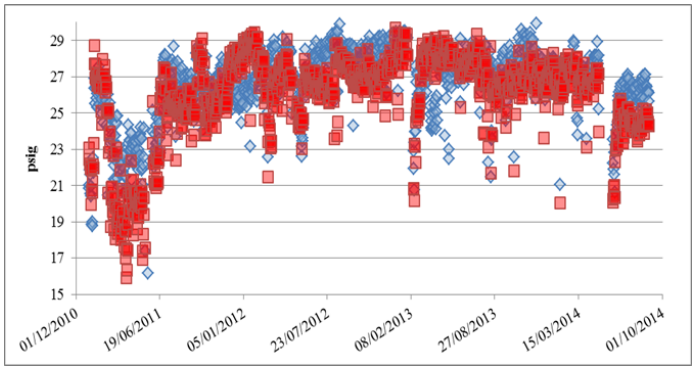


Figura 6. Presión de entrada pasos 2 y 4, Refinería Héctor R. Lara Sosa

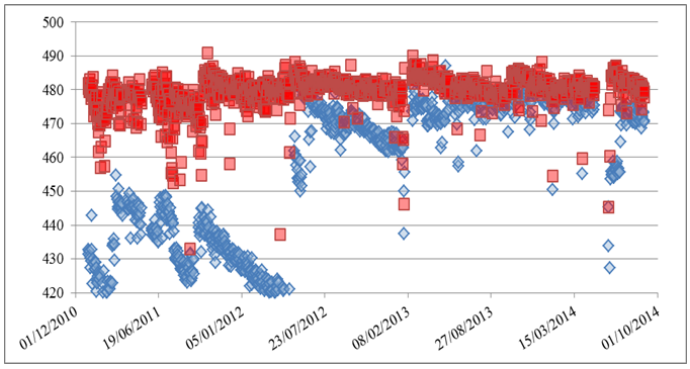


Figura 7. Temperatura de salida pasos 2 y 4, Refinería Héctor R. Lara Sosa

En la mayor parte del período de evaluación, el correcto funcionamiento de la instrumentación, es importante, ya que si no funcionan adecuadamente la obtención y registro de los datos que producen éste tipo de análisis son más complicados y disminuyen la confianza en su estudio.

El problema en el mantenimiento de las refinerías de Pemex, es una constante, ya que entre 2015 y 2016 el funcionamiento del Sistema Nacional de Refinación ha sido en su mayoría al 55 y 60% de su capacidad máxima, teniendo que importar gasolinas y otros tipos derivados de la refinación, que no son capaces de cumplir la demanda de combustibles de la población.

Sin embargo, el no cumplir con la demanda de los combustibles de la población no es el único problema, la coquización retardada también puede presentar problemas de contaminación ambiental. Es un hecho que al utilizar este proceso, se elimina en gran medida el problema generado de la quema de combustóleo, sin embargo el coque producido en ocasiones tiene que subastarse a cementeras, y demás sectores que lo ocupan como combustible, debido a la alta cantidad que se produce.

Ante esta problemática, existen proyectos que consisten en estudiar la evaluación de los procesos y tecnologías existentes de mejoramiento de crudos pesados y extrapesados, tales como rechazo de carbón, adición de hidrógeno o de separación física, entre otros, con la finalidad de definir la más adecuada a aplicarse para incrementar la calidad de la mezcla de crudo pesado hasta llevarla a la calidad de crudo Maya (contenido de azufre, metales, rendimiento de destilados, entre otros).

El estudio y la evaluación de estos procesos de mejoramiento de crudos, comprar un sistema como la Aquaconversión que al parecer ha dado muchos beneficios para obtener hidrocarburos líquidos, y menos cantidad de coque u otros productos que podrían ser contaminantes, así como la evaluación de la importación de mayor cantidad de gasolinas o combustibles que demanda la población, son factores que se deben resolver lo más pronto posible por parte de nuestros representantes, y que por supuesto, tendrán que dar mayores resultados que los conseguidos hasta ahora.

Conclusiones

El comportamiento de ambas refinerías es distinto a pesar de tener las mismas bases de diseño.

La refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa presenta problemas de ensuciamiento en los pasos de los calentadores.

En la evaluación de la planta ubicada en Cadereyta, se comprueba que una disminución en la temperatura de coquización aumenta la producción de coque y disminuye la de los hidrocarburos líquidos. El efecto del incremento de presión aumenta la producción de gas y coque y disminuye el rendimiento de hidrocarburos ligeros.

Referencias

Chávez M Ileana, Coquización Retardada, Proceso ideal para crudo pesado. Global Energy. The Journal of the Power Resources, agosto 2013, pp 40-42.

Surinder Parkash. Refining Process Handbook. Ed. Elsevier, 2008, pp 176-182.

Villahermosa, Tabasco del 23 al 26 de octubre 2019

-Cursos preconvención

-Reunión de Directores de Carrera de Ingeniería Química

-XXXVII EXPO IMIQ Internacional Conferencias Magistrales

-Mesas Redondas

-Sesiones Panel

-Sesiones Técnicas

-Eventos Sociales

www.convencion2019.imiqac.org

FORO INTERNACIONAL DE SISTEMAS DE GESTIÓN
Benito Flores
Presidente de ASQ
Manuel Suárez
Experto del Kaizen
en América Latina
Cristian Murillo
Director de Lean
Power Management
Dr. Roberto Hernández
Expresidente del Lean
Enterprise Institute
Sede: Tec de Monterrey campus Puebla
8 y 9 de Noviembre de 2019
IMIQ
ASQ
Latin
America
ema
AMTE
orcasim
forokaizen

ORGANIZADO POR:
GRUPO MIMAGO

DIRECCIÓN TÉCNICA:
ACADEMIA DE INGENIERÍA MÉXICO

Academia de Ingeniería México

DOWNSTREAM

TECHNOLOGY 2019 - REFINERÍA DOS BOCAS

FORO EXPOSITOR - TECNOLOGÍA E INNOVACIÓN

4 - 6 DE SEPTIEMBRE, 2019 | 9:00 AM
CENTRO DE CONVENCIONES DE VILLAHERMOSA, TABASCO

@downstreamdos

@downstream2bocas

@downstream2bocas

Información:
midory@gmimago.com

www.downstreamtechnology.com

Caída de Presión en Lechos Empacados con Diámetro Interno de Tubo a Diámetro Promedio de Partícula bajo a Temperatura por Encima de la Ambiente.

R. Quintana-Solórzano*, J. Sánchez-Valente, H. Armendáriz-Herrera
Instituto Mexicano del Petróleo, Procesos de Transformación,
Ciudad de México, 07730, MÉXICO Tel. ++(55) 9175 8530,
*e-mail: rquintana@imp.mx

Resumen

Se reportan los resultados de ensayos realizados para medir experimentalmente la caída de presión (ΔP) en un tubo empacado con materiales de morfologías, tamaños y densidades variadas, a temperatura por encima de la ambiente, en el régimen de flujo transición/turbulento en Rep y en el régimen de efecto de pared en dt/dp. Para tal fin, se hizo pasar, a través del lecho empacado, aire comprimido a diferentes caudales de alimentación (1,000 - 6,000 slph), ajustando la temperatura entre 25 y 400 °C, y la presión de entrada de 2.5 a 3.0 kg/cm2. Las propiedades de las partículas, i.e., la densidad empacada, la densidad de partícula, el diámetro equivalente de partícula (dp) y la fracción hueca (ε), se determinaron experimentalmente a partir de una muestra representativa de cada material. Se obtuvieron valores de ε entre 0.38 y 0.61, con una relación entre el diámetro interno del tubo y el diámetro promedio de las partículas (dt/dp) pequeña, de 3 a 6.

Los resultados experimentales confirman la dependencia de la caída de presión con el flujo volumétrico alimentado, la presión y la temperatura, así como la partícula, es decir, la morfología, el tamaño y la fracción hueca. En todos los ensayos, la ΔP se incrementa con el flujo de volumétrico de alimentación y la temperatura, y decrece con la presión. La velocidad superficial del fluido aumenta con el flujo volumétrico alimentado y la temperatura lo cual tiene un efecto positivo en la ΔP. A una presión y temperatura definidas, la ΔP se incrementa de manera no lineal con el flujo volumétrico de alimentación, mientras que a una presión y flujos determinados, la ΔP se incrementa de manera casi lineal con la temperatura. La ΔP también se incrementa con el número de Reynolds de partícula (Rep). Entre los materiales investigados, aquéllos con mayor tamaño de partícula (dp), menor relación de diámetro de tubo a diámetro de partícula (dt/dp) y mayor porosidad de lecho asociada, exhiben una menor caída de presión a igualdad de condiciones de flujo volumétrico de alimentación y temperatura. Al contrastar algunos de nuestros resultados experimentales con valores obtenidos a través de correlaciones reportadas en la literatura, se observó que, en general, dichas expresiones no son lo suficientemente precisas para ser aplicadas a partículas con morfologías y tamaños diversos, a las condiciones de Rep y dt/dp de los ensayos considerados en este trabajo. Las predicciones son particularmente imprecisas para los materiales con menor dt/dp, independientemente de las condiciones de temperatura.

Introducción

Los lechos empacados son sistemas compactos de contacto sólido-fluido (líquido y/o gas) que han tenido mucho éxito debido a que son configuraciones relativamente simples, a los cuales se les ha encontrado una gran diversidad de aplicaciones a nivel piloto e industrial. Estos sistemas han sido ampliamente utilizados como reactores de lecho fijo, para llevar a cabo reacciones catalíticas, y para efectuar algunas operaciones unitarias que involucran transferencia de masa y/o energía. Una de las esenciales características que ofrecen los lechos empacados es que exhiben una alta superficie de contacto entre el sólido y el fluido circulante, lo cual promueve de manera adecuada los procesos de transferencia [1.

Palabras claves: caída de presión, lechos empacados, temperatura, presión, flujo, diámetro equivalente de partícula, número de Reynolds de partícula, velocidad superficial.

Estos fenómenos, no obstante, se encuentran usualmente influenciados por las propiedades hidrodinámicas del lecho dentro de las cuales la caída de presión que experimenta el fluido a través del lecho empacado merece especial atención. Desde la perspectiva económica, un estudio detallado de la caída de presión es también necesario dada su influencia en la estimación de la inversión y los costos operativos relativos al dimensionamiento de equipos de bombeo y compresión [2].

En algunos procesos catalíticos heterogéneos sólido-gas en los que las reacciones químicas involucradas son mediana o altamente exotérmicas, la configuración de reactor de lecho fijo con enfriamiento externo demanda el uso de tubos con una alta relación longitud a diámetro interno (L/d_t) para disminuir los gradientes radiales de temperatura intra-reactor Para esta configuración de reactor, el uso de partículas de catalizador con tamaños relativamente grandes, que resultan en una relación de diámetro de tubo a diámetro (equivalente) de partícula pequeña (d_t/d_p), es necesario para evitar una caída de presión excesiva [3]. A estas condiciones, la hidrodinámica (perfil de velocidades) del lecho exhibe un comportamiento atípico debido a que la fracción hueca aumenta drásticamente y, por lo tanto, las correlaciones reportadas para predecir la caída de presión pudieran reportar desviaciones considerables.

La caída de presión global representa al gradiente de presión (ΔP) medido entre la entrada y la salida de un tubo empacado con material sólido, es decir, a lo largo de la longitud del tubo (L). El ΔP se ve afectada por ciertos factores asociados al proceso (longitud y diámetro interno de tubo, caudal alimentado, propiedades físicas del fluido, etc.), la naturaleza de las partículas en el tubo (tamaño, forma y tipo de superficie y orientación), y la combinación de ambos como es el caso de la relación diámetro interno de tubo a diámetro de la partícula, así como la porosidad del lecho. Diversos autores han aportado valiosa información tanto experimental como teórica al respecto [4]- [9], como es el caso de los trabajos de Lemec y Levec (2005), Lindholm (2002), Liu y col. (1994), Macdonald y col. (1979), Dullien (2005) así como Li y Ma (2011).

La caída de presión friccional, es decir, la fricción que existe entre el fluido circulante a través del lecho empacado y las partículas que lo componen, típicamente se evalúa utilizando la ec. 1, la cual debe incorporar una expresión semi-empírica apropiada para el cálculo del factor de fricción denotado por f_k [10].

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{(1-\varepsilon)v^2\rho}{d_p\varepsilon^3} f_k \qquad \text{ec. 1}$$

La correlación más conocida para evaluar el factor de fricción en lechos empacados fue propuesta por Ergun [11] y corresponde a la ec. 2 en donde , ε, ρ, dp y Rep denotan la velocidad superficial del fluido, la fracción hueca, la densidad del fluido, el diámetro de partícula y el número de Reynolds de partícula, respectivamente. De manera explícita, la correlación de Ergun toma la forma de la ec. 2b, una expresión con dos sumandos de pérdida de energía de movimiento, el primero llamado término viscoso o laminar, y el segundo inercial o turbulento. Esta expresión aplica, de manera específica, para lechos empacados con efectos de pared despreciables. Cuando el diámetro del tubo (dt) es relativamente grande con respecto al diámetro de la partícula (dp), dt/dp < 40, la predicción de la caída de presión mediante la ecuación de Ergun pudiera diferir de manera significativa de los resultados experimentales [12]. Por consecuencia esta expresión fue desarrollada para relaciones diámetro de tubo a diámetro de partícula mayor a 10, para un rango de Rep de 1 a 2,400 [13], además de no considerar los efectos colaterales de pared.

$$f_k = 150\frac{(1-\varepsilon)\,\mu}{\rho\, v\, d_{e,part}} + 1.75 = 150\frac{(1-\varepsilon)}{Re_p} + 1.75 \qquad \text{ec. 2a}$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 150\frac{(1-\varepsilon)^2\mu}{d_p^2\varepsilon^3}v + 1.75\frac{(1-\varepsilon)\rho}{d_p\varepsilon^3}v^2 \qquad \text{ec. 2b}$$

En la literatura son diversas las correlaciones que han sido reportadas para predecir la caída de presión en lecho empacados buscando, en algunos casos, desarrollar expresiones con mayores intervalos de aplicación en términos del Re_p, d_t/d_p y fracción hueca, aunque teniendo casi siempre como punto de referencia la ecuación de Ergun. Tallmadge [14], por ejemplo, propuso una ecuación similar a Ergun, pero con una modificación en el término turbulento incorporando Rep y ε, extendiendo su aplicación a Rep entre 0.1 y 100,000. Pretendiendo extender la aplicación en dt/dp, Liu y col. [15] realizaron una modificación a la ecuación de Ergun en los términos laminar y turbulento resultando en una expresión (ver ec. 3) con predicciones buenas para una relación dt/de,part <10 (para una morfología de partícula no es esférica, de,part el diámetro equivalente de partícula, reemplaza a dp). Cuando la relación dt/de,part es menor a 10, la interacción del fluido con la pared del tubo y la canalización inciden de manera más importante en la hidrodinámica del lecho, aparte de la interacción del fluido con la partícula, ocasionando "desviaciones en la caída de presión".

$$f_k = 150\frac{(1-\varepsilon)}{Re_p}\left[1+\frac{\pi}{6(1-\varepsilon)}\frac{d_p}{d_t}\right]^2 + 1.75\left[1-\frac{\pi^2}{24}\frac{d_p}{d_t}\left(1-0.5\frac{d_p}{d_t}\right)\right] \qquad \text{ec. 3}$$

Dando continuidad al trabajo de Tallmadge y Liu, y teniendo en mente obtener una expresión con un amplio intervalo de aplicación tanto en Rep como en dt/dp, Harrison y col. [10] propusieron una nueva correlación aplicable de manera confiable en la región 0.32 < Rep < 7,700; 0.33 < ε < 0.88 y 8.3 < dt/dp < 50. Esta ecuación tiene como característica notable el incorporar dos términos ajustables, representados como Kturb y Klam, para denotar los parámetros de los términos inercial y viscoso, 150 y 1.75 en ec. 3 respectivamente).

Previo a los trabajos de Tallmadge, Liu y Harrison, y teniendo como objetivo central el detectar las mejores correlaciones para predecir caídas de presión en la región conocida como "efecto de pared", en donde d_t/d_p es menor a 10, Eisfeld y Schnitzlein [16] sugirieron la conveniencia del uso de la correlación de Reichelt [17], una expresión también derivada de la ec. de Ergun aplicable en la región Re_p de 0.01 a 17,635, 0.330 < ε < 0.882 y para relaciones d_t/d_p de 1.624-250. Después de ajustar los tres coeficientes respectivos con datos experimentales disponibles [16], esta expresión fue extendida en aplicación conservando su precisión para partículas de morfologías diferentes a una esfera (ver ec.4).

$$\frac{?P}{L} = K_1 \frac{A_w^2}{Re_p}\frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} + \frac{A_w}{B_w}\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3}; \quad A_w = 1 + \frac{2}{3(\frac{d_t}{d_p})(1-\varepsilon)}; \quad B_w = k_1 \frac{d_p}{d_t}^2 + k_2$$

ec. 4

Cabe señalar que para partículas diferentes a una esfera, se utiliza un diámetro equivalente de partícula representado en este documento como de,part, que reemplaza a dp, el cual se calcula a partir de la relación entre el volumen promedio de la partícula no esférica relativa al áreas superficial de una partícula esférica con igual volumen.

La densidad de partícula promedio (DENm,part) se determinó relacionando la masa y el volumen acumulado de las 100 partículas (W100,part y V100,part respectivamente) tomada al azar. El volumen ocupado por cada partícula i, referido como Vi,part, depende de la morfología sea esférica, cilíndrica o tetralobular, aplicando la ec. 5, por ejemplo, en el caso de una partícula cilíndrica.

$$V_{i,part} = \frac{\pi d_p^2 L_{i,part}}{4}$$

ec. 5

El valor de $DEN_{m,part}$ finalmente viene dado por el cociente entre $W_{100,part}$ y $V_{100,part}$ como lo considera de manera explícita la ec. 7. Notar que la $DEN_{m,part}$ está referida al volumen de la partícula y no al volumen del reactor como sucede con el ABD.

$$DEN_{m,part} = W_{100,part}/V_{100,part}$$

ec. 7

La fracción hueca de lecho empacado con partículas de material (ε) se determina combinando los valores de ABD y $DEN_{m,part}$, de acuerdo con lo considerado por la ec. 8.

$$\varepsilon = 1 - \frac{ABD}{DEN_{m,part}}$$

ec. 8

En la Tabla 1 se reportan los valores de la longitud promedio de partícula, el diámetro promedio de partícula, la densidad promedio de partícula, la densidad del material en forma empacada, así como la fracción hueca, para cada uno de los sólidos investigados. Se incluye también la relación entre el diámetro interno de tubo empacado (d_t) y el diámetro de partícula equivalente ($d_{e,part}$) denotado como $d_t/d_{e,part}$.

El ABD de los materiales investigados varió entre 0.41 y 1.33 g/cm^3, siendo CAT-C el que exhiben el menor valor y CAT-A el mayor. La densidad promedio de partícula se movió entre 1.05

(CAT-C) y 2.15 g/cm3 (CAT-A). El material con mayor diámetro equivalente de partícula (y por consiguiente la relación dt/de,part más alta) fue el CAT-D con de,part = 6.6 mm, mientras que el de menor tamaño fue el CAT-A con de,part = 3.6 mm. La menor relación dt/de,part corresponde, de hecho, al material denotado como CAT-D de 3.2. El abatidor de presión, material CAT-C, es el material menos denso y el que resulta en una fracción hueca mayor después de ser empacado en el tubo de proceso.

Tabla 1. Propiedades, determinadas experimentalmente, de los materiales utilizados en las pruebas para medir caída de presión en un lecho empacado.

	CAT-A	CAT-B	CAT-C	CAT-D
Morfología	Esfera	Cilindro	Tetralobular	Esfera
L_m, mm	-	6.73	8.58	-
d_m, mm	3.60	3.74	5.02	6.56
$DEN_{m,part}$, g/cm^3	2.15	1.75	1.05	1.50
$d_{e,part}$, mm	3.6	5.2	5.7	6.6
ABD, g/cm^3	1.33	0.96	0.41	0.66
ε	0.38	0.45	0.61	0.56
$d_t/d_{e,part}$	5.8	4.1	3.7	3.2

Descripción del sistema experimental

La parte central del sistema experimental es un tubo de 2.0 m de longitud, 1.0 pulg de diámetro nominal ced. 14, equivalente a 2.119 cm de diámetro interno (dt), construido en acero inoxidable 304. Este tubo fue alimentado por la parte superior con aire comprimido cuyo caudal fue dosificado y controlado mediante controladores de flujo másico térmico (MFC) de la marca Brooks. Se habilitaron dos MFC en el sistema experimental, con capacidad de 3,000 litros estándar por hora (slph) de aire cada uno. A la salida del tubo empacado se instaló un back pressure con el propósito de poder ajustar la presión a la entrada. En la mayoría de los experimentos, esta presión se mantuvo en 2.5 kg/cm2 man, variando la temperatura entre bloques de ensayos y registrando los valores de caída de presión asociados a 8 niveles distintos de caudal volumétrico de aire. Un selecto grupo de experimentos fue efectuado a 3.0 kg/cm2 man para determinar el efecto de la presión de operación en la caída de presión.

Para monitorear la presión a la entrada y la salida del tubo empacado, se instalaron dos transmisores de presión en estas posiciones, lo cual permitió determinar la pérdida de presión asociada al paso del aire a través del lecho catalítico mediante la diferencia entre ambos valores. Se instaló también una celda de presión diferencial de "bajo rango de medición" (hasta 0.3 kg/cm2) para mediciones finas. El tubo empacado estuvo provisto de 5 zonas de calentamiento independientes y colocadas en forma equidistante en la dirección axial, con la finalidad de calentar el sólido empacado a la temperatura solicitada en cada experimento. El aire comprimido fue precalentado a la temperatura del sólido empacado, lo cual permitió asegurar un perfil isotérmico a lo largo del lecho.

El inicio formal de la experimentación implica pesar, en una balanza analítica, la masa del material correspondiente para empacar los 2.0 m de tubo. El material es cargado, con ayuda de un embudo, por la parte superior del tubo mientras y está soportado, en la parte inferior, por una malla metálica con una apertura de poro de 50 micrones, tamaño suficiente para contener el material evitando una caída de presión significativa que pudiera afectar las mediciones formales de esta respuesta. Posteriormente, el reactor se cierra y se conectan los instrumentos respectivos. Cerrado el reactor, se realiza una prueba de hermeticidad presurizando el tubo a 5.0 kg/cm2 con aire. La presión interna del tubo no debe caer más de 0.025 kg/cm2 en una hora para poder asegurar la ausencia de fugas en el sistema.

Sobre un material determinado, a condiciones definidas de presión de entrada y temperatura, en cada experimento se midieron caídas de presión a ocho diferentes valores de flujo volumétrico de aire. Tomar en cuenta que la velocidad superficial del fluido es proporcional con el flujo volumétrico para una sección transversal fija, siendo ésta última una variable independiente de alto impacto en la caída de presión como puede verse en la ec. 2a. El número de Reynolds de partícula (Rep) es también proporcional con la velocidad superficial. A cada nivel de flujo a una temperatura y presión dadas, se tomaron al menos 8 lecturas de presión a la salida y a la entrada del reactor, las cuales fueron promediadas y luego utilizadas para el cómputo de la caída de presión a través del tubo empacado. A la entrada del tubo empacado, se aseguró en todo momento que el valor de presión de 2.5 o 3.0 kg/cm2. El error relativo de las lecturas del PI-51 para un nivel de flujo dado fue siempre inferior al 0.5 %.

Resultados y discusión

Condiciones experimentales

Considerando que los valores de ABD de los materiales son diferentes, la masa de cada sólido requerida para empacar el tubo (2.0 m de longitud y 2.119 cm de diámetro interno equivalente a 704.6 cm3), fue también distinta. Específicamente, se requirió de 938 g de CAT-A, 676 g de CAT-B, 286 g de CAT-C y 483 g de CAT-D. Las condiciones de flujo volumétrico de alimentación de cada serie de experimentos fueron definidas a partir de la relación masa de catalizador a flujo másico de alimentación, una variable referida en el contexto de reactores catalíticos de lecho empacado como WHSV. Relativo a esta última variable, los ensayos se llevaron a cabo en el intervalo 2.7 – 14.3 h-1 requiriendo alimentar entre 670 y 5900 slph (standard litters per hour – litros estándar por hora) de aire. En todos los experimentos de caída de presión, el tubo empacado fue alimentado con aire comprimido manteniendo la temperatura del gas y el lecho a ambiente o entre 200 y 400 ° C, y la presión de entrada al tubo empacado entre 2.5 y 3.0 kg/cm2, según lo demande cada ensayo. A estas condiciones, el intervalo de número de Reynolds de partícula (Rep) en los experimentos correspondió a 100 – 1900, perteneciendo al régimen de transición y turbulento.

Con la finalidad de poder construir gráficos de ΔP como función de variables independientes de interés tales la velocidad superficial del gas, el número de Reynolds de partícula, etc., cada experimento incluyó mediciones de presión a ocho diferentes valores de flujo volumétrico de aire alimentado. La Tabla 2 incluye valores de flujo volumétrico de aire alimentado, medido a condiciones estándar, además de valores de Rep y la velocidad superficial del gas, ambos evaluados a temperatura ambiente y 400 °C, para 4 experimentos efectuados sobre el material CAT-B. Notar que al aumentar la temperatura de 25 a 400 °C, la velocidad superficial se incrementa a más del doble mientras que el Rep disminuye a un poco menos de la mitad.

Tabla 2. Algunas condiciones de flujo volumétrico para los experimentos a 20 - 400 °C y 2.5 kg/cm2 man para medir caída de presión en un tubo empacado de 2.0 m de longitud y 2.0119 cm de diámetro interno empacado con el material CAT-B.

Caídas de presión experimentalesΔP

Variable / Medición	1	3	5	8
GHSV, h^{-1}	8383	4790	3353	2235
Flujo total, slph	5909	3377	2364	1576
Re_p @ 20 °C	1617	924	647	431
Re_p @ 400 °C	901	547	383	255
Veloc. superf. alim. (@ 20 °C y 2.5 kg/cm^2 man), m/s	1.46	0.84	0.59	0.39
Veloc. superf. alim. (@ 400 °C y 2.5 kg/cm^2 man), m/s	3.11	1.88	1.32	0.88

ΔP versus flujo volumétrico de aire alimentado

Para poner en perspectiva algunos de los resultados de caída de presión obtenidos en la experimentación, la Figura 1 muestra, primeramente, cuatro de gráficos de la evolución de la caída de presión en el lecho empacado como función del flujo volumétrico de aire alimentado, medido a condiciones estándar, para los cuatro materiales investigados. Notar que los valores de flujo estándar de la alimentación son independientes de las condiciones P y T del experimento. Las Figuras 1(a), (b) y (c) contienen información de caídas de presión a las condiciones 25 °C, 200 °C y 400 °C, respectivamente, manteniendo la presión de entrada al tubo empacado en 2.5 kg/cm2 man, mientras que la Figura 1(d) contiene la información del experimento efectuado

A una temperatura y presión dadas, la caída de presión asociada al lecho catalítico se incrementa al aumentar el flujo volumétrico de aire que se alimenta al tubo empacado, dicho incremento es no lineal, ajustándose a simple vista, a una función cuadrática. A una condición de flujo específica, la caída de presión evolución de la siguiente manera, para los cuatro materiales estudiados: CAT-B > CAT-A > CAT-C > CAT-D. El material CAT-D es, de hecho, el que exhibe la menor relación dt/de,part igual a 3.2, ver Tabla 1. La caída de presión, a un flujo de alimentación de aire específico, se claramente se incrementa con la temperatura. Sobre CAT-A, por ejemplo, a la máxima condición de flujo (5,400 slph) y conservando la P de entrada del lecho empacado en 2.5 kg/cm2, el ΔP crece de 0.59 a 1.76 kg/cm2, es decir, casi 3 veces, al aumentar la temperatura de 25 a 400 °C.

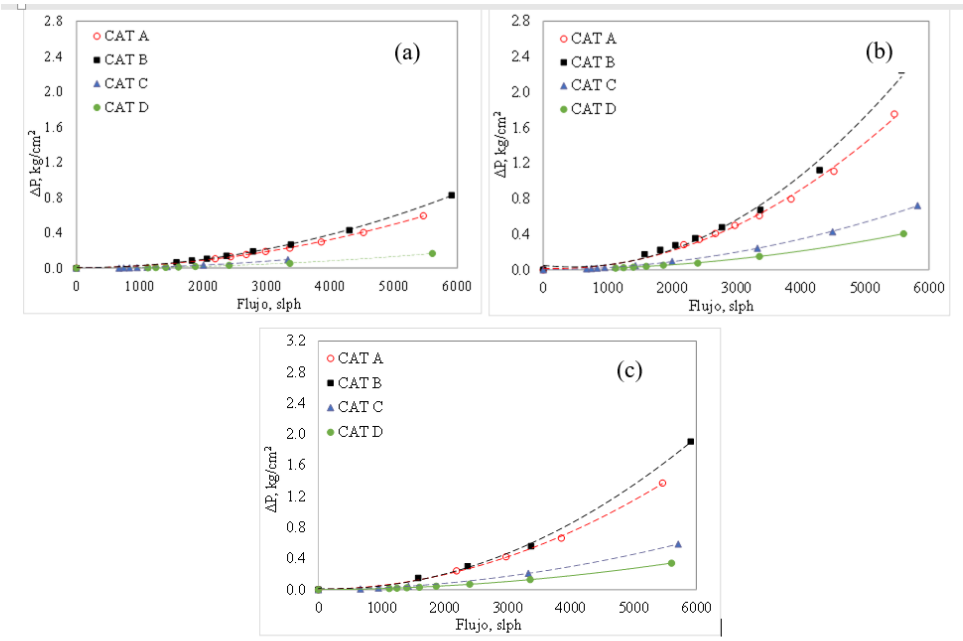


Figura 1. Comparativo de la evolución de la caída de presión ΔP en el lecho empacado en función al flujo volumétrico alimentado al reactor medido en condiciones estándar (20 °C – 1 atm) de los materiales CAT-A, CAT-B, CAT-C y CAT-D: (a) 25 °C– 2.5 kg/cm2, (b) 400 °C -2.5 kg/cm2 y (c) 400°C – 3.0 kg/cm2.

Valorando los resultados de caída de presión en términos relativos a través de la relación ΔP/P° como función del flujo volumétrico de aire alimentado, siendo P° el valor de la presión a la entrada del reactor, al operar a flujo máximo (5,400 slph) se observa, sobre el material CAT-B que al incrementar la temperatura de 200 a 400 °C operando el reactor a 2.5 k/cm2 de presión man a la entrada del tubo, el ΔP/P° se incrementa da 0.44 a 0.70, mientras que al aumentar la presión de 2.5 a 3.0 kg/cm2 operando a 400 °C, el ΔP/P° decrece de 0.70 a 0.46. El material que exhibe la menor caída de presión (CAT-D), en tanto, muestra que operar a flujo máximo (5,400 slph), el incrementar la temperatura de 200 a 400 °C operando el reactor a 2.5 k/cm2 de presión man a la entrada del tubo, se traduce en un incremento del ΔP/P° de 0.11 a 0.16, mientras que el aumentar la presión de 2.5 a 3.0 kg/cm2 operando a 400 °C, el ΔP/P° decrece de 0.16 a 0.10. Es evidente que operando a flujo y temperatura constantes, la caída de presión relativa disminuye al operar el tubo empacado a una mayor presión, lo cual sería conveniente en caso de decidir incrementar la longitud del tubo empacado (L).

ΔP vs número de Reynolds de partícula

Es práctica común en la literatura sobre el tema, poner en perspectiva los cambios en la caída de presión de lecho empacado como función del número de Reynolds de partícula (Rep). El utilizar el Rep, en contraste con el uso de flujo volumétrico alimentado o velocidad superficial, incorpora esta última y el tamaño de partícula mediante de,part. La Figura 3 contiene cuatro gráficos que muestran la evolución de la caída de presión con respecto al Rep para los cuatro materiales investigados a cuatro condiciones diferentes, a saber, 25 °C y 400 °C, respectivamente, ajustando la presión de entrada al tubo empacado en 2.5 kg/cm2 man (Figuras 3a-b), así como la información a 400 °C ajustando la presión de entrada al tubo empacada a 3.0 kg/cm2 man (Figura 3c). A P y T definidas e igualdad de condiciones en Rep, la caída de presión evoluciona como CAT-A > CAT-B > CAT-C > CAT-D. El material CAT-A exhibe el valor bajo de porosidad (0.38) y el más alto en relación dt/de,part (5.8).

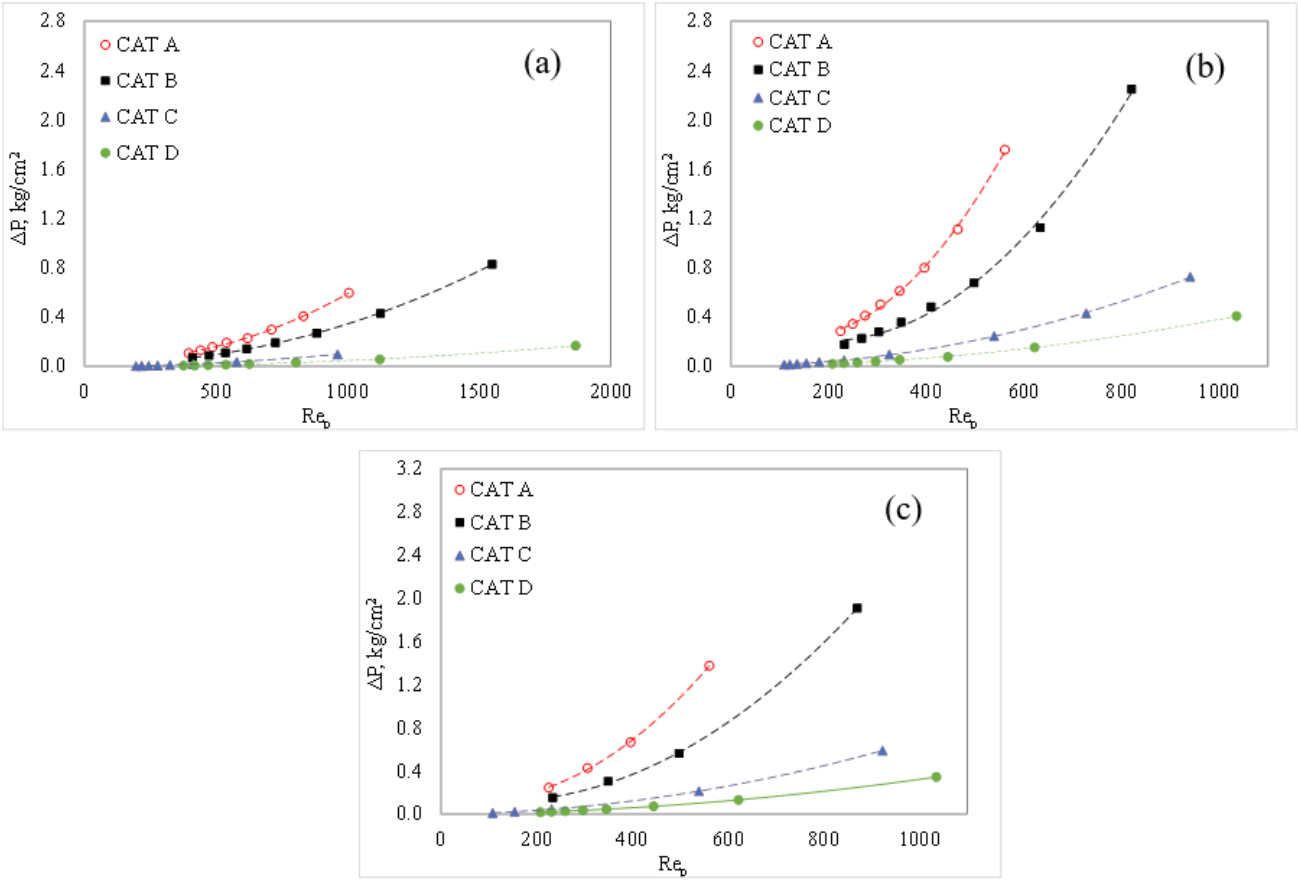


Figura 2. Comparativo de la evolución de la caída de presión ΔP en el lecho empacado en función a Rep de los materiales CAT-A, CAT-B, CAT-C, CAT-D y lecho híbrido CAT-B +CAT-C, a las diferentes condiciones P y T: (a) 25 °C– 2.5 kg/cm2, (b) 400 °C -2.5 kg/cm2 y (c) 400°C – 3.0 kg/cm2.

Efecto de la Temperatura sobre el ΔP

La Figura 3, de manera adicional, presenta la evolución de la caída de presión en el tubo empacado con material con la temperatura. Se incluyen en cada gráfico experimentos a cuatro flujos de alimentación de aire diferentes medidos a condiciones estándar sobre los materiales CAT-A y CAT-D, haciendo notar que de F2 a F8 el caudal volumétrico alimentado al tubo empacado se incrementa por un factor de 3 - 4. La caída de presión aumenta de manera lineal con la temperatura con una pendiente, ΔP/ΔT, que se incrementa con el flujo de alimentación de aire al tubo empacado. La pendiente es mayor para el material que exhibe mayor caída de presión como es el caso del CAT-A respecto al CAT-D. Se observa, de hecho que, a flujo máximo (F8) el primer material exhibe un incremento de caída de presión de casi 1.2 kg/cm2 por 0.25 kg/cm2 sobre el segundo material al aumentar la temperatura de 25 a 400 °C.

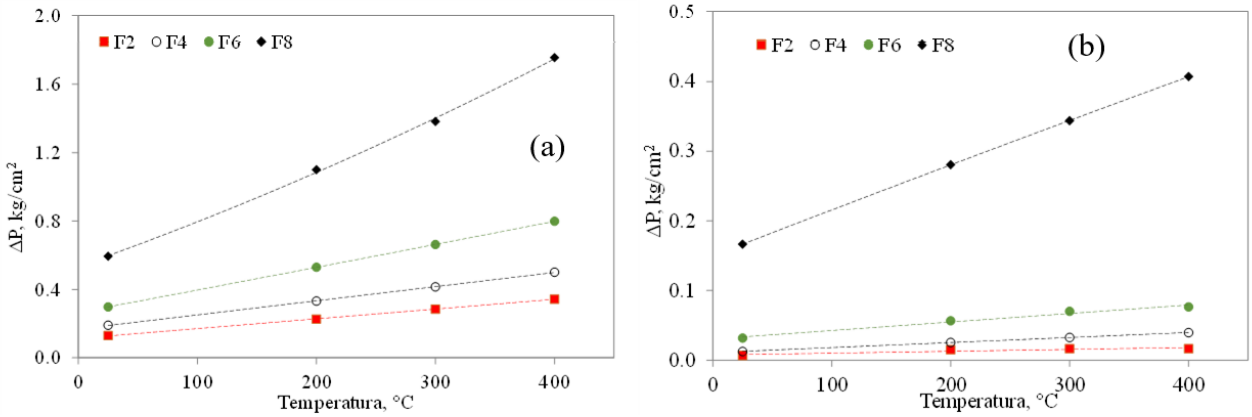


Figura 3. Variación de la caída de presión experimental como función de la temperatura en el intervalo 25 – 400 °C para cuatro niveles de flujo de volumétrico de alimentación medidos a condiciones estándar diferentes (de F2 a F8 el caudal se incrementa), ajustando la presión de entrada al tubo empacado en 2.5 kg/cm2. (a) CAT-A, y (b) CAT-D.

Correlaciones de la literatura

En esta sección se comparan los resultados experimentales de caída de presión con sus contrapartes calculados a través de tres correlaciones de amplio uso en la literatura, i.e., Ergun [11], Harrison y col. [10] y Eisfeld-Schnitzlein, correspondiendo a las ecs. 1 a 3 de este trabajo. La precisión en la predicción de las correlaciones referidas es valorada en forma cuantitativa mediante la desviación relativa que corresponde a la diferencia entre el valor calculado y el valor experimental relativo al valor experimental. Una observación general con respecto lo anterior es que las desviaciones relativas están mucho más influenciadas por el tamaño y la morfología de la partícula que por los cambios en las condiciones experimentales (temperatura, flujo volumétrico de aire alimentado, Rep, etc.) y, de hecho, las desviaciones relativas asociadas al incremento en el flujo volumétrico de alimentación y la temperatura, varían entre materiales. A manera de ejemplo, las Figuras 4 y 5 incluyen algunos gráficos en los cuales se superponen valores de caída de presión experimental y calculado, aplicando las 3 correlaciones mencionadas, como función del Rep, a dos diferentes condiciones de proceso (25 °C–2.5 kg/cm2 y 400 °C–2.5 kg/cm2) para el material CAT-A y CAT-D. Estos dos materiales tienen forma esférica con dt/de,part igual a 5.8 y 3.2, respectivamente (ver Tabla 1).

Se detecta visualmente en la Figura 4, que las predicciones de caída de presión derivadas de las tres correlaciones referidas y asociadas al material CAT-A son bastante cercanas a los resultados experimentales, siendo Harrison y col [10] y Eisfeld-Schnitzlein [16] las expresiones más precisas, aunque Ergun [11] no se distancia de manera considerable, especialmente a 400 °C. Sobre el material CAT-A, dentro de la región experimental ensayada, las desviaciones relativas asociadas a Ergun fueron siempre positivas ubicándose entre 14 y 35 %, mientras que Harrison y col. [10] y Eisfeld-Schnitzlein [16] reportan desviaciones no mayores a 9 y 18 %, respectivamente, en la gran mayoría de los casos sobre-estimando los valores de caída de presión.

En contraste y sobre la base de los gráficos de la Figura 5, las predicciones Ergun [11], Harrison y col. [10] y Eisfeld-Schnitzlein para el CAT-D exhiben desviaciones notablemente mayores a las reportadas para el CAT-A, observándose que los valores calculados de caída de presión son sistemáticamente subestimados, Ergun [11] reporta desviaciones relativas negativas entre 23 – 50%, Eisfeld-Schnitzlein [16] entre 31–65% y Harrison y col. [10] entre 25 – 49%. Las desviaciones relativas parecen acentuarse con la temperatura. Los materiales CAT-B y CAT-C (cuyos gráficos no se ofrecen por razones de espacio), correspondiendo a morfologías no esféricas, exhiben desviaciones incluso superiores que las comentadas para CAT-D.

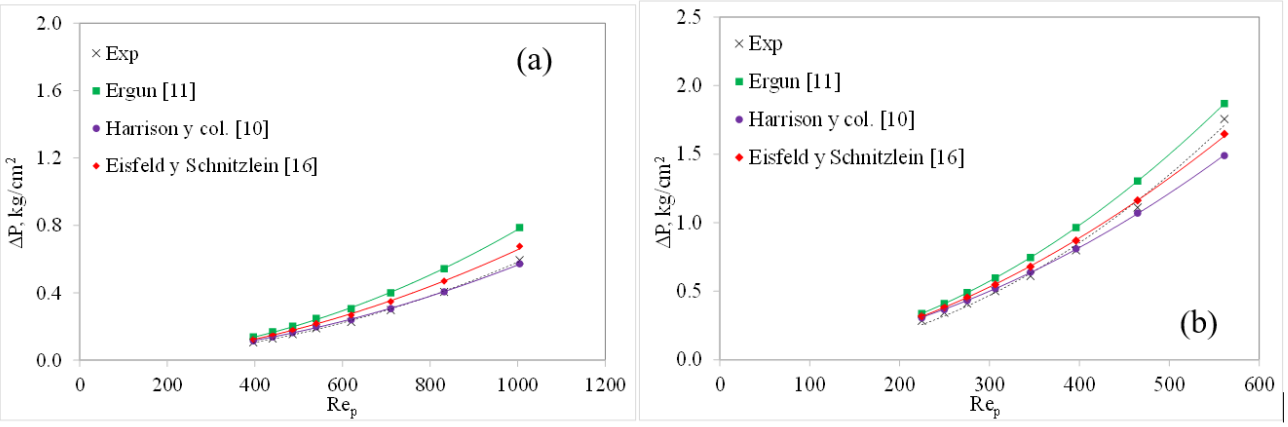


Figura 4. Valores de caída de presión experimental y calculados con 3 correlaciones de la literatura para el material CAT-A como función del Rep a dos diferentes condiciones de proceso (a) 25 °C – 2.5 kg/cm2, y (b) 400 °C – 2.5 kg/cm2.

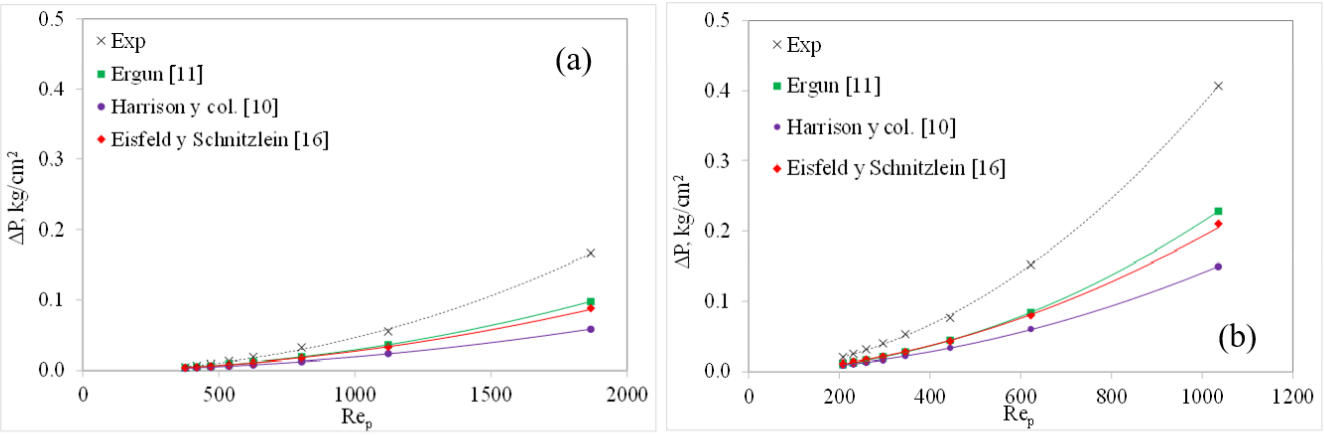


Figura 5. Valores de caída de presión experimental y calculados con 3 correlaciones de la literatura para el material CAT-D como función del Rep a dos diferentes condiciones de proceso (a) 25 °C – 2.5 kg/cm2, y (b) 400 °C – 2.5 kg/cm2.

Conclusiones

Los resultados experimentales obtenidos permitieron confirmar la dependencia de la caída de presión (ΔP) asociada a lechos empacados con variables de proceso claves en la operación de reactores catalíticos como la temperatura, el flujo volumétrico de alimentación, la presión y el número de Reynolds. Independientemente del material investigado, ajustando una sola variable a la vez, el ΔP claramente incrementa en forma no lineal con el flujo de alimentación y el Rep, y de manera lineal con la temperatura. Adicionalmente, al incrementar la presión de operación, la disminución relativa en el ΔP disminuye. Con respecto a los materiales investigados, el lecho empacado con partículas de mayor tamaño (de,part), es decir, menor relación de diámetro de tubo a diámetro de partícula (dt/de,part) y mayor porosidad de lecho asociada, exhiben una menor caída de presión. Al contrastar algunos de nuestros resultados experimentales con valores calculados a través de tres correlaciones reportadas en la literatura, se observó que, en general, dichas expresiones no son lo suficientemente precisas para ser aplicadas a partículas con morfologías y tamaños diversos, a las condiciones de Rep y dt/dp de los ensayos considerados en este trabajo. Para una morfología definida, esfera por ejemplo, las predicciones de caída de presión parecen ser más imprecisas en el escenario en los cual la relación dt/dp decrece. Tratándose de partículas de diferente morfología con tamaños similares, las correlaciones parecen resultar menos precisas para partículas no esféricas.

Referencias

S. Afandizadeh, E. A. Foumeny, Appl. Thermal Eng., 21 (2001) 669.
K.G. Allen, T.W. von Backström, D.G. Kröger, Powder Technology, 246 (2013) 590.
Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design, A. Kayode Coker, Gulf Professional Publishing, U.S.A. 2001.
D. Nemec, J. Levec. Chem. Eng. Sci., 60 (2005) 6947.
I. Lindholm. Nucl. Eng. Des., 236 (2006) 2060.
S. Liu, A. Afacan, J.H. Masliyah. Chem. Eng. Sci., 49 - 21(1994) 3565.
F. Macdonald, M.S. El-Sayed, K. Mow, F.A.L Dullie, Ind. Eng. Chem. Fundam., 18 (1979) 199.
F. A. L. Dullien. Chem. Eng. J., 10 (1975) 1.
L. Li, W. Ma. Springer Science, 1 (2011) 35.
L. D. Harrison, K. M. Brunner, W. C. Hecker. AIChE Journal, 59 - 3 (2013) 703.
S. Ergun, Chem. Eng. Prog., 45 (1952) 1179.
N. Cheng. Powder Tech., 30 (2011) 1-7.
T. Radojica, N. Kaliderovic. AIChE, 21 – 3 (2014) 419.
J. A. Tallmadge. AIChE J., 16 (1970)1092-1093.
Liu S, Afacan A, Masliyah J. Chem. Eng. Sci., 49 (1994) 3565-3586.
B. Eisfeld, K. Schnitzlein. Chem. Eng Sci., 56 (2001) 4321-4329.
W. Reichelt, Chem. Eng. Tech. 44 (1972) 1068.

Agradecimientos:
Al personal operativo de plantas piloto, Ings. J. F. Trejo-Reyes, O. Labrada-Montalvo y L. M. García Moreno, y a M. L. Trejo-Reyes, tesista.

Obtención de productos químicos y diésel renovable a partir de lignina.

María Antonia Cortés-Jacome, Jose Antonio Toledo Antonio, Jose Escobar Aguilar, Esteban López Salinas, Isidro Mejia, Ma. de Lourdes Mosqueira, Miguel Pérez Luna, Jorge García, Jaime Sanchez Valente.
Instituto Mexicano del Petróleo, Eje Central Lázaro Cárdenas # 152, Col. San Bartolo Atepehuacan, Gustavo A. Madero, 07730 México, D.F. MEXICO. Pemex Refinación, Gerencia de Ingeniería de procesos, Subdirección de Producción, Bahía de SanHipólito No. 56, piso 3.
e-mail: macortes@imp.mx

Resumen

Los residuos agroindustriales lignocelulosicos y particularmente la lignina están considerados como recursos renovables asequible y de potencial uso industrial, cuya producción anual se ha estimado en el intervalo de 5-36 x 108 toneladas anuales a nivel mundial. Es considerada como el segundo compuesto regenerarle más abundante en la Tierra. Por lo que debe considerarse como materia prima y desarrollar procesos para la generación de bio-combustibles que sustituyan gradualmente a los combustibles de origen fósil. La valorización de lignina por vía catalítica representa un método potencialmente útil para la obtención de una gama amplia de productos. La de-polimerización de lignina podría redundar en la obtención de productos aromáticos que usualmente se producen por vía petroquímica, y la obtención de diésel renovable es otra alternativa.

1. Introducción

La lignina, es una fuente abundante de materia prima renovable, es una de las futuras aplicaciones y sus perspectivas bastante prometedoras [1-3]. Sin embargo, aunque se producen grandes cantidades de lignina, alrededor del 98% de este material se quema directamente en las mismas fábricas en una etapa de recuperación de energía. Sólo el 2% se explota comercialmente. Se apunta a que durante los próximos años éste será un campo prometedor para la obtención de productos químicos con alto valor agregado [4]. Así pues, la lignina representa una fuente renovable y potencialmente valiosa para la obtención de compuestos químicos fundamentalmente de tipo aromáticos. Por lo tanto, representa una

oportunidad para desarrollar procesos químicos y biológicos para la degradación del biopolímero, que podrían aprovecharse tanto para la descomposición de la hemicelulosa y producir combustibles renovables, como para generar productos químicos aromáticos a partir de la lignina. Dentro de dichos combustibles renovables se encuentra el llamado diésel verde o renovable, está constituido por una mezcla de parafinas lineales con número de carbones de C10-C20, mismos componentes que el diésel fósil y se denomina diésel verde o diésel renovable, debido a que proviene de la biomasa, y es completamente miscible con el combustible fósil [5].

Considerando a la lignina como fuente renovable de unidades aromáticas que pueden obtenerse a través del rompimiento de su compleja estructura polimérica, por medio de la ruptura selectiva de enlaces C-O-C, la etapa subsiguiente en su valorización la constituye la posterior hidrodesoxigenación (HDO) de tales unidades de bajo peso molecular a hidrocarburos aromáticos y apertura de anillos naftenicos para obtener hidrocarburos alifáticos. Tales reacciones incluyen la remoción de oxígeno a partir del substrato bajo condiciones de hidrogenólisis. La desoxigenación de polioles (por ejemplo, glicerol) para convertirlos a compuestos orgánicos de alto valor agregado tales como alcoholes alílicos, propanal y acroleína es un proceso conocido, existiendo varias rutas catalíticas que involucran procesos de HDO que han sido estudiados empleando compuestos modelo representativos de la lignina, para su transformación a hidrocarburos [6].

Además, como hidroprocesamiento incluye las reacciones de hidrodesulfuración, por lo que el diesel renovable es un combustible de bajo contenido de azufre (< 10 ppm) con muy bajas emisiones [8]. El diesel renovable puede producirse a partir de varios tipos de aceite vegetal sin comprometer la calidad del combustible. Actualmente un ejemplo de éxito de esta aplicación es una biorrefinería en Finlandía la cual, trasformar la lignina contenida en los residuos (licor negro) que genera la

trasformar la lignina contenida en los residuos (licor negro) que genera la industria papelera para producir diesel renovable, con una capacidad de producción de 100 mil toneladas anuales.

En este trabajo se propone el desarrollo de un proceso catalítico para la obtención de compuestos aromáticos a partir de lignina y otra alternativa de transformación es mediante uso de condiciones de reacción y función catalítica que permiten obtener parafinas e isoparafinas de cadena larga, típicas de la composición del diésel renovable a partir de ligninas comerciales.

1. Metodología Experimental

La carga de alimentación empleada para este trabajo fue lignosulfonato de sodio, los catalizadores empleados para la despolimerización de lignina están constituidos principalmente por níquel soportado, una vez transformada la lignina a aceite de lignina despolimerizada, este pasa a un proceso de hidrodesoxigenación que consiste en desoxigenar eliminando los grupos OH's y metoxidos y carbonilos contenidos en el aceite, sin hidrogenar los grupos aromáticos. En este proceso, si se emplean catalizadores con alto poder hidrogenante donde incluso es posible transformar el aceite de lignina en combustibles tales como diésel renovable y si se modula la capacidad hidrogenante de los catalizadores, es posible maximizar el rendimiento hacia la fracción BTX y fenoles. Por lo tanto, los alcances técnicos de este trabajo se basan en el desarrollo de formulaciones catalíticas que realicen la hidrodesoxigenación del aceite de lignina maximizando el rendimiento hacia la fracción BTX y fenoles y/o diésel renovable.

Los catalizadores fueron evaluados en una microplanta de lecho fijo de flujo continuo en Instituto Mexicano del Petróleo, balances del producto fueron muestreados cada 8 h y analizados en diferentes laboratorios para su caracterización física y química.

Las evaluaciones catalíticas se realizaron a las siguientes condiciones: Temperatura =200 -260 oC, Presión de N2= 50-70 kg/cm2, LHSV= 3 h-1.

Las corrientes de alimentación y productos de reacción se caracterizaron mediante varios métodos físicos y químicos de análisis.

Resultados y discusión

La lignina después del proceso de despolimerización catalítica visualmente se observó que el líquido obscuro que se alimenta al proceso se obtiene de color amarillo transparente, como señal de la transformación considerable de la lignina de inicio (ver Figura 1). Para el tratamiento de los efluentes de reacción se desarrolló una metodología para la separación de los componentes orgánicos disueltos en la fase acuosa y así poderlos analizar en un cromatógrafo de gases acoplado con detector de espectrometría de masas. La condiciones de temperatura y presión de nitrógeno fueron alrededor de 200-260 ° C y 50-70 Kg/cm2). La selectividad a hidrocarburos aromáticos totales fue de 52 % donde el 26% corresponde a aromáticos oxigenados y 26 % a aromáticos no-oxigenados, también se produce parafinas/isoparafinas, naftenos entre otros (ver Figura 2). Una ventaja en esta evaluación fue observar que durante el proceso de despolimerización ocurre simultáneamente cierto grado de desoxigenación de los aromáticos oxigenados (fenoles y metoxifenoles) ya que se obtiene una cantidad considerable de aromáticos no oxigenados tales como la fracción BTX y tranquil bencenos.

Los resultados obtenidos indican que es viable desarrollar una tecnología para la obtención de compuestos aromáticos a partir de un recurso renovable, como la lignina contenida en la biomasa. Que además se transforma una materia prima de muy bajo valor a productos químicos de alto valor agregado para ser utilizados por la industria petroquímica.

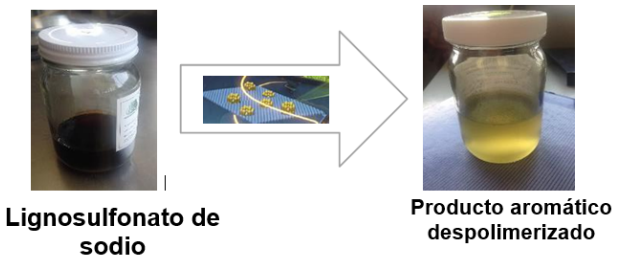
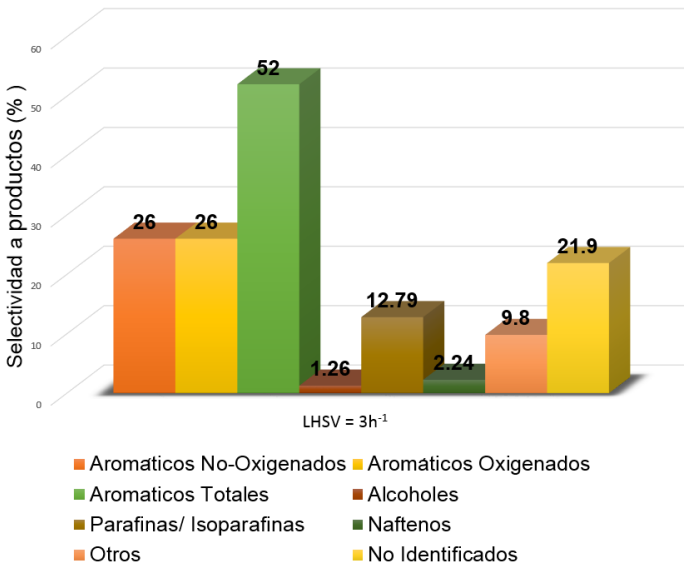


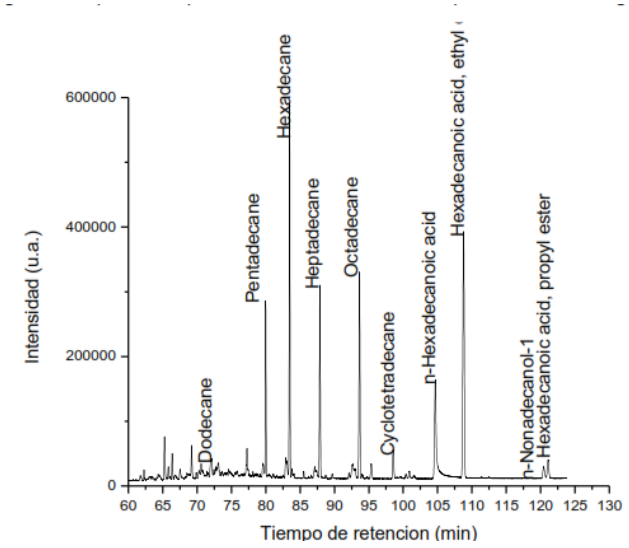
Figura 1 Despolimerización y desoxigenación catalítica de lignina a productos aromáticos

Figura 2. Selectividad a productos aromáticos obtenidos en la despolimerización de lignosulfonato de sodio.



Adicionalmente se exploró directamente la utilización de residuos lignocelulosicos para la obtención de diésel renovable y se demostró que a condiciones moderadas de temperatura y presión de hidrógeno en este caso (alrededor de 200-250 °C y < 30 Kg/cm2) se obtiene una mezcla de parafinas de C12 a C18. El proceso consiste en hacer reaccionar el residuo lignocelulosico en un solvente prótico (mezcla alcohol agua), en presencia de hidrógeno a baja presión y con un catalizador que sea capaz de realizar la desoxigenación y apertura de los anillos aromáticos, para obtener parafinas e isoparafinas. En la Figura 3, se presenta un cromatograma típico de los compuestos que se obtienen durante la reacción de transformación de un residuo agroindustrial rico en ácidos grasos.

Figura 1. Composición de productos de reacción obtenidos a partir de un residuo agroindustrial.



Conclusiones

Se obtuvo una formulación catalítica que es capaz de llevar a cabo la despolimerización y desoxigenación simultanea de las ligninas con rendimientos hasta 52 % peso a compuestos aromáticos. Empleando la metodología aquí desarrollada, los resultados indican que es viable desarrollar un proceso para la transformación vía catalítica de la lignina a compuestos aromáticos desoxigenados. Por otro lado, estableciendo condiciones de reacción y función catalítica se pudo obtener parafinas e isoparafinas de cadena larga, típicas de la composición del diésel renovable a partir de ligninas comerciales. Adicionalmente con el uso directamentede la utilización de residuos lignocelulosicos se obtuvo diésel renovable.

Bibliografía

[1] Joseph Zakzeski, Pieter C. A. Bruijnincx, Anna L. Jongerius, and Bert M. Weckhuysen, Chem. Rev. 110, 3552–3599, (2010).

[2] Paola Ferrini and Roberto Rinaldi, Angew. Chem. Int. Ed., 53, 8634 –8639, (2014). [3] Qi Song, Feng Wang and Jie Xu, Chem. Commun., 48, 7019–7021(2012).

[4] Mohamad Ibrahim, M.N., Sripransathi, R.B., Shamsudeen, S., Adam, F. & Bhawani, S. (2012). A concise review of the natural existance synthesis, properties and applications of syringaldehyde. BioResources, 7, 1-23.

[5] Stella Bezergianni, AthanasiosDimitriadis, Renewable and Sustainable Energy Reviews
21 110–116, (2013).

[6] Naveenji Arun, Rajesh V. Sharma, Ajay K. Dalai, Renewable and Sustainable Energy
Reviews 48 240–255, (2015).

[7] KrarM, KovacsS, KalloD, HancsokJ. Bioresource Technology 101, 9287–93 (2010).

[8] Simacek P, Kubicka D, Sebor G, Pospisil M. Fuel properties of hydroprocessed rapeseed oil. Fuel 89, 611–5 (2010).

Pt-free sulphur resistant NOx traps

Jean-Marc Clacens a, Ramon Montiel a, Hafedh Kochkar a, François Figueras a,, Marc Guyon b, Jean Christophe Beziat b
a Institut de Recherches sur la Catalyse, 2 Avenue Albert Einstein, 69626 Villeurbanne Cedex, France
b Renault SA, 92100 Boulogne, Billancourt, France
 Corresponding author. Tel.: +33 4 7244 5469; fax: +33 4 7244 5399.
E-mail address: figueras@catalyse.cnrs.fr (F. Figueras).

Abstract

A thioresistant NOx trap based on CuO supported on sulphated zirconia mixed with a solid base is described. The rate of adsorption of NO at constant temperature and the amount of NO retained from a feed containing 750 ppm NO, 10% O2 and 5% water in nitrogen were measured. On badly dispersed CuO, the capacity for NOx adsorption does not decrease but slightly increases in the presence of 25 ppm SO2 in the feed. By contrast, a well dispersed Cu catalyst is irreversibly poisoned. The surface nitrates can be decomposed in air at 623 K. In a mixture, Ar + 1% H2 , the nitrate is partly reduced to N2 at about 630 K, even after operation in the presence of SO2 . The catalyst does not lose adsorption capacity after 10 cycles of adsorption–desorption and can be used in the temperature range 473–773 K. The resistance to SO2 depends also in part of the properties of the solid base. © 2004 Elsevier B.V. All rights reserved.

Keywords: NOx trap; Lean burn; Thioresistance; NO adsorption; Supported alkaline oxides; SO2 adsorption

Introduction

Lean burn and diesel engines can decrease fuel consump- tion up to 30% compared to stoichiometric engines [1]. How- ever, the lean operating conditions have been limited so far because the oxides of nitrogen (NOx) emitted under oxi- dizing conditions could not be purified using conventional three-way catalysts [2]. Toyota has developed at a large scale a new technology called the “NOx storage-reduction” based on Pt/BaAl2 O3 catalysts [3], used with engines op- erating alternately under lean and rich conditions. NOx is stored as nitrate in the catalyst under lean conditions and subsequently released and reduced under rich conditions. This technology requires low sulphur fuels because Pt also oxidizes SO2 to SO3 [4]. Sulphates, more stable than ni- trates, inhibit trapping and decompose only at temperatures above 926 K which causes a fuel penalty [5]. Pt catalysts also show maximum activity around 523 K and lose effi- ciency above 673 K, temperature at which NOx emissions are high. PtCu catalysts which show improved thioresistance are also less active above 673 K [6]. An alternative to Pt/BaAl2 O3 could be heteropolyacids from the Keggin family and among them the 12-tungstophosphoric acid hexahydrate (H3 PW12 O40 ·6H2 O) [7,8]. These traps are, however, limited in thermal stability due to the mechanism of trap- ping involving protons and there is, therefore, still a need to improve lean NOx trap technology with respect to temper- ature and sulphur considerations. We describe here sulphur tolerant catalysts active at 773 K based on Cu oxides.

Fundamentally, the problem of resistance to sulphur poi- soning is related to the selective oxidation of NO in presence of SO2 since sulphuric acid is stronger than nitric acid. Many authors have attempted to tackle the problem by changing the solid base associated to a noble metal [9,10]. Another possibility would be to find a catalyst performing the selec- tive oxidation of NO in presence of SO2 . Indeed, NO and SO2 show different acidities which control their adsorption so that decrease in the basicity of the surface of the oxida- tion catalyst should modify the competition between NO and SO2 , and it is interesting to check whether this unfavours the adsorption then the oxidation of SO2 . Basic sites of ox- ides have been identified to O2− or OH linked to cations of low coordination [11], then basicity is controlled by the dispersion of the oxide. CuO is one of the best catalysts for oxidation, therefore, we attempted to check if thioresistant

NOx traps based on this oxide could be obtained.

Experimental

2.1. Materials

The concept of NOx trap is based on coupled reactions which can also be catalysed by mechanical mixtures of two catalyts that introduce a simplification in the analysis [12].

2.2. Characterizations

The XRD patterns were recorded on a Philips PW1050 goniometer equipped with a diffracted-beam graphite monochromator (Cu K radiation). The isotherms for N2 adsorption at 77 K were measured on a home made au- tomatic volumeter, on solids activated at 723 K in N2 or air, then evacuated at 473 K in vacuum. Chemical analyses were done by ICP after dissolution of the solids for the

metals. Sulphur was measured by infrared titration of the gases evolved upon calcinations at 2073 K.

Basicities were characterised by calorimetry using CO2 adsorption at 303 K with a Tian–Calvet calorimeter on sam- ples activated in vacuum at 673 K [14]. In this experiment, the isotherm of adsorption is measured by injection of small increments and the heat evolved, which corresponds to the differential enthalpy of adsorption permits to measure the strength of the interaction of CO2 with the surface, related to basicity. The total number of sites can be determined from the isotherm at saturation of the surface.

2.3. NOx adsorption

The adsorption of NOx was measured using the reac- tor system schematically described in Fig. 1. The following procedure was adopted: the mechanical mixture of the two solids (0.5 g of Cu catalyst plus 0.3 g of solid base) was first calcined at 773 K, then contacted at 523 K with a flow of gas (100 mL/min) containing NO (750 ppm), O2 (10%) and H2 O (5%) in N2 . When the steady state was reached, the system was cooled to 473 K, flushed with dry air and a temperature programmed desorption (TPD) was performed between 473 and 973 K. NO and NO2 concentrations were determined by infrared spectrometry using a Crystal 300 ap- paratus from Cosma. The gases of desorption contain mainly NO with traces of NO2 . The area under the peak of NO is then proportional to the amount of NOx retained at 523 K.

A second experiment was performed on the same sample

in the presence of 25 ppm of SO2 added to the gas mix- ture. The TPD performed after this experiment represents the amount adsorbed when NOx and SOx compete for adsorption at the surface. The adsorption capacity was measured again in a third experiment after suppression of SO2 in the flow of reactants in order to estimate the irreversible effect of sulphation and thermal treatments on the adsorption capacity.

The stability of the nitrate species formed in reducing atmosphere was investigated by temperature programmed

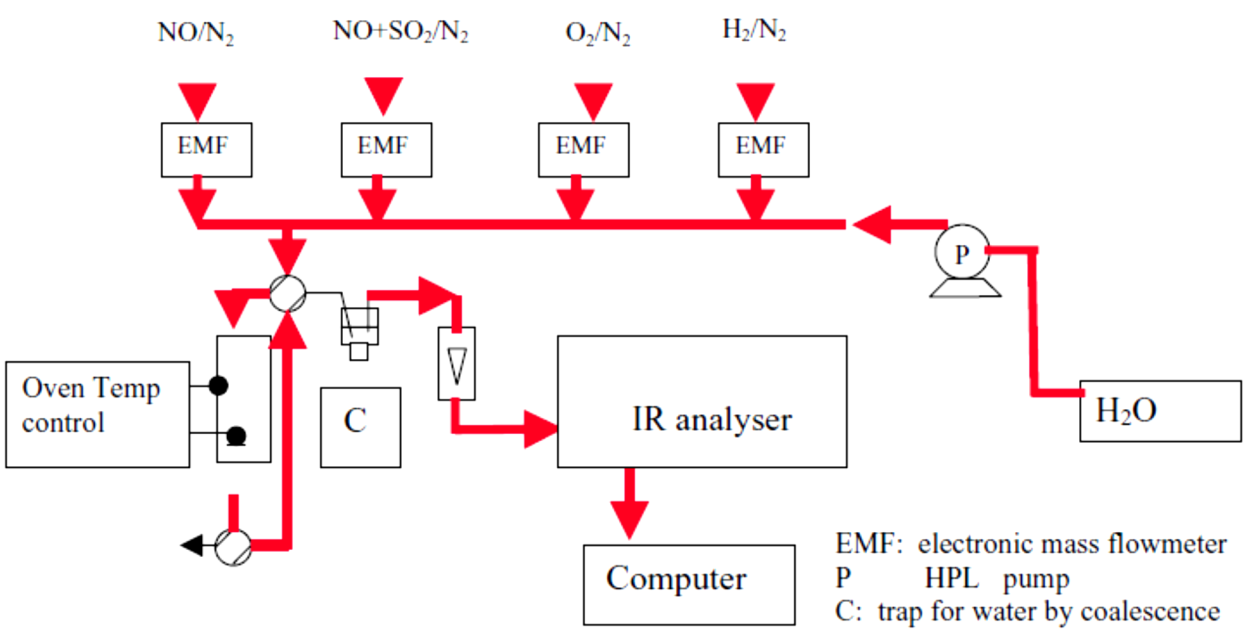


Fig. 1. Scheme of the experimental system used for adsorption studies.

Table 2

Amount of NO trapped at 523 K by mixtures of Cu on sulphated zirconia and different alkaline nitrates supported on alumina

Solid base added to CuZrS	Amount adsorbed (mg NO/g solid)		
	No SO_2	25 ppm SO_2	No SO_2
Na/Al_2O_3	30.5	45.9	23.7
Ca/Al_2O_3	8.7	23.2	7.1
K/Al_2O_3	19.4	24.6	27.2
Li/Al_2O_3	6.5	26	3.8

the poison. This restoration is attributed to the displacement of sulphates by HNO3 in the absence of SO2 in the gas phase.
The results obtained for the adsorption of NOx at 523 K on different solid bases are reported in Table 2. In the ab- sence of SO2 in the feed, Na2 O/Al2 O3 and K2 O/Al2 O3 show the higher retention. No correlation appears between the basicity of the supported nitrate and the capacity of adsorption. This can be accounted for by two factors: the first one is the different acidities of the adsorbates since CO2 used in calorimetry is a weak acid and HNO3 produced as intermediate is a strong acid. The second one can be of kinetic nature: the calorimetric experiment is made at equilibrium, but the adsorption is a fast irreversible reac- tion in the conditions used and may suffer from diffusional limitations. The importance of diffusional limitations can be estimated using the Weisz coefficient $\phi = vR2 / (Deff\ C0)$ where v is the rate (mol s/g), R the radius of the catalyst grains (cm), C0 the concentration (mol/mL) and Deff (cm2 /s) the diffusion coefficient. Here, the initial rate is about 5×10^{-6} mol s/g, the grain size 0.01 cm, Deff was taken as 10^{-4} cm2 /s, with C0 $= 3 \times 10^{-8}$ mol/mL, giving a very high value of ϕ of 200. Diffusion limits the overall process when $\phi > 0.1$ and it can be concluded here that only the outer part of the particles is utilised [17,18].

This point is reinforced by the fact that in the presence of SO2, the adsorption capacity for NO increases with all four bases.

Poisoning by sulphates would lead to a decrease and this increase is surprising. A possible interpretation is a competition between H2SOx and HNO3 for adsorption which would decrease the energy of adsorption and force the nitrates into the center of the particles, and therefore, increase the volume concerned by the adsorption as is well known in solution [19].

The third adsorption in the absence of SO2 is lower confirming that SO2 has a complex role for NOx adsorption. The two bases which retain the higher adsorption capacity are Na and K/ alumina. The higher capacity of K/alumina can come from a modification of porosity in the corrosive atmosphere containing HNO3 and water at high temperature, process which would favour the diffusion of NOx.

In the NOx trap, a lean burn period of several minutes according to the operating conditions of the engine is followed by a few seconds in rich conditions [20]. A high rate of adsorption and fast decomposition of the nitrate are then required.

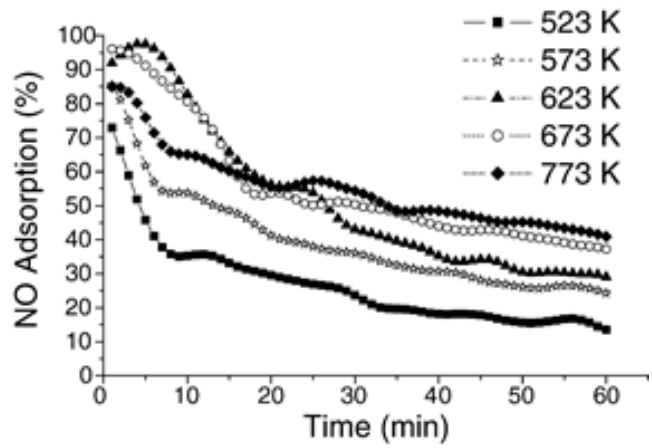


Fig. 6. Retention of NOx by the KNO3 / Al2 O3 + 5% Cu/ZrS trap when operating with a feed containing 25 ppm of sulphur dioxide.

Here, the catalytic system retains an initial effi- ciency for NO retention of about 65% at 523 K after oper- ating under SO2 .

3.3. Effect of the temperature on adsorption

The effect of the temperature of the trap on its efficiency is reported on Fig. 6 for a standard mixture K/alumina+ CuO/ZrS, using as feed a mixture containing 25 ppm SO2 . The efficiency increases above 523 K reflecting a faster oxidation of NO. An initial efficiency higher than 85% is ob- served at higher temperatures and is maintained in the tem- perature range 573–773 K.

The amounts adsorbed at these temperatures measured on the same sample for all the series of experiments (Table 3) also show a relatively small variation in the presence or ab- sence of SO2 . This sample contacted with SO2 at different temperatures is not deactivated for NO trapping, thus show- ing a real thioresistance. After 10 cycles of adsorption, as described in the experimental section, the adsorption capac- ity represents 31–35 mg NO/g, close to the initial value. In the same conditions, a reference Pt/Ba/Al2 O3 catalyst ad- sorbs about the same quantity in a SO2 -free feed, decreased to 15 mg/g in the second run in presence of SO2 , and het- eropolyacids about 30 mg/g at its optimum temperature of 523 K.

Table 3
Amount of NO adsorbed at different temperatures in presence or absence of SO2 by the standard mechanical mixture KNO3/ Al2O3 + CuO/ZrS

Temperature of adsorption (K)	Amount adsorbed (mg NO/g mixture)	
	No SO_2	With SO_2
523	34.5	31.8
573	49	35
623	37.4	35.8
673	43.6	34
773	35.7	37.9

Table 1

Surface areas of the different solid bases calcined at 773 K and of the standard Cu catalyst calcined at 923 K after evacuation at 623 K

Catalyst	BET surface area (m^2/g)
-Al_2O_3	400
$LiNO_3$	135
$NaNO_3$	37
KNO_3	45
$Ca(NO_3)_2$	120
Cu/ZrS	33

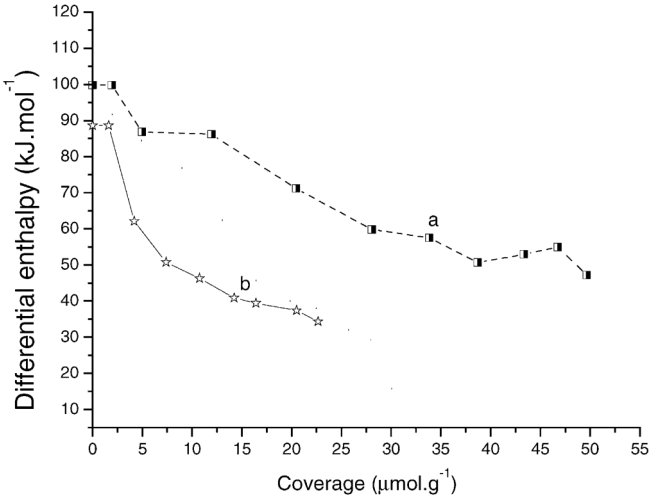


Fig. 2. Basicity of supported CuO as a function of the dispersion of copper: (a) 2 wt.% and (b) 5 wt.% CuO.

3. Results and discussion

3.1. Structure and basicity of supported CuO and alkaline nitrates

From X-ray line broadening: the sample loaded with 5% Cu shows particles of about 5 nm, then a low dispersion of Cu2+ cations. The solid obtained by decomposition of the supported K nitrate is amorphous and shows only broad bands due to - alumina.

The surface areas of the supported nitrates reported in Table 1 show a strong decrease of surface areas compared to the parent support. This evidences strong reactions

bettween the support and the basic oxide formed by decompo - sition of the nitrate. Zhu et al. [13] reported the formation of mixed KAl nitrate after impregnation and drying at oven temperature. This nitrate is supposed to give a dispersed K aluminate by calcination.

The changes of basicity of CuO supported on sulphated zirconia have been measured directly by calorimetric ad- sorption of CO2 . They are illustrated in Fig. 2 which com- pares the thermograms of two samples with 2 and 5% Cu. Sulphated zirconia is acidic and not prone to adsorb CO2 , the adsorption of which has to be attributed to CuO. The solid with the lower loading shows the higher number of basic sites and a higher enthalpy of adsorption, reflecting a higher basicity, attributed to a better dispersion of Cu oxide. The basic properties of the other component of the me- chanical mixtures calcined at 773 K are reported in Figs. 3 and 4, which illustrate the enthalpy of interaction of CO2 with the surface and the number of sites.

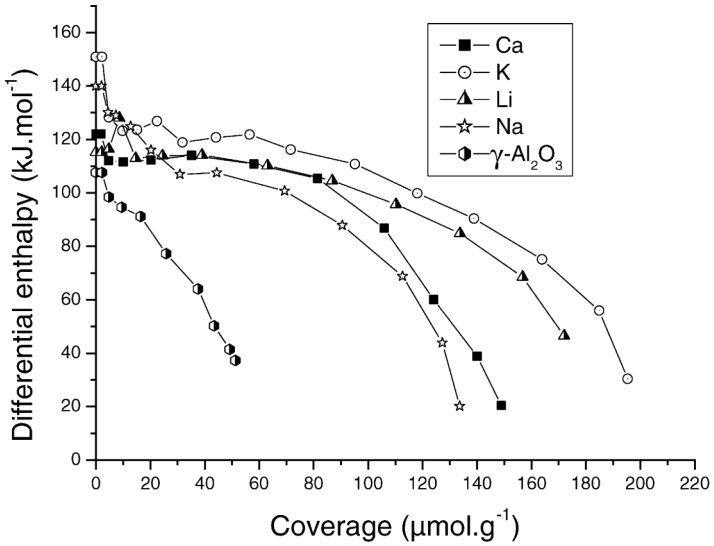


Fig. 3. Basicity of the solids obtained by calcinations of alkaline nitrates at 773 K.

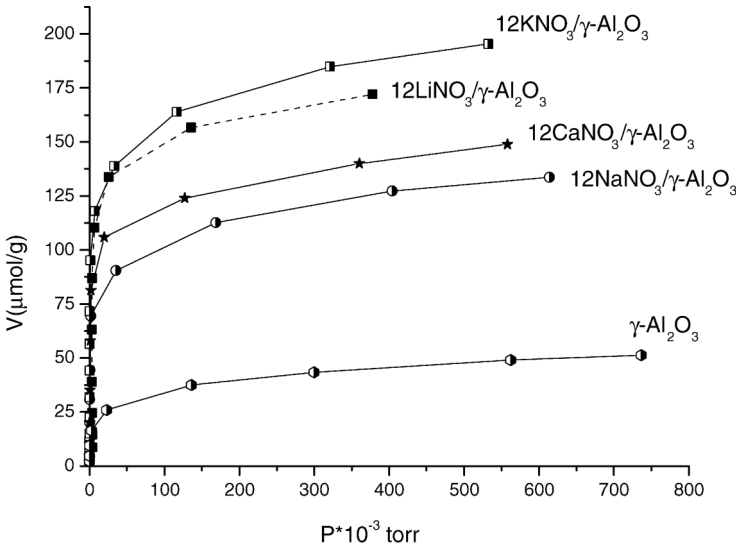


Fig. 4. Isotherms of adsorption of CO2 on -Al2 O3 and on the supported nitrates calcined at 773 K.

few strongly basic sites but the addition of nitrates of alka- line metals increases, significantly, both number and strength of the basic sites. Relatively strong bases are obtained with enthalpies of adsorption of CO2 higher than 100 kJ/mol. For sake of comparison, hydrotalcites show heats of ad- sorption of about 100 kJ/mol, and are then weaker bases [15]. The total number of sites can be estimated from the isotherms of adsorption reported in Fig. 4. The basicity of alumina is relatively low and the CO2 adsorption is, there- fore, mainly due to the alkaline oxides formed by decompo- sition of the nitrates. The density of basic sites expressed as mol/m2 is much higher, as expected, on the solids prepared with K and Na which show the lower surface area than on Li+ /Al2 O3 .

3.2. NOx adsorption at 523 K

The rate of NO adsorption was estimated from the de- crease of NO concentration at the outlet of the reactor in presence or absence of SO2 in the feed. The results ob- tained on the same charge of catalyst used for consecutive adsorptions at 523 K are reported in Fig. 5. The first ex- periment is the standard measurement with a mixture NO + air + H2 O in which a fast adsorption of NO is noticed; then after about 1 h, the initial concentration of NO is re- stored. A TPD (not shown) is then performed to measure the amount adsorbed and clean the surface. A second ad- sorption experiment is made by adding 25 ppm of SO2 to the feed: the adsorption is only slightly decreased by the presence of SO2 . After cleaning the surface by running a TPD, a third adsorption is made with the standard mix- ture containing no SO2 : the variations of concentration are very close to that of experiment no 2, showing that sulphates do not remain adsorbed. At this stage, it was inter- esting to know whether the surface could be regenerated after a reduction in H2 at 773 K so that a TPR was made followed by a fourth adsorption at 523 K: the results show a marginal effect of this reduction, thus showing that the catalytic properties for oxidation are rapidly restored after reduction.

Indeed if the rate of NOx adsorption on the sample con- taining 5% Cu shows a very low sensitivity to the presence of SO2 when CuO is badly dispersed (5% CuO), the me- chanical mixture made with the sample at 2% Cu which is active in absence of SO2 is irreversibly poisoned by 25 ppm of SO2 showing then nearly zero capacity (not shown). Well dispersed Cu exchanged in zeolites or sulphated zirconia have been reported to be also severely poisoned by SO2 in the presence of water [16]. A correlation then appears be- tween the basicity of the Cu catalyst and thioresistance. In the presence of 125 ppm of SO2 , the adsorption capacity is reduced to one-fifth, but is restored after suppression of

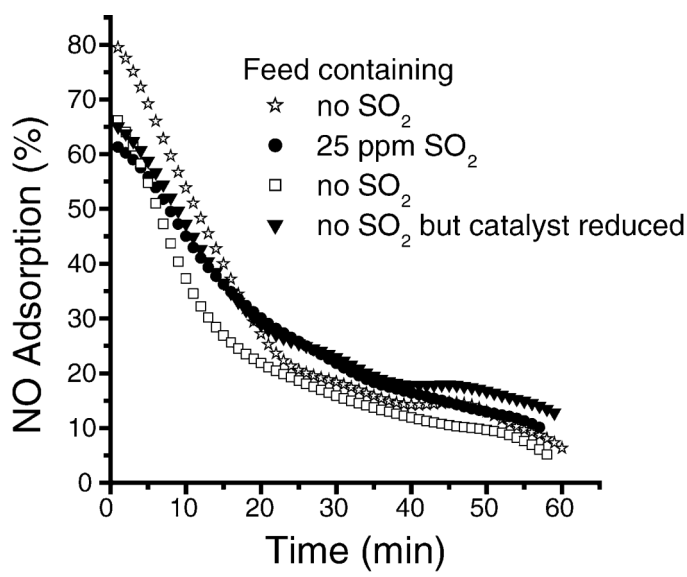


Fig. 5. Efficiency of NOx trapping at 523 K in presence or absence of SO2 for a mechanical mixture of KNO3 / Al2 O3 + 5% Cu/ZrS.

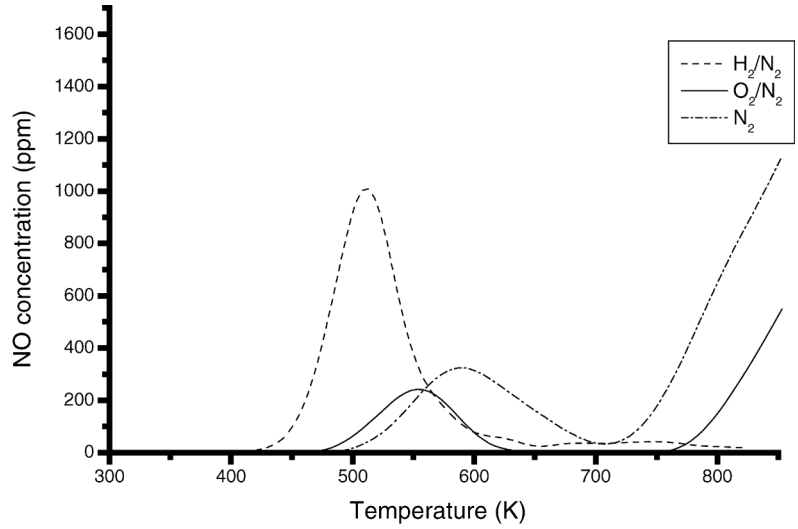


Fig. 7. Thermal desorption in different atmospheres of the nitrates formed by adsorption of NO*x* at 523 K on KNO3 / Al2 O3 +

3.4. Regeneration of the trap by decomposition of the supported nitrates

The effect of the atmosphere on the decomposition of the superficial nitrate is reported in Fig. 7. This decomposition is possible below 573 K in dilute hydrogen, available only at low concentration (0.3%) in the exhaust gases. Part of NO is probably reduced because the amount of NO desorbed does not match with the amount adsorbed. Moreover, a second adsorption of NO after the reduction shows a normal be- haviour, i.e. the nitrate has been effectively decomposed. Cu oxide is the best catalyst for N2 O reduction to N2 , therefore, NO has been most probably reduced to nitrogen, invisible by our analytical system. This hypothesis was verified by studying the reduction in a mixture of argon–hydrogen (1% H2) of a sample first treated in the reactor with a mixture of NO–air–H2 O, then transferred to a microbalance coupled with a mass spectrometer. Raising the temperature, a peak of NO is first observed (Fig. 8) with a maximum at about
600 K, then N2 is detected with a maximum at 624 K. N2 is formed by reaction of NO as proved by the fact that the beginning of the reaction corresponds to the maximum of NO desorption. The same phenomenon occurs after opera- tion under SO2 (Fig. 9) with two peaks of NO at 572 K and N2 at 627 K, very close to the situation found in the absence of SO2 . The intensity of the signal was referred to the mass of sample in order to compare the surfaces of the peaks. The surface area under the N2 peak is slightly higher (8.8 against
7.9) when the adsorption is performed in the presence of SO2 , in agreement with the higher adsorption of NO. More- over, it can be pointed out that neither S oxides nor H2 S were detected upon reduction, reinforcing the idea that the solid.

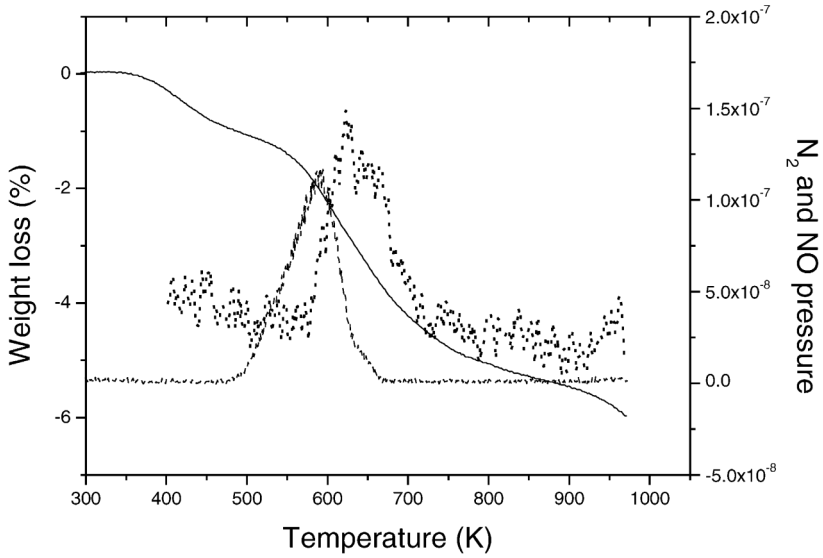


Fig. 8. Mass spectrometric analysis of the gases evolved during reduction by a mixture of 1% H2 in argon of the nitrates formed by

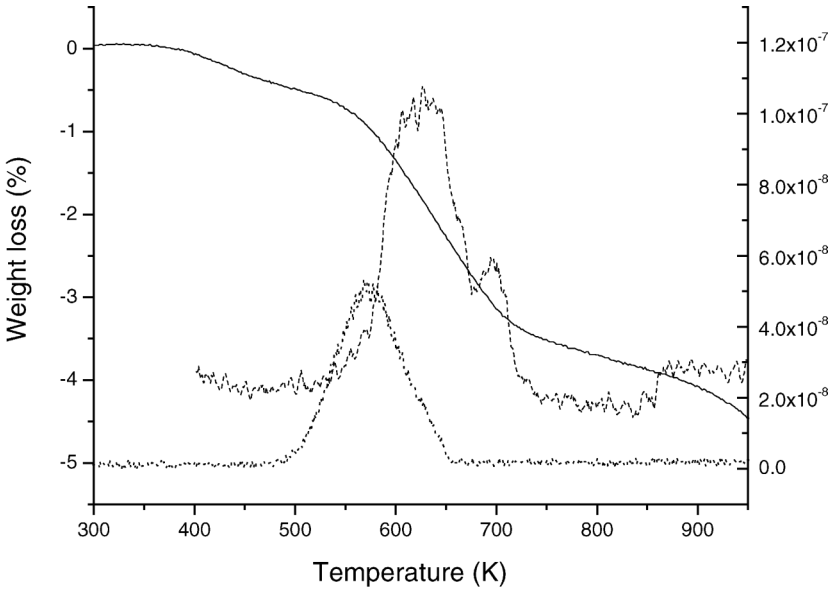


Fig. 9. Mass spectrometric analysis of the gases formed upon reduction of a catalyst submitted for 1 h at 523 K to a mixture of NO, air and water containing 25 ppm SO2 .

is not sulphated during NO adsorption in the presence of SO2 .

The decomposition of the surface nitrate is also possible in nitrogen or air at higher temperatures. In neutral atmosphere (N2), the adsorption of NO is partly reversible at about 593 K. In air, a smaller fraction of the nitrate is decomposed and the temperature of the peak is slightly displaced to higher temperatures. The fact that the ad- sorption of NOx is not modified after reduction performed in 5% H2 is also of importance, since it proves a rapid restoration of the oxidizing activity of CuO after re- duction, therefore, the absence of sintering in reducing atmosphere.

In conclusion, the association of poorly dispersed Cu ox- ide supported on a solid acid and of potassium on a basic carrier is the first example of a thioresistant catalyst based on non noble oxides, which is active as NOx trap. This system retains its properties of trapping of NOx at higher temperatures than Pt based catalysts, and the surface nitrate formed on this solid can be decomposed into a mixture N2+ NO in mild conditions. Calorimetry proves that the key

for thioresistance is the basicity of the surface which can be controlled by changing the dispersion of CuO. Due to the fast reaction, the efficiency of the trap is mainly controlled by the size of the particles, so that the results can be largely improved.

Acknowledgements

The assistance of the technical services of IRC (analytical and X-ray diffraction) is warmly acknowledged. R.M. thanks CONACYT for the Grant.

References

[1] R.M. Heck, R.J. Farrauto, Spec. Publ. R. Soc. Chem. 139 (1994) 120.
[2] R. Burch, J.P. Breen, F.C. Meunier, Appl. Catal. B: Environ. 39 (2002) 283.
[3] N. Takahashi, H. Shinjoh, T. Iijima, T. Suzuki, K. Yamazaki, K. Yokota, H. Suzuki, N. Miyoshi, S. Matsumoto, T. Tanizawa, T. Tanaka, S. Tateishi, K. Kasahara, Catal. Today 27 (1996) 63.
[4] S. Matsumoto, K. Yokota, H. Doi, M. Kimura, K. Sekizawa, S. Kasahara, Catal. Today 22 (1994) 127.
[5] M. Guyon, F. Blejean, C. Bert, P. Le Faou, Soc. Automot. Eng. 1399 (1998) 87 (Special publication).
[6] G. Centi, G. Fornasari, C. Gobbi, M. Livi, F. Trifiro, A. Vaccari, Catal. Today 73 (2002) 287.
[7] S. Hodjati, C. Petit, V. Pitchon, A. Kiennemann, J. Catal. 197 (2001) 324.
[8] C.P.K. Vaezzadeh, V. Pitchon, A. Kiennemann, Catal. Commun. 3 (2002) 179–183.
[9] S. Matsumoto, Y. Ikeda, H. Suzuki, M. Ogai, N. Miyoshi, Appl. Catal. B: Environ. 25 (2000) 115.
[10] S. Hodjati, K. Vaezzadeh, C. Petit, V. Pitchon, A. Kiennemann, Appl. Catal. B: Environ. 26 (2000) 5.
[11] E. Garrone, F.S. Stone, in: Proceedings of the 8th International Congress on Catalysis, vol. 3, 1985, p. 441.
[12] M. Guyon, J.C. Beziat, F. Figueras, H. Kochkar, J.M. Clacens, Fr 2831468, 2003.
[13] J.H. Zhu, Y. Wang, Y. Chun, X.S. Wang, J. Chem. Soc., Faraday Trans. 94 (1998) 1163.
[14] P.C. Gravelle, Adv. Catal. 22 (1972) 191.
[15] J. Sanchez-Valente, F. Figueras, M. Gravelle, P. Kumbhar, J. Lopez, J.P. Besse, J. Catal. 189 (2000) 370.
[16] F. Figueras, B. Coq, E. Ensuque, D. Tachon, G. Delahay, Catal. Today 42 (1998) 117.
[17] P.B. Weisz, Bericht Bunsen-Ges. 79 (1975) 798. [18]
P.B. Weisz, Science 179 (1973) 433.
[19] J.P. Brunelle, Pure Appl. Chem. 50 (1978) 1211.
[20] T. Nakatsuji, R. Yasukawa, K. Tabata, K. Ueda, M. Niwa, Appl. Catal. B: Environ. 17 (1998) 333.

MECANISMOS PARA MAXIMIZAR EL VALOR EN PROYECTOS DE LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO

ING. LUIS EDUARDO CHAVARRÍA MEZA
lechavarriam@outlook.com

Encontrar proyectos viables y factibles es un deseo común en las organizaciones y no se hace la excepción en las empresas de la industria del petróleo y gas. En ocasiones la vida de las empresas puede verse comprometida cuando los errores, descuidos o sobreentendidos terminan convirtiéndose en riesgos que impactan negativamente en el resultado de los proyectos, destruyendo valor en los mismos. Esta destrucción de valor en los proyectos es resultado de la ausencia de conocimiento de las empresas en la identificación de las condiciones contextuales que permiten localizar la mejor ubicación de proyectos y el dimensionamiento adecuado de la infraestructura. La localización y el dimensionamiento son algunos de los criterios de mayor importancia para incrementar el valor en los proyectos, sin embargo, la impericia y nulidad de este factor afecta de manera importante las condiciones al evaluar un proyecto y tomar decisiones.

En este trabajo se proponen mecanismos de análisis compuestos por múltiples elementos estadísticos que permiten obtener información determinante para la localización óptima y el dimensionamiento adecuado de un proyecto de desarrollo de Terminales de Almacenamiento y Distribución (TAD) de petrolíferos, los cuales permitirán en consecuencia favorecer la toma decisiones, y así adaptar las condiciones del proyecto al contexto inmediato.

La investigación tiene como objetivo desarrollar un mecanismo metodológico que permita identificar la localización optima de un proyecto de infraestructura de almacenamiento y distribución de petrolíferos para maximizar su valor.

Para lograrlo es necesario llevar a cabo los siguientes objetivos específicos:

- Identificar y describir los principales fundamentos teóricos de localización
- Precisar las variables e indicadores que impactan en la localización e implementación de un proyecto de almacenamiento y distribución
- Proyectar indicadores de crecimiento
- Ponderar variables de acuerdo a su importancia de localización
- Calcular y estandarizar indicadores
- Calcular índice de localización optima

Este tema investigación surge a razón de las múltiples problemáticas que se han presentado a nivel nacional a partir de la entrada en vigor la reforma energética, ya que una vez que se abrió la actividad de los petrolíferos para el sector privado, las posibilidades de inversión se ampliaron en gran medida. Sin embargo, el nivel de especialización con el que cuenta la iniciativa privada para desarrollar proyectos de inversión de tal magnitud es reducida. Por lo que resulta necesario ahondar más en los temas para desarrollar estrategias que favorezcan la creación de proyectos de inversión.

El interés en esta problemática surge a raíz de la experiencia adquirida en las diferentes áreas del sector de hidrocarburos, donde una de las actividades desarrolladas es necesariamente precisar las viabilidad y factibilidad de un proyecto de inversión que implicaba alta complejidad por la cantidad de variables involucradas.

Muchos de los especialistas que se han dedicado a elaborar proyecto de inversión aún se topan con el problema en la toma de decisiones, en cuestión de determinar una adecuada localización o buscando justificar la razón por la que se ha tomado la decisión de localizar determinado proyecto sin poder brindar una explicación metodológica consistente.

La infraestructura logística de petrolíferos en cuanto a Terminales de Almacenamiento y Distribución (TAD) en México está saturada, y la capacidad de dichas terminales al cierre del año 2018 cuentan con espacio para promediar 3 días de inventario de autonomía respecto a la demanda, que en caso de contingencia es insuficiente. Quien dicta los requerimientos de volúmenes mínimos en las TAD's, es la Política Pública de Almacenamiento Mínimo de Petrolíferos, la cual permite que México cuente con reservas estratégicas de gasolina, diésel y turbosina, para reforzar el suministro de combustibles a la población en situaciones de emergencia, así como la construcción de infraestructura de almacenamiento de petrolíferos, reforzando la seguridad energética nacional.

En México, ante las nuevas condiciones de mercado y de alta competitividad, la logística juega un papel muy importante para las empresas públicas y privadas, ya sea para aquellas que producen, importan o exportan, sin importar si son pequeñas o grandes.

Debido a los cambios constantes en los procesos económicos del país, las transformaciones contextuales del territorio se han presentado cada vez más frecuentemente, así como cambios sociales y hasta ambientales. Es por estos fenómenos que muchas de las estrategias que se llevan a cabo para desarrollar proyectos en ámbitos especializados como puede ser el sector de hidrocarburos, se han vuelto obsoletos, provocando que muchos de los proyectos que se realizan han ocasionado desviaciones económicas en la ejecución de los proyectos.

Es importante destacar que existen diferentes posturas teóricas para la localización, asignación o jerarquización de proyectos que hacen referencia a actividades económicas muy específicas. Siendo la actividad industrial la que permitió la acumulación del capital que le dio a éste su enorme capacidad de expansión. Y fue también la industria la que logró la unificación de lo que se ha llamado “el mercado interior”, autentico campo de actuación de los agentes económicos.

La diversidad de los factores que intervienen en la localización de una industria ha movido a buen número de economistas a construir teorías y modelos, que intentan explicar la complejidad del mundo real mediante necesarias simplificaciones del mismo, tomando unos factores como constantes y otros como variables.

Estas teorías tienden a ser deductivas en el método y deterministas en el procedimiento. Sus principios están relacionados con la Teoría Económica General y se apoyan en supuestos simplificadores abstraídos de situaciones reales.

La estandarización digital de procedimientos ha evolucionado a la par de los aspectos socio-económicos tanto en el aumento de la diversificación de servicios básicos a la población como en la aparición de un modelo postfordista, en el cual tienen un papel importante las pequeñas y medianas empresas proveedoras de servicios a la industria y a otras empresas de mayor envergadura. Por lo tanto, la ubicación espacial de los servicios resulta ser de gran importancia en muchos aspectos y, particularmente, en el ámbito de los servicios públicos apunta a mejorar los niveles de equidad espacial para la población (Buzai, 2011).

A partir de esta doble necesidad de resolución se desarrollan los modelos de localización-asignación. En términos generales cabe indicar, de acuerdo con Ramírez y Bosque Sendra (Ramírez & Bosques Sendra, 2001), que los modelos de localización-asignación responden a las siguientes características:

- **son modelos matemáticos ya que se considera a este lenguaje como apto para captar la realidad**
- **son modelos meso-espaciales porque los aspectos a resolver se encuentran claramente delimitados en un territorio**
- **son modelos normativos porque se debe buscar la mejor solución a un determinado problema.**

En síntesis, estos modelos intentan evaluar las localizaciones actuales de los centros de servicio con base en la distribución de la demanda y la generación de alternativas para lograr una distribución espacial más eficiente y/o equitativa. Además, buscan las ubicaciones óptimas de localización y determinan las mejores vinculaciones de la demanda, entendida en términos de asignación.

En este caso la instalación de una TAD puede considerarse como una instalación indispensable y necesaria para la comunidad, a pesar de su rechazo social, esto puede verse claramente en los recientes acontecimientos en donde el desabasto de combustible puede provocar serios problemas en la movilidad lo cual repercute directamente en los aspectos económicos de una sociedad.

La localización de instalaciones no deseables pero necesarias es una tarea compleja que implica tomar en consideración aspectos de muy diversa índole: el impacto real y percibido que dichas instalaciones ejercen sobre la población; la eficiencia espacial para garantizar los menores costos económicos, sociales y ambientales y la justicia espacial en su emplazamiento con respecto a la población afectada, así como a los sectores de la sociedad que demandan los servicios.

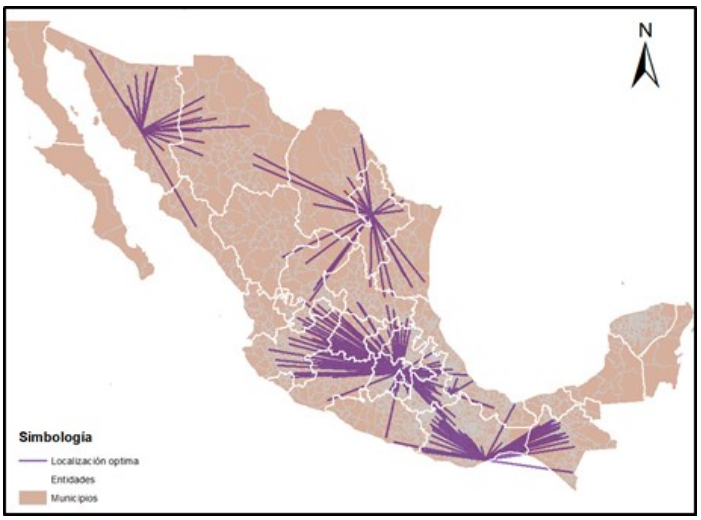
Los modelos de localización-asignación hasta ahora definidos consideran dos magnitudes: la eficiencia espacial de la localización de los centros de servicio y la justicia espacial de su distribución en el territorio (Bosques, 1992).

Con estos elementos se puede responder la pregunta planteada para esta investigación (¿cuál es la localización óptima para implantar una terminal de almacenamiento y distribución de petrolíferos que permita maximizar el valor del proyecto?)

al presentar elementos clave para la planificación territorial del área de estudio favoreciendo la toma de decisiones en el desarrollo de un proyecto. Con la obtención de resultados concretos que permiten responder a esta pregunta, se observa que las pautas teórico-metodológicas desarrolladas actualmente al interior de las tecnologías permiten una aproximación válida a la solución de problemas de localización compleja.

En la figura siguiente se puede mostrar que con los datos obtenidos del análisis se puede precisar de manera puntual la localización de nuevas instalaciones de almacenamiento favoreciendo la disminución de costos de inversión, asegurando la viabilidad y factibilidad de dicho proyecto, basado en la consideración de las variables que interfieren según la teoría con un proceso de localización industrial.

Localización óptima de TAD mediante la maximización de cobertura.



Es necesario identificar las necesidades o condiciones del cada proyecto y de esta manera seleccionar el modelo adecuado para una óptima localización.

El dimensionamiento, es un elemento complementario fundamental para estructurar un proyecto y determinar la capacidad o las condiciones de operación de una terminal de almacenamiento. Es por esto que al conocer los resultados de los modelos de localización podemos conocer los lugares favorables para localizar una instalación de almacenamiento y distribución aunado a esto también se conoce la necesidad por déficit de atención por parte de las instalaciones construidas habiendo ya considerado las condiciones que establece la "Política Publica de Almacenamiento Mínimo de Petrolíferos".

⇒ En conclusión, se puede decir que mediante la utilización de modelos de localización optima se ha identificado cinco puntos importantes para desarrollar un proyecto de almacenamiento y distribución de petrolíferos, además también se puede estimar la dimensión de acuerdo a la identificación del requerimiento de almacenamiento por región. Esto aporta elementos determinantes que favorece en gran medida la maximización de valor para un proyecto de almacenamiento de petrolíferos, disminuyendo costos de inversión focalizando estrategias y priorizando líneas d acción.

AFILIATE AL IMIQ, A. C.

Procedimiento:

Enviar Solicitud de Ingreso

Currículum Vitae

Copia del Titulo Profesional

Fotografía en formato jpg, (para credencial)

Pago de Cuota Anual IMIQ 2019

$ 1,800.00

Pago Inscripción $ 350.00 (única vez)

Comprobante de depósitos bancarios de

$ 2,150.00

Datos para facturación.

BANCOMER No. Cta.0 1 6 6 1 3 3 7 7 0

Sucursal 0 0 8 3 Transferencia Bancaria clave: 012180001661337702

A nombre del: Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, A. C.

Envía la documentación al:

E-mail: imiqsec@podernet.com.mx

Al ser Socio (a)

Participas en:

-Convencion Nacional

-Cursos

-Foros

-Talleres

Entre Otros.

INSTITUTO MEXICANO DE INGENIEROS QUÍMICOS, A. C.

Lineamientos para la Publicación de Artículos Técnicos dentro de la Revista del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, A. C.

El IMIQ, publicará en el idioma español sobre temas de la Ingeniería Química y ramas afines bajo los siguientes lineamientos.

1. El título debe ser breve y conciso, seguido por el nombre completo del (de los) autor (es), Institución(es) del mismo, ciudad y país (en el caso de no provenir de México). Deberán incluirse descriptores clave del tema del artículo.

2. Debe contener lo siguiente: RESUMEN (de una extensión de 100 a 500 palabras), NOMENCLATURA (en caso de requerirse), SECCIONES (capítulos) CONCLUSIONES, AGRADECIMIENTOS (en caso de existir), REFERENCIAS, ANEXOS (en caso de existir).

3. El título de cada sección deberá escribirse con mayúsculas y negritas. Con excepción del Resumen y los Agradecimientos, podrán existir subsecciones dentro de una sección.

4. Se recomienda ampliamente utilizar figuras (gráficas, dibujos, esquemas, fotografías, etc.) y tablas, estas se intercalaran en el texto después de su primera mención; y serán numeradas con números arábigos ej. Figura 1. Tabla 1. Cada figura deberá tener un título breve al pie de la figura y en la parte superior para las tablas.

5. En las notas de pie de página se usará el siguiente símbolo (*). Para el caso de que exista más de una en la misma hoja, se usaran los siguientes símbolos: t, e, y. No se aceptarán más de cuatro notas de pie de página en una misma hoja.

6. El uso de ecuaciones y expresiones matemáticas complejas deberán ser numeradas al lado derecho de las mismas, de la siguiente manera y entre paréntesis redondos: (I), (2), etc.

7. Se deberá emplear el Sistema Internacional (Métrico) de Unidades (SI), para el texto, figuras y tablas.

8. Los símbolos utilizados deberán presentarse en la sección NOMENCLATURA, en el que se describa su significado enlistándolos por orden alfabético como sigue: los latinos, griegos, los subíndices (latinos, griegos y numéricos) y los superíndices (latinos, griegos y numéricos). Cuando sean menos de 5 símbolos estos podrán ser descritos dentro del texto.

9. Se deberá hacer referencia dentro del texto de todo el material bibliográfico utilizado. Las referencias deberán señalarse mediante números arábigos entre paréntesis cuadrados en el orden en que vayan presentándose en el texto de la siguiente manera:

- Para libros: autor(es), "titulo", edición, ISBN, editorial, ciudad, año
- Para artículos de revistas: autor(es), "titulo", Revista, ISSN, volumen, número, fecha, páginas.
- Para artículos en obras colectivas (libros): autor(es), "título del artículo", título de la obra, volumen, ISBN, editor(es) de la obra, editorial, ciudad, año, páginas.
- Para artículos en congresos: autor(es), "título del artículo", título del congreso, volumen, editor(es) de las memorias en caso de existir, editorial o institución organizadora, ciudad, año, páginas.
- No se deberá incluir en la lista material bibliográfico adicional que no haya sido señalado.
- En el caso de citas en otros idiomas, se deberá incluir entre paréntesis la traducción al español.

10. Los anexos deberán ser breves enumerados con números romanos. Éstos deben contener información adicional indispensable. Dentro del texto se escribirá la palabra con mayúscula, sin abreviar. Anexo 1, etc.

11. Se recomienda que el artículo técnico sea de 10 a 20 cuartillas tamaño carta, escritas a doble espacio con caracteres de 10 puntos.

12. Los trabajos propuestos serán sometidos a la revisión de tres árbitros los que podrán aceptarlos, sugerir modificaciones o rechazarlos. El resultado del arbitraje será enviado a los autores.

13. Una vez arbitrado el articulo y con objeto de agilizar su captura para publicación, la versión final corregida, en formato Word, podrá enviarse electrónicamente o bien grabada en disco compacto; en el caso de fotografías, tablas o gráficas, éstas deberán enviarse digitalizadas dentro del texto del artículo en formato jpg o tif.

14. Se publican únicamente artículos inéditos. Podrán ser considerados también, los artículos que hayan sido presentados en congresos, seminarios o convenciones, siempre y cuando cumplan con los lineamientos establecidos.

15. El articulo propuesto deberá estar acompañado por una carta de presentación o por un texto de correo electrónico. Si el artículo fue presentado en un congreso, seminario o convención, ésto deberá establecerse en la propuesta (incluyendo el título del evento, la fecha de realización, y la institución organizadora.

16. Las propuestas de artículos técnicos acompañadas por la carta o texto descritos en el punto anterior, podrán enviarse electrónicamente al E-Mail: **publicaciones@imiqac.org** o impresas en papel a la atención del Director del Comité de Publicaciones.

Dr. José Ramón Montiel López

Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, A .C.

Horacio 124-1101 Col Polanco, C. P. 11560, Alcaldía Miguel Hidalgo. Ciudad de México.

IMIQ

XV FORO REGIONAL 2019

IMIQ SECCIÓN COATZACOALCOS

28 al 30 AGOSTO

PANELES
TALLERES
PLENARIAS
EXPOSICIONES
CONFERENCIAS

COATZACOALCOS, VERACRUZ | HOTEL HOLIDAY INN

ENTRADA LIBRE | CUPO LIMITADO

Informes:
IMIQ Sección Coatzacoalcos
Nayarit 825, Col. Petrolera

Registro en línea:
seccioncoatzacoalcos.imiq.com.mx

Energía

Soberanía

Sustentabilidad

LIX Convención Nacional 2019

Villahermosa, Tabasco del 23 al 26 de Octubre del 2019

Centro de Convenciones Tabasco 2000

Cadena del petróleo, refinación, petroquímica y gas

"PLATAFORMA ÚNICA DE NEGOCIOS"

PEMEX®

POR EL RESCATE DE LA SOBERANÍA

PATROCINADOR DIAMANTE

Apollo

ABB

PATROCINADOR PLATINO

TROP Y COMPAÑIA

TURBOMAQUINAS S.A. DE C.V.

IOS OFFICES®

CIDESI®

Petroquimex La Revista de la Industria Energética