

# SIMULACIÓN, DISEÑO Y OPERACIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE CARBÓN ACTIVADO

JAIME AGUIRRE CARDONA.,  
ALONSO OCAMPO OROZCO.,  
JORGE ESPINEL SÁNCHEZ.

*Profesores del Departamento de Procesos Químicos  
Facultad de Minas. Universidad Nacional, Sede Medellín*

## RESUMEN

Se presentan en éste artículo las etapas requeridas y los resultados obtenidos en un proyecto llevado a cabo por el "Grupo de Carboquímica" de la Facultad de Minas (Universidad Nacional) y el Centro Internacional de Investigaciones para el Desarrollo (CIID - Canadá). La idea central del proyecto consistía en desarrollar un proceso en continuo de activación física de carbones, en lecho fluidizado; fue desarrollado a escala piloto y posibilita obtener carbones activados granulares aptos para el tratamiento de aguas.

## PALABRAS CLAVES:

Activación física, lecho fluidizado, carbón mineral, carbón activado.

## ABSTRACT

This paper shows the design steps and result of a project worked by the "Coal Chemistry Group" of Facultad de Minas (Universidad Nacional) and de International Development Research Center (IDRC - Canada). The central idea of the project was to develop a continuous physical activation process of coals, in fluidized bed; the process was developed as a pilot scale and it is possible to obtain granular active carbons for water treatment.

## KEY WORDS:

Physical activation, fluidized bed, coal, active carbon.

## 1. INTRODUCCIÓN

Los carbones activados son importantes debido a sus propiedades adsorbentes las cuales dependen principalmente de su estructura porosa y de su naturaleza química. Las superficies específicas, de acuerdo al análisis B.E.T. con nitrógeno, van normalmente de 400 a 1.500 m<sup>2</sup>/g [1].

La naturaleza exacta de la distribución de tamaños de poros es de importancia ya que ella gobierna la facilidad de acceso de las moléculas de adsorbato a la superficie interna del carbón. Esta consideración es de interés particular en aplicaciones en sistemas líquidos, donde el carbón activado es utilizado para la producción de agua potable, el tratamiento de aguas residuales, la decoloración de líquidos en la industria de alimentos y en hidrometalurgia extractiva. Aplicaciones en fase gaseosa incluyen el uso como medio de depuración en cigarrillos, máscaras de gases y ropa de protección para casos extremos de ataque químico.

Es bien conocido que el carbón activado puede ser producido bien sea por un tratamiento térmico de oxidación con dióxido de carbono, vapor de agua o aire, a temperaturas altas y controladas ó bien por impregnación del precursor ó residuo carbonoso con agentes químicos, tales como el cloruro de zinc, el ácido sulfúrico ó el hidróxido de potasio, y una etapa posterior de tratamiento térmico. La activación química es usualmente realizada en reactores de lecho fijo los cuales presentan problemas de heterogeneidad del producto debido, entre otros factores, a la aparición de puntos calientes y de baja capacidad de

producción - por la naturaleza discontinua del proceso. Otras desventajas incluyen los largos tiempos de impregnación y la necesidad de efectuar un lavado posterior para retirar el activante remanente [2].

El proceso de activación física puede efectuarse de diferentes maneras, una de ellas es la de realizar una pirólisis y una gasificación parcial del material precursor en etapas separadas; ello permite un mejor control de los parámetros dominantes en cada uno de estos fenómenos. Este procedimiento puede efectuarse en continuo con ayuda de lechos móviles, hornos rotatorios y lechos fluidizados.

El presente trabajo se realizó para el caso de activación física en continuo, con vapor de agua y en lecho fluidizado.

## 2. SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD [3]

### 2.1 DESCRIPCIÓN DEL DIAGRAMA

Se aprecian en la figura 1, dos tipos de corrientes (de sólidos y de gases): Una de ellas, la sólida, está constituida por el alimento de carbón mineral (MA), el semicoque obtenido por pirólisis (MB) y finalmente el carbón activado (MC) proveniente del reactor de gasificación. La segunda corriente está compuesta por humos (MT) producidos a partir de la combustión del propano con aire (MU y MS) los cuales después se bifurcan (MK y MD) y, eventualmente se les adiciona oxígeno (líneas ME y ML). El vapor generado en el sistema (MI) se mezcla con parte de la corriente de humos. Los humos, en un caso, y humos con vapor de agua, en el otro, entran a los reactores y se transforman en las corrientes MG y MN, las cuales posteriormente se suman para conformar la corriente MR.

### 2.2 BALANCES DE MATERIA Y ENERGÍA

A continuación se esquematizan los pasos seguidos en la simulación, cuyo objetivo final es el de predecir los flujos de materiales y energéticos al igual que las composiciones de cada una de las corrientes.

- **Cálculos en la cámara de combustión.** Conocida la composición del gas combustible, se calcula el aire requerido para realizar una combustión estequiométrica. Posteriormente se evalúa la cantidad y composición de humos generados.

Con los calores normales de combustión de los diferentes componentes de la mezcla inicial se realiza un balance de entalpía para una combustión adiabática y se determina, de manera iterativa, la «temperatura de llama» de los humos.

- **Cálculos en el Pirolizador.** La corriente MF está conformada por parte de los humos provenientes de la cámara de combustión. Esta cantidad está restringida a que  $1 < N_{\text{fl}} < 10$  (donde  $N_{\text{fl}}$  = Número de fluidización) para asegurar que el lecho no sean ni «fijo» ni de «arrastre».

Se usó la ecuación de Wen y Yu<sup>[4]</sup> para calcular la velocidad mínima de fluidización a condiciones del pirolizador.

El cálculo de los volátiles generados por la pirólisis del carbón se hace con base en la expresión propuesta por Gregory y Littlejohn<sup>[5]</sup>, la composición de la materia volátil desprendida por pirólisis se obtiene de las expresiones empíricas de Field et al<sup>[6]</sup>. De ésta manera queda determinada la corriente MG.

Se evalúan, a continuación, los requerimientos energéticos para mantener la temperatura del pirolizador en el valor deseado. Ello implica calcular la energía requerida para llevar la humedad del carbón (en MA) hasta la temperatura de pirólisis y evaluar el calor sensible de los humos (en MF); el calor sensible del carbón (en MA), de los gases de pirólisis (en MG) y el calor de reacción se pueden englobar en un solo término, haciendo uso del concepto de «capacidad pirocálórica» propuesto por Johnson<sup>[7]</sup>.

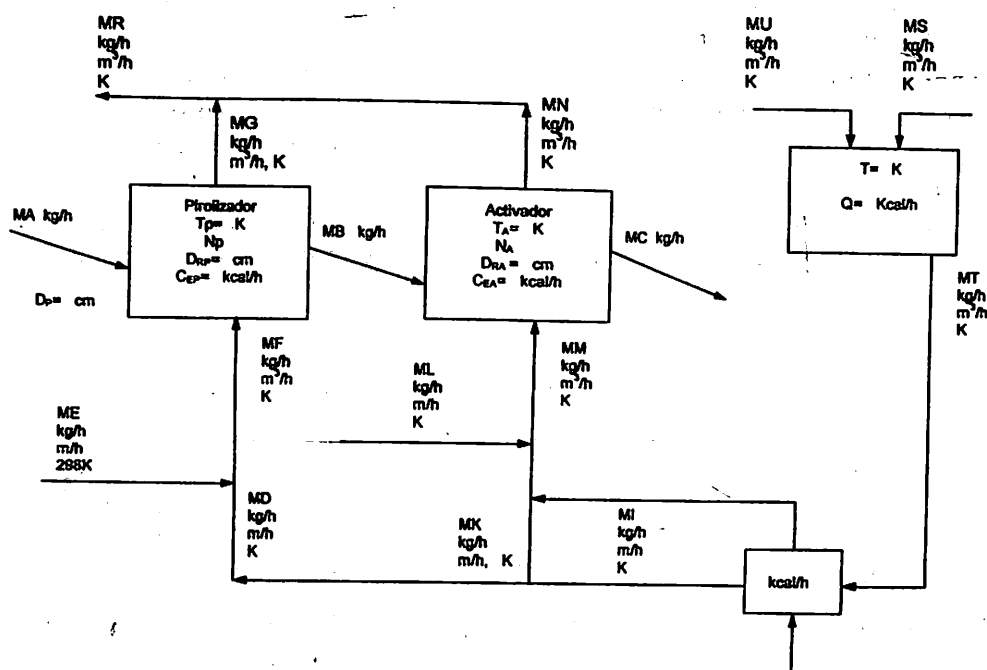


Figura 1. Diagrama de bloques para la simulación del proceso

• **Cálculos en el Activador.** Inicialmente se calcula la cantidad (fijando MC) y composición de los volátiles desprendidos en el activador. Con esta información y el rendimiento global esperado del material carbonoso - variable a simular - se obtiene la cantidad de carbono a gasificar y por lo tanto los requerimientos (MI) en vapor de agua (agente activante).

Los volátiles producidos por pirólisis se calculan asumiendo que éstos son iguales a la diferencia entre los generados a la temperatura de activación y los desprendidos a la temperatura del pirólizador; en otras palabras, significa aceptar la hipótesis de que la historia térmica del proceso de pirólisis no sufrió una discontinuidad importante en su paso del pirólizador al activador.

El cálculo del carbono gasificado tiene solo en cuenta la reacción  $C-H_2O$  ya que a las condiciones de operación su velocidad es considerablemente mayor que la reacción  $C-CO_2$  (del dióxido de carbono presente en los humos).

Las necesidades en humos MK (incluido el vapor de agua que lo constituye) para la fluidización, se evalúan con las mismas restricciones ya mencionadas para el pirólizador; el vapor de agua producido por combustión estará, por lo tanto, en exceso respecto al requerido por la reacción de gasificación.

Los balances anteriores asumen que la reacción de desplazamiento  $CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$  alcanza el equilibrio; este supuesto es corriente en la literatura especializada sobre el tema. También se asume que la corriente MB de semicoque está a la temperatura del reactor de pirólisis. La corriente MN, de salida del activador, estará compuesta por humos secos, el vapor de agua en exceso, los volátiles generados por pirólisis y los productos de la reacción de gasificación.

El balance de energía, en el presente caso, toma como referencia la temperatura ambiente (298 K); las demandas calóricas para desvolatilizar parcialmente el semicoque en el activador y para

calentar éste sólido de la temperatura del pirolizador a la del activador se hace de nuevo con ayuda de la «capacidad pirocalórica». El calor de reacción se evalúa a la temperatura del activador, a partir de la temperatura de referencia.

Finalmente la cantidad horaria y composición de la corriente MR se calcula al sumar las corrientes MG y MN.

## 2.3 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

Los balances de materia y energía descritos en la sección anterior fueron programados en FORTRAN y simulados para diferentes conjuntos de las variables de proceso.

A continuación se presentan, a título de ejemplo, algunos de los resultados obtenidos para el punto central de las variables.

Tabla 1. Intervalo de simulación de las variables de proceso y uno de los puntos simulados

Variables del proceso		Intervalo		"Punto escogido" <sup>1</sup>	Punto simulado
Diámetro de partícula	[cm]	D <sub>p</sub>	0.05-0.200	0.10	0.10
Diámetro del pirolizador	[cm]	D <sub>RP</sub>	10-20	15	15.00
Diámetro del activador	[cm]	D <sub>RA</sub>	15-25	20	18.00
Flujo másico de carbón	[kg/h]	M <sub>A</sub>	10-20	15	10.00
Número de fluidización en el pirolizador		N <sub>p</sub>	2.0-8.0	3.0	5.00
Número de fluidización en el activador		N <sub>a</sub>	2.0-8.0	4.0	5.00
Temperatura en el pirolizador	[K]	T <sub>p</sub>	823-973	873	873.16
Temperatura en el activador	[K]	T <sub>a</sub>	1073-1273	1173	1173.16
Temperatura de la corriente F	[K]	T <sub>F</sub>	573-973	773	625.00
Temperatura de la corriente D	[K]	T <sub>D</sub>	873-973	923	873.16
Temperatura de la corriente K	[K]	T <sub>K</sub>	873-973	923	873.16
Temperatura de la corriente M	[K]	T <sub>M</sub>	573-973	773	455.00
Temperatura de la corriente I	[K]	T <sub>I</sub>	373-473	423	410.16
Tiempo de residencia en el pirolizador	[min]	τ <sub>p</sub>	10-20	15	15
Tiempo de residencia en el activador	[min]	τ <sub>a</sub>	45-75	60	60

<sup>1</sup> El "punto escogido" no necesariamente debe coincidir con el punto óptimo que es determinado por el análisis de sensibilidad. Aquí se presenta con el único objetivo de poder ilustrar la metodología seguida en los cálculos

Tabla 2. Resumen de los balances de materia para el "punto simulado"

<b>Carbón alimentado: 10 kg/h</b> <b>Corriente de char: 6.145 kg/h</b> <b>Carbón activado: 4.750 kg/h</b>									
Corriente		CO	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>	Alquitrán	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub> O	O <sub>2</sub>	N <sub>2</sub>
MD	7.377 kg/h					0.179	0.088	0.000	0.733
VD	17.711 kg/h					0.116	0.139	0.000	0.744
ME	5.363 kg/h							0.220	0.780
VE	4.587 kg/h							0.200	0.800
MF	12.740 kg/h					0.095	0.047	0.105	0.754
VF	22.636 kg/h					0.062	0.074	0.094	0.775
MG	16.596 kg/h	0.023	0.004	0.003	0.016	0.174	0.181	0.001	0.600
VG	44.254 kg/h	0.021	0.053	0.004	0.001	0.103	0.261	0.001	0.556
MK	3.721 kg/h					0.179	0.088	0.000	0.733
VK	8.931 kg/h					0.116	0.139	0.000	0.744
ML	5.738 kg/h							0.220	0.780
VL	3.267 kg/h							0.200	0.800
MM	10.457 kg/h					0.036	0.149	0.149	0.667
VM	20.132 kg/h					0.022	0.221	0.124	0.634
MN	11.851 kg/h	0.064	0.005	0.000	0.002	0.212	0.115	0.000	0.602
VN	55.151 kg/h	0.061	0.065	0.001	0.000	0.129	0.170	0.000	0.574
MR	28.447 kg/h	0.039	0.004	0.002	0.010	0.189	0.155	0.001	0.601
VR	112.138 kg/h	0.036	0.058	0.003	0.001	0.113	0.226	0.000	0.563
MS	28.090 kg/h							0.220	0.780
VS	23.843 kg/h							0.200	0.800
MT	56.537 kg/h					0.180	0.090	0.000	0.732
VT	336.654 kg/h					0.120	0.144	0.000	0.769
MI	1.124 kg/h								
VI	3.703 kg/h								

Tabla 3. Resumen de los balances de energía para el "punto simulado"

Corriente	Temperatura [K]	Entalpía [kcal/h]	Flujo/vco [m <sup>3</sup> /h]	Flujo/vco (C.N) [m <sup>3</sup> /h]
MD	873.16	1716.64	20.9152	7.1381
ME	298.16	0.00	6.2573	6.2539
MF	625.00	1716.64	27.8962	13.3009
MG	873.16	7019.39	54.3680	18.5552
MI	410.16	954.03	2.8071	2.0395
MK	873.16	464.28	5.7564	1.9308
ML	298.16	0.00	6.4891	6.4856
MM	460.00	1418.32	16.1399	10.4558
MN	1173.16	4194.57	45.4826	11.5532
MR	1135.16	11213.95	114.6910	30.1085
MS	298.16	0.00	8.4738	8.4693
MU	298.16	0.00	0.3425	0.3425
MT	1013.16	2640.47	29.9441	8.8122

## 2.4 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Los resultados de los balances permiten determinar básicamente:

Intervalos de valores, para cada una de las variables del proceso, de manera que el sistema sea operable en la práctica.

Valores puntuales recomendables para algunas de las variables simuladas que, en el sistema real, deben ser manejadas como parámetros (diámetros del pirolizador y del activador, p. ej.).

El análisis de la influencia de las variables sobre el proceso permitieron concluir entre otras cosas:

Un diámetro de partículas recomendable era de 0,1 cm. aproximadamente, ya que conlleva a números de fluidización moderados.

El tamaño del diámetro del reactor de pirólisis puede estar entre 14 y 17 cm.; si se opera a 600°C, el número de fluidización sería de 3.5, el cual es una valor adecuado, en principio. El diámetro del reactor de

activación debe estar cercano a los 20 cm, para temperaturas de operación del orden de 900°C y números de fluidización de 3.0.

El proceso es autotérmico: La energía química de los gases que salen del sistema es mayor que la requerida, por el sistema; ésta alternativa de ahorro energético no fue aplicada en la práctica por las dificultades experimentales inherentes al juego de presiones, a la selección del quemador apropiado y a la purga de los gases recirculados.

Solo muy pocos casos requieren vapor de agua en exceso para la activación. Con el agua propia de los humos sería suficiente para realizar la gasificación de parte del carbono. El agua que se agregue de más, sería para sobredimensionar los requerimientos debido a posibles ineficiencias por bajos tiempos de contacto (cortocircuitos del gas).

Se recomienda un rendimiento de sólidos entre 0.35 y 0.55, el valor definitivo lo darían los resultados experimentales en función de la calidad del carbón activado.

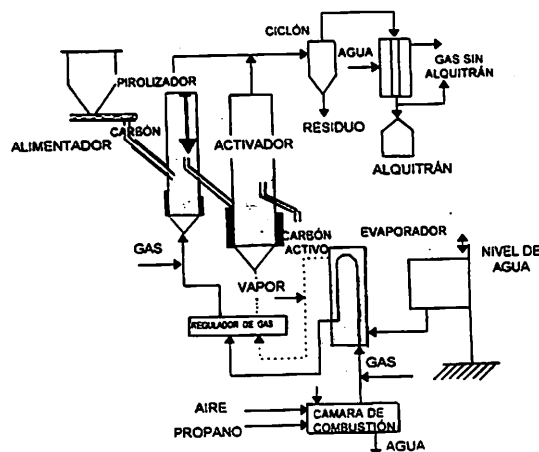


Figura 2. Diagrama de Proceso

Los tiempos de residencia, para el caso más dificultoso, conllevan a volúmenes de los reactores satisfactorios de acuerdo con las recomendaciones existentes para lechos fluidizados.

### 3. DISEÑO DE LAS UNIDADES PRINCIPALES [8]

Los resultados del análisis de sensibilidad permitieron definir un punto central para el diseño básico de los equipos. En la figura 2 se aprecia un diagrama de proceso.

Las unidades principales a diseñar son: los dos reactores (de pirólisis y de gasificación), la cámara de combustión y el evaporador.

Sólo se describe, en el presente artículo, los pasos seguidos en el dimensionamiento de los reactores, ya que las otras unidades obedecen a procedimientos de cálculo bien conocido

- La altura del lecho fluidizado en los reactores se calcula mediante una expresión (1) [9] del tipo siguiente:

$$L_e = L_m * f(V_{mf}, N^0 fluid, \rho_s, \rho_g, d_p) \quad (1)$$

donde :  $f(..)$  significa "función de"  
 $V_{mf}$  = Velocidad mínima de fluidización.

$N^0 fluid$  = Número de fluidización

$d_p$  = diámetro de partículas

$\rho_s, \rho_g$  = densidad del sólido y del gas respectivamente.

$L_m$  = altura del lecho en condiciones de fluidización mínima.

$$y \quad L_m = f(m_i, T, A, F_s, \epsilon_{mf})$$

Con :  $m_i$  = Flujo másico de sólidos

$T$  = Tiempo de residencia

$A$  = Área de la sección transversal del reactor

$\epsilon_m$  = Porosidad del lecho en fluidización mínima.

- El cálculo de la altura de la zona libre se realiza de acuerdo al criterio de Zenz y Othmer [10] y se tomó como valor la «altura crítica de recuperación de sólidos» (TDH = «Transport desengaging height»).

Las dimensiones calculadas fueron:

Dimensiones	Pirolizador	Activador
Diámetro del reactor	15 cm	20 cm
Altura del lecho	68 cm	100 cm
TDH	80 cm	102 cm



• Referente al diseño de la placa de distribución de gases para los reactores se utilizó el método de Kunii-Levenspiel [11]; para el presente caso la caída de presión en el distribuidor se tomó como 35 cm de agua y un área perforada < 10% del área total. Dado que las partículas de carbón tendrían un diámetro promedio de 0,1 cm, se escogió como diámetro de los orificios el valor 0,08 cm (bajo el supuesto de muy baja atricción, lo cual se comprobó luego); esto permite calcular el número de orificios (169 para el pirolizador y 159 para el activador), los cuales fueron dispuestos en triángulos equiláteros, en un área conformada por una malla hexagonal centrada.

Los materiales seleccionados fueron S.S. 310 y S.S. 316 dada las altas temperaturas de trabajo y la atmósfera reactiva de los lechos.

#### 4. RESULTADOS EXPERIMENTALES

Previo el diseño básico y la realización detallada de planos, el equipamiento fue construido con la coordinación y supervisión de los profesores Stuart S. Barton, del Royal Military College y Henry A. Becker, de Queen's University en Kingston, Canadá.

El montaje lo realizó el «Grupo de Carboquímica» de la Facultad de Minas. A continuación puede apreciarse una foto correspondiente a una vista frontal de la planta piloto.

La fase de experimentación comprendió la caracterización del carbón mineral (tabla 4), la realización de 42 ensayos (Tomando cada uno - entre preparación, realización y descarga - aproximadamente 3 días) y la evaluación del carbón activado obtenido.

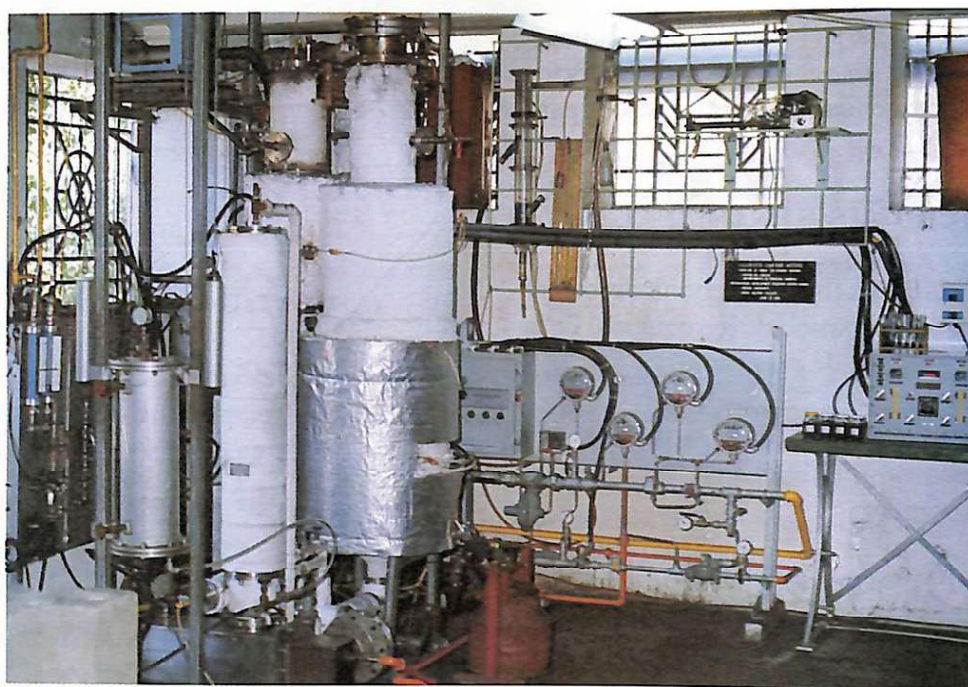


Foto 1. Planta piloto de carbón activado

Tabla 4. Característica del carbón mineral

Humedad (%)	10.7
Cenizas(%)	4.7
Materia volátil (%)	41.4
Carbono fijo (%)	43.2
Azufre (%)	0.6

Tabla 4. Característica del carbón mineral (continuación)

Vitrinita (%)	88.0
Poder reflectivo de la vitrinita	0.52
Temperatura de softening de las cenizas	1170°C
Temperatura de fusión de las cenizas	1400 °C
Índice de hinchamiento	0



Los ensayos estuvieron dirigidos inicialmente a solucionar problemas relacionados con la dosificación de sólidos, el control de temperaturas, la medición de flujos gaseosos y el taponamiento debido a la condensación de alquitranes en tuberías, y posteriormente a determinar tiempos de residencia apropiados, relación moles de carbono a moles de vapor que facilitara realmente la activación, y a hallar las mejores temperaturas de pirólisis y de activación.

El área superficial interna de los carbones activados fue medida por los métodos BET<sup>[12]</sup>, (usando adsorción de N<sub>2</sub>) y PNF<sup>[13]</sup>, (usando p-nitrofenol en solución acuosa). En estos métodos se evalúa el área de poros accesibles a partir de la cantidad de nitrógeno o de p-nitrofenol requerida para cubrir la superficie del carbón con una mono-capa, del cálculo de la isoterma de adsorción y del conocimiento del área de las moléculas de los adsorbatos. El volumen total de

poros se obtiene con un porosímetro de mercurio a alta presión, usando un «Quantachrome 60.000 psi Autoscan». La mayor parte de éstos ensayos se realizaron en el laboratorio de «Fenómenos de superficie del «Royal Military College of Canada»

Otros índices utilizados para medir el poder de adsorción, de uso común en la industria, fueron el «Número de Iodo» (norma AWWA B 600-78) y el de «Azul de Metileno» (norma de la compañía Norit). Finalmente, el tamaño de partícula se estableció de acuerdo a la norma ASTM D2682 y la densidad global según la ASTM D2854-70.

Las tablas 5 - 6 y la figura 3 presentan datos relacionados con las condiciones de operación y algunos de los mejores resultados obtenidos durante la experimentación.

Tabla 5. Condiciones de operación y N° de Iodo de algunos experimentos

RUN	Mcoal (kg/h)	T <sub>P</sub> (°C)	T <sub>A</sub> (°C)	M c.a (kg/h)	M c.a (%, d.b)	N°I <sub>2</sub> (mg/g)	Comentario
2-19	12	680	850	5.9	55.0	345	No vapor
3-19	12	640	825	4.5	42.0	443	Con vapor
1-24	12	630	860	4.3	40.1	502	"
1-31	10	634	821	4.0	44.8	702	"
1-33	10	608	850	4.0	44.8	764	"
1-35	10	670	861	3.6	40.3	764	"
1-32	8	621	838	3.0	42.2	683	"
1-39	7	617	805	2.6	41.6	711	"
1-41	7	678	807	2.5	40.0	769	"
2-41	7	676	843	2.2	35.2	808	"

Tabla 6. Áreas de BET y PNF; Números de Iodo y de Azul de Metileno; densidad global y volumen de poros

Muestra	S <sub>BET</sub> (m <sup>2</sup> /g)	S <sub>PNP</sub> (m <sup>2</sup> /g)	N°I <sub>2</sub> (mg/g)	N°MB (mg/g)	ρ <sub>B</sub> g/cm <sup>3</sup>	V <sub>P</sub> cm <sup>3</sup> /g
1-33	632	466	764	9	0.534	0.845
1-35	564	440	764	9	0.525	1.030
1-41	669	623	769	12	0.350	0.805
2-41	684	464	808	12	0.355	1.220

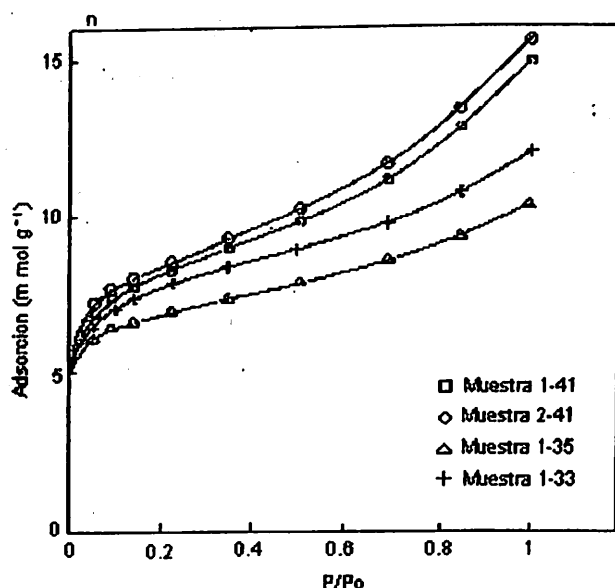


Figura 3. Isotermas de  $N_2$  para cuatro muestras

## 5. CONCLUSIONES

Los resultados presentados permiten realizar los siguientes comentarios:

- Las experiencias 2-19 y 3-19 muestran el efecto favorable de enriquecer el gas con vapor de agua.

Esto significa que el vapor de agua presente en los humos no es suficiente a pesar de que los cálculos teóricos así lo indican, ello puede deberse a la posibilidad de tener un lecho en el que preponderan grandes burbujas y a la posibilidad de cortocircuitos del gas.

- El número de (odo aumenta al incrementar las temperaturas de pirólisis y de activación. No se trabajaron valores más altos de estas temperaturas dado el alto costo económico que ello implica y, en este caso, la idea central es la de obtener un proceso que en principio sea comercializable.
- Las pruebas reportadas muestran que los rendimientos globales del sólido varían entre 35 y 55%, ésto ligado obviamente al desprendimiento de materia volátil (por pirólisis) y al avance de la reacción de gasificación, lo cual se traduce en la creación de una mayor red de poros y por lo tanto de un incremento del área específica.

- Carbones activados con Números de (odo mayores de 500 son indicativos del gran interés que éstos presentan para el uso industrial. El BET es en éste caso un mejor indicador, si a la vez se tiene en cuenta el volumen de poros. (Ver tabla 5 para las 4 muestras seleccionadas).

- Algunos de los productos obtenidos tienen características similares a carbones de marcas comerciales; por ejemplo, HYDRODARCO - 300, tiene un área BET de  $650 \text{ m}^2\text{g}^{-1}$  y un «número de (odo» de  $650 \text{ mg.g}^{-1}$  y un volumen total de poros de  $0.95 \text{ cm}^3\text{g}^{-1}$ .

Las figuras 3 muestra isotermas de  $N_2$  para las cuatro muestras seleccionadas de la tabla 5. Las formas de las isotermas de  $N_2$  indican que los carbones tienen estructuras ricas en microporos, lo cual los hace aptos para la adsorción de moléculas pequeñas (gases y algunos líquidos).

**NOTA:** Actualmente el Grupo de Carboquímica de la Facultad de Minas - Universidad Nacional, tiene en estudio ante la «Incubadora de Empresas de Antioquia» una propuesta realizada en 1994 [14] de montaje de una «planta de demostración» para producir  $\frac{1}{4}$  -  $\frac{1}{2}$  de tonelada por día de carbón activado.

## REFERENCIAS

- [1] BANSAL R.C., DONNET J., STOECKLI F. "Active Carbon".; Edit. Mercel Dekker, Inc. New York (1988)
- [2] YEHASKEL A. "Activated Carbon-Manufacture and Regeneration" (Ed); Noyes Data Corporation, Park Ridge, New Jersey, V.S.A (1978).
- [3] GARCÍA SIERRA D.H. "Diseño preliminar de un proceso para la producción de carbón activo". Trabajo de grado-Universidad Nacional de Colombia. Medellín. (1988).

- [4] WEN C., YU H. "A generalized method for predicting the minimum fluidization Velocity"; AIChE J., Vol.12 N°3, May 1966 pp 610-612
- [5] GREGORY D.R., LITTLEJOHN R.F. "A Survey of Numerical data on the thermal decomposition of coal". BCURA Monthly Bulletin, 29 (1965).
- [6] FIELD M., GILL D., MORGAN B., HAWKSLEY P. "Combustion of pulverized coal"; Leatherhead, England (1967).
- [7] JOHNSON J.L. "Kinetics of coal gasification". Ed. John Wiley (1979)
- [8] AGUIRRE J., OCAMPO A., ESPINEL J. "Desarrollo de un proceso para producción de carbón activo a nivel piloto y lecho fluidizado". Universidad Nacional-Medellín (1991).
- [9] BABU S., SHAH B., TALWALKAR A. "Fluidization correlations for coal gasification materials". AIChE Symposium series. New York, Vol 176, N° 74 pp 176-186 (1978).
- [10] ZENZ F.A., OTHMER D.F. "Fluidization and fluid particles systems". Reysahold, New York (1969)
- [11] KUNII-LEVENSPIEL O. "Fluidization Engineering". New York, Ed. John Wiley, Inc; (1969).
- [12] BRUNAUER., EMMET., TELLER. "Adsorption of gas in multimolecular layers" Journal of american Soc. New york, Vol 60 (1938) pp 309-319.
- [13] GILES, C.H. "Use of p-Nitrophenol for specific surface measurement of granular solids and fibres". J. Appl Chem, 20, 37 (1970).
- [14] AGUIRRE J., OCAMPO A. "Propuesta para el montaje de una planta industrial de 1/4 tonelada/día de carbón activado". Universidad Nacional

# FACULTAD DE MINAS DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

1887 - 1997

UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA  
DEPTO. DE MINAS  
BIBLIOTECA

*110 Años  
sirviendo al  
desarrollo de la  
Ingeniería  
Colombiana*