

ESCUELA TECNICA SUPERIOR DE INGENIEROS
INDUSTRIALES DE BILBAO

UNIVERSIDAD DEL PAIS VASCO

CONTRIBUCIONES A LA OPTIMIZACION DEL
PROCEDIMIENTO OPEN - COIL

TESIS DOCTORAL

I. Ibarrondo Mtz.-Iturralde

Ignacio Ibarondo Mtz-Iturralde

Dr. Ing. Industrial

Formerly Catedrático E.U. (U.P.V./E.H.U.)

Tesis Doctoral Calificada con Sobresaliente cum Laude, Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales de Bilbao (U.P.V./E.H.U.) 23.05.1981.

Resumen:

Al incorporarme en 1974 a la factoría de Laminación es de Lesaca (Grupo Altos Hornos de Vizcaya), existía en esta factoría, la única instalación de nuestro país para el recocido en bobina abierta, más conocido como recocido Open-Coil, en el cual concurrían las dos circunstancias siguientes:

- El gran interés científico del procedimiento, en el cual se combinan simultáneamente los procesos de difusión del carbono en el interior del acero, junto con la cinética de las relaciones superficiales y los fenómenos de transferencia de masa en la interfase gaseosa, así como la composición de las atmósferas reactantes y su interacción con los procesos señalados anteriormente.
- La importancia de las posibles aplicaciones industriales del mismo, ya que la enorme versatilidad del procedimiento industrial, que permite diversos recogidos convencionales y de carburantes, hacía prever la obtención de una serie de nuevos productos del máximo interés para nuestro país, que no puede permitirse instalaciones específicas para cada uno de ellos.

La conjunción de ambas circunstancias me llevó a considerar el estudio de la optimización de dicho procedimiento como motivo de la presente Tesis Doctoral, ya que dicha optimización es un requisito indispensable y previo a cualquiera de sus aplicaciones industriales.

Mediante este estudio, se trata de optimizar los tiempos de decarburación de la fase activa del proceso de carburante, correlacionando dichos tiempos con los contenidos finales de carbono en el acero base.

Para lograr este objetivo, será necesario analizar cada uno de los diversos procesos que conforman la decarburación, tales como: difusión del carbono en el interior de la chapa de acero, reacción superficial, fenómenos de transferencia en la interfase, e influencia de la composición de la atmósfera decarburante sobre el proceso de decarburación.

En esta optimización del proceso Open-coil, no solamente se incluye el estudio de optimización de cada uno de los parámetros operacionales del proceso, sino lo que es más importante, estudiar en la interrelación entre ellos para conocer cuál de los fenómenos es el controlante de la cinética del proceso global de decarburación, para de esta forma una vez conocido el fenómeno, actuar sobre él, logrando los ciclos adecuados para cada una de las diversas aplicaciones industriales, juntamente con las máximas producciones.

Previamente al estudio de estos procesos y dado que se desarrollan simultáneamente, se hizo necesario la creación de un modelo físico, que fuese coherente con el estudio conjunto de los diversos fenómenos que concurren en el proceso de decarburación.

En lo que respecta al primero de ellos, cual es la difusión del carbono dentro del acero, y previamente al proceso propiamente dicho, será necesario considerar la influencia que sobre dicho proceso tienen, parámetros tales como; composición de la materia prima y temperatura de decarburación, adaptando los estudios existentes al caso de nuestra batería Open-coil. En lo referente al proceso de difusión en sí mismo, emplearé un modelo matemático de difusión, modificado en base a mis consideraciones en el equilibrio, basadas en el modelo físico anteriormente expuesto y mis trabajos experimentales.

Por lo que respecta al estudio de los procesos en la interfase, aplicaré los trabajos más recientes sobre la cinética de las reacciones superficiales, uniéndolos a mis consideraciones sobre los fenómenos de transferencia entre el bulk y la interfase.

Como quiera que, dada la complejidad en la interrelación de los fenómenos descritos anteriormente, no es posible cuantificar directamente los tiempos de decarburación, recurriré nuevamente al modelo físico, para establecer las condiciones de equilibrio, entre la atmósfera de carburante y el acero base, que nos permitirán finalmente determinar los contenidos de carbono en función de la composición de la atmósfera en un proceso industrial.

Como consecuencia de sus estudios teóricos, fue posible realizar por primera vez en nuestro país, una serie de experiencias conducentes a la obtención de una gama de nuevos productos decarburador, con contenidos finales de carbono variables, para distintas aplicaciones industriales entre las que cabe citar:

- Chapa decarburada para su aplicación a la esmaltación directa en una sola capa.
- Chapa de carburada para diversas aplicaciones eléctricas.
- Chapa estabilizada-descarburada con destino a embutición extra profunda.
- Aplicación de la batería Open Open-coil a la obtención de chapa azulada.

Finalmente como consecuencia de los trabajos teóricos y los resultados experimentales obtenidos, se propone la idea base para el desarrollo de un Open-coil en continuo, como alternativa a los modernos hornos del continuo de fabricación japonesa para producción de calidades de embutición extra profunda y las líneas actualmente existentes para la fabricación de chapa magnética.

CONTRIBUCIONES A LA OPTIMIZACION DEL
PROCEDIMIENTO OPEN-COIL.-

I N T R O D U C C I O N

DESEO EXPRESAR MI AGRADECIMIENTO a las personas e instituciones, que han contribuido a que la realización de esta tesis doctoral fuese una realidad.

A D. Jose María Palacios, catedrático de la Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales de Bilbao que ha dirigido la presente Tesis Doctoral.

A la Empresa Laminaciones de Lesaca, S.A., donde está situada la instalación motivo de esta Tesis Doctoral, y donde he podido adquirir los conocimientos y experiencia necesarios para la realización de la misma.

A LOS GRUPOS SIDERURGICOS:

- Societé Lorraine de Laminage Continue (SOLLAC)
- Union Siderurgique du Nord et de L'Est de la France (USINOR)
- Cockerill Transformateurs Belges
- Kawasaki Steel Corporation
- British Steel Corporation

Por la información recibida de sus centros de información y documentación.

A LOS PROFESORES:

Nobuo Ōhashi, Manager Sheet Section Research Laboratories (Kawasaki Steel Corporation).

Philippe Tirmarche (Centre Associe au Conservatoire National des Arts et Metiers, Reims).

Silvana Michelucci (Laboratorios Centrales de Italsider).

Por el envío de sus propios estudios sobre los procesos de decarburación y denitruración.

P. Beckley, investigador de la sección de aceros eléctricos de la British Steel Corporation, por el envío de su Tesis Doctoral en el campo de la chapa magnética.

R. Kieger (Laboratorio de investigación de SOLLAC).

J. Peters y Renard (Laboratorios de investigación del grupo Cockerill).

Por la comunicación de sus conocimientos en esta materia.

A LAS ENTIDADES:

- Heurtey Metallurgie (Concesionario de Lee-Wilson)
- Lee-Wilson Engenneering Co. (Empresa creadora del procedimiento Open-Coil).

Por el envío de diversos trabajos, y muy especialmente el Know-How del procedimiento Open-Coil.

Finalmente debo expresar tambien mi agradecimiento al equipo del laboratorio de la factoría de productos planos de Laminaciones de Lesaca, en cuyos laboratorios se realizaron los ensayos de la parte experimental de esta Tesis Doctoral, así como a Jose Antonio Asua y Jose María Aragon profesores de Química Industrial y Físico-Química de los Procesos Industriales en las Facultades de Ciencias Químicas de San Sebastián y Madrid, respectivamente.

A todos ellos mi dedicatoria y mi más sincero agradecimiento.

I N D I C E

PAGS.

INTRODUCCION

OBJETO DE ESTA TESIS DOCTORAL.

1 .-	DESARROLLO Y DESCRIPCION DEL PROCEDIMIENTO	
	OPEN COIL	1
1.1.-	DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO OPEN---	
	COIL	1
1.2.-	DESCRIPCION DEL PROCEDIMIENTO OPEN--	
	COIL	6
	- Máquina de expansión	7
	- Bases	11
	- Hornos	12
	- Gases empleados	12
1.3.-	VENTAJAS OBTENIDAS MEDIANTE EL PROCE-	
	DIMIENTO OPEN-COIL	15
2 .-	PRINCIPALES PARAMETROS QUE INTERVIENEN EN	
	LA OPTIMIZACION DEL PROCESO DE DECARBURA--	
	CION. LA COMPOSICION QUIMICA COMO PARAME--	
	TRO OPERACIONAL OPTIMIZABLE	20
2.1.-	DESCRIPCION Y DESARROLLO DE UN MODE-	
	LO FISICO	21
2.2.-	INFLUENCIA DE LA COMPOSICION QUIMICA	
	DE LA MATERIA PRIMA SOBRE EL PROCESO	
	DE LA DECARBURACION	25
2.3.-	CONSIDERACIONES SOBRE LA OPTIMIZACION	
	DE LA DECARBURACION EN CUANTO A NUES-	
	TRA COMPOSICION QUIMICA SE REFIERE	32

3.- CONDICIONES DE LA SUPERFICIE REACTANTE Y SEPARACION ENTRE ESPIRAS	41
4.- INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA EN EL PROCE SO DE LA DECARBURACION	45
4.1.- INCIDENCIA DE LA TEMPERATURA EN EL CICLO DE RECOCIDO	45
4.2.- INCIDENCIA DE LA TEMPERATURA EN EL FENOMENO DE DIFUSION	48
5.- ESTUDIO DE LA CINETICA DE LAS REACCIONES DE DECARBURACION Y DE LAS ATMOSFERAS EMPLEA DAS EN LA MISMA. COMPARACION ENTRE ELLAS ...	60
- Estudio de la reacción superficial .	63
- Transferencia de monóxido de carbono de la fase solida a la fase gaseosa a través de la interfase y - eliminación del monóxido de carbono de la atmósfera de la base	68
- Estudio de la cinetica del proceso global de eliminación del carbono ..	78
- Aportación de vapor de agua a la - película límite	80
- Consideraciones finales sobre la - cinética del proceso de decarburación	86
5.2.- CONSIDERACIONES SOBRE LAS DIFERENTES ATMOSFERAS EMPLEADAS EN LA DECARBURACION	88
6.- INFLUENCIA DEL ESPESOR Y DEL PORCENTAJE DE CARBONO INICIAL, CUANDO ES LA DIFUSION EL FENOMENO CONTROLANTE. DESARROLLO DEL MODE- LO MATEMATICO	94

	PAGS.
7.- ESTUDIO DE LAS CONDICIONES DE EQUILIBRIO ENTRE LA ATMOSFERA REACTANTE Y EL ACERO BASE. SU APLICACION AL CONTROL DE LA DE- CARBURACION EN CARGAS INDUSTRIALES	110
7.1.- APLICACION DEL MODELO FISICO AL ES- TUDIO DE LOS ESTADOS DE EQUILIBRIO EN LA DECARBURACION	118
7.2.- COMPARACION DE NUESTROS DATOS EN EL EQUILIBRIO CON LOS OBTENIDOS POR - OTRAS INSTALACIONES	131
8.- CONSIDERACIONES SOBRE LA OPTIMIZACION DE LA PRODUCCION EN UNA BATERIA OPEN-COIL, E IDEAS BASE PARA EL DESARROLLO DE UN OPEN- COIL EN CONTINUO	141

IIa P A R T E

10.- TRABAJO EXPERIMENTAL Y REALIZACIONES PRAC- TICAS DESARROLLADAS EN NUESTRA BATERIA -- OPEN-COIL	165
10.1.- APLICACION A NIVEL INDUSTRIAL DE - LA CHAPA DECARBURADA OBTENIDA EN LAMINACIONES DE LESACA	167
10.1.1.- CHAPA DECARBURADA PARA SU APLI- CACION A LA ESMALTACION DIRECTA EN UNA SOLA CAPA	169
10.1.2.- CHAPA DECARBURADA PARA APLICA-- CIONES ELECTRICAS	175
10.1.3.- APLICACION DEL RECOCIDO DE DECAR- BURACION A LA CHAPA ESTABILIZADA, PARA LA OBTENCION DE CHAPA DECAR- BURADA-ESTABILIZADA PARA EMBUTI- CIONES EXTRAPROFUNDAS	200

	PAGS.
10.1.4.- APLICACION DE LA BATERIA OPEN-COIL A LA OBTENCION DE CHAPA AZULADA ...	220
10.1.5.- OTRAS APLICACIONES A NIVEL INDUS-- TRIAL DE LA CHAPA TRATADA MEDIANTE EL PROCEDIMIENTO OPEN-COIL	223
10.2.- TRABAJO EXPERIMENTAL DESARROLLADO EN NUESTRA BATERIA OPEN-COIL	223
11.- CONCLUSIONES	227

BIBLIOGRAFIA

ANEXOS

R E S U M E N

OBJETO DE ESTA TESIS DOCTORAL.

Al incorporarme en 1.974 a la factoría de Laminaciones de Lesaca, S.A. (Grupo Altos Hornos de Vizcaya), existía en esta factoría, la única instalación de nuestro país para el recocido en bobina abierta, más conocido como recocido open coil, en el cual concurrían las dos circunstancias siguientes:

- El gran interés científico del procedimiento, en el cual se combinan "simultaneamente" los procesos de difusión del carbono en el interior del acero, junto con la cinética de las reacciones superficiales y los fenómenos de transferencia de masa en la interfase gaseosa, así como la composición de las atmósferas reactantes y su interacción con los procesos señalados anteriormente.

- La importancia de las posibles aplicaciones industriales del mismo, ya que la enorme versatilidad del procedimiento industrial, que permite diversos recocidos convencionales y decarburantes, hacía preveer la obtención de una serie de nuevos productos del máximo interés para nuestro país, que no puede permitirse instalaciones específicas para cada uno de ellos.

La conjunción de ambas circunstancias me llevó a considerar el estudio de la optimización de dicho procedimiento como motivo de la presente Tesis Doctoral, ya que dicha optimización es un requisito indispensable y previo a cualquiera de sus aplicaciones industriales.

Mediante este estudio, se trata de optimizar los tiempos de decarburación de la fase activa del proceso decarburante, correlacionando dichos tiempos con los contenidos finales de carbono en el acero base.

Para lograr este objetivo, será necesario analizar - cada uno de los diversos procesos que conforman la decarburación, tales como: difusión del carbono en el interior de la chapa de acero, reacción superficial, fenómenos de transferencia en la interfase, e influencia de la composición de la atmósfera decarburante sobre el proceso de decarburación.

En esta optimización del procedimiento open-coil, no solamente incluiré el estudio y optimización de cada uno de los parámetros operacionales del proceso, sino lo que es más importante, estudiaré la interrelación entre ellos para conocer cual de los fenómenos es el controlante de la cinética del proceso global de decarburación, para de esta forma una vez conocido el fenómeno, actuar sobre él, logrando los ciclos adecuados para cada una de las diversas aplicaciones industriales, juntamente con las máximas producciones.

Previamente al estudio de estos procesos y dado que se desarrollan simultáneamente, se hizo necesario la creación de un modelo físico, que fuese coherente con el estudio conjunto de los diversos fenómenos que concurren en el proceso de decarburación.

En lo que respecta al primero de ellos, cual es la - difusión del carbono dentro del acero, y previamente al proceso propiamente dicho, será necesario considerar la influencoa que sobre dicho proceso tienen, parámetros tales como; - composición de la materia prima y temperatura de decarburación, adaptando los estudios existentes al caso de nuestra batería open-coil. En lo referente al proceso de difusión - en sí mismo, emplearé un modelo matemático de difusión, modificado en base a mis consideraciones en el equilibrio, basadas en el modelo físico anteriormente expuesto y mis trabajos experimentales.

Por lo que respecta al estudio de los procesos en la interfase, aplicaré los trabajos más recientes sobre la cinética de las reacciones superficiales, uniéndolos a mis -- consideraciones sobre los fenómenos de transferencia entre el bulk y la interfase.

Como quiera que, dada la complejidad en la interrelación de los fenómenos descritos anteriormente, no es posible cuantificar directamente los tiempos de decarburación, -- recurriré nuevamente al modelo físico, para establecer las condiciones de equilibrio, entre la atmósfera decarburante y el acero base, que nos permitirán finalmente determinar -- los contenidos de carbono en función de la composición de -- la atmósfera en un proceso industrial.

Como consecuencia de estos estudios teóricos, fue posible realizar, por primera vez en nuestro país, una serie de experiencias conducentes a la obtención de una gama de -- nuevos productos decarburados, con contenidos finales de -- carbono variables, para distintas aplicaciones industriales entre las que cabe citar:

- Chapa decarburada para su aplicación a la esmaltación directa en una sola capa.
- Chapa decarburada para diversas aplicaciones eléctricas.
- Chapa estabilizada-decarburada con destino a embuticiones extraprofundas.
- Aplicación de la batería open-coil a la obtención de chapa azulada.

Finalmente como consecuencia de los trabajos teóricos y los resultados experimentales obtenidos, se propone -- la idea base para el desarrollo de un horno open-coil en -- continuo, como alternativa a los modernos hornos en continuo de fabricación japonesa para la producción de calidades de embutición extraprofunda, y a las líneas actualmente existentes para la fabricación de chapa magnética.

I.- DESARROLLO Y DESCRIPCION DEL PROCEDIMIENTO OPEN-COIL.

I.I.- DESARROLLO DEL PROCEDIMIENTO OPEN-COIL.

La banda de acero después de su laminación en frío adquiere una gran acritud, para obtener en el material las características deseadas, es preciso someterlo a un recocido de recristalización. Dicho recocido, puede realizarse en hornos continuos, en hornos de campana, o bien mediante un recocido especial en horno de campana. Este es el sistema objeto del estudio en el presente trabajo y consiste en un recocido en bobina abierta, más conocido como recocido "open-coil".

En este último sistema, mediante una instalación especial, se separan las espiras de la bobina, manteniéndose en esa posición a lo largo del recocido, intercalando entre ellas de forma continua un hilo de nylon ó un cable de acero.

Haremos primeramente una brevísima historia del procedimiento "open-coil".

El procedimiento "open-coil", nació como consecuencia de un intento de mejorar los procedimientos de recocido de la chapa destinada a hojalata, ya que hasta 1.930, prácticamente toda la hojalata que se consumía en el mundo, se obtenía mediante recocidos en hornos de campana ó bien en recocidos por paquetes. A partir de la Segunda Guerra Mundial, la enorme demanda en este sector, impulsó a la creación de los hornos continuos, que si bien incrementaban grandemente la producción, no podían suministrar la calidad suficiente cuando se trataba de embuticiones difíciles. El procedimiento open-coil nació como consecuencia de buscar un recocido que eliminase los inconvenientes de ambos.

La primera instalación de este tipo comenzó a funcionar comercialmente en Enero de 1.959, y fue instalada en la factoría de Irvin Works (U.S. Steel) y destinada al recocido de hojalata.

De esta forma se culminaron cinco años de investigación y desarrollo a cargo de la "Lee Wilson Engineering Company", - durante los cuales, se procesaron 800 bobinas en la planta piloto que dicha compañía había instalado en Elyria (Ohio). Esta planta permanece aún como planta piloto para el estudio de dicho procedimiento.

En el trabajo presentado por el profesor V.J. Gibbons^I, se puede ver una referencia completa sobre las experiencias -- que se llevaron a cabo en dicha planta piloto.

La concepción inicial del proceso, quedó ampliamente rebasada como resultado del proceso mismo. Los primeros indicios de este fenómeno, aparecieron al realizar ciclos de ensayo con objeto de probar el proceso de recocido open-coil.

Para los ensayos se ^{emplearon} ampliaron cuatro bobinas de acero - de idéntica composición, dos de las bobinas fueron recocidas - mediante el procedimiento open-coil y las otras dos mediante - el proceso normal en horno de campana.

Al verificarse los resultados metalúrgicos correspondientes a ambos ensayos, se comprobó que las características mecánicas y de embutibilidad, eran mejores en las bobinas recoci-- das mediante el sistema open-coil. Los análisis químicos revelaron unos contenidos en carbono y nitrógeno considerablemente más bajos en estas bobinas, lo cual hizo pensar en que se había a utilizado un tipo diferente de acero para cada ensayo. Sin - embargo, al examinar completamente todos los datos, se descu-- brió que la composición de partida era la misma en ambos casos y que los mejores resultados obtenidos, eran debidos a la re-- ducción del carbono y nitrógeno durante el recocido.

Ya veinte años antes, en 1943, J.R. Low y H. Gensamer² en un brillante trabajo, que a mi modo de ver es el origen y -- fundamento de la decarburación y denitruración mediante el procedimiento open-coil, habían encontrado a nivel de laboratorio,

que las muestras de acero efervescentes podían transformarse en acero no-envejecible, mediante un recocido en atmósfera de hidrógeno húmedo. Sin embargo, sus estudios no habían tenido una aplicación industrial.

A partir de Enero de 1.959 el desarrollo fue rápido, - situándose en el periodo 1.960-1.964 la mayor expansión de este procedimiento, habiéndose alcanzado la cifra de 25 unidades instaladas en 1.962 y 37 unidades en 1.964.

En la TABLA Nº 1 se puede ver como se distribuyeron dichas unidades.

En la TABLA Nº 2, se puede apreciar cual ha sido el desarrollo de la producción de chapa por el procedimiento open-coil, en las principales compañías del mundo.

De una primera observación de dicha tabla, puede deducirse aparentemente que dicho procedimiento se estabilizó en el año 1.964, pero una observación atenta de lo que ha venido sucediendo desde entonces, señala que tal estabilización ha - tenido lugar, preferentemente, en las industrias que han empleado sus baterías open-coil para recocidos rápidos de materiales sin una exigencia metalúrgica especial, llegando incluso en algún caso a parar la instalación, como es el sucedido con la batería open-coil instalada por Italsid^eor.

Por el contrario, en los grupos siderúrgicos donde se ha continuado la investigación sobre los fenómenos de decarburación, denitruración, etc., la producción de sus baterías se ha ido diversificando hacia la producción de chapas para aplicaciones muy especiales, chapas decarburadas, denitruradas, - alfatizadas, etc., como en el caso del grupo Cockerill y de los consorcios japoneses Nippon Steel y Kawasaki.

DISTRIBUCION DE UNIDADES DE RECOCIDO OPEN-COIL, SEGUN LOS PROFE-
SORES J.A. BAUSCHER Y J.K. MAGOR.³

<u>P A I S</u>	<u>N^o DE UNIDADES</u>
ESTADOS UNIDOS	14
JAPON	7
ITALIA	3
FRANCIA	3
ALEMANIA	3
BELGICA	2
HOLANDA	1
SUECIA	1
CANADA	2
MEXICO	1

NOTA: No se disponen de datos sobre los Países del Este, que más bien han centrado sus trabajos en decarburaciones en acería.

T A B L A N^o 2

=====

- 5 -

EVOLUCION EN LA PRODUCCION DE CHAPA MEDIANTE EL PROCEDIMIENTO OPEN-COIL.

EMPRESA	AÑO	CAPACIDAD		EMPLEO	
		Tm/año	Rec. Rápidos	Decarbur.	Denitrur.
Sollac	I.962	60.000	57.000	3.000	--
	I.969	90.000	SIN DATOS		
Maubesge	I.963	30.000	29.700	320	--
	I.970	30.000	25.500	4.500	--
Usinor	I.962	50.000	50.000	--	--
	I.964	60.000	51.000	9.000	--
Cockerill	I.962	66.000	66.000	--	--
	I.970	66.000	36.300	19.800	9.900
Nippon Steel	I.974	120.000	56.000	40.000	24.000

NOTA: El desarrollo porcentual de la Kawasaki, es similar al de la Nippon Steel.

En mi opinión, el procedimiento open-coil, constituye una herramienta muy valiosa para la obtención de productos de calidad. Independientemente, los estudios efectuados sobre el procedimiento open-coil, han hecho posible obtener conocimientos -- profundos sobre aspectos importantes de la metalurgia, facilitando conocimientos que luego serían aplicables a dominios tales como la fabricación de chapa magnética de grano orientado, etc.

Creo que desde el punto de vista industrial, el procedimiento open-coil, es único para la eliminación de elementos intersticiales en estado sólido, y pienso que sus posibilidades en este terreno no han sido todavía totalmente explotadas.

I.2.- DESCRIPCION DEL PROCEDIMIENTO OPEN-COIL.

Ya hemos apuntado que el uso de recocidos en hornos continuos ha crecido enormemente en los últimos años, particularmente en la fabricación de chapa eléctrica, hojalata, chapa galvanizada, etc. En estos recocidos en continuo, las velocidades de calentamiento y enfriamiento son rápidas y el mantenimiento corto. Debido a ésto, no es posible dar al material características similares a las obtenidas en los hornos de campana. Tampoco estos recocidos son los mas adecuados para producir cambios en la composición química del acero, ya que aunque se produzcan las reacciones gas-metal, éstas se produciran en pequeña extensión debido al poco tiempo de permanencia en contacto.

Por el contrario, en el procedimiento open-coil, la superficie entera de la bobina reacciona con el gas, el aumento del area de contacto entre el gas y el metal puede estimarse en 400:1, si comparamos el procedimiento de bobina abierta con bobina cerrada. De esta forma, vigilando la composición de la atmósfera y su humedad se dispondrá de un medio para controlar los ratios de las reacciones superficiales. En la FIG. Nº I, se puede apreciar la diferencia entre una bobina cerrada y una bobina expandida.

Para un estudio completo sobre las primeras pruebas industriales efectuadas con el open-coil, puede verse el trabajo de J.A. Baucher⁴, donde se señalan los resultados de numerosos experimentos: distribución de temperaturas en la bobina, tiempos, microestructuras, características mecánicas y composición química.

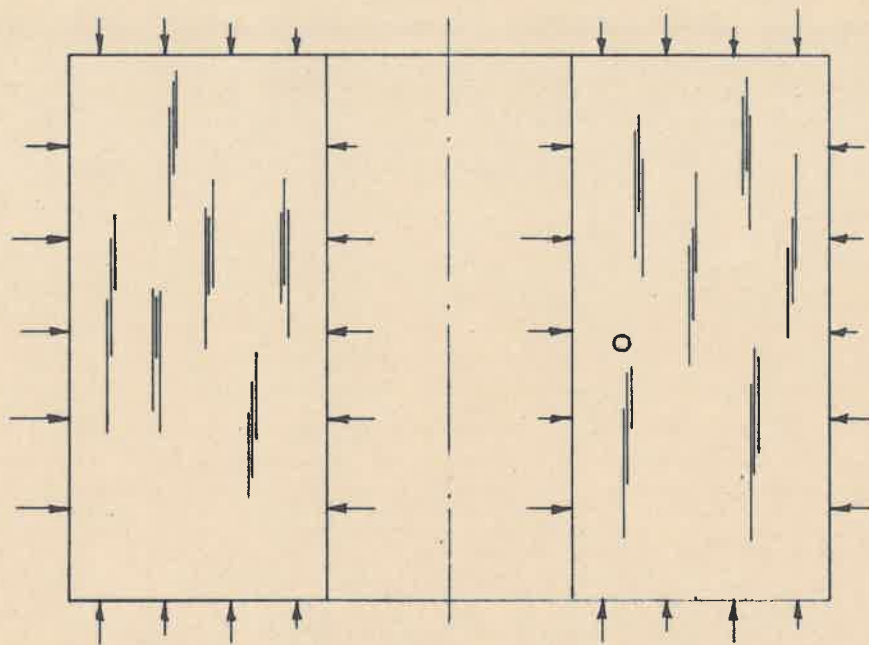
En la parte superior de la FIG. Nº I, se puede ver que la bobina está enrollada tan tensamente, que el calor para el recocido queda absorbido por las superficies lateral, superior e inferior. Por otra parte la naturaleza misma de la tensión entre espiras, excluye la posibilidad de que los gases penetren algo más que los bordes de las partes superior e inferior de la bobina.

En la parte inferior de la FIG. Nº I, se muestra la bobina abierta y el íntimo contacto que tienen los gases con la superficie de la bobina. Este íntimo contacto, no sólo significa que los gases cubren toda la superficie de la bobina, sino además, que la diferencia en temperaturas entre el acero y los gases de la atmósfera del horno, se encuentra dentro de los márgenes señalados por nosotros. Por otra parte, esto significa que cualquier reacción de equilibrio, que se produzca dentro de la zona del acero, se encuentra al nivel de temperaturas correcto, que nosotros hayamos señalado de antemano para la buena marcha de la reacción.

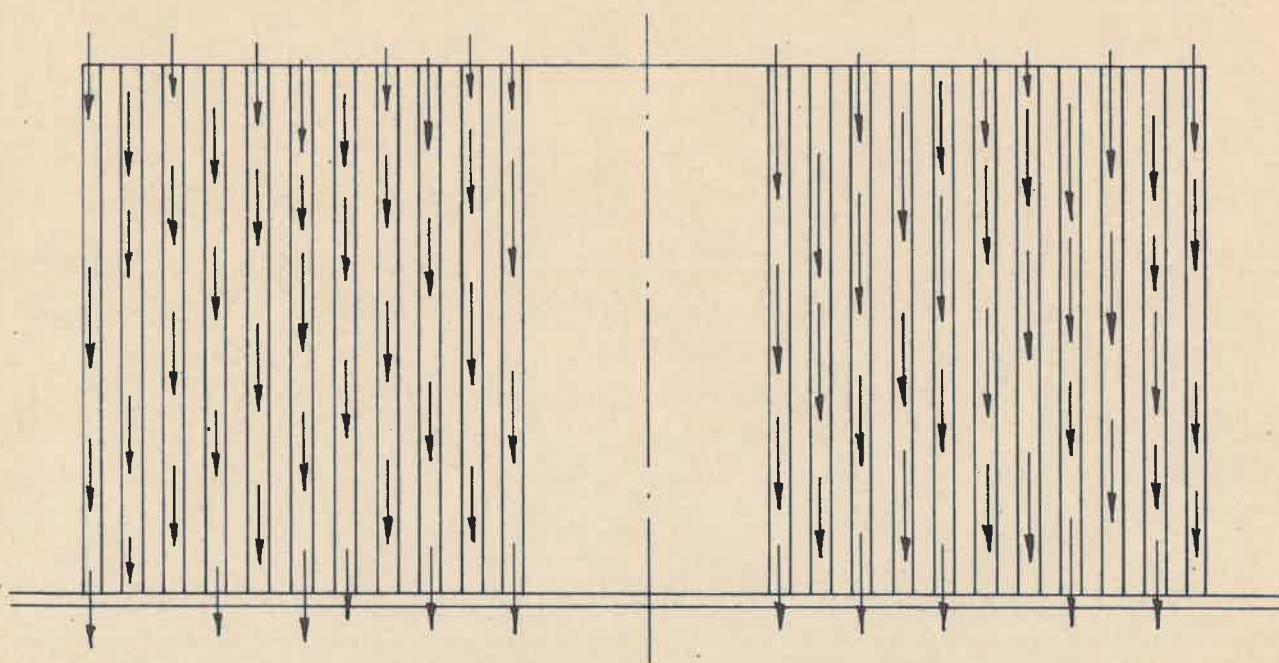
Pasaré a describir brevemente los elementos que componen la instalación:

- MAQUINA DE EXPANSION:

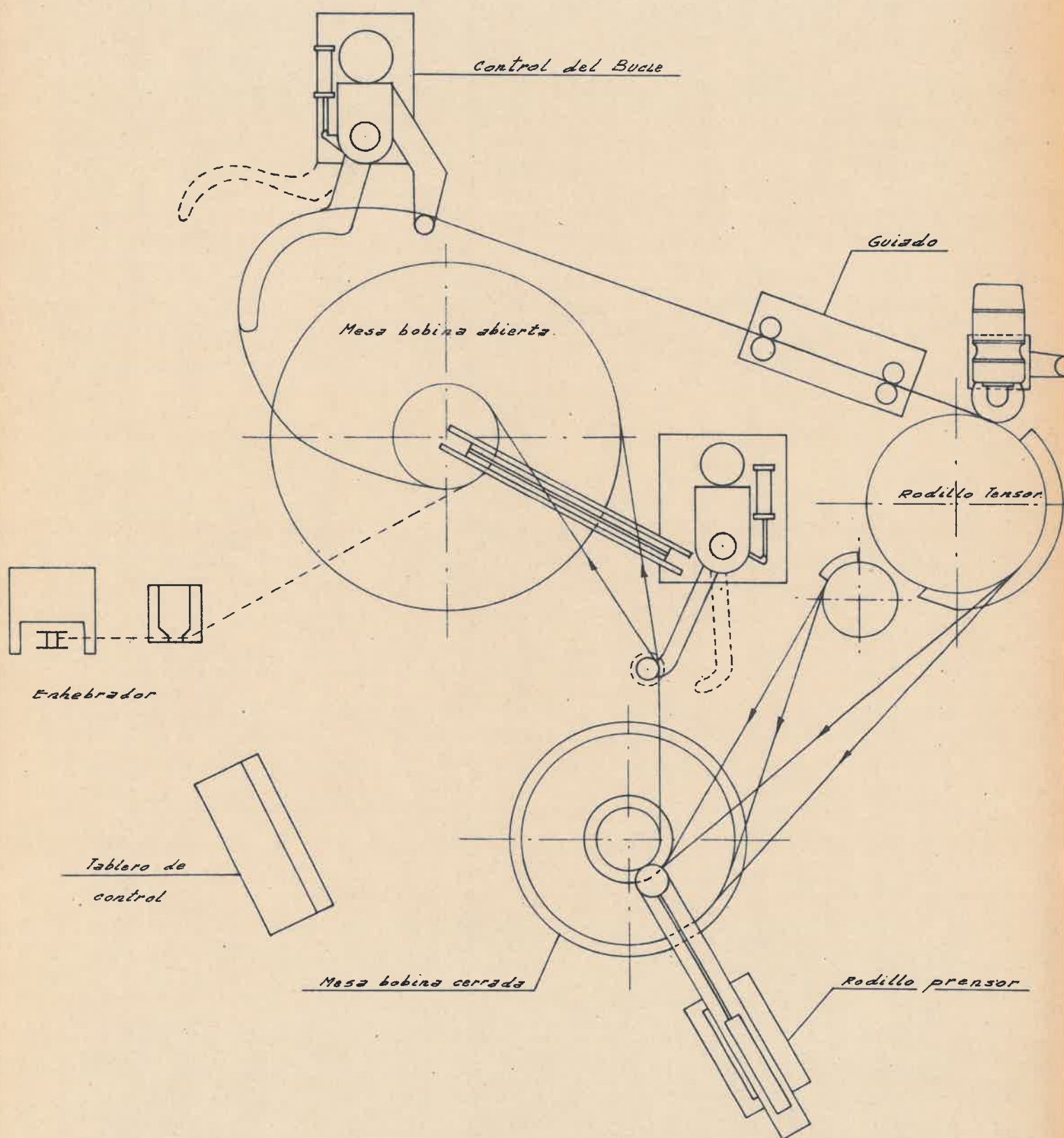
Esta máquina que debe ser colocada en cabecera de la instalación, es la encargada de abrir y cerrar bobinas. En la FIG. Nº 2, se puede ver un esquema de dicha máquina que consta de:



• BOBINA CERRADA •



• BOBINA ABIERTA •



• ESQUEMA DE LA MAQUINA DE EXPANSION •

- Sistema desenrollador-enrollador para bobinas abiertas.
- Sistema enrollador-desenrollador para bobinas cerradas.
- Ambas mesas disponen de un sistema que les permite girar para permitir el enrollamiento o desenrollamiento de las bobinas.
- Un conjunto destinado a asegurar la tensión de la banda a través de un rodillo de caucho de 1.500 mm.
- Un conjunto de rodillos adyacentes a la mesa para el guiado de la banda.
- Una bobinadora de hilo de nylon y otra de acero.

El diámetro del mandrino puede ser de:

- Ø MANDRINO : 610 mm. para $0,4 < e < 1,0$ mm.
- Ø MANDRINO : 760 mm. para $1,01 < e < 2,00$ mm.

Pudiendo expandir la bobina desde 1.800 mm. hasta 2.900 mm.

Las velocidades de la máquina, varían entre 365 m/minuto en la operación de apertura, hasta 245 m/minuto cuando se está cerrando la bobina.

En cuanto al hilo separador de espiras, se puede usar hilo de nylon, cuando se trata de recocidos rápidos de materiales normales, cuyos diámetros se detallan en la TABLA Nº 3.

Cuando se trata de efectuar decarburaciones, es obligatorio emplear hilo de acero, que ha de suministrar una separación mínima comprendido entre 2,1 mm. y 3 mm. Esta separación se consigue mediante el trenzado de dos hilos para el gas pueda pasar a través de ellos.

DIAMETRO DE LOS HILOS DE NYLON SEGUN EL ESPESOR DE LA CHAPA A TRATAR.

Ø HILO EN MM.	ESPESOR DE LA CHAPA (mm.)
1,5	0,4 - I
2,0	I - 1,25
2,5	1,25 - 1,50
3,5	1,50 - 2,00

- BASES:

El número de bases para una batería open-coil se situa en tre 2 a 3 veces el número de hornos, y estas bases, en nuestro - caso, son calentadas mediante un sistema indirecto que calienta una mufla de acero refractario (25% Cr - 12% Ni), que aunque re- sultan más caras, tienen un periodo de vida muy superior a las - (18% Cr - 8% Ni) que se deterioran con mucha facilidad.

Las juntas de estas muflas son de aceite, teniendo un an llo concéntrico protector de agua, que sirve para refrigerar el aceite. Actualmente, se están desarrollando en el extranjero u- nas juntas sintéticas, para evitar el posible goteo del aceite - sobre las bobinas que están en fase de enfriamiento o en cabece- ra de la instalación. Es de hacer notar la importancia de la es- tanqueidad dentro de la mufla para conseguir un control muy rigu- roso de las atmósferas de recocido.

Una vez finalizado el recocido, se procede a retirar el - horno y a colocar una campana de enfriamiento, la cual, lleva en su parte ~~superior~~ un potente extractor que acelera el proceso - de enfriamiento. Cuando se retira la campana, para acelerar la -

última fase de enfriamiento, se suele recomendar regar con agua la parte superior de las muflas, operación que yo no recomiendo dada la gran distorsión que se produce en las citadas muflas.

- HORNOS:

En la FIG. Nº 3, se puede ver un horno de campana. Estos hornos de campana son cilíndricos, llevando incorporados a modo de cinturón una serie de quemadores, que suministran mediante la combustión del aire propanado las calorías necesarias.

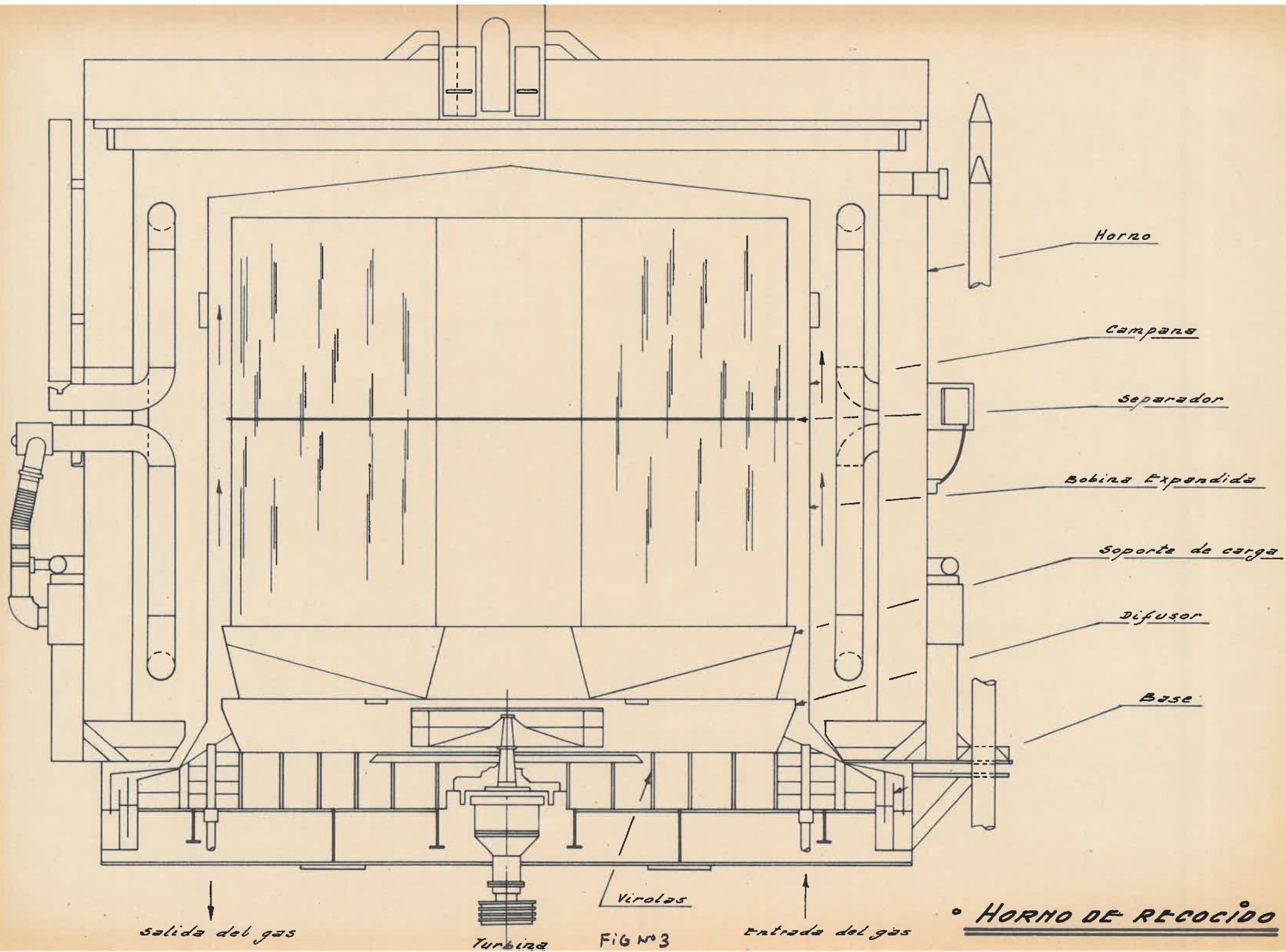
Otro aspecto a tener en cuenta son los registros de las temperaturas que normalmente son tres. El primero, nos mide la temperatura a la que está el horno. Otro, nos mide la temperatura a la que se encuentra el gas en contacto con la carga, a esta temperatura se denomina corrientemente temperatura de punto alto, y finalmente el tercero nos mide la temperatura a la que se encuentra la carga, denominándose a esta medición temperatura de punto bajo.

El control de la cantidad de vapor de agua que debe haber en la base, es realizado mediante un medidor de punto de rocío. Una señal eléctrica proporcional a la medición del punto de rocío en los gases de salida, es lo que regula el servomotor que manda la entrada de vapor de agua.

Finalmente el control de monóxido de carbono en los gases de salida se hace mediante un analizador de rayos infrarrojos.

- GASES EMPLEADOS:

El tema de las atmósferas de recocido empleadas, es de suma importancia, y a ellas haremos constante referencia a lo largo de esta tesis, ya que a lo largo de ella, quedará demostrado, que la cinética de las reacciones está grandemente afectada por la composición de las atmósferas de recocido.



Para los tratamientos en hornos continuos y el procedimiento open-coil existen fundamentalmente dos tipos de atmósferas; la atmósfera que emplea gas H.N.X y la que emplea gas H.N.

Para la obtención de atmósferas H.N.X podemos partir de -- gas de batería de cok, propano, butano, etc.

En nuestro caso partiremos de propano, al que se le hacen las siguientes operaciones:

- Desulfuración en una torre con carbono activo.
- Mezcla con aire y combustión.
- De los productos de la combustión (Co , Co_2 , H_2 , N_2 , --- $(\text{H}_2\text{O})_v$), se procede a oxidar el Co a Co_2 , mediante el empleo de un catalizador de cobre finamente dividido.
- Absorción del Co_2 en unas torres conteniendo monoetanolamina.
- Paso del gas a través de unos frigoríficos para la eliminación del vapor de agua.

De esta forma obtenemos un gas que puede contener como máximo 12% de hidrógeno, y con un punto de rocío de - 40°C.

Este contenido de hidrógeno tan bajo, hace que sea imposible efectuar denitruraciones en nuestra batería open-coil.

Para la obtención de atmósferas H.N, debemos obtener por una parte el nitrógeno y por otra el hidrógeno.

- El nitrógeno lo obtendremos de una destilación fraccionada del aire.

- El hidrógeno lo podemos obtener mediante la crackización del amoníaco, o bien mediante la reforma con vapor de agua del gas natural.

Dentro del presente trabajo, he estudiado la posibilidad de operar con atmósferas ricas en hidrógeno, hasta un 75%, quedando abierta la opción a un estudio posterior sobre la eliminación del nitrógeno en este tipo de atmósferas, lo cual posibilitaría la versatilidad de los hornos para decarburaciones y denitruraciones simultaneas.

Para un estudio más detallado de estos tipos de atmósferas, referiré al lector a los trabajos de J. Arnold⁵ y W.T. --- Mainwaring⁶.

Vamos a tratar finalmente, sobre las ventajas derivadas de la aplicación del procedimiento open-coil, y que se encuentran en relación directa con la optimización del proceso, por la enorme incidencia que tienen en el plano económico

I.3.- VENTAJAS OBTENIDAS MEDIANTE EL PROCEDIMIENTO OPEN-COIL.

En el encuentro anual de la A.I.S.E. del año 1.959, se describía al procedimiento open-coil como un nuevo sistema, en el cual, mediante la separación de las espiras, se lograba, además de los cambios de composición química según el tipo de atmósfera, un recocido mucho más rápido, flexible, uniforme y limpio, que los recocidos convencionales de bobina cerrada.

Pasaré a describir brevemente estos puntos, basándome -- fundamentalmente en mis estudios y observaciones personales, ya que considero que los mismos tienen una gran incidencia sobre la optimización del procedimiento open-coil.

FLEXIBILIDAD:

En los tiempos actuales de creciente competencia, los -- plazos de entrega son una consideración muy importante.

Con el recocido open-coil el tiempo de entrega se abrevia considerablemente.

Existe una notable diferencia en los datos que sobre este punto han publicado las diferentes compañías. Sin embargo, al final de este trabajo expondré algunas consideraciones sobre las producciones obtenidas por este procedimiento.

Así mismo, el procedimiento open-coil permite reducir el stock de bobinas en cabecera de la instalación.

UNIFORMIDAD:

El recocido en horno de campana convencional es el sistema más ampliamente utilizado para el recocido de productos planos. Sin embargo, debido a que todo el calor debe transmitirse a través de la pequeña superficie de contacto gas-metal, los ciclos de recocido son largos, especialmente en lo que se refiere a los tiempos de calentamiento, y las propiedades del producto pueden variar debido a las diferencias de temperaturas dentro de la carga.

Por el contrario, la uniformidad del producto obtenido de la batería open-coil es muy buena; y ello es debido al íntimo -- contacto entre el gas y la superficie del material, lo cual se traduce en una máxima uniformidad y mínima temperatura diferencial a lo largo de toda la carga; durante el precalentamiento, -- mantenimiento y enfriamiento del ciclo de recocido.

MAXIMA EFICACIA TERMICA:

Los profesores Mizikar, Bresky y Veitch⁷, han desarrollado un trabajo muy interesante, mediante un modelo matemático, sobre la transmisión de calor y distribución de temperaturas en bobina cerrada.

Contrariamente a lo que sucede en bobina cerrada, en la bateria open-coil se puede lograr un grado muy perfecto de control de las temperaturas durante todo el ciclo, en función del tonelaje cargado y de la temperatura que se desea alcanzar. Esto se traduce lógicamente en una mayor eficacia térmica de los ciclos.

LIMPIEZA:

Uno de los mayores problemas en el recocido en bobina a---bierta es la limpieza de la superficie de la banda. Sin embargo,-- una vez obtenida dicha limpieza, el aspecto superficial de la banda es muy superior al conseguido en bobina cerrada.

Debido a que en nuestra batería se presentaban problemas -- con la limpieza de la banda, inicié un plan de estudio y trabajo para determinar qué factores afectaban substancialmente a la aparición de dichas manchas. Para ello realicé un estudio sobre 35 -- cargas industriales, sobre las que se observaron su limpieza an-- tes y después de los recocidoa, llegando a una serie de conclusio-- nes que paso a exponer muy brevemente de forma cualitativa.

El brillo y la limpieza que es posible obtener en la bate--ria open-coil depende fundamentalmente de:

a) La previa limpieza de la banda en la laminación anterior.

Este fenómeno se produce fundamentalmente en los trenes reversibles, ya que las impurezas que se van acumulando en forma de sales de hierro en la emulsión, van quedand--do sobre la superficie de la banda, dado que el barrido de la misma no puede ser perfecto. Posteriormente, du--rante el recocido, estos aceites se craquizan sobre la superficie de la banda dejando unas manchas o residuos negros.

b) Separación entre espiras y flujo de gas.

Una buena separación entre espiras, juntamente con un -- alto flujo de gas ayuda al barrido y eliminación de es--tos aceites.

c) Planicidad de la banda en la laminación.

En este caso nos encontramos en ventaja, ya que la planicidad de los trenes reversibles, es superior a la que podríamos obtener en los trenes tandem.

Durante el transcurso de la prueba, se observó que las manchas después de recocido se presentaban siempre en la bobina que ocupaba la posición inferior dentro de la carga, y también que dichas manchas se presentaban siempre a lo largo de uno o varios radios de dicha bobina.

Esto me hizo pensar primeramente, que podría tratarse de determinadas bases en las cuales hubiese algun problema con los ventiladores. Sin embargo, un estudio más detallado del problema, me llevó a la conclusión de que no se trataba de esto, sino que eran los aceites residuales de la laminación situados en la bobina superior, los que resbalaban hacia la bobina inferior y al encontrarse con un grupo de espiras no bien abiertas (efecto de poligonalización de las bobinas debido al electroimán), se depositaban entre las mismas, produciendo este tipo de manchas.

CALIDAD METALURGICA:

También cabría considerar la calidad metalúrgica como una de las principales ventajas del procedimiento open-coil. Ante todo es necesario dejar constancia que una buena marcha de la calidad metalúrgica, no dependerá solamente de la manipulación de la batería open-coil, sino que estará ligada estrechamente a las operaciones anteriores, especialmente a la laminación en caliente y en frío.

Un estudio sobre la influencia de la laminación en caliente y en frío sobre la calidad metalúrgica del producto procesado en open-coil, puede verse en un trabajo del profesor Minck⁸. En -

dicho trabajo, se presentan unas tablas del tamaño de grano, en función de las temperaturas de laminación en caliente, reducciones en frío y temperaturas de recocido.

En mi opinión, un estudio de este tipo debería ser mucho más complejo, ya que la diversidad de productos obtenidos en la batería open-coil, hará que los parámetros arriba mencionados - deban variarse según el producto final obtenido.

También, independientemente de las ventajas que este proceso reporta, señalaré los principales inconvenientes que este proceso lleva consigo:

- Mayor coste de explotación de las instalaciones.
- Mayores gastos de mantenimiento por la complejidad de la propia instalación.
- Mayores consumos de gas y de energía, ya que es necesario esperar a enfriar la base hasta 1200 C. antes de efectuar la descarga, ya que en caso contrario se nos produciría la oxidación del material.
- Mayor coste de inversión inicial.

Al final de este trabajo y como consecuencia de la optimización de la fase activa del proceso, desarrollaré la idea - base sobre la instalación de un open-coil en continuo, tendente a paliar al menos parcialmente los inconvenientes aquí señalados.

2.- PRINCIPALES PARAMETROS QUE INTERVIENEN EN LA OPTIMIZACION DEL PROCESO DE DECARBURACION. LA COMPOSICION QUIMICA COMO PARAMETRO OPERACIONAL OPTIMIZABLE.

Pasaré primeramente a enumerar, cuales son los parámetros operacionales que pueden influir en la optimización del procedimiento open-coil. Estos parámetros serán tratados no sólo cualitativamente, sino cuantitativamente a lo largo de este estudio, señalándose la incidencia que puede tener cada uno de ellos, tanto en los ensayos a nivel de laboratorio, como en los que se realizan a escala industrial.

Dichos parámetros a considerar son:

- Composición química de la materia prima.
- Condiciones de la superficie reactante y separación entre espiras.

Ambos parámetros serán estudiados en la presente sección.

- Temperatura de decarburación.

Este parámetro tiene una especial incidencia en el coeficiente de difusión del carbono en el acero.

- Atmósferas de recocido.

Que por su interrelación con la cinética del proceso de decarburación, constituyen uno de los apartados más importantes del presente trabajo.

- Espesor de la chapa.

Parámetro fundamental cuando se trata de ensayos a nivel de laboratorio, y que será ampliamente estudiado en el desarrollo del módulo matemático.

- Flujo de gas.
- Contenido inicial y final de carbono en la bobina.
- Peso de las bobinas y número de las mismas.

Antes de pasar a considerar los diferentes factores que influyen en la decarburación, vamos a exponer el modelo físico que ampliaremos a lo largo de todo este trabajo. He procurado buscar la máxima coherencia entre el modelo físico y el modelo matemático expuesto en el transcurso de este trabajo. Creo además, que el esquema aquí propuesto, es el que mejor se ajusta a los trabajos de investigación más recientes, siendo compatible con todo lo que se pretende desarrollar.

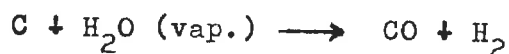
2.1.- DESCRIPCION Y DESARROLLO DE UN MODELO FISICO.

Distinguiré a lo largo del proceso de decarburación cuatro etapas fundamentales:

- a) Difusión del carbono del acero hacia la interfase de contacto gas-metal.
- b) Aportación de vapor de agua a la base desde el exterior y su transferencia a la superficie reactante.
- c) Reacción del carbono y vapor de agua en la interfase de contacto.
- d) Eliminación mediante el flujo de gas adecuado de los productos de la reacción de la superficie del acero.

En este modelo, considerará cuatro zonas en la chapa en el curso de la decarburación. La primera zona es la zona más interna del material, desde la cual el carbono va difundiendo hacia la superficie; la segunda zona es una franja de material que se encuentra en contacto con el gas reactante, de contenido muy bajo en carbono, y que al final del proceso se encuentra en equilibrio con los gases de la atmósfera que rodean al material. Intercalada entre ambas zonas, podremos considerar "en el equilibrio", una zona especialmente rica en carbono y manganeso originada por la difusión del primero de dichos elementos. Final--

mente la cuarta zona o superficie reactante, donde los átomos de carbono en la superficie, reaccionan con el vapor de agua según la siguiente reacción:



En este momento dejamos de considerar al carbono como elemento en solución sólida dentro del acero, para considerarlo como carbono en estado grafitico reaccionando con el gas. Un esquema de este modelo se puede ver en la FIG. Nº 4.

Es muy importante hacer notar que la zona decarburada que se encuentra en contacto con el gas reactante, es de transcendental importancia para el desarrollo de nuestro esquema, ya que -- partimos de la base de que los gases reactantes acaban alcanzando el equilibrio con esa capa exterior, y que el potencial en -- carbono en el gas ha de ser igual a la actividad del carbono en dicha capa, sobre la cual y basándonos en su bajísimo contenido en carbono podemos suponer que se ha de cumplir la ley de Henry.

Posteriormente, hallaremos la correlación completa entre las composiciones de la atmósfera decarburante, en relación con el contenido de carbono en el interior de dicha capa y el contenido de carbono en el acero base.

Para estudiar el mecanismo de la eliminación de este carbono por difusión en el proceso de la decarburación, nos serán de mucha utilidad dado el esquema de nuestro modelo físico, los trabajos efectuados por los profesores J. Goto y colaboradores⁹, sobre la grafitización durante el recocido de los aceros de bajo contenido en carbono.

Estos profesores realizaron un estudio muy completo, mediante el uso de difracción de rayos X, microscopia óptica y electrónica, de la precipitación del grafito en la superficie del acero.

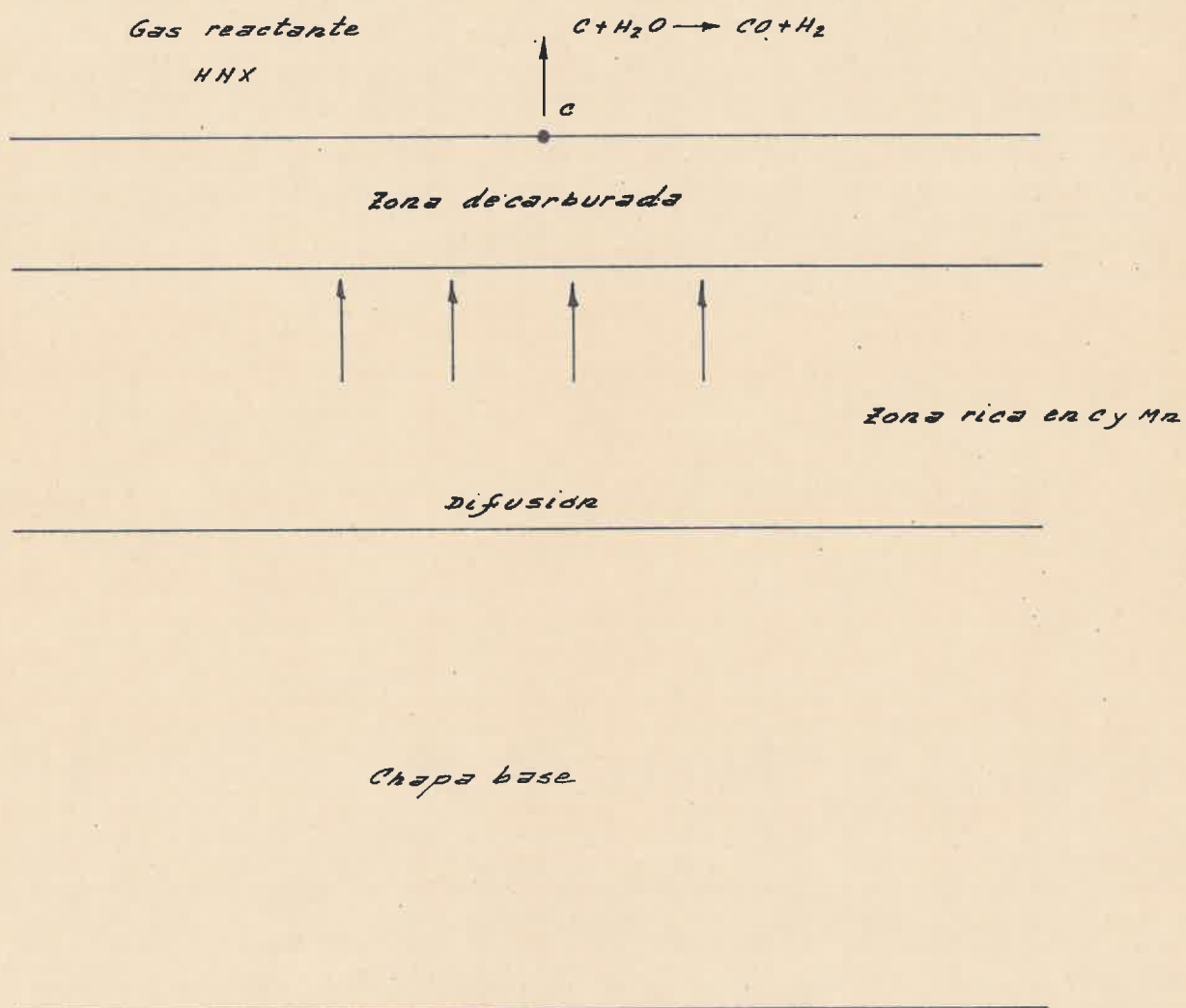


Fig. nº 4

Para que el carbono difunda hacia la superficie y posteriormente precipite en ella es necesario que:

- a) La energía libre en la superficie sea mayor que en el interior de la masa del acero.
- b) La resistencia a la formación de las masas de grafito, sea menor en la superficie que en el centro.

Aunque estos conceptos no han podido ser cuantificados -- hasta el momento presente.

En mi opinión, cuando se emplea un gas decarburante como puede ser H.N.X con diversos % de vapor de agua, considero que el efecto en la grafitización debido a los conceptos a) y b), será relativamente pequeño en comparación de lo que puede suponer el gradiente diferencial de carbono desde la superficie hacia el interior.

Basándose en los trabajos de J. Goto, el profesor Yukio - Inokuti¹⁰, ha observado y demostrado, mediante difracción de rayos X y difracción electrónica, que todo el carbono aportado a la superficie, proviene íntegramente del carbono que ha difundido desde el interior de la chapa, habiéndose podido observar dos morfologías diferentes en dicho grafito; la primera de ellas Fe_2C metaestable y de estructura exagonal y la segunda Fe_3C estable y de estructura ortorrómbica, siendo el plano (002) de la superficie del grafito paralelo al plano (110) de la matriz, y teniendo su normal orientada 15° alrededor de la dirección $\langle 110 \rangle$.

Dicho profesor obtuvo en sus experiencias, una serie de resultados y conclusiones perfectamente concordantes con el modelo físico aquí expuesto, y los resultados obtenidos en nuestra propia batería, pudiendo señalarse como consideraciones más importantes las siguientes:

- a) La decarburación transcurre a mayor velocidad cuanto mayor sea el gradiente diferencial de carbono.

- b) Será posible considerar "prácticamente cero la concentración de carbono en la superficie del acero. Esto - podría también desprenderse de la consideración de capas que hacemos en el modelo físico, aunque en el presente trabajo se ha mejorado esta suposición en su -- aplicación al modelo matemático.

2.2.- INFLUENCIA DE LA COMPOSICION QUIMICA DE LA MATERIA PRIMA SOBRE EL PROCESO DE DECARBURACION.

Se trata de estudiar, como puede influir la presencia de los distintos componentes habituales en el acero sobre el proceso de decarburación y hallar una correlación en la que se pueda apreciar cual es la importancia intrínseca del material, inde--pendientemente de cual sea la composición de la atmósfera (com--posición de gas, puntos de rocío, etc.). De este modo podremos tratar de optimizar el proceso de la decarburación, influyendo sobre la composición química de la materia prima, estudiando -- que elementos favorecen la decarburación ~~y que elementos fave--recen la decarburación~~ y que elementos la perjudican.

De acuerdo con ésto podremos clasificar fundamentalmente tres grupos de elementos:

- GRUPO PRIMERO: Ti, Zr, V, Nb, Cr, Mo.

Estos elementos formadores de carburos inhiben ó retar--dan la decarburación. Es de señalar que el Ti, V, Nb, son ele--mentos de adición muy interesantes, cuando se trata de obtener chapas destinadas a materiales especialmente calmados empleados muy recientemente en automoción. Para un estudio completo sobre estos elementos me remitiré a un moderno estudio efectuado por el profesor Yukio Inokuti^{II}, sobre 110 lingotes experimentales realizado en los laboratorios de la Kawasaki Steel Corp., efec--tuando medidas de reflexión sobre el plano (002) del grafito.

- GRUPO SEGUNDO: Mn, Co, Ni, Cu, Zn, Al, Si, Ge.

A excepción del manganeso y silicio de los que más tarde hablaremos, los restantes elementos promueven ligeramente la de carburación. Este grupo es especialmente importante, dado que son elementos que se presentan siempre en mayor o menor grado en nuestros aceros. Sin embargo, es de tener en cuenta que estos elementos que son beneficiosos para la decarburación, son altamente negativos en lo que a la composición de chapas para esmaltación directa en blanco se refiere.

Especial atención merece el manganeso, que es uno de los elementos más abundantes en nuestros aceros. Es bien sabido, -- que el manganeso es un inhibidor de la grafitización cuando se trata de aceros de alto contenido en carbono y fundiciones. Sin embargo, su efecto en los aceros de baja aleación es completamente diferente, y anormalmente beneficioso.

Aunque no está todavía completamente determinada cual es la causa de este comportamiento anormal, en mi opinión los trabajos del profesor D. Blickweden¹² de los laboratorios de la Bethlehem Steel Corp., pueden arrojar alguna luz sobre este contradictorio comportamiento de un mismo elemento.

Este investigador ha estudiado muy intensamente, con ayuda de un espectrómetro de masas removidas desde la superficie mediante un haz de iones argón (analizador de iones sólidos en la superficie), los fenómenos que ocurren en la superficie de la chapa, considerando que existe una capa de 0,2 a 8 micras, formada por óxidos en la superficie del acero y observando que en dicha capa la concentración de manganeso es cuatro veces la del acero base y la del carbono, tres veces la del acero base.

Es a esta capa de alta densidad de dislocaciones, hacia donde el carbono emigra con preferencia. Debido a razones termo dinámicas, el manganeso tiende a segregarse en las zonas de ri-

ca composición en carbono, pero lo hace mucho más lentamente que éste, debido a la dificultad de difusión del manganeso. Así se ha podido comprobar que con un 0,003% de carbono ya no tenemos aumento de concentración de manganeso en la superficie.

En mi opinión, esto es perfectamente concordante con mi modelo físico, ya que entre la zona decarburada en equilibrio -- con la atmósfera reactante y el metal base, suponemos "en el equilibrio", una zona de alto contenido en carbono y manganeso.

Esto no hace más que reforzar la explicación del fenómeno de difusión en la decarburación, siendo por otra parte perfectamente compatible con la suposición del autor de considerar distinto de cero el contenido de carbono en la superficie; en vez de considerarlo cero como habitualmente se viene haciendo.

En mi opinión esto tiene algunas implicaciones que sería necesario constatar.

- No solamente será el gradiente de concentración del carbono el potencial dirigente de la eliminación del carbono en la decarburación, sino que también el mayor contenido en dislocaciones existentes en la superficie, será un factor coadyuvante al fenómeno de la decarburación. Esta idea puede verse sustentada por el hecho de que en un recocido normal en atmósfera de argón, también se ha producido el fenómeno de enriquecimiento superficial, no pudiéndose pensar en un gradiente de carbono previo, dado que la chapa había sido homogeneizada previamente. Abundando en este aspecto, cabría considerar que en igualdad de los demás parámetros, una reducción en el espesor de la chapa de un 70%-80%, sería en todo caso más beneficiosa para el proceso de la decarburación que una reducción del 50%, aunque este punto no ha podido ser cuantificado hasta el momento presente.

En este sentido cabe citar los trabajos del profesor A.V. Maksimenko¹³, quien ha relacionado las profundidades de la capa decarburada, medidas mediante un procedimiento de armónicos, con los diversos grados de trabajo en frío aplicados a una barra de acero.

Dicho profesor ha señalado, que la profundidad de la capa decarburada, está directamente relacionada con el grado de deformación en frío previamente aplicado a la barra.

- Otra implicación al modelo de zonas en el fenómeno de la decarburación, es que estas concentraciones diferenciales de carbono, pueden ser el motivo de las diferencias en los resultados obtenidos por diversos investigadores cuando han estudiado los fenómenos de la difusión del carbono en el acero, ya que los coeficientes de difusión del carbono en el acero se ven ligeramente afectados por la concentración de este elemento, como lo señala el profesor J.D. Fast¹⁴, y dado que algunos estudios se han basado en observaciones microscópicas superficiales, estas diferencias de concentración pudieran haber influido de algún modo en los resultados obtenidos.

- INFLUENCIA DEL ALUMINIO:

Hay que señalar que este elemento no afecta prácticamente nada el proceso de decarburación, al menos entre los límites en los cuales nos movemos. Este elemento tiene una importancia mayor para mí, habida cuenta que en la batería open-coil de Lesaca no solamente se han decarburado materiales efervescentes, sino también aceros estabilizados al aluminio, cuyos resultados se muestran en la presente tesis.

- INFLUENCIA DEL SILICIO:

En este segundo grupo y dentro del contexto general de la optimización de la composición química, vamos a tratar del silicio, el cual nos resulta interesante por un doble motivo:

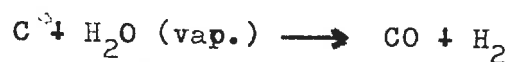
- a) Ya que como un elemento más entra a formar parte de la composición de nuestros aceros.
- b) Por ser un elemento decisivo en todo el desarrollo de mi trabajo de optimización de la batería open-coil, -

para lograr producir por vez primera en nuestro país, chapa magnética al silicio decarburada mediante el procedimiento open-coil.

Es sabido que el silicio promueve la grafitización cuando se encuentra como componente en el acero base (cosa bien conocida en el caso de las fundiciones). Los profesores I.A. Tomilin y colaboradores¹⁵, han estudiado la actividad del carbono en presencia de cantidades apreciables de silicio, (es necesario constatar que mis experiencias en este campo se limitan a contenidos de 1% de silicio), señalando que la presencia de silicio disminuye la solubilidad del carbono en la ferrita, incrementando su actividad. Esto tiende a favorecer la decarburación, por ser mayor la actividad del carbono en la superficie.

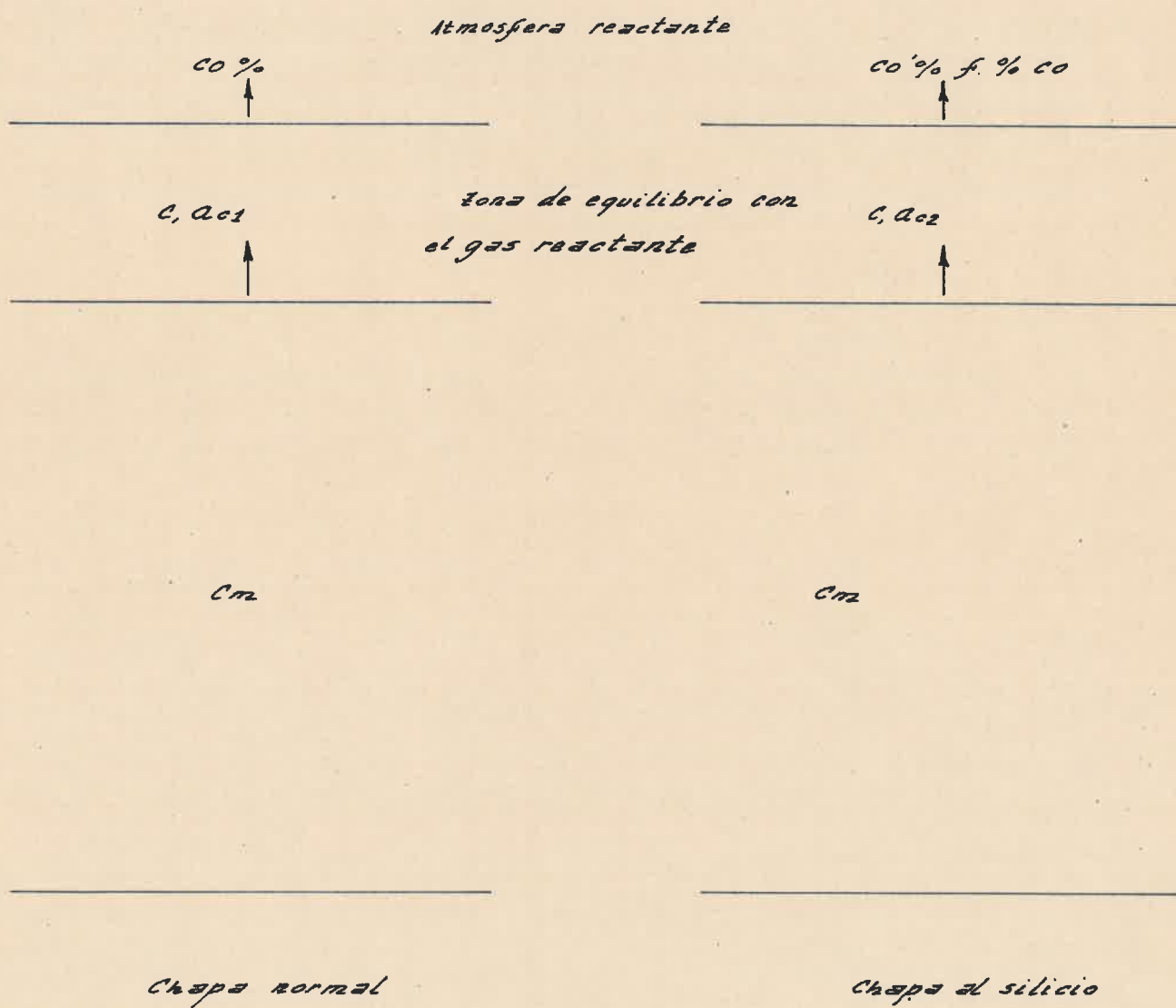
Supongamos que tenemos un contenido de carbono "C", en equilibrio con un tanto por ciento de "Co" determinado en la atmósfera decarburante. La actividad correspondiente a este contenido de carbono será a_{C1} , y en el caso de tratarse de un acero al silicio, la actividad correspondiente al mismo contenido de carbono será a_{C2} , verificándose siempre que $a_{C2} > a_{C1}$. En ambos casos el contenido de carbono medio de la chapa lo considero igual a "Cm". En la figura nº 5 se puede ver una representación gráfica de acuerdo con mi modelo físico.

Como la decarburación se lleva a cabo mediante la reacción:



$$K = \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}}{a_C \cdot P_{H_2O}}$$

y como más tarde veremos, relacionaré el contenido de carbono residual en el acero con el % de CO existente en la atmósfera decar

Fig. n^o 5

durante, puedo escribir para ambos casos:

$$\text{Chapa normal:} \quad K = \frac{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}}{a_{\text{C}_1} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$\text{Chapa al silicio:} \quad K = \frac{P'_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2}}{a_{\text{C}_2} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$\text{y como : } f = \frac{a_{\text{C}}^{\text{Si}}}{a_{\text{C}}} = \frac{a_{\text{C}_2}}{a_{\text{C}_1}} \implies a_{\text{C}_2} = f \cdot a_{\text{C}_1}$$

$$\text{quedando : } K = \frac{\frac{P'_{\text{CO}}}{f} \cdot P_{\text{H}_2}}{a_{\text{C}_1} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}} \quad \text{siendo } f > 1$$

Por lo tanto para un mismo contenido de carbono en el acero base, en el caso de la chapa decarburada al silicio el equilibrio se alcanzará cuando:

$$P_{\text{CO}} = \frac{P'_{\text{CO}}}{f} \quad P'_{\text{CO}} = f \cdot P_{\text{CO}}$$

como $f > 1$ esto corresponderá a un contenido de CO % más elevado, por lo tanto a un tiempo de decarburación aparentemente más corto.

Todo lo anteriormente expuesto, supone unas condiciones de equilibrio perfectas. Ahora bien, en la práctica será necesario el suficiente vapor de agua para que dichas condiciones se cumplan. Como además los contenidos de carbono en las zonas que estamos considerando son tan extraordinariamente bajos, los efectos reales de la adición de silicio se dejan notar en una menor cuantía que lo que anteriormente hemos expuesto.

• GRUPO TERCERO: Sn, Pb, As, Sb, Bi, S, Se, Te.

Estos elementos tienden a inhibir fuertemente la difusión del carbono hacia la superficie, tienen muy baja solubilidad en la ferrita y con tendencia a segregarse en las juntas de grano.-

Esto puede ser interpretado como ocupación de las zonas activadas de la superficie del acero durante el recocido. Por lo tanto su efecto será nocivo, dado que impiden la ocupación por el carbono de dichas zonas activadas. De estos elementos el que más importancia tiene para nosotros es el azufre.

2.3.- CONSIDERACIONES SOBRE LA OPTIMIZACION DE LA DECARBURACION EN CUANTO A NUESTRA COMPOSICION QUIMICA SE REFIERE.

Se obtuvo en el laboratorio una composición típica para nuestros aceros obtenidos mediante convertidor L.D., en el cual no empleamos chatarras de procedencias extrañas y solamente reciclamos nuestras propias chatarras.

Esta composición química, fue obtenida sobre muestras - procedentes de doce bobinas en seis coladas diferentes, siendo los resultados obtenidos:

		MAXIMO S/ESPECIF/
CARBONO	: 0,03 / 0,09%	0,12 %
MANGANESO	: 0,25 / 0,30%	0,45 %
SILICIO	: 0,010 / 0,018%	0,020%
ALUMINIO	: 0,0014 / 0,003%	0,009%
FOSFORO	: 0,012 / 0,020%	0,030%
AZUFRE	: 0,010 / 0,020%	0,030%
COBRE	: 0,0025 / 0,0060%	0,020%
CROMO	: 0,004 / 0,006%	0,015%
NIQUEL	: 0,010 / 0,015%	0,015%
MOLIBDENO	: -	0,015%
ARSENICO	: -	0,010%
ANTIMONIO	: -	0,010%
VANADIO	: -	
NIOBIO	: -	
TITANIO	: -	

Revisando los elementos que entran a formar parte del acero empleado para la decarburación:

- CARBONO: 0,03/0,12%

De este elemento se hará un amplio estudio a lo largo de este trabajo.

- MANGANESO: 0,25/0,45%

Ya hemos hablado del anormalmente beneficioso efecto del manganeso. En la FIG. Nº 6, vemos que la grafitización y por -- consiguiente la decarburación, es fuertemente promovida con el incremento del manganeso entre los límites de 0,02% a 0,45%. -- Por lo tanto nos interesará el movernos en contenidos altos de manganeso, ya que realmente su efecto sobre la decarburación es muy superior a de los demás elementos.

- SILICIO: 0,010/0,018%

El silicio no afecta prácticamente nada a la decarbura-- ción por debajo de 0,06% y estos valores son muy grandes si los comparamos con los márgenes de silicio dentro de los cuales nos movemos.

Aquí es necesario hacer una consideración con respecto a las chapas magnéticas de grano no-orientado, que han sido decarburadas en nuestra batería open-coil y que contienen hasta 1% - de silicio, en cuyo caso la presencia de este silicio favorece la decarburación en la superficie del material en contacto con la atmósfera decarburante. Por otro lado, al tratarse de un elemento grafitizante, su influencia sobre la difusión del carbono tendrá a ser negativa, con posible prolongación de los tiempos en el modelo de difusión.

- ALUMINIO: 0,0014/0,009%

Intensidad de reflexión del plano (002) del grafito
(impulsos por segundo)

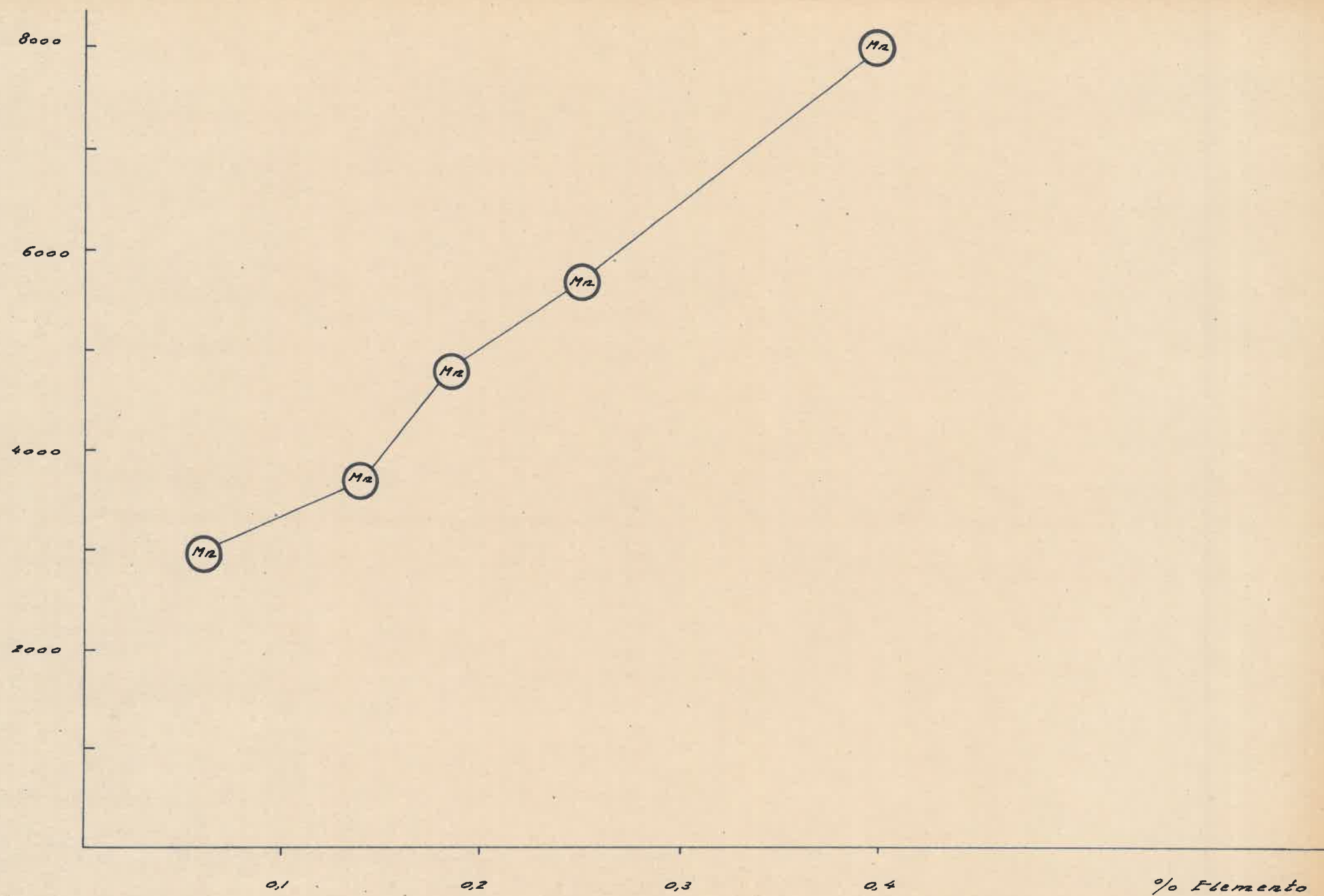


Fig. nº 6

Dentro de los límites establecidos, este elemento no afecta para nada a la cinética de la decarburación. Cuando se trata de aceros calmados al aluminio su efecto es también pequeño.

- AZUFRE: 0,010/0,030%

Dentro de estos márgenes, el azufre es altamente nocivo para la decarburación, aunque como ya en cantidades de 0,010% su efecto es pernicioso y resultaría muy difícil desulfurar por debajo de esos valores, no sería rentable tratar de desulfurar por debajo de los contenidos normales obtenidos en la acería.

- FOSFORO: 0,012/0,030%

Realmente el fósforo actúa poco sobre la decarburación, de donde podemos deducir de forma similar a la del azufre, que sería antieconómico el tratar de rebajarlo por debajo de los límites establecidos para nuestros aceros efervescentes.

- COBRE: 0,0025/0,020%

El cobre actúa positivamente sobre la decarburación, siempre que se encuentre en niveles superiores a 0,06%. Estos niveles están muy por encima de lo que se viene obteniendo normalmente en nuestros aceros efervescentes, no cabe pensar en añadir grandes cantidades de cobre, ya que entre otras cosas este elemento es altamente perjudicial para la esmaltación directa en una sola capa sobre la chapa.

- CROMO: 0,004/0,015%

- NIQUEL: 0,010/0,015%

Dentro de estos límites ambos elementos no afectan prácticamente en nada a la decarburación.

En cuanto a los demás elementos que se añaden en los aceros especialmente calmados como pueden ser:

- TITANIO: 0,020/0,030%

En esos límites es perjudicial para la decarburación, pero cuando se trata de este tipo de aceros es obligada su presencia.

- BORO: 0,002/0,005%

Es perjudicial incluso en estas cantidades tan bajas.

- NIOBIO: 0,01/0,08%

El niobio tiene un efecto perjudicial sobre la decarburación.

Por lo tanto, de lo anteriormente expuesto; en lo que respecta a las composiciones químicas, se puede deducir que:

- Debemos trabajar con los contenidos más altos posibles de manganeso.

- Debemos trabajar con los contenidos de azufre lo más bajos posibles, dentro de las prácticas metalúrgicas normales en acería.

- El silicio es beneficioso en lo que a decarburación superficial se refiere, debido a que eleva la actividad del carbono en el acero, pero sólo será apreciable cuando se trate de chapas magnéticas de alto contenido en silicio.

- Aluminio, cobre, cromo, níquel y fósforo, prácticamente no afectan a la cinética de la decarburación:

- a) Bien sea porque su efecto se empiece a notar fuertemente en valores que salen fuera de las composiciones especificadas.
- b) Bien porque su efecto sea prácticamente el mismo en cualquiera de las gamas en las que se emplea dicho elemento.

- En cuanto al Titanio, Niobio y Boro, es necesario trabajar en los límites inferiores de especificaciones, cuando se trate de chapas que han sido especialmente calmadas.

En las FIGS. Nº 7 y 8 se puede ver cuantificada, la in---fluencia de cada uno de los elementos anteriormente citados, así como una tabla periódica (Kawasaki Stell) donde se indica su influencia en la grafitización. En la TABLA Nº 4, doy una composición química óptima desde el punto de vista sinético para el proceso de la decarburación.

T A B L A N^o "4
=====

COMPOSICION QUIMICA OPTIMA DESDE EL PUNTO DE VISTA CINETICO PA-
RA EL PROCESO DE LA DECARBURACION.

A) ELEMENTOS IMPORTANTES:

CARBONO	:	0,03 %	M A X I M O
MANGANESO	:	0,40 %	M I N I M O
AZUFRE	:	0,015%	M A X I M O

B) ELEMENTOS SIN ESPECIAL TRANSCENDENCIA:

SILICIO	:	0,020%	M A X I M O	(X)
COBRE	:	0,020%	M A X I M O	
CROMO	:	0,015%	M A X I M O	
NIQUEL	:	0,015%	M A X I M O	
MOLIBDENO:		0,015%	M A X I M O	
FOSFORO	:	0,030%	M A X I M O	
ARSENICO	:	0,010%	M A X I M O	
ANTIMONIO:		0,010%	M A X I M O	
ALUMINIO	:	0,009%	M A X I M O	

(X) Sólo es importante en chapas magnéticas.

3.- CONDICIONES DE LA SUPERFICIE REACTANTE Y SEPARACION ENTRE ESPIRAS.

La separación entre espiras es importante con vistas a la optimización, puesto que una excesiva separación entre espiras puede dar lugar a una disminución en la producción debida a una menor carga en la base. Por contraposición, una separación insuficiente puede dar lugar a que la decarburación no sea correcta.

Los estudios efectuados por el profesor Yukio Inokuti¹⁶ mediante la reflexión de rayos X, han puesto de manifiesto que no se consigue ninguna mejora cuando la separación entre espiras se hace mayor de 0,5 mm. Por el contrario cuando la separación se va haciendo menor de 0,5 mm., las intensidades de reflexión con relación a la separación entre espiras aumenta exponencialmente, como puede verse en la FIG. Nº 9.

Esto nos indica, que a "escala laboratorio", si la separación alcanza los 0,5 mm. y hay suficiente caudal de gas, la remoción en la superficie será lo suficientemente buena como para eliminar completamente los productos de la reacción. Este problema se presenta de forma más aguda cuando se trata de decarburaciones a escala industrial, ya que aunque la separación necesaria y suficiente sean 0,5 mm., será muy difícil obtener una planicidad total en la laminación, y teniendo además en cuenta los movimientos de la bobina con el electroimán, etc., se producirían los fenómenos de pegado o contactos entre las espiras, no produciéndose la decarburación en esos puntos. De ahí que aún a costa de no alcanzar los niveles que serían óptimos en la carga, tengamos que recurrir a separaciones entre espiras que oscilan entre 1,5 y 3,5 mm., dependiendo de los diferentes espesores de carga, tal y como he señalado en la descripción de la instalación open-coil.

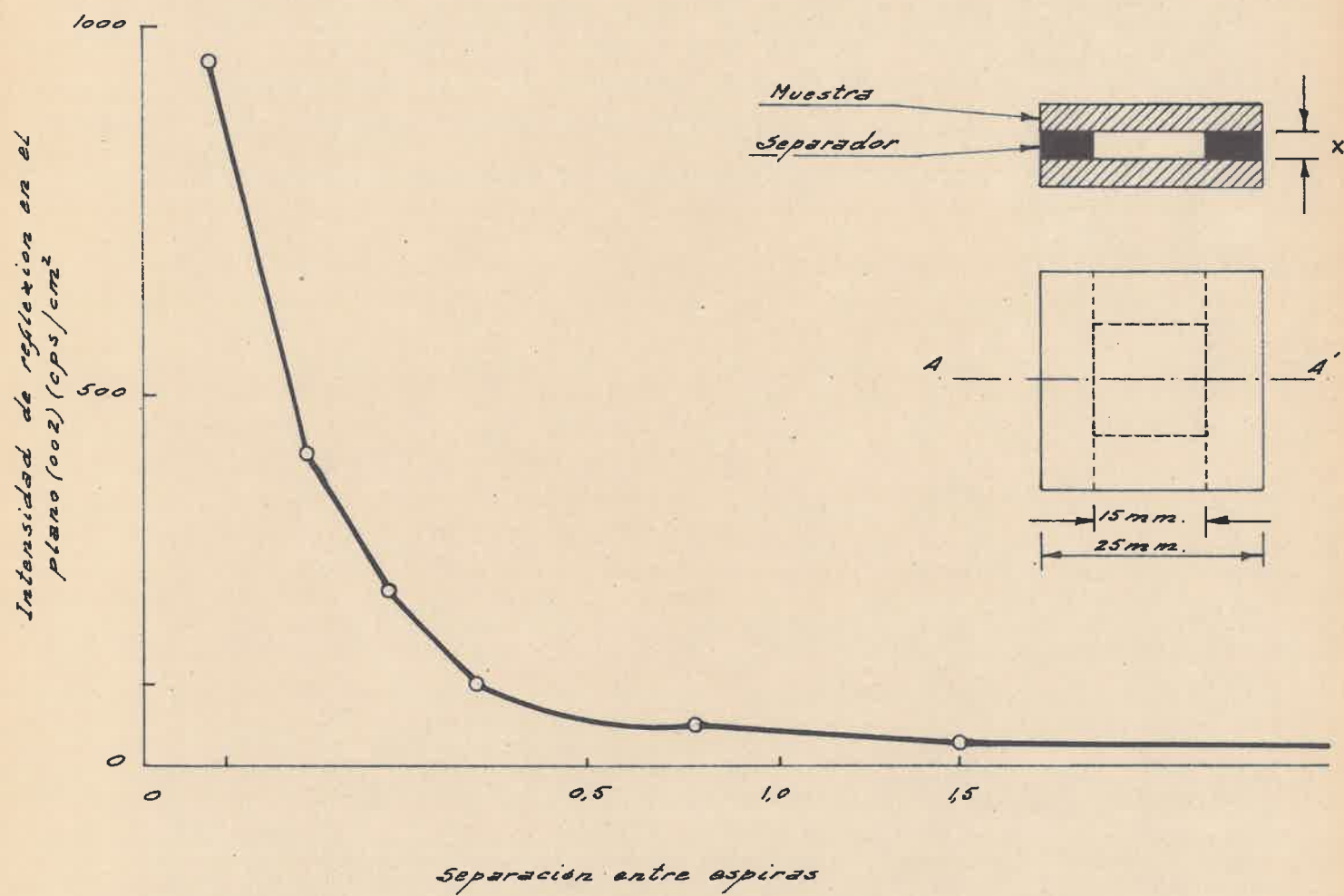


Fig. nº 9

Se hace sin embargo necesario, hacer algunas consideraciones adicionales sobre estos resultados de laboratorio, en el sentido de que siendo la eliminación del monóxido de carbono el fenómeno controlante del proceso a escala industrial, y aunque teóricamente una separación entre espiras de 0,5 mm. fuese idónea para un ensayo de tipo de laboratorio, no lo sería especialmente por la planicidad para una decarburación a nivel industrial, debido a que la eliminación del monóxido de carbono absorbido sobre la superficie, viene dada como más tarde veremos por una expresión del tipo:

$$\dot{N} = K_{CO} \cdot (P_{CO(i)} - P_{CO})$$

Siendo $P_{CO(i)}$ y P_{CO} las presiones de monóxido de carbono en la interfase y en la masa gaseosa respectivamente. Por lo tanto, cualquier acumulación de monóxido de carbono en la zona de separación de espiras, llevará consigo forzosamente una mala decarburación en dicha zona, por afectar al ratio de la reacción superficial.

Por lo que respecta a las condiciones en la superficie reactante, éstas tienen una importancia primordial, ya que la cinética de la reacción en la interfase gas-metal es fundamental para la marcha de la decarburación y dicha cinética se ve grandemente influenciada por el estado de preparación de las superficies. Sobre este punto el profesor Kunio Ito¹⁷, ha efectuado una serie de ensayos de laboratorio, consistentes en carburar unas muestras hasta un contenido de carbono determinado; posteriormente se decarburan las muestras. Los ensayos consistían en pulir algunas muestras previamente a la decarburación final.

De este estudio se saca la consecuencia, de que la cinética de las reacciones es mucho más lenta en el acero carburado y decarburado, que en el que había sido carburado, pulido previa

mente y finalmente decarburado. Estudiada la cinética de la transformación mediante difracción de rayos X, nos muestra que el flujo de carbono de la fase sólida a la fase gaseosa es mayor para las muestras que han sido pulidas previamente, afectándolas de un factor que puede oscilar de 3 a 5.

Se ve por lo tanto que la preparación de las superficies, es fundamental para la transferencia del carbono de la fase sólida a la fase gaseosa.

De aquí podemos sacar la conclusión de que la instalación de una línea de desengrase con un pulido de tipo electrolítico, aceleraría la posterior decarburación al elevar en 3 a 5 veces la velocidad de reacción en la interfase, en el supuesto de ser dicha velocidad de reacción el fenómeno controlante del proceso, como ocurre en las decarburaciones en atmósferas de hidrógeno seco, donde las reacciones en la superficie constituyen el fenómeno controlante del mismo.

Sin embargo, en nuestro caso, donde la reacción superficial no es en sí misma el fenómeno controlante, puede interesar la colocación de una línea de desengrase, para el barrido de los aceites de laminación, pero no como acelerador de la cinética -- del proceso global, ya que la reacción superficial no constituye por ella misma, el fenómeno dirigente.

También se ha podido deducir de estos estudios, que la cinética de la reacción superficial no depende prácticamente nada de la orientación cristalográfica del material. Contrariamente a esta opinión el profesor Grabke¹⁸ ha señalado que el ratio de la reacción gas-metal en la interfase, depende en última instancia del estado superficial, no pudiendo denegarse a priori, una influencia de la orientación cristalográfica sobre la cinética de las reacciones de decarburación. Sin embargo, para poder llegar a conclusiones definitivas, sería preciso realizar un estudio mucho más profundo.

4.- INFLUENCIA DE LA TEMPERATURA EN EL PROCESO DE DECARBURACION.

Este parámetro lo podemos considerar de una gran transcendencia en el estudio de la decarburación, ya que una de las variables que más influencia tienen en la optimización de la decarburación, es precisamente la temperatura.

Siendo ésto por un doble motivo:

- a) Por la incidencia de la temperatura en el ciclo de recocido en sí mismo.
- b) Por la influencia que tiene en la difusión del carbono hacia la superficie del acero.

4.1.- INCIDENCIA DE LA TEMPERATURA EN EL CICLO DE RECOCIDO.

Dentro de este apartado, vamos a tratar de buscar la temperatura óptima, tanto en lo que se refiere a la temperatura de decarburación, como a la temperatura de inyección de vapor.

Sobre estos puntos hay una gran variedad de criterios contrapuestos; mientras que los estudios de los profesores J.D. --- Fast¹⁹ y R.P. Smith²⁰, señalan, que aumentando la temperatura aumenta el coeficiente de difusión del carbono en el acero hasta temperaturas de 900º C, un estudio reciente de los profesores -- Belchenko y colaboradores²¹, sobre un acero de composición totalmente similar a la nuestra, determinan que la temperatura óptima en el proceso de difusión, es la de 800º C, seguida de la de --- 850º C y 700º C.

Contrariamente a ésto, los laboratorios de investigación de la U.S. Steel Corp., señalan que la velocidad de decarbura---

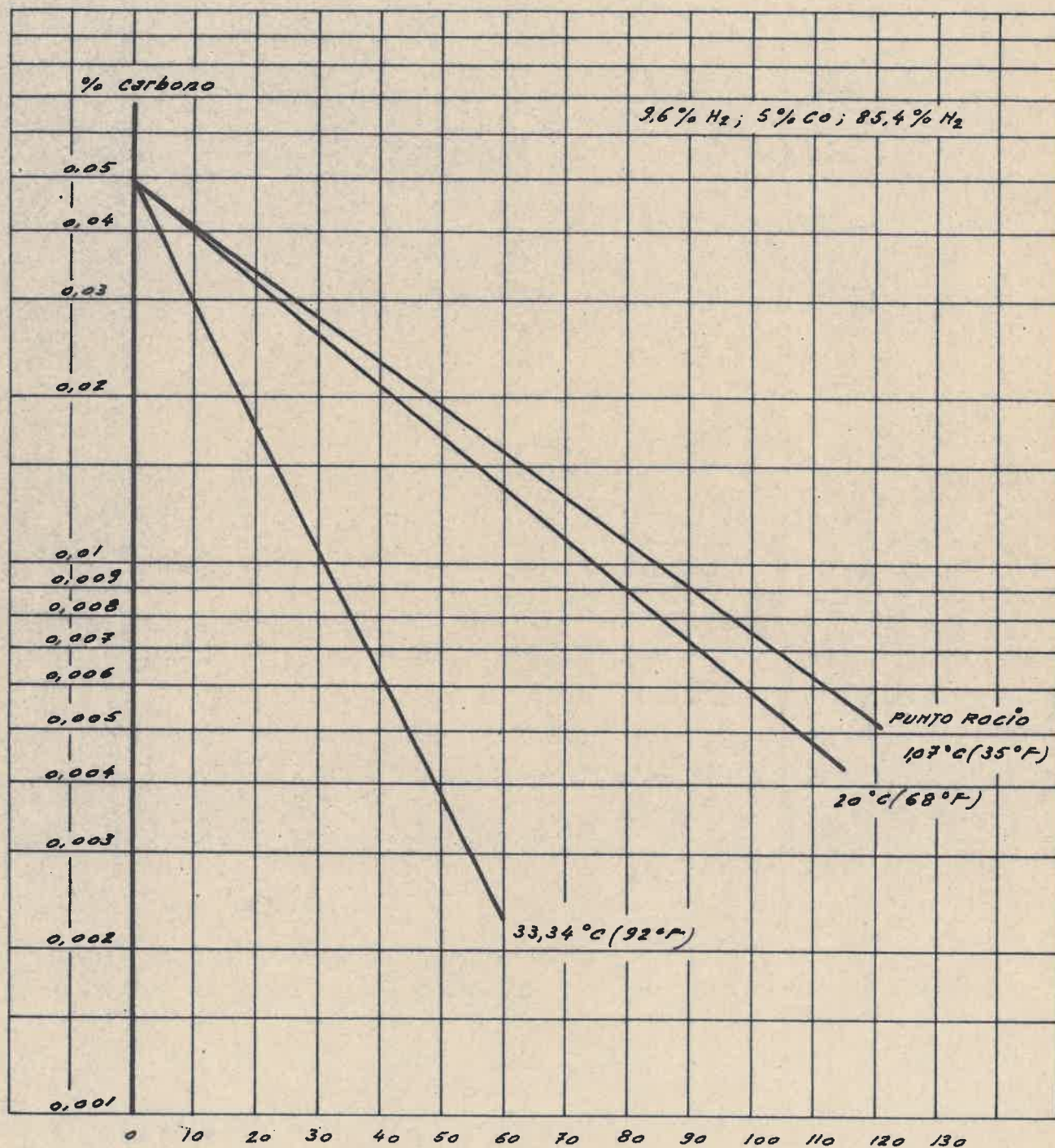
ción se incrementa desde 6350 C a 7180 C. Aumentando posteriormente la temperatura hasta 8000 C, ya no se apreciaban incrementos notables en la velocidad de decarburación, sino que solamente podían apreciarse ligeros incrementos de la misma, como puede apreciarse en la FIG. Nº 10.

En mi opinión, en este proceso intervienen dos fenómenos de suma importancia, cuales son:

- Cuando sobrepasamos la temperatura de 7210 C, tenemos - que considerar la difusión del carbono en un medio compuesto por una fase creciente ferrita, expandiéndose a costa de las fases - ferrita y austenita. En esta última, la difusión del carbono es mucho más lenta, de ahí que el incremento en la velocidad de la decarburación a partir de los 7210 C sea mucho más lento, como - lo demuestran los ensayos de laboratorio de la U.S. Steel. Por - otra parte, también es cierto, que el coeficiente de difusión -- del carbono en la ferrita se incrementa con el aumento de la temperatura.

- Otro factor importante a tener en cuenta es el económi- co. Habida cuenta, de que en una decarburación industrial, no es la difusión el fenómeno controlante del proceso, resultaría antie conómico elevar la temperatura de las bases por encima de 7210C.

Por lo que respecta al segundo punto, cual es la tempera- tura de inyección de vapor, y dado que a 6500 C se produce ya el fenómeno de la decarburación en forma apreciable, efectuaremos - dicha inyección a la temperatura de 6200 C, para que de esta ma- nera cuando la carga alcance una temperatura comprendida entre - 6500 y 6700 C, tengamos ya en la base el punto de rocío adecuado. Es de hacer notar que la U.S. Steel y Kawasaki emplean un crite- rio más conservador, efectuando la inyección a 6500 C aproximada mente.



TIEMPO EN MINUTOS A 719.33°C (1325°F)

Fig. nº 10

4.2.- INCIDENCIA DE LA TEMPERATURA EN EL FENOMENO DE LA DIFUSION.

En el desarrollo de mi modelo, consideraré que el coeficiente de difusión se mantiene constante, independientemente de las variaciones de la concentración y solamente sensible a las variaciones de temperatura, ya que aunque el coeficiente de difusión es función de ambas, pudiendo expresarse como:

$$D = f(\text{temperatura, concentración})... (I)$$

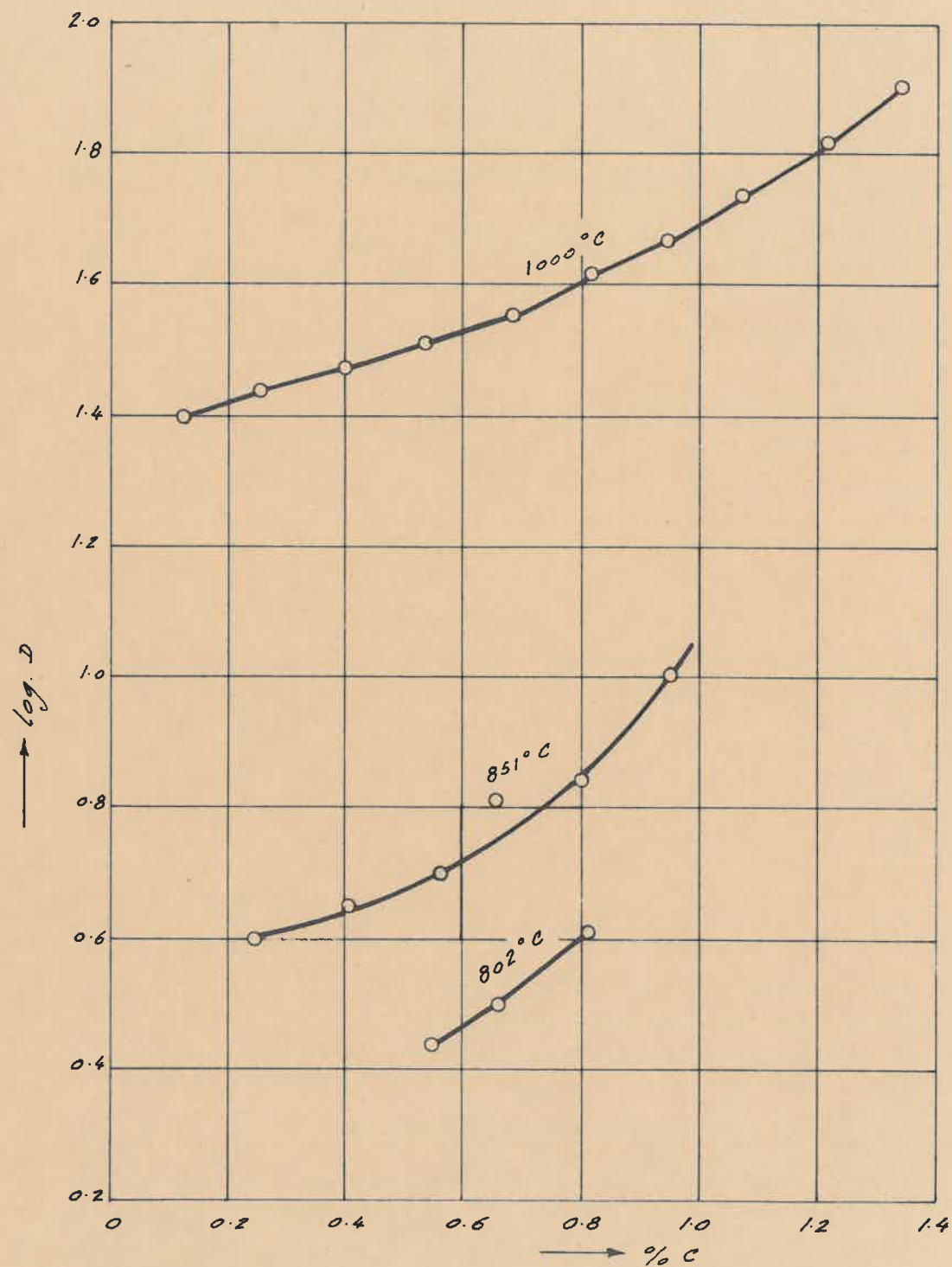
los estudios del profesor Fast²², realizados en los laboratorios de investigación de la Philips S.A., y reflejados en la FIG. Nº II, señalan que:

a) Existe una fuerte dependencia del coeficiente de difusión con la temperatura.

b) Dicha dependencia es debil en relación a la concentración de carbono.

Abundan en este sentido los trabajos de los profesores V. T. Borisov y colaboradores²³, que han estudiado mediante carbono radioactivo C^{14} , el fenómeno de la difusión del carbono en el acero, llegándose a la conclusión, de que aunque se modificara de forma grande el contenido de carbono inicial C_0 , apenas si variaría el coeficiente de difusión, que representa el transporte de carbono desde el interior a la superficie del material. Sin embargo, sí quedaría afectado en gran manera el coeficiente cinético, que representa el transporte del material en la interfase gas-metal.

Podemos por lo tanto a todos los efectos, sustituir la expresión (I), por lo que emplearé a lo largo del presente trabajo:



DEPENDENCIA DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL
CARBONO CON LA CONCENTRACION DE DICHO ELEMENTO

Fig. 12-11

$$D = f' (\text{Temperatura})$$

Ahora bien, hasta el presente, hemos venido hablando de concentraciones, cuando en realidad deberíamos haber mencionado las actividades. Entre los numerosos estudios existentes sobre este tema, mencionaré los de Darken²⁴, ya que las consideraciones que se derivan de ellos, tienen una gran transcendencia para la decarburación de la chapa magnética al silicio.

Este investigador, mantuvo unidos mediante soldadura, durante quince días, a la temperatura de 1.050° C, dos muestras de material, en las cuales y según la ley de Fick, no debería haberse producido ninguna variación en la composición. Sin embargo, las composiciones que se detallan a continuación en la TABLA Nº 5, son:

T A B L A N º 5
=====

	ANTES DE LA DIFUSION		DESPUES DE LA DIFUSION	
	% C	% Si	% C	% Si
MUESTRA A	0.487	3,80	0,315	3,80
MUESTRA B	0,441	0,05	0,586	0,05

una confirmación de que las actividades del carbono en ambos casos eran distintas, debido a la presencia del silicio.

Merece también destacarse, además de la influencia de la concentración y la temperatura, el fenómeno de la autodifusión, estudiado por E. Smith²⁵, mediante el empleo de microscopio.

pia electrónica e isotopos radioactivos, observando que la difusión era mayor a lo largo de las juntas de grano y hacía las zonas de mayor densidad de dislocaciones, lo cual hace pensar, que en nuestro caso de decarburación, la difusión será mayor en la primera etapa del proceso que cuando el material se encuentre -- parcialmente recristalizado. Esto por otro lado sustenta la hipótesis de mi modelo físico, de considerar junto a la superficie -- del acero, zona de alta densidad de dislocaciones, una concentración de carbono superior a la media del material.

Por lo tanto, una expresión completa para el coeficiente de difusión, en el caso de nuestro proceso, sería:

$$D = f'' (\text{Temp., actividad, \% de reducción})$$

Excluiremos ahora, a efectos prácticos, los demás factores, para centrarnos en la influencia de la temperatura.

Sabemos, que la temperatura está relacionada con el coeficiente de difusión, a través de la expresión:

$$D = D_o \cdot \exp. \left\{ \frac{-\Delta H}{R.T} \right\}$$

aumentando cuando se incrementa la temperatura. Una explicación física de este fenómeno, puede verse en los trabajos del profesor Fast²⁶, el cual se basa para ello en unas consideraciones de tipo estadístico.

Estos valores de los coeficientes de difusión en función de la temperatura, han sido calculados por Wert²⁷ y Stanley²⁸ -- para la fase α , habiéndose obtenido por los mencionados autores la siguiente expresión:

$$D_c (\alpha) = 2 \cdot 10^{-2} \cdot \exp. \left\{ \frac{-20.100}{RT} \right\} \text{ cm}^2/\text{sg.}$$

Para los valores de la difusión del carbono en la austenita, tomaremos los valores de Wells y Mehl²⁹.

$$D_c (\gamma) = 7 \cdot 10^{-2} \exp. \left\{ \frac{-32.000}{RT} \right\} \text{ cm}^2/\text{sg.}$$

Obteniendo de ambas los datos que figuran a continuación:

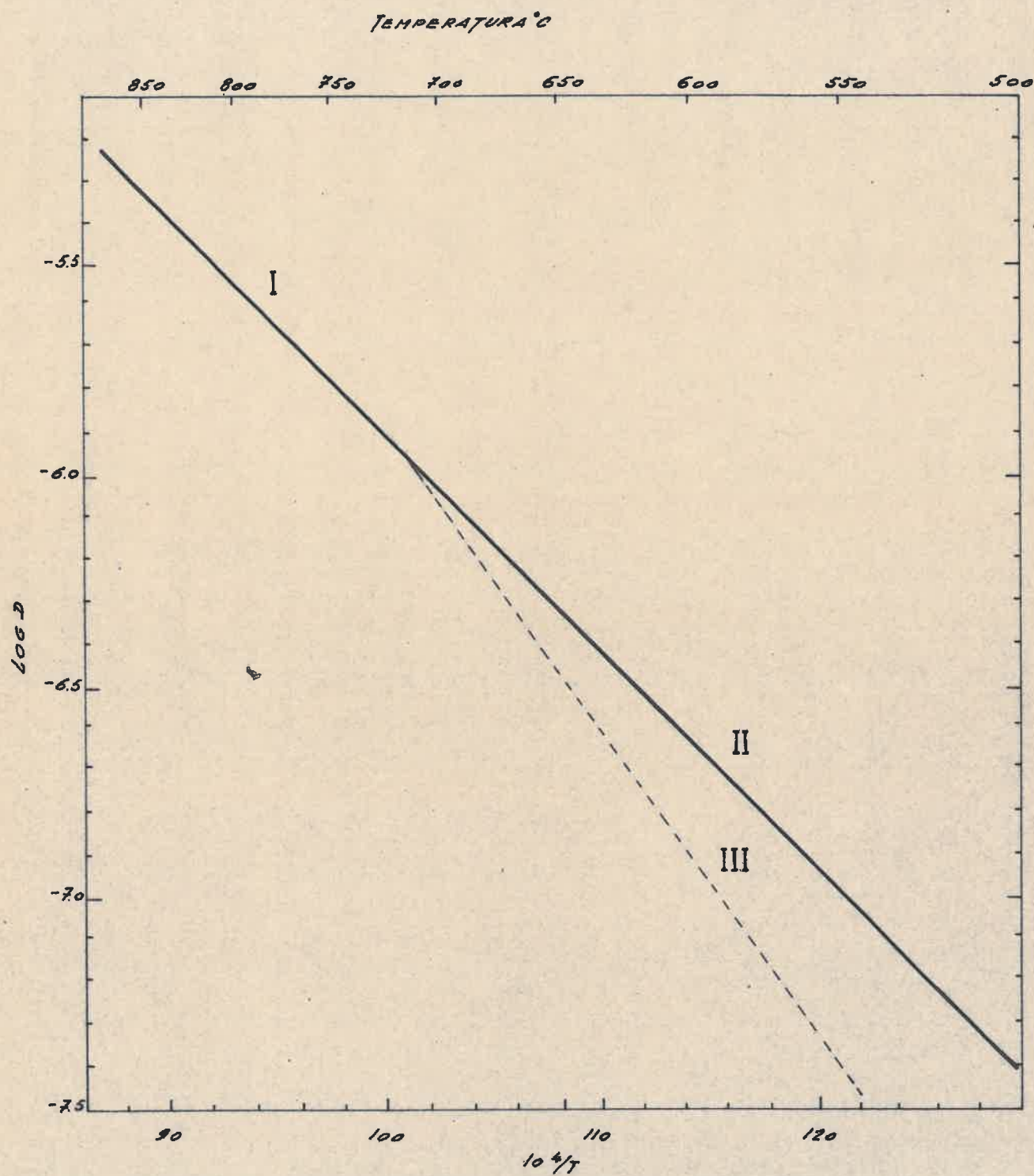
TEMP.	$D_c (\alpha)$	$D_c (\gamma)$	$\frac{D_c (\alpha)}{D_c (\gamma)}$
20	$2,02 \cdot 10^{-17}$	$9,42 \cdot 10^{-24}$	----
100	$3,33 \cdot 10^{-14}$	$1,24 \cdot 10^{-20}$	268.000
300	$4,30 \cdot 10^{-10}$	$4,35 \cdot 10^{-14}$	9.900
500	$4,14 \cdot 10^{-8}$	$6,26 \cdot 10^{-11}$	660
700	$6,10 \cdot 10^{-7}$	$4,53 \cdot 10^{-9}$	130
900	$3,59 \cdot 10^{-6}$	$7,52 \cdot 10^{-8}$	47

Estos valores confirman dos cosas:

- La difusión del carbono, para una misma temperatura, es mayor en la ferrita que en la austenita.
- El coeficiente de difusión aumenta con la temperatura, siempre que no haya cambios de fase.

Vamos a tratar de comparar brevemente los distintos valores de los coeficientes de difusión, seleccionando el que emplearemos en el modelo matemático, ya que aunque ha habido diferentes procedimientos, para la obtención de los coeficientes de difusión del carbono en el acero, según los diferentes investigadores, procurará tomar aquellos datos, obtenidos de las experiencias que más se aproximen a nuestro proceso de decarburación.

En la FIG. Nº 12 debida a R.P. Smith³⁰, vemos un gráfico en el que figuran los coeficientes de difusión en función de la temperatura, observándose tres zonas claramente diferenciadas:



DEPENDENCIA DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL CARBONO
CON LA TEMPERATURA

Fig. 12 = 12

ZONA I:

Una serie de valores de los coeficientes de difusión, medidos en el rango de temperaturas comprendido entre 865° C y 721° C y donde coexisten dos fases que son la ferrita y la austenita.

ZONA II:

Donde figuran los valores de los coeficientes de difusión, medidos en el rango de temperaturas de 721° a 500° C, calculados mediante procedimientos de decarburación y solubilidades de la cementita, medidas por procedimientos termodinámicos.

ZONA III:

Valores de los coeficientes de difusión, calculados mediante procedimientos de mediciones indirectas.

Para tratar de explicar la diferencia de pendiente de las rectas en las zonas II y III, se han expuesto diversas teorías, según los diferentes investigadores. Así Homan³¹, en un intento de explicar esta anomalía, considera una difusión normal de átomos simples de carbono hasta la temperatura de 721° C, mientras que a partir de esa temperatura, considera una difusión suplementaria de átomos pares de carbono. En oposición a esta teoría, se encuentran los trabajos de Damask³², Fujita³³ y Arndt³⁴. Otra teoría expuesta para explicar este fenómeno, es la de Mac Lellan y colaboradores³⁵, que consideran a la difusión a temperaturas hasta 720° C, compuesta por un sumando:

$$D_{TOTAL} = D_{o-t-o}$$

mientras que en la difusión a temperaturas superiores a la indicada, puede considerarse compuesta de tres factores:

$$D_{TOTAL} = D_{o-t-o} + D_{t-o-t} + D_{t-t}$$

Siendo "o" y "t" las posiciones de los átomos de carbono intersticiales octaédrica y tetraédrica.

Ya he señalado que la zona III, corresponde a mediciones de tipo indirecto como las efectuadas por Snoek³⁶, que encontró, que los efectos de rozamiento interno, ^{eran} proporcionales a las cantidades de elementos intersticiales como son el carbono y nitrógeno, siempre que se mantuviesen constantes en las diversas muestras parámetros tales como:

- Tamaño de grano.
- Textura cristalina.
- Densidad de dislocaciones.

Debido precisamente a estas dificultades que se presentan en los métodos indirectos de medición de la difusión, será por lo que escogeré para mi trabajo los valores dados por R.P. Smith³⁷. Este investigador efectuó las mediciones de los coeficientes de difusión sobre una serie de probetas carburadas, homogeneizadas y posteriormente decarburadas en atmósfera de hidrógeno húmedo, midiendo la difusividad del carbono mediante el movimiento de la -- frontera entre la fase creciente ferrita y las fases previamente existentes ferrita y cementita.

Cabe señalar como positivo, que este investigador ha efectuado una serie de ensayos que yo considero en perfecto paralelismo con el modelo propuesto por mí. Por otra parte, dichos ensayos se repetían cuatro veces para la comprobación de los resultados experimentales.

Aunque pudiera objetarse a estos trabajos el que los contenidos de carbono de las muestras eran muy altos, ya he señalado anteriormente, la pequeña influencia que ello tiene en el valor del coeficiente de difusión. En la TABLA N^o 6 se dan los valores de los coeficientes de difusión obtenidos para diversas temperaturas.

T A B L A N º 6

TEMPERATURA	% C _{INICIAL}	% C _{INTERFASE}	D x 10 ⁷ cm ² /sg.
503	0,609	0,0013	0,42
548,7	0,609	0,0026	1,10
598,7	0,456	0,0051	2,30
601,7	0,747	0,0053	2,00
646,2	0,867	0,0091	4,30
647,6	0,343	0,0092	3,60
652,7	0,647	0,0098	4,10
690,0	0,364	0,0148	7,90
690,0	0,540	0,0148	7,70
693,0	0,525	0,0153	6,80
693,0	0,457	0,0153	6,90
693,9	0,782	0,0154	7,60
697,1	0,878	0,0165	
723,7	0,702	0,0211	11,10
759,5	0,149	0,0180	17,30
856,5	0,079	0,0067	49,50

Estos valores reportados por Smith, son coincidentes con los valores dados por los profesores Rocquet, Adam-Gironne y -- Lauvray³⁸, Gor y Rumpt³⁹, diferenciando de los encontrados por J.K. Stanley⁴⁰ mediante mediciones de difusión de carbono en la soldadura y Babikova and Gurzin⁴¹ con sus medidas efectuadas mediante carbono radioactivo.

En la TABLA Nº 7, se muestran los valores dados en los últimos años por los diversos investigadores de esta materia.

Estos valores de los coeficientes de difusión del carbono así calculados, pueden ser mejorados en la medida que indican los profesores Rocquet y Lauvray³⁸. Estos profesores, han estudiado los coeficientes de difusión del carbono y del nitrógeno con ayuda de una termobalanza, que transformaba las variaciones en peso en impulsos eléctricos, midiendo las variaciones que se derivaban en los mismos al considerar a las chapas de -- muestras, no como medios semi-infinitos, que era lo que normalmente se venía haciendo, sino introducir en el término que expresa la concentración de carbono, el par de coeficientes correctores función de las dimensiones de la chapa.

$$\alpha = \left(1 - \frac{4}{L} \cdot \sqrt{\frac{D \cdot t}{\pi}} \right)$$

$$\beta = \left(1 - \frac{4}{l} \cdot \sqrt{\frac{D \cdot t}{\pi}} \right)$$

Donde L y l son la longitud y anchura de la chapa empleada para la experimentación.

El término concentración quedaría por lo tanto en la forma siguiente:

$$\frac{C_o}{\alpha \cdot \beta}$$

T A B L A N o 7 "
=====

G.J.W. GOR y VAN RUMPT ³⁹	0,99	700	10,5 $\pm$ 2,5 . 10 ⁻⁷
	1,48	700	7,3 $\pm$ 2,0 . 10 ⁻⁷
	1,99	700	8,7 $\pm$ 2,1 . 10 ⁻⁷
	2,48	700	6,6 $\pm$ 2,0 . 10 ⁻⁷
	3,30	700	8,7 $\pm$ 2,5 . 10 ⁻⁷
PAUL ROCQUET			
J. ADAM-GIRONNE			
J.. LAUVRAY ³⁸		700	8,31 . 10 ⁻⁷
		740	14,1 . 10 ⁻⁷
FAST y VERRIJE ⁴²		700	6,1 . 10 ⁻⁷
		900	36,0 . 10 ⁻⁷
J.K. STANLEY ²⁸		700	6,8 . 10 ⁻⁷
		740	9,8 . 10 ⁻⁷
R.P. SMITH ²⁰		700	8,7 . 10 ⁻⁷
		740	14 . 10 ⁻⁷

Sin embargo efectuados estos cálculos, los profesores - anteriormente citados, consideran que los errores derivados de la no utilización de los coeficientes correctivos anteriormente señalados no sobrepasan de un 4% a un 5,5%.

5.- ESTUDIO DE LA CINETICA DE LAS REACCIONES DE DECARBURACION Y DE LAS ATMOSFERAS EMPLEADAS EN LA MISMA COMPARACION ENTRE ELLAS.

5.I.- ESTUDIO DE LA CINETICA DE LAS REACCIONES DE DECARBURACION.

Vamos a estudiar, brevemente, la cinética de los procesos de decarburación, para aplicarla en su vertiente de interés para nosotros, es decir en el estudio de la optimización de los procesos de decarburación industriales.

Independientemente de mis consideraciones sobre el open-coil, la transcendencia de este tema es evidente, dada la importancia industrial de los procesos de decarburación en la producción mediante hornos continuos, de chapas magnéticas de grano orientado y no-orientado. Será de gran interés industrial por lo tanto, el tener efectuados unos estudios sobre la cinética de todas estas reacciones y su interacción con las atmósferas que las rodean.

Sin embargo, para poder entrar a considerar la optimización, es necesario esclarecer dos puntos, que han venido siendo conflictivos en la literatura técnica escrita sobre esta materia.

Dichos puntos son:

- a) Fijar para mi caso, cual es el fenómeno controlante en el proceso de la decarburación.
- b) Establecer de forma clara, cual es la diferencia entre los ensayos de laboratorio y los ensayos a escala industrial.

Es frecuente encontrar artículos técnicos, donde se pretende sacar conclusiones a nivel industrial, basándose en una

serie de ensayos de laboratorio, lo cual es totalmente erroneo. - Basta citar como ejemplo a los profesores S.J. Kennet y W.S. Owen⁴³ entre otros, los cuales en un trabajo de investigación dicen textualmente: "La decarburación es un proceso controlado por la difusión, ya que la transferencia de carbono a la superficie, es más lenta que la reacción, en la misma superficie". Esto se puede demostrar que es parcialmente falso, y que no es la difusión del -- carbono hacia la superficie la que controla el proceso, sino la -- eliminación del monóxido de carbono, juntamente con la aportación del vapor de agua a la base, cuando se trata de una decarburación a nivel industrial.

Lo expresado por los profesores anteriormente citados, solamente es cierto cuando se trabaja en ensayos a nivel de laboratorio, donde la aportación de gas exterior al horno es enorme con relación a la masa de acero que se pretende decarburar, no constituyendo por lo tanto ningún problema la eliminación del monóxido de carbono, y donde el fenómeno regulador de la decarburación es la difusión del carbono dentro del acero. Si bien en algunos casos, como la decarburación en atmósferas de hidrógeno seco, será la reacción superficial el fenómeno controlante.

Por el contrario, cuando los ensayos se realizan a escala industrial, ya no es el fenómeno de la difusión el que regula el proceso, sino que en el caso de la decarburación en mezclas de -- $N_2 - H_2 - H_2O$ (vapor), será la eliminación del monóxido de carbono, junto con la aportación de vapor de agua a la base, las etapas controlantes del proceso. Por lo tanto un parámetro importante es el caudal de gas aportado y su contenido en vapor de agua, -- lo cual depende como es sabido, de la cantidad de hidrógeno en el gas, necesario para que no se nos produzca la oxidación del acero según la conocida reacción.

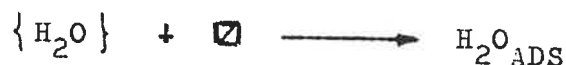


Todo esto, juntamente con la influencia del espesor en el proceso de difusión, así como los procesos de adsorción o desorción en la superficie del metal, conjuntamente con la transferencia del vapor de agua a la capa límite y los fenómenos de eliminación del monóxido de carbono a través de la interfase, hacen - que el estudio del proceso en su totalidad sea extraordinariamente complejo.

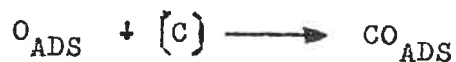
Para efectuar un estudio de la cinética del proceso, voy a considerar en el mismo, las siguientes secuencias:

- 1.- Difusión del carbono desde el interior hacia la superficie.
- 2.- Aportación de vapor de agua a la atmósfera de la base.
- 3.- Transferencia del vapor de agua de la fase gaseosa hacia la fase sólida, a través de la interfase.
- 4.- Reacción propiamente dicha y que comprende las siguientes etapas:

- Adsorción del vapor de agua en la superficie de la chapa.



- Reacción en la superficie.



- Desorción del monóxido de carbono.



- 5.- Transferencia del monóxido de carbono de la fase sólida a la fase gaseosa, a través de la interfase.

6.- Eliminación del monóxido de carbono mediante barrido -
de la atmósfera del horno.

Se tratará de ver cual de estos fenómenos aquí descritos -
es el más lento y por lo tanto el controlante del proceso.

- ESTUDIO DE LA REACCION SUPERFICIAL.

Aunque no es posible dar una solución definitiva para la -
cinética de las reacciones superficiales, ya que en ellas hay una
fuerte dependencia de factores tales como:

- Grado de limpieza de la superficie reactante.
- Pureza del material.
- Orientación cristalográfica en la superficie.
- Grado de deformación en superficie.
- Rugosidad del material.

sí se puede afirmar, que dichas reacciones son en ocasiones muy -
lentas y no bien conocidas, tal es el caso de los procesos de de-
nitruración y decarburación en atmósferas de hidrógeno puro y se-
co.

En la TABLA N^o 8, se pueden ver los esquemas propuestos por
el autor, para la explicación simultanea de los fenómenos de de-
carburación y oxidación del hierro respectivamente.

Del esquema propuesto, se deduce, que la decarburación es-
tará controlada por la actividad del oxígeno atómico en la super-
ficie de la chapa, a través de la siguiente reacción:

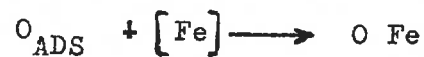


T A B L A N° 8
=====

E S Q U E M A S P R O P U E S T O S

N° I D E C A R B U R A C I O N

N° 2 O X I D A C I O N D E L H I E R R O



N° 3 R E D U C C I O N D E L O X I D O D E H I E R R O



A su vez, la actividad del "oxígeno atómico, estará regulada por la relación %H₂O/% H₂ mediante la reacción:



siendo por lo tanto la velocidad de decarburación proporcional a la relación % H₂O/% H₂.

Por otra parte, también los fenómenos de oxidación del acero a través de la reacción:



y que se producen simultaneamente a las reacciones de decarburación, son proporcionales a la relación % H₂O/% H₂, teniendo ambas efectos opuestos sobre la decarburación, y actuando esta última - reacción como limitadora de la primera.

Del esquema propuesto por el autor, se deduce que el óxido de hierro formado recubrirá paulatinamente la superficie del material, produciéndose un doble fenómeno:

- Ocupación de "espacios vacantes" destinados a la adsorción del agua.
- De acuerdo con mi modelo físico, el carbono se concentra en determinados puntos de la superficie, preferentemente juntas de grano, desde donde es eliminado. Pues bien, al estar esos espacios recubiertos con óxido de hierro se - dificultará la decarburación.

De lo expuesto anteriormente, podemos deducir que no debe producirse en ningún momento la oxidación del material, ya que -- éllo retrasaría considerablemente el proceso de decarburación. -- Por todo ello, deducimos, que debe vigilarse con especial aten---ción el punto de rocío en el interior de la base.

En el caso de nuestras decarburaciones, la velocidad de reacción superficial, según los profesores H.H. Hoff y H.J. Engell⁴⁴, puede expresarse de la forma siguiente, para relaciones de:

$$\frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}} > 0,1$$

$$\vec{v} = \frac{K'_3}{K_o} \cdot \frac{K_o \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}}{1 + K_o \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}} \cdot (a_{c(i)} - a_c) \quad (2)$$

Siendo $a_{c(i)}$ y a_c las actividades del carbono en la interfase, en equilibrio con la atmósfera, y en la masa del acero respectivamente, y K'_3 la constante cinética de la reacción, que viene expresada según los referidos autores en la siguiente forma:

$$K'_3 = 2 \cdot 10^6 \cdot \exp \left\{ \frac{-41.000}{RT} \right\} \frac{\text{cm.}}{\text{sg.}}$$

Ahora bien, teniendo en cuenta los valores determinados por el profesor H.J. Grabke⁴⁵ para las relaciones $\vec{v}/c$ (velocidad partido por concentración de carbono), en función de las relaciones ---

$\frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}$ a diferentes temperaturas, podremos, mediante la integración de la ecuación (2), determinar los tiempos de reacción superficial para diferentes espesores y diversos % de carbono.

$$\frac{\vec{v}}{c(i) - c} = \frac{e \cdot d \% C}{2 \cdot d \cdot t} = \frac{K'_3}{K_o} \cdot \frac{K_o \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}}{1 + K_o \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}} = 11 \cdot 10^{-5}$$

Integraremos esta expresión considerando el contenido de carbono en la interfase constante, e igual al que se alcanza en el equilibrio al final del proceso.

Tendremos que:

$$t = \frac{2,3 \cdot e}{2} \cdot \frac{I}{K_o \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}} \cdot \log \frac{c_{(i)} - c_o}{c_{(i)} - c}$$

$$\frac{K'_3}{K_o} \cdot \frac{I}{I + K_o \cdot \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2}}}$$

Siendo:

$$c_o = 0,05\%$$

$$c_{(i)} = 2,3564 \cdot 10^{-4}\%$$

$$t = \frac{2,3 \cdot e}{2} \cdot \frac{I}{11 \cdot 10^{-5}} \cdot \log \frac{2,3564 \cdot 10^{-4} - 0,05}{2,3564 \cdot 10^{-4} - 0,004} \text{ sg.}$$

Obteniéndose para diferentes espesores, los tiempos de reacción mínimos siguientes:

$$e = 0,05 \text{ cm.} \quad \text{-----} \quad t = 586,03 \text{ sg.} \sim 9,7671 \text{ minutos}$$

$$e = 0,1 \text{ cm.} \quad \text{-----} \quad t = 1172,06 \text{ sg.} \sim 19,5343 \text{ minutos}$$

$$e = 0,2 \text{ cm.} \quad \text{-----} \quad t = 2344,13 \text{ sg.} \sim 39,0688 \text{ minutos}$$

Visto de esta manera que la reacción superficial por sí misma, no constituye el fenómeno controlante del proceso, vamos a continuar estudiando las diversas etapas del mismo.

- TRANSFERENCIA DEL MONOXIDO DE CARBONO DE LA FASE SOLIDA A LA FASE GASEOSA A TRAVES DE LA INTERFASE Y ELIMINACION DEL MONOXIDO DE CARBONO DE LA ATMOSFERA DE LA BASE.

Estudiaremos el fenómeno de transferencia de monóxido de carbono, basándonos en la analogía existente entre los fenómenos de transferencia de calor y transporte de masa. Según los profesores Eckert⁴⁶ y Eckert y Drake⁴⁷, los fenómenos de transporte de masa en convección forzada, flujos laminar y turbulento, pueden ser expresados mediante ecuaciones de la forma:

$$\frac{\bar{w} \cdot L}{\text{Dif.}} = f(\text{Re}, \text{Sc})$$

Para poder calcular la expresión analítica de esta ecuación, será necesario determinar previamente las condiciones de flujo, laminar ó turbulento, en el interior de dicha bobina. Para ello en la resolución de nuestro problema concreto tendremos que elaborar las siguientes hipótesis:

- a) Dado que al apilar las bobinas en dos alturas, los canales de circulación del gas no son en su mayoría coincidentes, llegándose por lo tanto a una situación más aproximada a una carga única de veinte toneladas, vamos a proceder considerando la situación más desfavorable, es decir, una bobina única de veinte toneladas, situación que por otra parte se nos presentará en el desarrollo del open-coil en continuo.
- b) La segunda hipótesis que formularé, será relativa a considerar los cálculos sobre una bobina hipotética, formada toda ella por espiras de igual radio, correspondientes al radio medio de la bobina problema, y cuya superficie reactante sea idéntica a la de la bobina que tenemos en consideración.

Como consecuencia de la aplicación de estas hipótesis, en el ANEXO Nº I tenemos desarrollados los cálculos para la determinación de estas velocidades, siendo el resultado obtenido:

$$u = 352,21 \text{ cm/sg.}$$

Para la determinación del Diámetro equivalente⁴⁸, consideraremos el esquema de cálculo tradicional para la obtención de este parámetro en espacios anulares:

$$D_{Eq} = 4 \cdot \frac{\text{SECC. TRANSVERSAL}}{\text{PERIM. HUMEDECIDO}} = \frac{\frac{\pi \cdot D_B^2}{4} - \frac{\pi \cdot D_M^2}{4}}{2 \cdot L} = L \cdot e$$

Siendo D_B , D_M y L , los diámetros de la bobina, del mandrino y la longitud de dicha bobina respectivamente.

Si damos a estos parámetros los valores que figuran en el ANEXO Nº I, obtendremos para el Diámetro equivalente el valor de:

$$D_{equivalente} = 0,2996 \text{ cm.}$$

Finalmente, para poder calcular el número de Reynolds, deberemos calcular la viscosidad cinemática.

Para la obtención de la viscosidad en la atmósfera que estamos considerando, determinaremos la viscosidad de cada uno de los componentes, empleando la fórmula derivada de la teoría de Chapman - Enskog⁴⁹

$$\mu = 2,6693 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{\sqrt{M \cdot T}}{\sigma^2 \cdot \Omega_\mu}$$

Siendo:

M : Peso molecular

T : Temperatura absoluta

Ω_μ : Función para la determinación de la viscosidad en gases de baja densidad.

$\sigma(\bar{\Omega})$: Diámetro característico de la molécula.

$\frac{E}{K}$ (K Ω) : Energía característica de interacción entre las moléculas.

En lo que respecta al vapor de agua, aunque una consideración exacta, nos llevaría a tener en cuenta la modificación debida a E.A. Mason y L. Monchick⁵⁰ en la ecuación del potencial de Lennard - Jones, modificación que tiene en consideración la influencia angular. Sin embargo, teniendo en cuenta que se trata de gases de densidades muy bajas, emplearemos los parámetros de Perry y Chilton⁵¹.

En el ANEXO N° 2 tenemos determinadas las viscosidades para cada uno de los gases que componen la mezcla.

Una vez conocidos los valores de las viscosidades de cada uno de los componentes de la mezcla, aplicaremos la modificación de C. Curtis y Hirschfelder⁵² a la teoría de Chapman-Enskog, por lo cual:

$$\mu_{\text{MEZCLA}} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i \mu_i}{\sum_{j=1}^n x_j \phi_{ij}}$$

Siendo:

$$\phi_{ij} = \frac{1}{\sqrt{8}} \cdot \left(1 + \frac{M_i}{M_j} \right)^{-1/2} \cdot \left(1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{M_i}{M_j} \right)^{1/4} \right)^2$$

En el ANEXO N° 2, he determinado la viscosidad de la mezcla para nuestras condiciones y cuyo valor resulta ser:

$$\nu_{\text{MEZCLA}} = 1,2671 \text{ cm}^2/\text{sg.}$$

Una vez obtenidos estos valores, será posible la determinación del Número de Reynolds.

$$N_{RE} = \frac{D \cdot u}{\nu} = \frac{0,2996 \cdot 352,21}{1,2671} = 83,27 < 2.300$$

En consecuencia, contrariamente a lo que podría suponerse, dado el alto caudal de remoción interna de las turbinas, el flujo en el interior de los espacios inter-espiras se desarro--lla en régimen laminar, no siendo posible por lo tanto, la de--terminación directa de los coeficientes globales de transporte de masa, mediante la analogía existente entre los fenómenos de transmisión de calor y transferencia de materia.

Por ello, deberemos resolver el problema cinético de la decarburación, mediante un estudio global del proceso de elimi--nación del carbono. Considerando el ratio de eliminación del -- mismo, como la resultante de las diversas etapas que fueron men--cionadas con anterioridad en este trabajo.

Dichas etapas a considerar son:

- DIFUSION DEL CARBONO:

Asimilaremos el transporte de carbono mediante difusión, desde el interior de la chapa a la interfase, al fenómeno de -- transmisión de calor por conducción.

$$N = \frac{2 \cdot D_c}{e} \cdot \frac{P_{Fe}}{1.000} \cdot (C - C_i) = K_c \cdot (C - C_i) \frac{\text{MOL}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sg.}}$$

Donde D_c , C , C_i , expresan el coeficiente de difusión del carbono y las concentraciones del mismo en el interior de la -- chapa e interfase respectivamente.

- ELIMINACION DEL MONOXIDO DE CARBONO:

Para la determinación del ratio de eliminación del monó-

xido de carbono, asimilaré dicho fenómeno a la transmisión de calor por convección, formulando la hipótesis consistente en considerar dicho ratio proporcional a:

- a) El coeficiente de transporte de masa.
- b) A la superficie del material.
- c) A la diferencia de concentraciones del monóxido de carbono entre la interfase y la masa gaseosa ó "bulk".

$$\begin{aligned}\bar{N} &= K_{co} (C_{co(i)} - C_{co}) = K_{co} \cdot \frac{I}{R.T} \cdot \frac{I}{1.000} \cdot (P_{co(i)} - P_{co}) = \\ &= K_{cop} (P_{co(i)} - P_{co}) \frac{\text{MOL}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sg.}}\end{aligned}$$

- APORTACION DE VAPOR DE AGUA:

Análogamente para la aportación de vapor de agua a la interfase tendremos:

$$\begin{aligned}\bar{N} &= K_{H_2O} (C_{H_2O} - C_{H_2O(i)}) = K_{H_2O} \frac{I}{R.T} \cdot \frac{I}{1.000} \cdot (P_{H_2O} - P_{H_2O(i)}) = \\ &= K_{H_2O} p (P_{H_2O} - P_{H_2O(i)}) \frac{\text{MOL}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sg.}}\end{aligned}$$

- BALANCE GLOBAL:

Finalmente, un balance global para la eliminación del monóxido de carbono de la atmósfera de la base mediante los gases de barrido nos dará:

$$\bar{N} = Q \cdot P_{co} \cdot P_{co} \cdot \frac{I}{A} \cdot \frac{1.000}{12 \cdot 3.600} \frac{\text{MOL}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sg.}}$$

Siendo:

- Q : Caudal exterior expresado en m³/h a 700º C.

- P_{co} : Presión parcial del monóxido de carbono expresado en atmósferas.
- ρ_{co} : Densidad de dicho gas a 700°C expresado en Kg/m³.
- A : Superficie de la bobina expandida en cm².

En la FIG. Nº 13, puede verse un esquema de las etapas ó procesos mencionados anteriormente, constituyentes del ratio global de decarburación, y cuya expresión matemática resultante es:

$$\begin{aligned} \frac{N}{cm^2 \cdot sg.} &= K_c (C - C_i) = K_{H_2O} p \left(P_{H_2O} - P_{H_2O(i)} \right) = \\ &= K_{co} p \left(P_{co(i)} - P_{co} \right) = Q \cdot P_{co} \cdot \rho_{co} \cdot \frac{I}{A} \cdot \frac{1.000}{12 \cdot 3.600} \end{aligned}$$

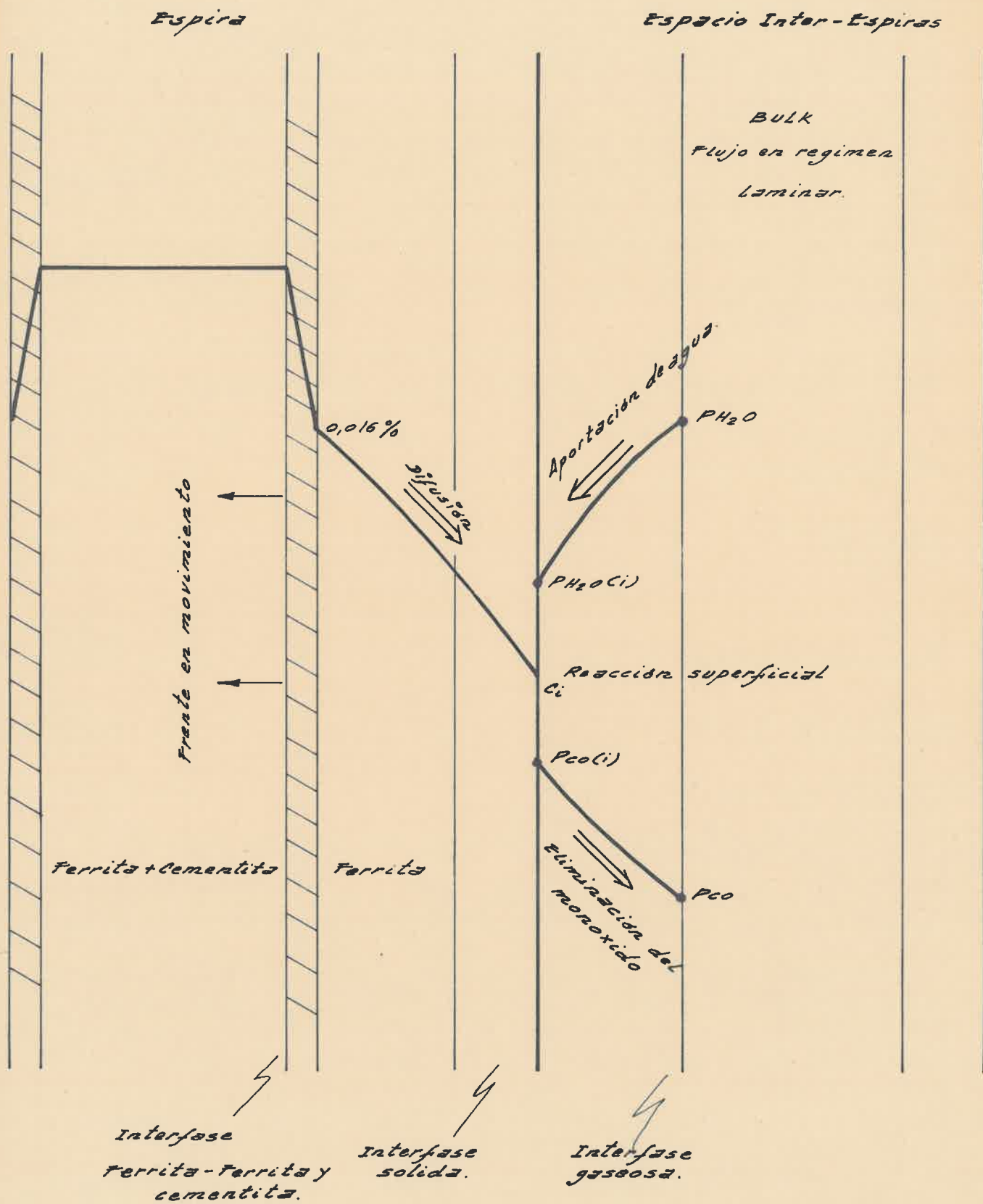
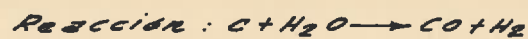
En la misma figura, puede verse la parte correspondiente a la distribución de carbono en el interior de la chapa y que --viene dada de acuerdo con el modelo matemático que posteriormente plantearemos, para el estudio de la influencia del espesor de la chapa en el proceso de decarburación.

Visto lo anterior, vamos a estudiar ahora el proceso de -transferencia del monóxido de carbono, como paso previo a la determinación de la expresión de la cinética del proceso global de eliminación del carbono.

De acuerdo con lo señalado anteriormente, el ratio de eliminación del monóxido de carbono viene dado por la siguiente expresión:

$$\begin{aligned} N \frac{MOL}{sg.} &= K_{co} \cdot A \cdot (C_{co(i)} - C_{co}) = \\ &= K_{co} \cdot A \cdot \frac{I}{R \cdot T} \cdot \frac{1}{1.000} \cdot (P_{co(i)} - P_{co}) \end{aligned}$$

Representación gráfica de las etapas de la



Otra espira = Superficie reactante.

Fig nº 13

Efectuaré el cálculo de dicho ratio en las condiciones siguientes:

- a) Consideraré alcanzado el equilibrio en la interfase -- gas-metal.

$$K_{eq} = \frac{P_{co(i)} \cdot P_{H_2(i)}}{a_c(i) \cdot P_{H_2O(i)}} \quad \text{de donde:}$$

$$P_{co(i)} = K_{eq} \cdot a_c(i) \cdot \frac{P_{H_2O(i)}}{P_{H_2(i)}}$$

De esta forma, tomando para estos valores los correspondientes al equilibrio al final del proceso y considerándolos constantes a lo largo del mismo, obtendremos los "tiempos máximos" para la etapa de eliminación del monóxido de carbono.

- b) De acuerdo con los valores obtenidos anteriormente en la determinación del Número de Reynolds, y teniendo en cuenta que $K_{co} = f(u, \nu, D, \phi)$ podremos establecer la siguiente tabla:

$Q_{EXTERIOR}$ DE APORTACION A LA BASE (m^3/h)	$Q_{INTERIOR}$ DE REMOCION DE LA TURBINA (m^3/h)	FLUJO
< 40.000	$= 40.000$	LAMINAR
$40.000 < Q_{EXT} = Q_{INT} \leq 1.000.000$		LAMINAR
$Q_{EXT} = Q_{INT} > 1.000.000$		TURBULENTO

Donde vemos, que en el supuesto de introducir caudales de aportación exteriores, iguales ó aún superiores al caudal de remoción interno de la turbina (condiciones ideales), no se modifi

ca la condición de flujo laminar en el interior de la bobina, llevándonos sin embargo a condiciones similares a las de un ensayo de laboratorio, en el cual:

- a) La presión parcial del monóxido de carbono en la atmósfera de la base es prácticamente cero ($P_{CO} \sim 0$).
- b) En estas condiciones, el ratio de la reacción superficial es mayor que el correspondiente al fenómeno de la difusión.

Como consecuencia de ambas condiciones será al igual que en los ensayos de laboratorio, la etapa de difusión el fenómeno controlante del proceso, estando el ratio de decarburación expresado por:

$$N \frac{\text{MOL}}{\text{sg.}} = K_{CO} \cdot A \cdot \frac{I}{R.T} \cdot \frac{I}{1.000} \cdot \left(K_{eq} \cdot a_{C(i)}^{GRAF} \cdot \frac{P_{H_2O(i)}}{P_{H_2(i)}} - P_{CO} \right)$$

$$\sim K_{CO} \cdot A \cdot \frac{I}{R.T} \cdot \frac{I}{1.000} \cdot \left(K_{eq} \cdot a_{C(i)}^{GRAF} \cdot \frac{P_{H_2O(i)}}{P_{H_2(i)}} \right)$$

Para poder determinar el tiempo de eliminación del carbono como monóxido de carbono, será necesario conocer previamente los valores de la actividad de dicho carbono en la película altamente decarburada.

Sabemos que la actividad del carbono en el acero, es función de la temperatura y de la concentración, lo cual aplicado al caso de nuestras decarburaciones a temperatura constante, nos dará la actividad como una función de la concentración de carbono.

$$a_C = f(\% C) \dots \dots \dots \text{para } \theta = C^u$$

Sobre los valores de las actividades del carbono, existen diversos datos en la literatura técnica según los distintos autores, entre los que cabe citar a Smith⁵³, Hudson Abel y Stragand⁵⁴, Turkodogan y Martonik⁵⁵, que han basado sus resultados en análisis de combustión, y los suministrados por Swartz⁵⁶, que ha obtenido los suyos, mediante mediciones de la fricción interna realizadas con péndulo de torsión. Las discrepancias entre los resultados obtenidos por ambos sistemas, han quedado solventados por este autor, mediante la explicación de un mecanismo, aún no bien conocido, de "trampas" de carbono que hace que una fracción de dicho elemento quede retenida en el acero base.

En mi caso, por simplificación, emplearé los valores de la relación $\% C/a_c^{\text{GRAF}}$, obtenidos por los profesores G. Blanchard y C. Brun⁵⁷, como resultante de aplicar la ley de Henry a los trabajos de Richardson⁵⁸, extremo totalmente aplicable a nuestro caso, dadas las bajísimas concentraciones de carbono en la película altamente decarburada.

La sustitución de este valor en la expresión (3), nos dará para la etapa correspondiente a la eliminación del carbono mediante transporte de monóxido de carbono, la siguiente expresión:

$$\frac{d \% C}{d t} = - K_{co} \cdot A \cdot \frac{I}{R \cdot T} \cdot \frac{I}{1.000} \cdot \frac{I_2}{20 \cdot 10^4} \cdot \left(K_{eq} \cdot \frac{\% C_{(i)}}{K_I} \cdot \frac{P_{H_2O(i)}}{P_{H_2(i)}} \right)$$

Siendo:

$$- P_{co} = 0$$

- $C_{(i)}$ = Contenido de carbono en la interfase al final del proceso de decarburación.

$$- K_I = \frac{\% C_{(i)}}{a_c^{\text{GRAF}}(i)} \quad \text{a } 7000^\circ \text{ C}$$

La resolución de esta ecuación efectuada en el ANEXO Nº 3, tiene como resultante la siguiente expresión:

$$t = \frac{C_o - C}{4,044151 \cdot 10^{-4} \cdot K_{co}} \text{ sg.}$$

Que para unos contenidos de carbono inicial y final de $C_o = 0,05\%$ y $C_f = 0,004\%$, adquiere el siguiente valor:

$$t = \frac{113,744516}{K_{co}} \text{ sg.}$$

Como quiera que nos encontramos en las mismas condiciones que en los ensayos de laboratorio, y siendo la difusión el fenómeno controlante, emplearé los tiempos deducidos del modelo matemático de difusión, para la determinación del coeficiente global de transporte para el monóxido de carbono.

De donde:

$$K_{co} = \frac{113,744516}{7,417,44} = 0,0153 \text{ cm/sg.}$$

- ESTUDIO DE LA CINETICA DEL PROCESO GLOBAL DE ELIMINACION DEL CARBONO.

Una vez estudiada la etapa de transferencia del monóxido de carbono y conocido su coeficiente global de transporte de masa, por asimilación ó semejanza a un ensayo de laboratorio, vamos a proceder a la determinación de la cinética del proceso global de eliminación del carbono.

Habíamos visto, que la cinética del proceso global de eli

minación del carbono, podía expresarse mediante las ecuaciones:

$$\bar{N} \frac{\text{MOL}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sg.}} = K_c (C - C_i) = K_{\text{cop}} (P_{\text{co}(i)} - P_{\text{co}}) =$$

(4)
(5)

$$= Q \cdot P_{\text{co}} \cdot P_{\text{co}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \frac{1.000}{12 \cdot 3600}$$

(6)

Si además consideramos alcanzado el equilibrio en la interfase sólido-gas al final del proceso, podremos considerar la relación en el equilibrio:

$$P_{\text{co}(i)} = K_e \cdot C_{(i)} \dots\dots\dots (7)$$

La resolución de este sistema de ecuaciones que puede verse en el ANEXO Nº 4, nos da la siguiente expresión:

$$t \text{ (sg)} = \frac{20 \cdot 10^4}{12 \cdot A} \cdot \left(\frac{1}{K_c} + \frac{1}{K_e \cdot P_{\text{co}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha \cdot \frac{973}{293} \cdot Q'} + \frac{1}{K_e \cdot K_{\text{cop}}} \right) \cdot \ln \frac{C_o}{C}$$

En esta expresión, los términos que figuran dentro del paréntesis, son las resistencias de las diversas etapas del proceso, pudiendo deducirse que continúa siendo la difusión el fenómeno controlante del mismo.

Si sustituimos en esta expresión, los valores que figuran en el ANEXO Nº 4 anteriormente mencionado tendremos:

$$t \text{ (sg)} = \frac{\ln \frac{C_o}{C}}{3,479999 \cdot 10^{-4}} \cdot \left(1 + \frac{4,990601}{Q'} + \frac{2,041708 \cdot 10^{-4}}{K_{co}} \right)$$

No teniendo por lo tanto, el caudal de barrido prácticamente ninguna influencia sobre los tiempos del proceso.

Por lo tanto, a la vista de las resistencias de las diversas etapas del proceso global de eliminación del carbono, podemos asegurar, que la transferencia del monóxido de carbono, no constituye por sí misma el fenómeno controlante del proceso de eliminación del carbono.

Veamos ahora, cual es la resultante de considerar además de las etapas de eliminación del carbono, señaladas anteriormente, el fenómeno de aportación de vapor de agua desde el bulk a la interfase.

- APORTACION DE VAPOR DE AGUA A LA PELICULA LIMITE.

El proceso, una vez considerada la adición de vapor de agua a la interfase, podrá representarse matemáticamente de acuerdo a la siguiente expresión:

$$\bar{N} \frac{\text{MOL}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sg.}} = K_c (C - C_{(i)}) = K_{H_2O p} (P_{H_2O} - P_{H_2O(i)}) = \quad (8) \quad (9)$$

$$= K_{cop} (P_{co(i)} - P_{co}) = Q \cdot P_{co} \cdot P_{co} \cdot \frac{1}{A} \cdot \alpha \quad (10) \quad (11)$$

Que juntamente con la expresión en el equilibrio:

$$P_{co(i)} = K_e \cdot C_{(i)} \quad \dots\dots\dots (12)$$

$$K_{eq} = \frac{P_{co(i)} \cdot P_{H_2(i)}}{a_{c(i)} \cdot P_{H_2O(i)}} \dots\dots\dots (I3)$$

Y la relación $\frac{\%H_2}{\%H_2O}$, necesaria para evitar la oxidación de la chapa en la interfase de contacto gas-metal.

$$K_3 = \frac{\% H_2(i)}{\% H_2O(i)} \dots\dots\dots (I4)$$

dan para la velocidad de eliminación del carbono la siguiente - expresión:

$$\frac{-}{N} = K_c \cdot \left[C - \frac{K_{H_2Op}}{K_{cop}} \cdot \frac{\frac{K_{cop} \cdot A}{Q \cdot P_{co} \cdot \alpha} + 1}{K_e} \left(P_{H_2O} - \frac{K_e \cdot K_3 \cdot P_{H_2O(i)}}{\beta \cdot K_{eq}} \right) \right]$$

La resolución del anterior sistema de ecuaciones e integración de la ecuación resultante, puede verse en el ANEXO Nº 5, obteniéndose la siguiente expresión:

$$t_{sg} = \frac{1}{K_c \cdot B} \cdot \ln \frac{C_0 - \left(\frac{K_{H_2Op}}{K_{cop}} \cdot \frac{\frac{293 \cdot K_{cop} \cdot A}{973 \cdot Q' \cdot P_{co} \cdot \alpha} + 1}{K_e} \left(P_{H_2O} - \frac{K_e \cdot K_3 \cdot P_{H_2O(i)}}{\beta \cdot K_{eq}} \right) \right)}{C - \left(\frac{K_{H_2Op}}{K_{cop}} \cdot \frac{\frac{293 \cdot K_{cop} \cdot A}{973 \cdot Q' \cdot P_{co} \cdot \alpha} + 1}{K_e} \left(P_{H_2O} - \frac{K_e \cdot K_3 \cdot P_{H_2O(i)}}{\beta \cdot K_{eq}} \right) \right)}$$

Si sustituimos ahora en esta expresión, los valores que -
figuran en el ANEXO Nº 5 antes mencionado, tendremos:

$$t_{sg} = \frac{1}{3,479999} \cdot \ln \frac{C_0 - \frac{K_{H_2O}}{K_{CO}} \cdot \frac{\frac{373,9718}{43,116531} + 1}{Q'}}{C - \frac{K_{H_2O}}{K_{CO}} \cdot \frac{\frac{373,9718}{43,116531} + 1}{Q'}} \left(P_{H_2O} - 0,993133 P_{H_2O} \right)$$

Por otra parte, al verificarse las transferencias de monóxido de carbono y vapor de agua, en las mismas condiciones de flujo, $K_{GLOBAL} = f(Dif, \phi, u, v)$, tendremos que la relación de los coeficientes globales de transporte de masa, será proporcional a la relación entre los respectivos coeficientes de difusión.

$$\frac{K_{H_2O}}{K_{CO}} = \left(\frac{D_{H_2O/N_2 + H_2 + CO + H_2O}}{D_{CO/N_2 + H_2 + CO + H_2O}} \right)^n$$

La determinación de estos coeficientes de difusión en la atmósfera que estamos considerando puede verse en el ANEXO Nº 6, como resultante de aplicar las fórmulas derivadas de la teoría de Chapman-Enskog⁵⁹.

Obteniéndose para ambos coeficientes los siguientes valores:

$$D_{CO/N_2 + H_2 + CO + H_2O} = 1,6605 \text{ cm}^2/\text{sg.}$$

$$D_{H_2O/N_2 + H_2 + CO + H_2O} = 2,1940 \text{ cm}^2/\text{sg.}$$

y para la relación de coeficientes globales de transferencia de materia el valor de:

$$\frac{K_{H_2O}}{K_{CO}} = \left(\frac{D_{H_2O} / N_2 + H_2 + CO + H_2O}{D_{CO} / N_2 + H_2 + CO + H_2O} \right)^n = (1,3212)^n$$

Por lo tanto, la expresión que nos dará el tiempo de eliminación del carbono en el proceso global, incluido la aportación de vapor de agua a la película límite, podrá escribirse como sigue:

$$t_{sg} = \frac{1}{3,479999 \cdot 10^{-4}} \cdot \ln \frac{C_0 - \left(\frac{D_{H_2O}}{D_{CO}} \right)^n \frac{\frac{373,9312}{Q'} + 1}{43,116531} \left(P_{H_2O} - 0,993133 P_{H_2O} \right)}{C - \left(\frac{D_{H_2O}}{D_{CO}} \right)^n \frac{\frac{373,9312}{Q'} + 1}{43,116531} \left(P_{H_2O} - 0,993133 P_{H_2O} \right)}$$

Para la obtención del valor de "n", vamos a colocar nuevamente el proceso, en condiciones tales, que sea la difusión el fenómeno controlante del mismo. Para lo cual consideraremos:

- Que los caudales de aportación exterior, a la base son -- muy grandes, de forma que pueda estimarse como cero la presión de monóxido de carbono en el bulk. ($P_{CO} \sim 0$)

- Que la resistencia al transporte, en el fenómeno de transferencia de vapor de agua desde el bulk a la interfase es nula, -- siendo por lo tanto la diferencia de presiones de vapor de agua -- entre el bulk y la interfase igual a cero.

$$P_{H_2O} = P_{H_2O(i)}$$

En estas condiciones de trabajo, será nuevamente la difusión del carbono en el interior de la chapa, el fenómeno controlante del proceso.

Como resultante de aplicar los tiempos de difusión a la fórmula obtenida anteriormente, se obtiene para "n" el valor de:

$$n = 12,941$$

Quedando la siguiente expresión, para la fórmula de eliminación del carbono en el proceso global, cuando se incluye en el mismo el fenómeno de transferencia de vapor de agua.

$$t_{sg} = \frac{1}{3,479999 \cdot 10^{-4}} \cdot L_n \left[\frac{C_0 - (1,3212) \frac{373,9818}{43,116531} + 1}{\frac{12,941}{Q'} \left(P_{H_2O} - 0,993133 P_{H_2O(i)} \right)} \right]$$

De un estudio de esta expresión, se puede sacar en consecuencia, que los tiempos del proceso global de eliminación del carbono, incluida la transferencia del vapor de agua, no son modificados por ninguno de los parámetros u operaciones siguientes:

a) Caudales de remoción internos de la turbina.

- Dado que existen las mismas condiciones de flujo, para la transferencia del monóxido de carbono y vapor de agua, mantendremos constante la relación $\frac{D_{H_2O}}{D_{CO}}$.

- Por otra parte, son necesarios caudales de remoción interna de la turbina elevadísimos, para cambiar la condición de flujo laminar a turbulento.

b) Fenómenos de transferencia del monóxido de carbono desde la interfase al bulk.

Por mantenerse la invariabilidad de los tiempos de eliminación del carbono, al modificarse los caudales de aportación exterior a la base, como ya se había señalado en el anterior apartado de este mismo trabajo. Ya que si el fenómeno estuviese regido por la transferencia del monóxido de carbono, un aumento en el caudal de barrido de la base, con las consiguientes modificaciones de las presiones de monóxido de carbono en el bulk e interfase, llevaría consigo una variación en el tiempo del proceso, caso de ser este el fenómeno controlante.

c) Fenómenos de transferencia del vapor de agua desde el bulk a la interfase.

Dado que en todo momento, las diferencias de presiones entre el bulk y la interfase ($P_{H_2O} - P_{H_2O(i)}$), son extraordinariamente pequeñas, (ver ANEXO N° 7). Por lo tanto, tampoco este fenómeno constituye por sí mismo la etapa controlante del proceso de decarburación.

Lo aquí expuesto se encuentra en perfecta concordancia con los trabajos del profesor Grabke⁶⁰, el cual afirma, basándose en sus ensayos de laboratorio, que la reacción en superficie es lo -

suficientemente rápida, para que el proceso venga normalmente controlado (cuando se excluye la difusión mediante el empleo de chapas lo suficientemente finas), por la transferencia de vapor de agua desde la fase gaseosa hacia la fase sólida a través de la interfase. No obstante, recientes estudios de dicho profesor, han puesto de manifiesto, que cuando se trata de altas velocidades de flujo y contenidos de carbono inferiores a 0,05%, condicionantes ambos que se dan normalmente en nuestro caso, se verifica que el proceso de transferencia de vapor de agua es incluso más rápido que la reacción superficial.

- CONSIDERACIONES FINALES SOBRE LA CINÉTICA DEL PROCESO DE DECARBURACIÓN.

De todo lo expuesto anteriormente, se deduce, que la cinética del proceso de decarburación, no está determinada por los fenómenos de transferencia de materia, ya sea monóxido de carbono ó vapor de agua, ni tampoco por el ratio de la reacción superficial en sí misma.

En opinión del autor, la explicación al hecho de que los tiempos de decarburación en el proceso industrial sean muy superiores a los obtenidos en el laboratorio (donde es la difusión el fenómeno controlante), reside en la incidencia que sobre la cinética de la reacción superficial, ejercen las concentraciones de monóxido de carbono y vapor de agua en la interfase y -- muy especialmente la primera de ellas.

Veamos a continuación la influencia de ambas:

Por lo que respecta a la influencia, que sobre la cinética de la reacción superficial tiene la concentración de monóxido de carbono en la atmósfera de la base, cabe señalar que -- el monóxido de carbono presente, aún en muy bajas concentraciones, en la atmósfera de la base, actúa sobre la reacción:



aumentando de forma muy considerable el tiempo de la reacción su perficial.

Posteriormente, este extremo me ha sido constatado por el profesor R. Kieger⁶¹⁻⁶², de los laboratorios de investigación de Sollac, obteniendo, primeramente en el laboratorio, tiempos de decarburación de acuerdo a los suministrados por el modelo de difusión, manteniendo en todo momento, concentraciones de monóxido de carbono en la atmósfera del horno no superiores a algunos centenares de p.p.m.

Todo ello incluso no excediendo la concentración de vapor de agua en la atmósfera de la base en un 0,5% (P.R $\sim$ 02 C).

Posteriormente y como comprobación en plan experimental, se hicieron algunos recocidos industriales aumentando suficientetemente los caudales de purga, obteniéndose tiempos de decarburación similares a los correspondientes al modelo de difusión.

Abundando en este sentido se encuentran los profesores J. Peters y Li Renard⁶³, así como el profesor Nobuo Ōhashi⁶⁴ de los laboratorios de investigación de la Kawasaki Steel Corp.

En lo que concierne a la influencia de la concentración ^ode vapor de agua en la atmósfera de la base, cabe señalar, que contrariamente a lo expuesto en numerosa bibliografía publicada sobre el procedimiento de decarburación open-coil⁶⁵⁻⁶⁶⁻⁶⁷, e incluso el Know-How originario de Lee-Wilson⁶⁸⁻⁶⁹, no existe una "proporcionalidad directa" entre la cantidad de vapor de agua aportada a la base y los tiempos de decarburación. El efecto de la mayor o menor concentración de vapor de agua en la atmósfera de la base, se hace sentir positiva o negativamente a través de la velocidad de reacción superficial, ya que sí el

RATIO DE TRANSFERENCIA DEL
VAPOR DE AGUA

>

RATIO DE LA REACCION
SUPERFICIAL

el ratio de dicha transferencia se acomodará al de la reacción superficial. Ahora bien, un aumento de la presión de vapor de agua en el bulk, tendrá como una primera contrapartida, ya que en este primer instante no se ha variado la velocidad de la reacción, un aumento de la presión de vapor de agua en la interfase, de la forma de que se mantenga constante la diferencia.

$$\bar{N} = K_{H_2O} (P_{H_2O} - P_{H_2O(i)}) = K_{H_2O} (P'_{H_2O} - P'_{H_2O(i)})$$

$$P_{H_2O} - P_{H_2O(i)} = P'_{H_2O} - P'_{H_2O(i)}$$

Este aumento de la presión de vapor de agua en la interfase, hace que se aumente la velocidad de reacción superficial, pero no de forma proporcional al incremento, sino a través del mecanismo de incremento en la velocidad de reacción superficial, tal y como señala el profesor Grabke⁷⁰. Así mismo mediante este esquema es posible reconsiderar las conclusiones de los profesores --- Yong-Wu-Kim y H.P. Leckie⁷¹, los cuales consideran el proceso bajo control de los fenómenos de transferencia de materia, debido al decremento en los tiempos de decarburación experimentados en el proceso, cuando se incrementan los caudales de barrido ó el punto de rocío en el interior de la base.

A través del esquema aquí expuesto, se da una explicación coherente y lógica a los fenómenos que ocurren durante el proceso de eliminación del carbono en la batería open-coil.

5.2.- CONSIDERACIONES SOBRE LAS DIFERENTES ATMOSFERAS EMPLEADAS EN LA DECARBURACION.

Ya hemos señalado, que el empleo de una atmósfera apropiada en el proceso de la decarburación, es de transcendental importancia dada la influencia que tienen en la optimización de los ciclos, a través de la cinética de las reacciones.

Por otra parte, el control de la composición de los gases de salida es un parámetro muy importante, ya que correlacionaremos los contenidos de monóxido de carbono en los gases de salida, con los contenidos de carbono en el acero base, para controlar la marcha de la decarburación. Este punto será de capital importancia en la optimización que haré del procedimiento open-coil, ya que ello nos relacionará, al final del proceso, el % de carbono que se encuentra en equilibrio con el monóxido de carbono de la atmósfera, lo cual nos servirá para efectuar el control de la decarburación en la batería open-coil, así como el control etapa por etapa en el open-coil en continuo.

Entre las posibles atmósferas decarburantes, consideraré en primer lugar las compuestas por hidrógeno seco, sobre las cuales y basándome en los recientes estudios del profesor H.J. Grabke⁷² señalaré, que contrariamente a lo expresado por Gensamer y Pennington⁷³, que aseguren que la decarburación es posible en atmósferas de hidrógeno seco, la decarburación o no tiene lugar ó bien se produce con una velocidad lentísima, que hace prácticamente inviable la decarburación industrial por este procedimiento.

Los profesores Turkdogan y Martonik⁷⁴, han determinado, - que la formación del complejo $(CH_3)_3ADS$ constituye la etapa controlante de este proceso, mientras que el profesor Grabke anteriormente citado, ha determinado la siguiente expresión para la ecuación de velocidad en este proceso:

$$\vec{v} = \frac{e}{2} \cdot \frac{dc}{dt} = K_I' \cdot P_{H_2}^{3/2} \cdot (C_c^I - C_c)$$

Siendo K_I' la constante cinética de esta reacción superficial, determinada experimentalmente, y cuyo valor es:

$$K_I' = 5,3 \cdot 10^{-3} \exp. \left\{ \frac{-13.600}{R.T.} \right\} \frac{\text{cm.}}{\text{sg.atm}^{3/2}}$$

Integrando esta ecuación para nuestros contenidos de carbono y diversas riquezas en hidrógeno en la atmósfera reactiva, considerando despreciable el contenido de carbono en la interfase ($C_c^I \sim 0$) obtendremos:

$$t = \frac{2,3 \cdot e}{2 \cdot K_I' \cdot P_{H_2}^{3/2}} \cdot \log \frac{C^I - C_{\text{INICIAL}}}{C^I - C_{\text{FINAL}}} \quad (\text{sg})$$

En la TABLA Nº 9, se tienen los tiempos de reacción, para diferentes riquezas de hidrógeno en la atmósfera y espesores diversos.

Observando la tabla vemos que los tiempos crecen de forma extraordinaria cuando disminuye la concentración en hidrógeno. - Esto, junto a las pequeñas impurezas que pueda haber en la atmósfera del horno o sobre la superficie de la chapa, que prolongarían aún más dichos tiempos, hacen que el uso de estas atmósferas secas sea totalmente inviable para las aplicaciones de tipo industrial.

Excluida por lo tanto, la decarburación en atmósferas de hidrógeno seco, debido a la lentitud de la reacción superficial, podemos señalar, que sobre la decarburación en atmósferas monóxido-dióxido de carbono mediante las reacciones:

T A B L A N^o 9
=====

TIEMPOS DE DECARBURACION EN ATMOSFERAS DE HIDROGENO $C_o = 0,05$
 $C_f = 0,005$, $C_c^{FG} = 0$, EN FUNCION DE LA RIQUEZA DE LA ATMOSFERA
 Y ESPESOR DE LA CHAPA.

Ta	% H ₂	e (cm)	t (horas)
700 ^o	100	0,05	3,4205
		0,10	6,8411
		0,20	13,6823
700 ^o	75	0,05	5,2663
		0,10	10,5326
		0,20	21,0653
700 ^o	10	0,05	108,1684
		0,10	216,3369
		0,20	432,6738



se han efectuado numerosos estudios, entre los que señalaré como más importantes los debidos a Arnold⁷⁵, Smithell⁷⁶, Hadfield Emmons Stead y Wagner, Beckers Bramley y Lord⁷⁷, los cuales han subrayado la poderosa influencia del dióxido de carbono en el proceso de decarburación.

En mi opinión, se había concedido en un principio excesiva influencia al dióxido de carbono en el proceso de decarburación, y en tal sentido cabría corregir como errónea la afirmación de Stead que dice: "que es exclusivamente el dióxido de carbono el responsable de producir la acción decarburante, mientras que el oxígeno, vapor de agua, etc., sólo son necesarios en tanto en cuanto produzcan dióxido de carbono". Abundando en la opinión del autor, se encuentran los recientes trabajos de los profesores Grabke⁷⁸, Best⁷⁹, y Moreau⁸⁰, que si bien no han cuantificado los tiempos de decarburación en la fase ferrítica, si se puede afirmar que con este tipo de atmósferas, la cinética no es suficientemente rápida por debajo de 750°-760° C, mientras que por encima de esa temperatura se nos producen fenómenos de oxidación.

Como resumen de todo ésto, se puede señalar que en la práctica, las instalaciones industriales han abandonado el uso de las atmósferas CO - CO₂ y CO-CO₂-H₂ como agentes de decarburantes, y las pocas que se instalaron mediante este procedimiento, han abandonado el sistema, para pasar al vapor de agua como medio decarburante. Como confirmación de lo aquí expuesto, se encuentra uno de los últimos "Brevet D'invention" sobre el procedimiento open-coil de la sociedad Armco Steel Corp.⁸¹, que señala, que aunque la decarburación se puede producir en teoría mediante la acción del dióxido de carbono o incluso del hidrógeno seco, -

lo normal es producir la decarburación mediante la introducción del vapor de agua, por ser el procedimiento más idóneo.

6.- INFLUENCIA DEL ESPESOR Y DEL % DE CARBONO INICIAL, CUANDO ES LA DIFUSION EL FENOMENO CONTROLANTE DEL PROCESO. DESARROLLO DEL MODELO MATEMATICO.

Continuando con la optimización de los diferentes parámetros del proceso, vamos a estudiar ahora la influencia del % de carbono inicial y del espesor.

Ya que, aunque como hemos dicho anteriormente, no es la difusión el fenómeno controlante de la decarburación, cuando operamos a nivel industrial con atmósferas pobres en hidrógeno, pasará a desarrollar a continuación un modelo matemático aplicable a nuestro proceso de decarburación, modificando y ampliando los estudios base -- propuestos por Jost⁸² para los fenómenos de difusión.

Ello me permitirá posteriormente en los casos en que empleemos atmósferas muy ricas en hidrógeno y caudales elevados, como puede ser el caso de decarburaciones y denitruraciones simultáneas y hornos de decarburación en continuo, determinar cuales son para cada espesor y % de carbono los puntos óptimos de trabajo, en lo que a caudal y % de hidrógeno se refiere, ya que la superación de los valores señalados tanto en riqueza como en caudal no nos proporcionarán ningún beneficio.

Para ello me basaré en los estudios de base del profesor --- Jost⁸² y Kor⁸³ sobre la difusión en un medio semi-infinito y consideraré para mi caso un modelo de difusión en un medio semi-infinito de dos fases; la fase II (ferrita) creciente desde la superficie de la chapa y las fases II y I (ferrita y cementita) a expensas de las cuales crece la fase II.

Tenemos por lo tanto la fase II creciendo en un sistema compuesto por las fases I y II.

6.- INFLUENCIA DEL ESPESOR Y DEL % DE CARBONO INICIAL, CUANDO ES LA DIFUSION EL FENOMENO CONTROLANTE DEL PROCESO. DESARROLLO DEL MODELO MATEMATICO.

Continuando con la optimización de los diferentes parámetros del proceso, vamos a estudiar ahora la influencia del % de carbono inicial y del espesor.

Ya que, aunque como hemos dicho anteriormente, no es la difusión el fenómeno controlante de la decarburación, cuando operamos a nivel industrial con atmósferas pobres en hidrógeno, pasará a desarrollar a continuación un modelo matemático aplicable a nuestro proceso de decarburación, modificando y ampliando los estudios base -- propuestos por Jost⁸² para los fenómenos de difusión.

Ello me permitirá posteriormente en los casos en que empleemos atmósferas muy ricas en hidrógeno y caudales elevados, como puede ser el caso de decarburaciones y denitruraciones simultáneas y hornos de decarburación en continuo, determinar cuales son para cada espesor y % de carbono los puntos óptimos de trabajo, en lo que a caudal y % de hidrógeno se refiere, ya que la superación de los valores señalados tanto en riqueza como en caudal no nos proporcionarán ningún beneficio.

Para ello me basaré en los estudios de base del profesor --- Jost⁸² y Kor⁸³ sobre la difusión en un medio semi-infinito y consideraré para mi caso un modelo de difusión en un medio semi-infinito de dos fases; la fase II (ferrita) creciente desde la superficie de la chapa y las fases II y I (ferrita y cementita) a expensas de las cuales crece la fase II.

Tenemos por lo tanto la fase II creciendo en un sistema compuesto por las fases I y II.

En la FIG. Nº 14, se puede ver representado gráficamente este modelo, creciendo y progresando con el tiempo de fase II desde la periferia hacia el centro, hasta que en el instante "t" la interfase haya alcanzado la posición $x = \xi$.

De acuerdo con esto, tendremos:

$$\begin{aligned} \text{Para } t = 0 & \dots\dots\dots C = C_0 \\ t > 0 & \dots\dots\dots C = C_0 \text{ para } x > \xi \\ t > 0 & \dots\dots\dots C = C_{II-I} \text{ para } x = \xi \\ t > 0 & \dots\dots\dots C = C_s \end{aligned}$$

Siendo C_0 , C_{II-I} y C_s las concentraciones inicial, en la interfase y en la superficie respectivamente.

Ahora bien, dado que estamos considerando un proceso controlado por la difusión, el fenómeno de decarburación se regirá por la ley de Fick.

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}$$

con las condiciones de contorno:

- En la superficie de la chapa:

$$C = C_s \dots\dots \text{para } x = 0 \dots\dots t > 0$$

- En el plano de discontinuidad:

$$C = C_{II-I} \dots \text{para } x = \xi \dots\dots t > 0$$

En el ANEXO Nº 8 se puede ver la obtención de una solución de la ecuación general de la difusión que puede expresarse de la forma siguiente:

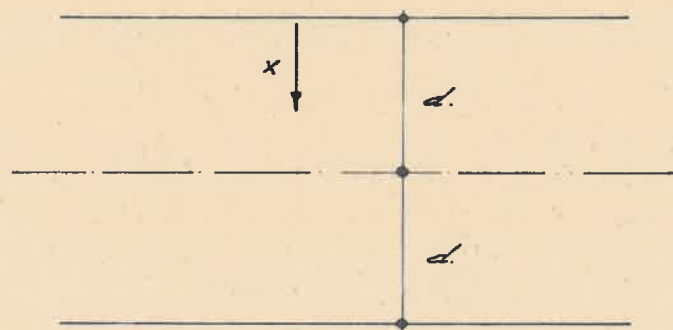
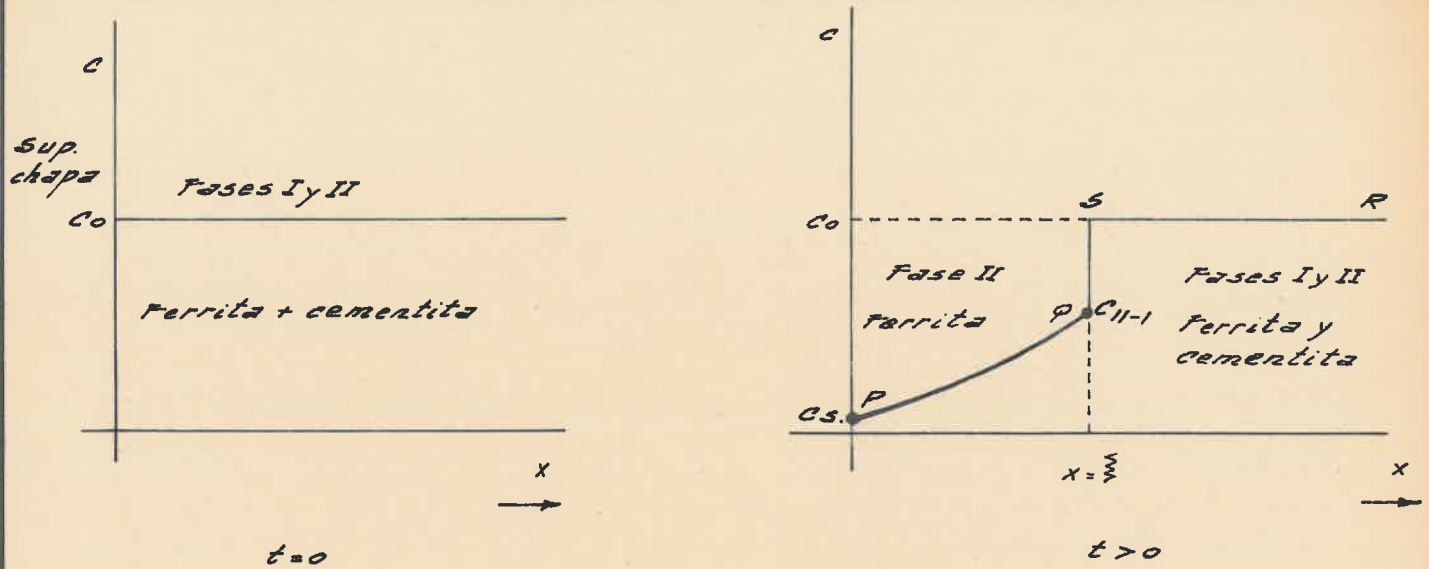


Fig. n° 14

$$\begin{aligned}
 \text{Para } t = 0 \quad \dots\dots\dots C &= C_0 \\
 t > 0 \quad \dots\dots\dots C &= C_s + B \cdot \operatorname{erf} \left(\frac{x}{2 \sqrt{Dt}} \right) \quad 0 \leq x \leq \xi \\
 t > 0 \quad \dots\dots\dots C &= C_0 \quad \xi < x \leq d
 \end{aligned}$$

Una tabulación de los valores de la función error la tenemos en la obra de Carslaw⁸⁴.

Para el cálculo del valor de la constante B, emplearemos -- el valor del carbono en la interfase cuando $x = \xi$ $C = C_{II-I} = C_e$.

$$C(x, t) = C_e = C_s + B \cdot \operatorname{erf} \left(\frac{\xi}{2 \sqrt{Dt}} \right)$$

$$B = \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf} \left(\frac{\xi}{2 \sqrt{Dt}} \right)} = \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)}$$

Por lo tanto, para cualquier punto y en cualquier instante distinto de cero, se podrá determinar el contenido de carbono en la zona PQ y SR.

$$t > 0 \quad \dots \quad C(x, t) = \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \cdot \operatorname{erf} \left(\frac{x}{2 \sqrt{D(\theta) \cdot t}} \right) \quad 0 \leq x \leq \xi$$

$$t > 0 \quad \dots \quad C(x, t) = C_0 \quad \xi \leq x \leq d$$

$$t = 0 \quad \dots \quad C(x) = C_0$$

Del modelo matemático general, se puede deducir, que el --- plano de discontinuidad varía proporcionalmente a la raíz cuadrada del tiempo según la expresión:

$$\xi = 2 \cdot \gamma \cdot \sqrt{D(\theta) \cdot t} \quad (15)$$

Siendo el contenido de carbono función del tiempo y del espesor:

$$C(x,t) = C_s + B \cdot \operatorname{erf} \cdot \left(\frac{x}{2 \sqrt{D(\theta) \cdot t}} \right) \quad (I6)$$

Y en el plano de discontinuidad para $x = \xi \dots C = C_{II-I}$ (I7)

Efectuando un pequeño balance, del carbono transferido por -
unidad de area a través del plano de discontinuidad, tendremos que:

$$\frac{(C_o - C_{II-I}) d\xi}{dt} = D(\theta) \cdot \left(\frac{\partial C}{\partial x} \right)_{x \rightarrow \xi} \quad (I8)$$

Sustituyendo en (I6) las ecuaciones (I5) y (I7), tendremos -
para el plano de la interfase que:

$$C_{II-I} = C_s + B \cdot \operatorname{erf} \cdot \left(\frac{\xi}{2 \sqrt{D(\theta) \cdot t}} \right) = C_s + B \cdot \operatorname{erf} \cdot (\gamma) \quad (I9)$$

asimismo, en el ANEXO N° 9 se puede ver que el resultado de susti-
tuir (I5) y (I6) en (I8), es:

$$C_o - C_{II-I} \cdot \gamma \cdot \sqrt{\pi} \cdot e^{\gamma^2} = B \quad (20)$$

eliminando B entre las ecuaciones (I9) y (20), tendremos:

$$\frac{C_{II-I} - C_s}{C_o - C_{II-I}} = \sqrt{\pi} \cdot \gamma \cdot e^{\gamma^2} \cdot \operatorname{erf}(\gamma) \quad (2I)$$

Siendo:

- C_o : concentración inicial de carbono.
- C_e : concentración de carbono en la interfase.
- C_s : concentración de carbono en la superficie.

Normalmente, en los trabajos realizados sobre decarburacio-
nes superficiales de productos en caliente y en los estudios de la

boratorio, donde los caudales de gas son enormes en relación a la masa del acero a decarburar, se considera el contenido de carbono en la superficie igual a cero, ya que se supone que el carbono que llega a la superficie es inmediatamente eliminado por los gases reactantes.

Es respecto a este punto, donde basándome en mi modelo físico, introduciré una modificación sobre lo que se ha venido haciendo. Modificación, que consiste en considerar el carbono en superficie distinto de cero, y de acuerdo con el modelo planteado por mí, dicho contenido de carbono, será función del % de monóxido de carbono en la superficie y de la temperatura, según la siguiente expresión:

$$\ln C_{\text{SUP}}\% = \frac{8.400}{\theta_{T(\text{ABS})}} - 12,397 + \ln (0,01 \cdot \% \text{ CO})$$

Asimismo y basándome en los trabajos de Smith⁸⁵, consideraré la cantidad de carbono en la interfase como función de la temperatura según la siguiente expresión:

$$C_e = 0,0002 \cdot \theta - 0,124$$

Supuestas las anteriores condiciones límites para los contenidos de carbono, vamos a proceder a la representación gráfica de la ecuación:

$$\frac{C_e - C_s}{C_o - C_e} = \sqrt{\pi} \cdot \gamma \cdot e^{\gamma^2} \cdot \text{erf}(\gamma)$$

Previamente a dicha resolución, será necesario formular las siguientes hipótesis:

- a) La segregación de carbono, en las muestras de las cuales se parte para la decarburación es despreciable.

- b) Existe una aguda y profunda discontinuidad en el contenido de carbono, entre la fase decarburada y las otras dos fases. Esto último ha podido ser observado en recientes estudios mediante microscopia electrónica, llegando algunos autores, a determinar los coeficientes de difusión -- del carbono en el acero, a diferentes temperaturas, mediante la observación del fenómeno anterior.

En la TABLA Nº 10, se muestran los valores de la función anterior para diferentes valores de γ , mientras que la representación gráfica puede verse en FIG. Nº 15, habiéndose determinado estos valores según los datos de Carlslaw⁸⁶.

Una vez resuelta la ecuación anterior, podemos conocer en cada instante, cual es la composición en carbono en un punto determinado. Para poder calcular la concentración media en todo el espesor, deberemos recurrir a un proceso de integración.

$$\bar{C}_I(t) = \frac{I}{d} \int_0^d C(x,t) dx = \frac{I}{d} \left(\int_0^{\xi} C(x,t) dx + \int_{\xi}^d C(x,t) dx \right)$$

En el ANEXO Nº 10, se pueden ver resueltas estas integrales cuyo resultado es:

$$\bar{C}_I(t) = C_o + \frac{2\sqrt{Dt}}{d} \left(\alpha (C_e - C_s) - \gamma C_o \right) \quad t > 0$$

Siendo $\alpha = \frac{\gamma + \text{ierfc}(\gamma) - 0,564}{\text{erf}(\gamma)}$

Una vez que tenemos planteadas las ecuaciones que nos determinan la concentración en cada punto, para un instante determinado, así como los valores de concentración del carbono medio, vamos a -- calcular cuales serán los tiempos máximos, en los que la interfase alcanza el centro de la chapa y cual será el contenido medio de carbono en ese instante.

T A B L A N^o 10

TABLA DE VALORES PARA LA RESOLUCION GRAFICA DE LA ECUACION.

$$\frac{C_e - C_s}{C_o - C_e} = \sqrt{\pi} \cdot \gamma \cdot e^{\gamma^2} \cdot \text{erf}(\gamma) = \phi(\gamma)$$

VALORES DE γ	VALORES DE $\phi(\gamma)$
0,10	0,0201
0,15	0,0456
0,20	0,0821
0,25	0,1303
0,30	0,1912
0,35	0,2659
0,37	0,3001
0,39	0,3369
0,40	0,3564
0,45	0,4644
0,50	0,5923
0,60	0,9205
0,70	1,3727

El tiempo máximo se obtendrá haciendo $\xi = d$, momento en el cual la interfase ha alcanzado el centro de la chapa.

$$\begin{aligned}\xi &= 2 \cdot \gamma \cdot \sqrt{D(\theta) \cdot t_{\max}} \dots\dots\dots \xi = d \\ d &= 2 \gamma \cdot \sqrt{D(\theta) \cdot t_{\max}} \\ t_{\max} &= \frac{d^2}{4 \cdot \gamma^2 \cdot D_c(\theta)}\end{aligned}\quad (22)$$

En ese instante el contenido medio de carbono será:

$$\bar{C}_I(t_{\max}) = C_o + \frac{\sqrt{2 \cdot D(\theta) \cdot t_{\max}}}{d} \left(\alpha \cdot (C_e - C_s) - \gamma \cdot C_o \right) \quad (23)$$

Sustituyendo en (23) el valor del tiempo máximo encontrado en la expresión (22)

$$\bar{C}_I(t_{\max}) = \frac{\alpha \cdot (C_e - C_s)}{\gamma} \quad (24)$$

En estas fórmulas, vemos que el tiempo máximo es proporcional al cuadrado del espesor y que el contenido de carbono en ese instante, es función de la temperatura, contenido inicial de carbono y % de monóxido de carbono en la atmósfera del horno, a través de las funciones γ y α .

$$\gamma = f_1(\theta, \% C_o, \% CO)$$

$$\alpha = f_2(\theta, \% C_o, \% CO)$$

Es a partir de este instante, cuando introduciré la segunda modificación sobre los estudios base del fenómeno de la difusión, ya que la solución matemática deja de ser válida para los contenidos de carbono extraordinariamente bajos de nuestras decar

buraciones, dado que toda decarburación sucesiva, no será ya la -
difusión de una fase creciente en un conjunto formado por dos fa-
ses, sino que se tratará de la difusión de un elemento, cual es el
carbono, en un medio compuesto por una sola fase. Me basaré para
ello en los trabajos efectuados por el profesor Enrietto⁸⁷, y los
estudios base de Jost⁸⁸ sobre la difusión del nitrógeno en una so-
la fase, modificándolos y aplicándolos al caso de nuestra decarbu-
ración.

Consideraré por lo tanto, que el contenido medio de carbono
al cabo de un "tiempo t", puede expresarse mediante:

$$\bar{C}_2(t) = \frac{8 \cdot \bar{C}_I(t_{\max})}{\pi^2} \cdot \sum_{m=0}^{\infty} \frac{1}{(2m+1)^2} \exp \cdot \left\{ \frac{-(2m+1)^2 \pi^2 \cdot D_c(\theta) t}{4 \cdot d^2} \right\}$$

Donde $\bar{C}_I(t_{\max})$, es el contenido medio final de carbono des-
pués de la aplicación de la primera fase del modelo matemático y
 $C_2(t)$ es el contenido final de carbono deseado después de la de-
carburación.

Procederemos con suficiente aproximación, considerando úni-
camente el primer término de la serie.

$$\bar{C}_2(t) = \frac{8 \cdot \bar{C}_I(t_{\max})}{\pi^2} \cdot \exp \cdot \left\{ - \frac{\pi^2 \cdot D_c(\theta) \cdot t}{4 d^2} \right\}$$

Por lo tanto, el tiempo necesario para alcanzar estos con-
tenidos en carbono será:

$$t = \frac{4d^2}{\pi^2 \cdot D_c(\theta)} \cdot \left(\ln \frac{8}{\pi^2} - \ln \frac{C_2(t)}{C_I(t_{\max})} \right)$$

Tendremos por lo tanto, que el tiempo total de decarbura-
ción estará compuesto por dos sumandos:

$$t_{TOTAL} = \frac{d^2}{4 \cdot \gamma^2 \cdot D_c(\theta)} + \frac{4 d^2}{\pi^2 \cdot D_c(\theta)} \cdot \left(\ln \frac{8}{\pi^2} - \ln \frac{C_2(t)}{C_I(t_{max})} \right)$$

Vamos ahora a aplicar el modelo matemático, a la determinación de los tiempos de decarburación totales, para diferentes contenidos de carbono inicial, final y espesores varios en nuestra temperatura de decarburación de 7000 C.

El esquema de calculos que emplearemos será el siguiente:

- Supondremos un valor de $\bar{C}_I(t_{max})$ y calcularemos C_s de acuerdo con la expresión:

$$\ln C_{SUP} = \frac{8.400}{\theta_{ABS}} - 12,397 + \ln (\% CO \cdot 0,01)$$

- Calcularemos el valor de C_e y $D_c(\theta)$ de acuerdo con las expresiones:

$$C_e(\theta) = 0,0002 \cdot \theta - 0,124$$

$$D_c(\theta) = 2 \cdot 10^{-2} \exp. \left\{ \frac{-20.100}{R.T} \right\}$$

- Determinaremos γ y α

$$\gamma = f \left(\frac{C_e - C_s}{C_o - C_e} \right)$$

$$\alpha = \frac{\gamma + \text{ierfc}(\gamma) - 0,564}{\text{erf}(\gamma)}$$

- Calcularemos $C_I(t_{max})$ de acuerdo con la expresión:

$$C_I(t_{max}) = \frac{\alpha \cdot (C_e - C_s)}{\gamma}$$

- Comparación del valor calculado para $C_I(t_{\max})$ con el valor supuesto al principio, si hubiera una diferencia se procedería a recalcular nuevamente.

- Calcularemos $t_{I(\max)}$ de acuerdo con la fórmula:

$$t_{I(\text{primera fase})} = \frac{d^2}{4 \cdot \gamma^2 \cdot D_c(\theta)}$$

- Calcularemos t_2 de acuerdo con la fórmula:

$$t_2 = \frac{4 d^2}{\pi^2 \cdot D_c(\theta)} \cdot \left(\ln \frac{8}{\pi^2} - \ln \frac{C_2(t)}{C_I(t)} \right)$$

- Finalmente determinaremos el tiempo total como suma de los mencionados anteriormente.

En la TABLA Nº II, podemos ver un resumen de los diversos parámetros empleados en la obtención de los tiempos de decarburación, para contenidos iniciales de carbono de 0,20%, 0,07% y 0,05% y en el ANEXO Nº II, se tienen calculados dichos tiempos de acuerdo con el modelo matemático.

Los resultados obtenidos en el presente modelo matemático, son más completos que cualquiera de los estudios o modelos base que han sido presentados hasta la fecha, ya que:

I.- Se considera para el fenómeno de la difusión, un modelo completo bidimensional-unidimensional, donde la expresión del tiempo total es función del cuadrado del espesor, a través de dos sumandos.

$$\text{Tiempo} = A \cdot d^2 + B \cdot d^2$$

T A B L A N^o II

PARAMETROS EMPLEADOS EN LA OBTENCION DE LOS TIEMPOS DE DECARBURACION.

C_{TOTAL} I-FASE	C_o	% CO	% C_{SUP}	C_e	γ	erf (γ)	ierfc (γ)	α	C_{TOTAL}
0,008	0,20	2,614	0,00060	0,016	0,201	0,2237	0,3858	0,1019	0,00793
0,008	0,07	2,614	0,00060	0,016	0,361	0,3893	0,2754	0,1859	0,00793
0,008	0,05	2,614	0,00060	0,016	0,446	0,4717	0,2269	0,2309	0,00797

II.- Como además he considerado la condición límite del carbono en la superficie de la chapa, como función del contenido de monóxido de carbono en la atmósfera del horno, tendremos que:

$$A = f_1 (\% C_o, \% CO, \theta)$$

$$B = f_2 (\% C_o, \% CO, \theta)$$

Los resultados del modelo, caso de no haberse tenido en cuenta esta última condición, varían aproximadamente, en cuanto al tiempo de decarburación se refiere, en un (-72 %).

Como consecuencia de todo ésto, se puede decir que en lo que al modelo matemático se refiere, interesa decarburar en las siguientes condiciones:

- a) En espesores lo más bajos posibles.
- b) Con el mínimo contenido inicial de carbono en el acero base.
- c) Empleando temperaturas lo más altas posibles, pero sin entrar en ningún momento en el campo austenítico.
- d) Con una remoción suficiente de gas, para que el contenido de monóxido de carbono en contacto con la chapa sea lo más bajo posible, y de esta forma el contenido de carbono superficial sea mínimo.

Finalmente podremos ver la concordancia de los datos obtenidos mediante la aplicación del modelo matemático, con los obtenidos experimentalmente por diversos investigadores.

Así Low and Gensamer⁸⁹, han determinado experimentalmente, - que el tiempo de decarburación puede expresarse mediante la siguiente ecuación:

$$t = 8,7 \cdot 10^6 \cdot \left(\frac{e}{25,4} \right)^{2,4} \text{ sg.}$$

Estando expresado el tiempo en segundos y el espesor en milímetros.

En la FIG. Nº 16, tenemos representados los datos experimentales de Low and Gensamer ($C_0=0,08\%$), así como los obtenidos en los laboratorios de la U.S. Steel, comparándolos con los obtenidos mediante la aplicación del modelo matemático, aunque en los resultados experimentales no se indica el carbono final alcanzado, se puede apreciar que los valores experimentales obtenidos, están situados dentro de la gama de valores suministrados por el modelo matemático.

Tiempo en horas

Grafico mostrando los valores del tiempo, t , y x (espesor, % Co)

cuando es la difusión el fenómeno controlante, $\Theta = 700^\circ\text{C}$

$c_{\text{final}} = 0.04\%$

Modelo matematico

O. U.S. STEEL

LOW AND GENSAMER

$c = 0.20\%$

$c = 0.02\%$

$c = 0.05\%$

Curva U.S. STEEL

Curva LOW AND GENSAMER

0.50

0.75

1

1.25

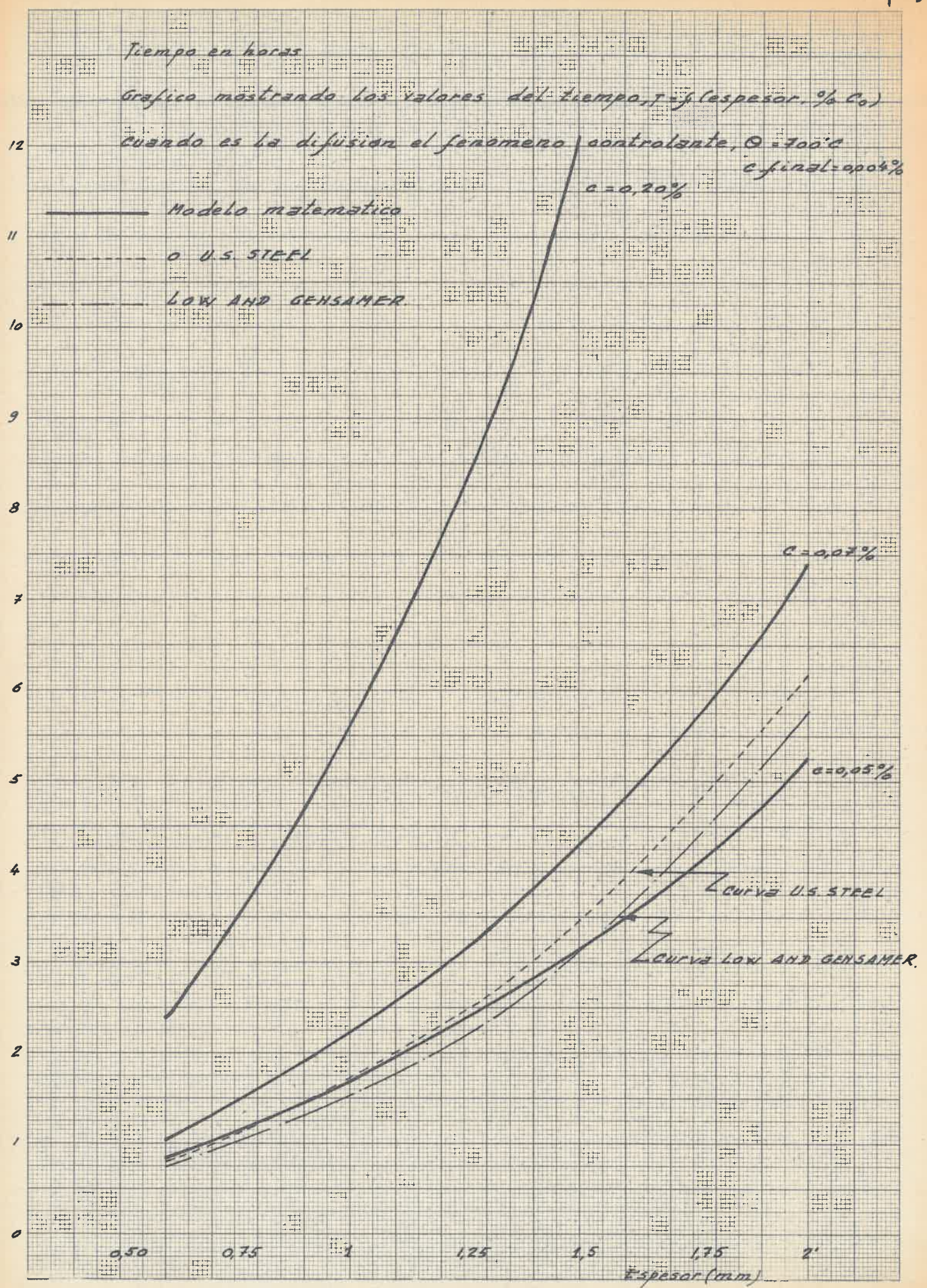
1.5

1.75

2

Espeor (mm)

Fig. no 16

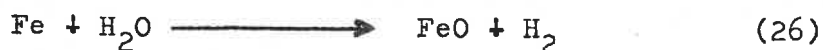
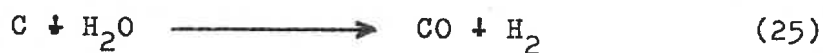


7.- ESTUDIO DE LAS CONDICIONES DE EQUILIBRIO ENTRE LA ATMOSFERA REAC-
TANTE Y EL ACERO BASE. SU APLICACION AL CONTROL DE LA DECARBURA--
CION EN CARGAS INDUSTRIALES.

Hemos visto hasta el presente momento, los factores que afectan a la cinética del proceso global de decarburación, y como consecuencia de su estudio, hemos llegado a la conclusión, de que no existe una proporcionalidad directa entre la aportación de vapor de agua a la base y los tiempos de decarburación, sino que la relación existente entre ambos, se realiza a través de la influencia de este parámetro en la cinética de la reacción superficial.

Como consecuencia de todo ello, nos veremos obligados, --- cuando se trate de una operación industrial, a realizar el con--- trol de la decarburación mediante un procedimiento indirecto, cual es el control del monóxido de carbono y del punto de rocío en la atmósfera de la base. De esta forma, mediante este control, podremos relacionar los contenidos de carbono en el interior del acero, con los contenidos de monóxido de carbono en la atmósfera de la base, a través del equilibrio en la película altamente decarbura-da, y concluir la decarburación cuando los contenidos de carbono sean los deseados, acorde a las aplicaciones que se desee dar al material.

Sabido es, que en nuestro proceso de decarburación mediante vapor de agua en atmósfera H.N.X., se producen las reacciones siguientes:



Antes de proceder a entrar en consideraciones sobre la reacción (25), habremos de estudiar previamente su reacción limitadora, que nos dará para cada temperatura y atmósfera, la cantidad -

de vapor de agua máxima que puedo introducir, sin peligro de que se me produzca la oxidación del material.

Ya he señalado que este fenómeno de oxidación puede interferir grandemente con el proceso de decarburación, ya que la formación de capas de óxido en la superficie de la chapa, retardará considerablemente las reacciones en la interfase gas-metal.⁹⁰

Consideraremos por lo tanto la ecuación (26):



determinando su constante de equilibrio:

$$K = \frac{a_{\text{OFe}} \cdot P_{\text{H}_2}}{a_{\text{Fe}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}}$$

Para ello, consideraremos que el hierro y el óxido de hierro se encuentran en estado puro, por lo que sus actividades serán la unidad.

Tendremos por lo tanto que:

$$K = \frac{P_{\text{H}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{\% \text{H}_2}{\% \text{H}_2\text{O}}$$

De esta forma conoceremos para cada tipo de atmósfera, --- (variable según el % de hidrógeno), cual es la cantidad máxima de vapor de agua, que puedo introducir sin que se me produzca la oxidación del material. En la práctica, el % de vapor de agua que yo tengo en la base, lo determinaré mediante la medición del punto - de rocío en el interior de la misma.

De todo lo anterior, se deduce que nos vemos en todo momento condicionados en la inyección de vapor de agua por el fenómeno

de la oxidación. De donde se puede sacar inmediatamente como primera conclusión, que conforme más elevadas sean las cantidades de hidrógeno en la atmósfera de la base, como pueden ser las provenientes de la craquización de amoniaco, mayor será el ratio de de carburación, ya que la mayor presión de vapor de agua en el "bulk" incidirá favorablemente sobre la cinética de la reacción superficial.

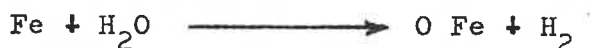
Se trata por lo tanto de:

a) Acelerar la reacción (25) para obtener la máxima velocidad de decarburación, mediante:

- Máximo barrido de los gases de la atmósfera de la base.
- Máxima presión de vapor de agua en el bulk.

b) Evitar la reacción (26) para no oxidar el material.

Sobre los valores de la constante de equilibrio en la reacción:



se han dado valores diversos, dependiendo de los diferentes investigadores. En la TABLA Nº 12 se pueden ver los valores debidos a Arnold⁹¹, Austin y Day⁹², Kalin y Puchy⁹³, y los valores suministrados por Italsider⁹⁴, así como los valores extraídos de los trabajos del profesor Yong-Wu-Kim⁹⁵, suponiendo que en los experimentos realizados por el citado investigador se alcance el equilibrio, para acabar colocando finalmente los valores calculados por el autor, según los datos de Smithells⁹⁶. Dichos cálculos pueden verse en el ANEXO Nº 12.

Una primera observación de los datos aquí expuestos, nos indica que los valores que permiten el uso de puntos de rocío más altos son los obtenidos por el autor, según datos de Smithells, -

T A B L A N O 12

CONSTANTE DE EQUILIBRIO PARA LA REACCION



Tº C	Tº F	ARNOLD AUSTIN Y DAY	ITALSIDER	KALIN PUCHY	YONG-WU-KIM	DEL AUTOR S/SMITHELLS
400	752	9,12	9,10	-	5,288	4,20
450	842	6,38	6,45	-	4,377	3,52
482,2	900	--	--	5,24	3,928	--
496,1	925	--	--	4,80	3,758	--
500	932	4,68	4,70	-	3,713	3,02
510	950	--	--	4,40	3,602	--
523,8	975	--	--	4,04	3,459	--
537,7	1000	--	--	3,76	3,324	--
550	1022	3,53	3,60	-	3,214	2,64
551,6	1025	--	--	3,52	3,199	--
565,5	1050	--	--	3,36	3,083	--
579,4	1075	--	--	3,20	2,975	--
593,3	1100	--	--	3,06	2,874	--
600	1112	2,99	3,00	-	2,827	2,35
607,2	1125	--	--	2,95	2,779	--
621,1	1150	--	--	2,84	2,690	--
635	1175	--	--	2,75	2,607	--
648,8	1200	--	--	2,65	2,529	--
650	1202	2,65	2,60	-	2,523	2,11
662,7	1225	--	--	2,56	2,455	--
676,6	1250	--	--	2,48	2,385	--
690,5	1275	--	--	2,42	2,320	--

T A B L A N^o 12

CONSTANTE DE EQUILIBRIO PARA LA REACCION



T ^o C	T ^o F	ARNOLD AUSTIN Y DAY	ITALSIDER	KALIN PUCHY	YONG-WU-KIM	DEL AUTOR S/SMITHELLS
700	1292	2,38	2,35	-	2,277	1,92
704,4	1300	--	--	2,35	2,257	--
718,3	1325	--	--	2,28	2,199	--
732,2	1350	--	--	2,22	2,133	--
746,1	1375	--	--	2,17	2,090	--
750	1382	2,17	--	-	2,076	1,78
760	1400	--	--	2,12	2,040	--
800	1472	2,00	--	-	1,909	1,67
850	1562	1,84	--	-	1,796	1,58
900	1652	1,72	--	-	1,649	1,51
950	1742	1,61	--	-	1,547	1,44
1000	1832	1,51	--	-	1,458	1,38
1050	1922	1,44	--	-	1,381	1,33
1100	2012	1,37	--	-	1,313	1,28
1150	2102	1,31	--	-	1,252	1,24
1200	2192	1,26	--	-	1,198	1,20
1250	2282	1,22	--	-	1,150	1,17
1300	2372	1,18	--	-	1,107	1,14

siendo los de Arnold, Austin y Day ..., los que permiten una menor introducción de vapor de agua, situándose los del profesor - Yong-Wu-Kim en una posición intermedia entre los anteriormente mencionados.

De acuerdo con estos mismo valores, haremos posteriormente algunas consideraciones sobre el equilibrio químico y posibles modificaciones en los ciclos, tendentes a la optimización de los mismos.

En la FIG. Nº 17 de este mismo trabajo, podemos ver una representación gráfica de los valores de la TABLA Nº 12, en la que representamos los valores de $\% \text{H}_2 / \% \text{H}_2\text{O}$ en función de la temperatura.

Una vez determinados a cada temperatura los valores de la constante de equilibrio, es decir las relaciones $\% \text{H}_2 / \% \text{H}_2\text{O}$ máximas admisibles a esa temperatura, vamos a proceder a calcular el punto de rocío, el cual es función de dicha temperatura y de la composición de la atmósfera.

$$\text{P.R} = f(\text{Temp.}, \% \text{H}_2\text{O}) = f'(\text{Temp.}, \text{comp. del gas})$$

De esta forma, a una $T = C^{\text{te}}$, podremos regular la composición de la atmósfera a través del punto de rocío.

En la práctica, colocando un punto de rocío consigna y mediante un dosificador de vapor de agua, que nos regule la inyección del mismo dentro de la base, de forma que se mantenga un punto de rocío constante a lo largo del tiempo, podremos tener la seguridad de que no se nos produzcan oxidaciones del material.

En el ANEXO Nº 13, se puede ver la marcha seguida, para la obtención de los puntos de rocío a diferentes temperaturas y composiciones gaseosas. Y como consecuencia de ello en la FIG. Nº 18, se puede ver un gráfico donde representamos los puntos de rocío en función de la temperatura para diversas atmósferas de recocido.

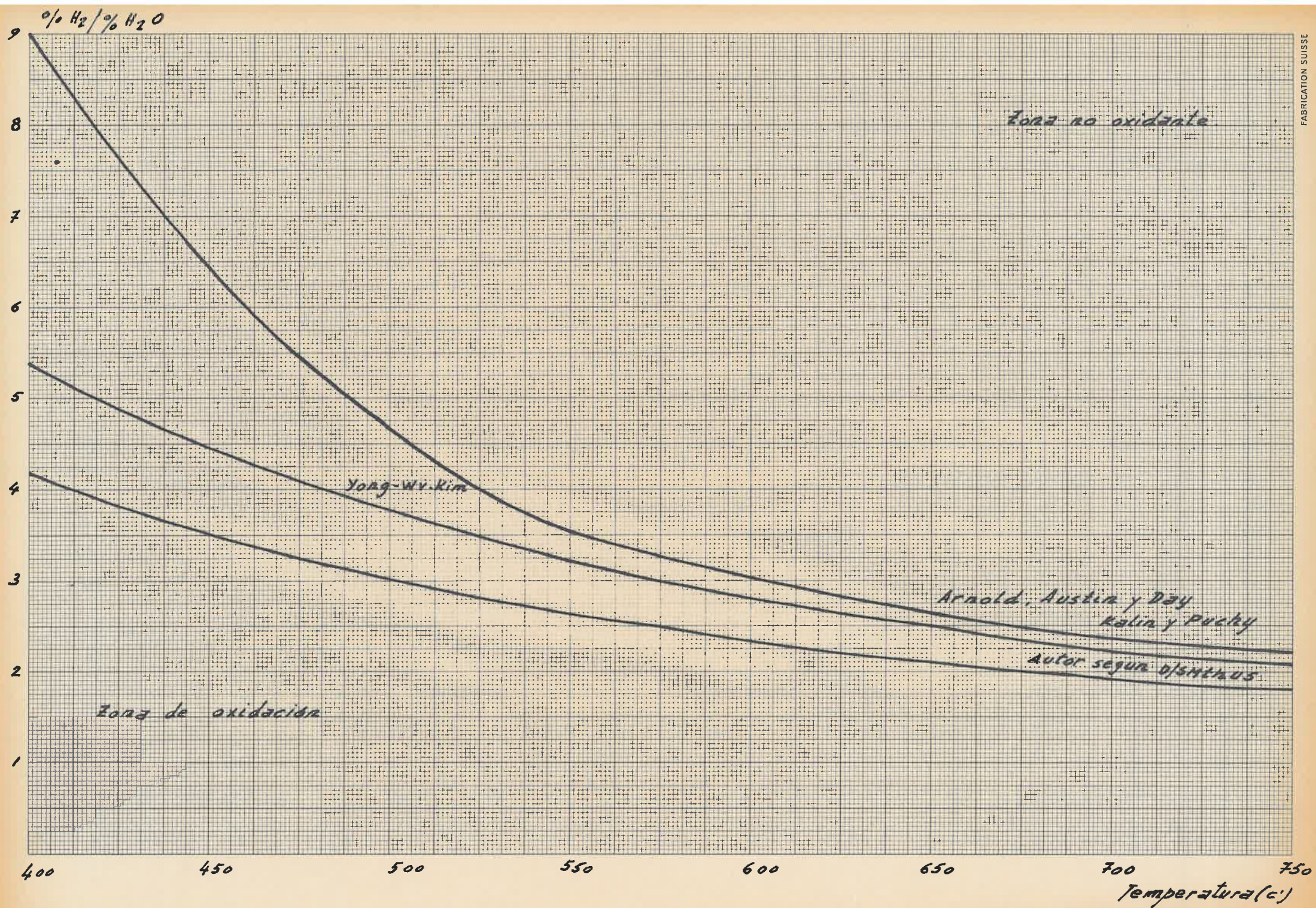


Fig. nº 17

Punto de rocío

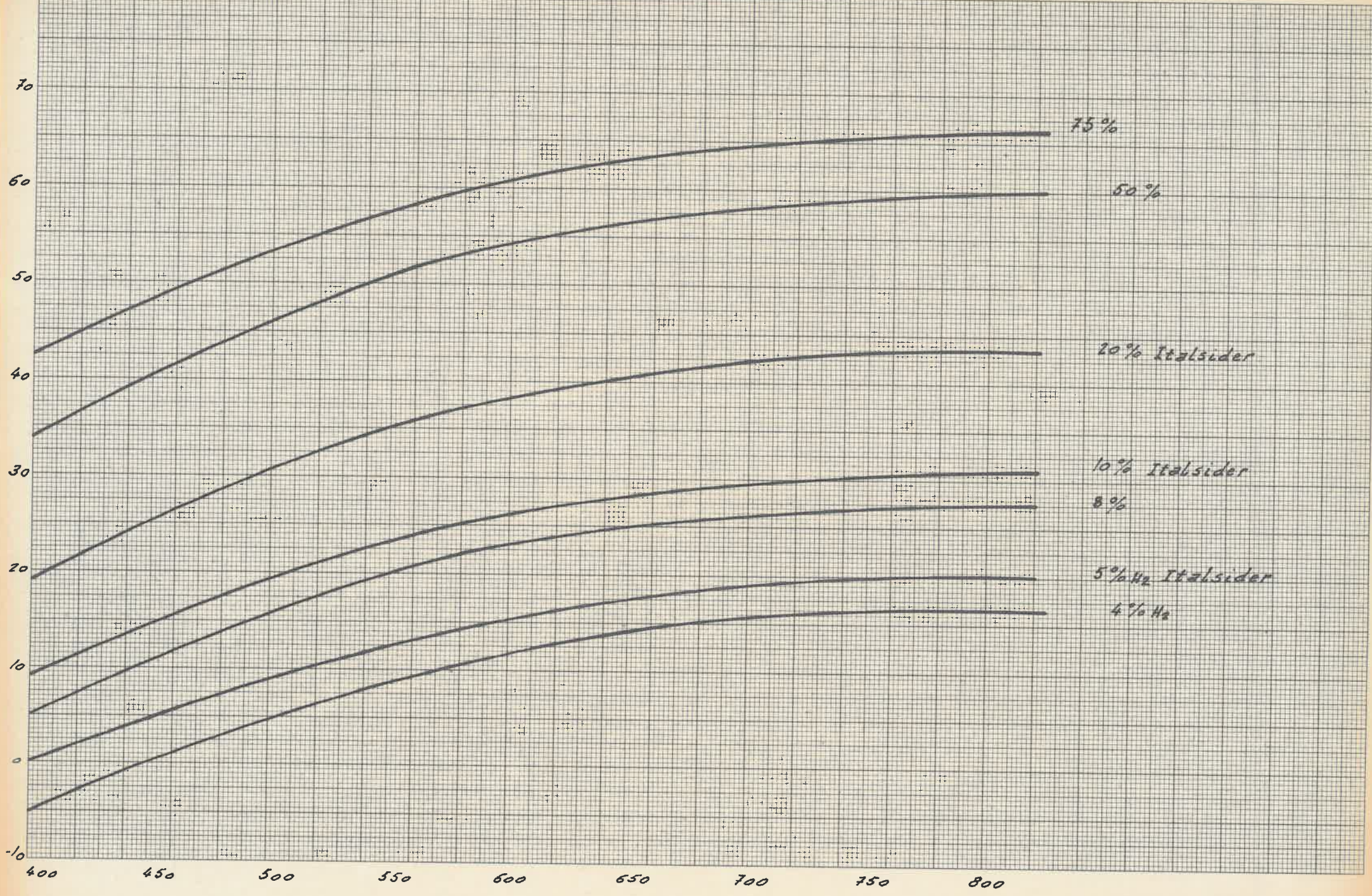


Fig. n° 18

Temperatura (°C)

En la misma figura, puede verse la influencia del % de hidrógeno en la mayor o menor velocidad de decarburación, pudiendo apreciarse, que para una misma constante de equilibrio (en definitiva una determinada temperatura de decarburación), el punto de rocío puede ser más alto, conforme más aumentamos el contenido en hidrógeno en la atmósfera del horno. Cuando rebasemos dicho punto de rocío máximo ó crítico se nos producirá la oxidación del acero. Ahí reside el fundamento de los ciclos de azulado de los cuales - hablaremos posteriormente.

7.1.- APLICACION DEL MODELO FISICO AL ESTUDIO DE LOS ESTADOS DE EQUILIBRIO EN LA DECARBURACION.

De conformidad con lo expuesto anteriormente, vamos a emplear el modelo físico propuesto por el autor, para la obtención de las relaciones existentes en el equilibrio, entre la atmósfera decarburante y los contenidos en carbono de la película altamente decarburada. Posteriormente y mediante una correlación experimental, hallaremos la misma relación entre la atmósfera de la base y el contenido de carbono en el metal.

Sabemos en virtud de lo anterior, que simultaneamente al proceso de difusión, tiene lugar en la película altamente decarburada, la transferencia del carbono desde la fase sólida a la fase gaseosa, lo cual comporta los procesos siguientes:

a) Reacción del carbono con el vapor de agua, según el esquema de reacciones anteriormente propuesto, y que puede resumirse en la siguiente expresión:



Cuya constante de equilibrio es:

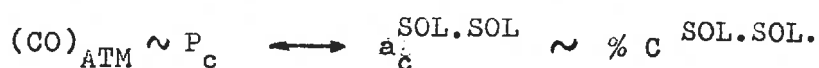
$$K = \frac{P_{CO} \cdot P_{H_2}}{a_c \cdot P_{H_2O}}$$

En el ANEXO Nº I4, se pueden ver los diferentes valores de la constante de equilibrio, calculados por el autor, según los datos de Smithells⁹⁶, y los calculados por el profesor Hudson⁹⁷. También dentro del cuadro comparativo, colocaré los resultados obtenidos por Kubachewski⁹⁸ mediante la fórmula:

$$\text{Log } K = - \frac{7.050}{T} + 7,45$$

b) Por otra parte, al alcanzarse el equilibrio entre la película altamente decarburada y la atmósfera reactante, tendremos que el potencial de carbono en el gas, se encontrará en equilibrio con la actividad del carbono en la zona altamente decarburada.

Este equilibrio puede expresarse de la forma siguiente:



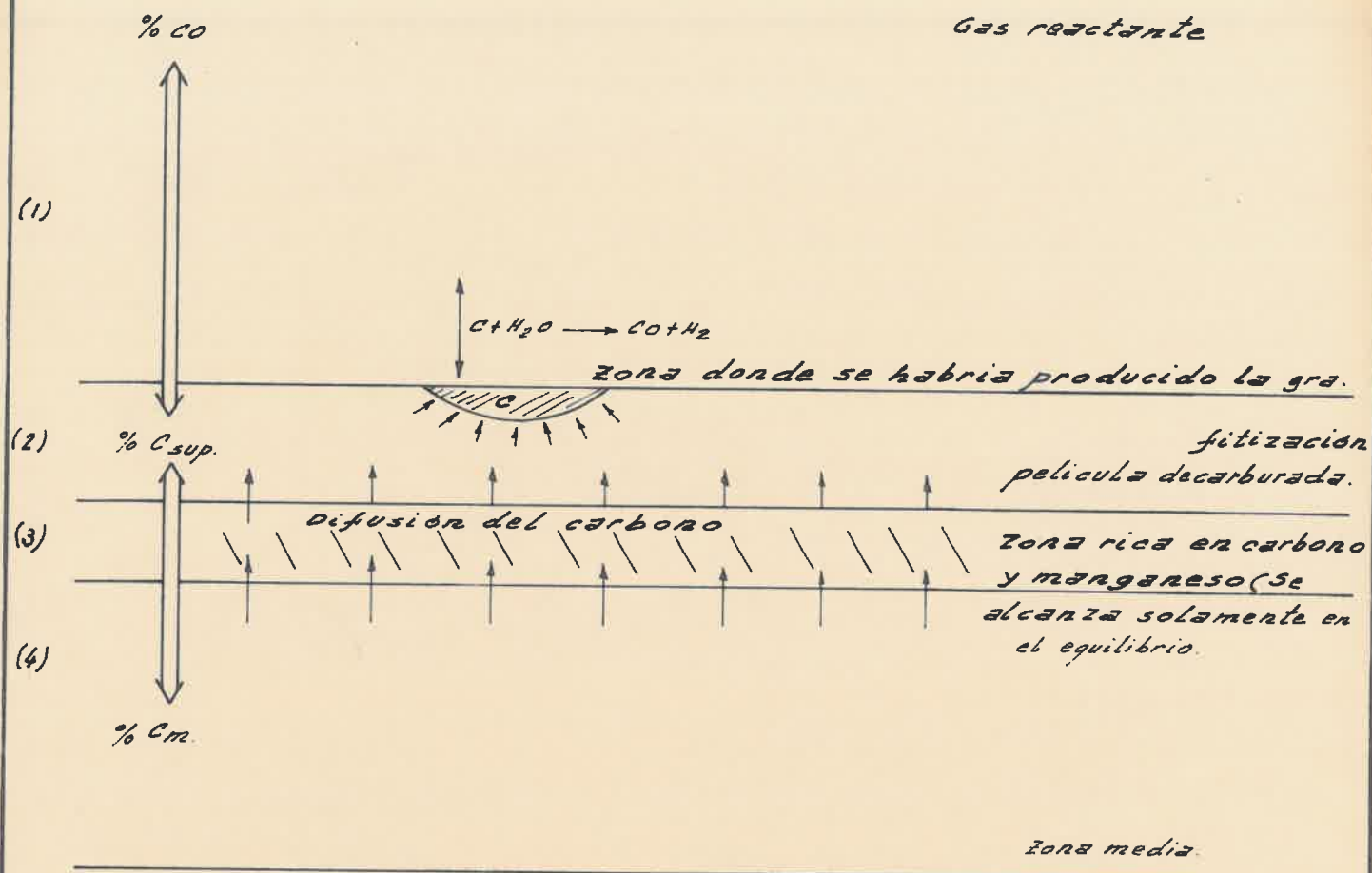
Siendo la representación gráfica de ambos fenómenos la que puede verse en la FIG. Nº I9.

Si además tenemos en consideración los trabajos de Richardson⁹⁹, que ha determinado la constante para



Siendo:

$$K = \frac{a_c^{SOL.SOL.}}{a_c^{GRAF.}} \quad (\text{ver TABLA Nº I3})$$



- Entre (1) y (2) la correlacion es teorica.

- Entre (2) y (4) la correlacion es experimental.

Fig. n° 19

T A B L A N^o 13

CONSTANTE DE EQUILIBRIO PARA LA REACCION



$$\Delta G_T^{\circ} = 20.000 - 12,25 T$$

T E M P E R A T U R A		C O N S T A N T E
C ^o	K ^o	K _I
650 ^o	923 ^o	0,00874
680 ^o	953 ^o	0,01230
690 ^o	963 ^o	0,01375
700 ^o	973 ^o	0,01531
705 ^o	978 ^o	0,01614
710 ^o	983 ^o	0,01700
715 ^o	988 ^o	0,01791
720 ^o	993 ^o	0,01886
730 ^o	1003 ^o	0,02086

y la consiguiente aplicación de la ley de Henry efectuada por -- Blanchard y Brun¹⁰⁰, dado el bajo nivel de concentración de carbono en la película altamente decarburada que estamos considerando, tendremos:

$$K = \frac{\% C^{\text{SOL.SOL.}}}{a_c^{\text{GRAF.}}}$$

Una vez hechas estas consideraciones voy a determinar la relación que existe en el equilibrio, entre el % de CO en la atmósfera decarburante y la composición en carbono de la película que está en contacto con el gas.

Para lo cual tendremos:

$$K_I = \frac{\% C_{\text{SUP.}}^{\text{SOL.SOL.}}}{a_c^{\text{GRAF.}}} \quad \% C_{\text{SUP.}}^{\text{SOL.SOL.}} = K_I \cdot a_c^{\text{GRAF.}} \quad (27)$$

$$K_2 = \frac{\% \text{CO} \cdot \% \text{H}_2}{100 \cdot a_c^{\text{GRAF.}} \cdot \% \text{H}_2\text{O}} \quad (28)$$

De la ecuación (28), obtendremos el valor de la actividad del carbono

$$a_c^{\text{GRAF.}} = \frac{\% \text{CO} \cdot \% \text{H}_2}{100 \cdot K_2 \cdot \% \text{H}_2\text{O}}$$

Sustituyendo en la ecuación (27) tendremos la relación -- buscada:

$$\% C_{\text{SUP.}} = \frac{K_I}{100 \cdot K_2} \cdot \frac{\% \text{H}_2}{\% \text{H}_2\text{O}} \cdot (\% \text{CO}) \quad (29)$$

En el ANEXO N^o 15, tenemos determinadas K_I , K_2 y $\frac{\% H_2}{\% H_2O}$ como función de la temperatura, ya que se han fijado previamente como condición de compatibilidad límite, al objeto de evitar la oxidación del material.

Quedando finalmente la expresión (29), en función de la temperatura, de la siguiente forma:

$$\ln C_{SUP} \% = \frac{8.400}{T} - 12,397 + \ln (\% CO \cdot 0,01)$$

Aplicando los valores obtenidos a la temperatura de 700^o C:

$$\frac{\% H_2}{\% H_2O} (700^o C) = 2,38$$

$$K_I^{700^o C} = 0,0153$$

$$K_2^{700^o C} = 1,5809$$

Tendremos:

$$\% C_{SUP} = 2,30335 \cdot 10^{-4} (\% CO)$$

En base a esta fórmula se pueden ver calculados en la TABLA N^o 14, los contenidos en carbono de la película superficial, en equilibrio con el monóxido de carbono del gas reactante. Estos valores han sido calculados con base a veintisiete cargas industriales, las cuales fueron tratadas como órdenes experimentales, y sobre las que se tuvo un especial cuidado en la vigilancia de la marcha de los analizadores.

Para llegar a encontrar la expresión, que relacione los contenidos en carbono medio con los contenidos en % de monóxido

T A B L A N^o 14
 =====

CORRELACIONES ENTRE EL CARBONO SUPERFICIAL, CARBONO MEDIO Y ATMOSFERA REACTANTE.

ENSAYO	% CO	% C _{SUPERFICIAL}	% C _{MEDIO}	VALOR
3	0,90	0,20730 . 10 ⁻³	3,71.10 ⁻³	△
4	1,00	0,23033 . 10 ⁻³	3,90.10 ⁻³	△
7	0,80	0,18426 . 10 ⁻³	3,80.10 ⁻³	△
10	0,40	0,09213 . 10 ⁻³	3,50.10 ⁻³	□
11	0,90	0,20730 . 10 ⁻³	3,82.10 ⁻³	△
12	0,85	0,19578 . 10 ⁻³	3,26.10 ⁻³	△
13	0,82	0,18887 . 10 ⁻³	3,61.10 ⁻³	△
14	0,82	0,18887 . 10 ⁻³	3,44.10 ⁻³	△
16	0,80	0,18426 . 10 ⁻³	3,80.10 ⁻³	△
18	0,50	0,11516 . 10 ⁻³	2,40.10 ⁻³	△
19	0,50	0,11516 . 10 ⁻³	2,78.10 ⁻³	△
20	0,50	0,11516 . 10 ⁻³	4,00.10 ⁻³	□
23	0,50	0,11516 . 10 ⁻³	3,10.10 ⁻³	△
27	0,50	0,11516 . 10 ⁻³	2,40.10 ⁻³	△
28	0,75	0,17275 . 10 ⁻³	3,43.10 ⁻³	△
29	0,70	0,16123 . 10 ⁻³	4,30.10 ⁻³	□
30	0,60	0,13820 . 10 ⁻³	3,90.10 ⁻³	□
31	0,80	0,18426 . 10 ⁻³	3,80.10 ⁻³	△
32	0,75	0,17275 . 10 ⁻³	3,00.10 ⁻³	△

T A B L A N O 14

CORRELACIONES ENTRE EL CARBONO SUPERFICIAL, CARBONO MEDIO Y ATMOSFERA REACTANTE.

ENSAYO	% CO	% C _{SUPERFICIAL}	% C _{MEDIO}	VALOR
33	0,70	0,16123 . 10 ⁻³	2,80.10 ⁻³	△
34	0,50	0,11516 . 10 ⁻³	2,50.10 ⁻³	△
38	0,50	0,11516 . 10 ⁻³	2,80.10 ⁻³	△
40	0,50	0,11516 . 10 ⁻³	3,10.10 ⁻³	△
42	0,75	0,17275 . 10 ⁻³	3,10.10 ⁻³	○
49	0,50	0,11516 . 10 ⁻³	2,70.10 ⁻³	○
56	0,60	0,13820 . 10 ⁻³	3,10.10 ⁻³	○
62	0,70	0,16123 . 10 ⁻³	3,00.10 ⁻³	○

Los ensayos 42-49-56-62, fueron realizados con un caudal de 55/60 m³/hora y un 10% de hidrógeno.

de carbono en el gas reactante, será necesario correlacionar previamente, los valores del carbono medio con los valores del carbono en superficie. En la misma TABLA Nº 14, he colocado los valores obtenidos en nuestro laboratorio para los contenidos de carbono medio, determinados mediante analizador automático de carbono, en base a doce mediciones de carbono sobre cada bobina, en orden a encontrar los valores medios.

En la FIG, Nº 20 he representado gráficamente los valores de la tabla, determinando, sobre 23 de los 27 valores, la ecuación de la recta mediante el procedimiento de los mínimos cuadrados. (ver ANEXO Nº 16)

Tenemos por lo tanto, que la relación que liga el contenido de carbono medio en el acero base, con el contenido de carbono superficial en la película decarburada, podrá expresarse de la siguiente forma:

$$\% C_{\text{MEDIO}} = 10,871658 \cdot \% C_{\text{SUP}} + 1,453718 \cdot 10^{-3}$$

En la obtención de esta recta, hemos eliminado los valores correspondientes a los ensayos Nºs 10-20-29-30, debido a que los valores obtenidos y que se han representado en la FIG. Nº 20, puntos A,B,C,D, se apartan considerablemente de la condición de equilibrio, siendo el carbono medio obtenido en ellas, muy superior al que debería haberse obtenido según condiciones de equilibrio.- Ello nos lleva a pensar en las posibles causas como son:

- Fallo en los analizadores de monóxido de carbono, o bien en los análisis de carbono realizados en la chapa. Estas hipótesis son altamente improbables.
- No se alcanzó el equilibrio, ya que de haberse alcanzado el equilibrio, el contenido de carbono medio hubiera sido más bajo.

En mi opinión ha sido la falta de equilibrio, lo que ha mo

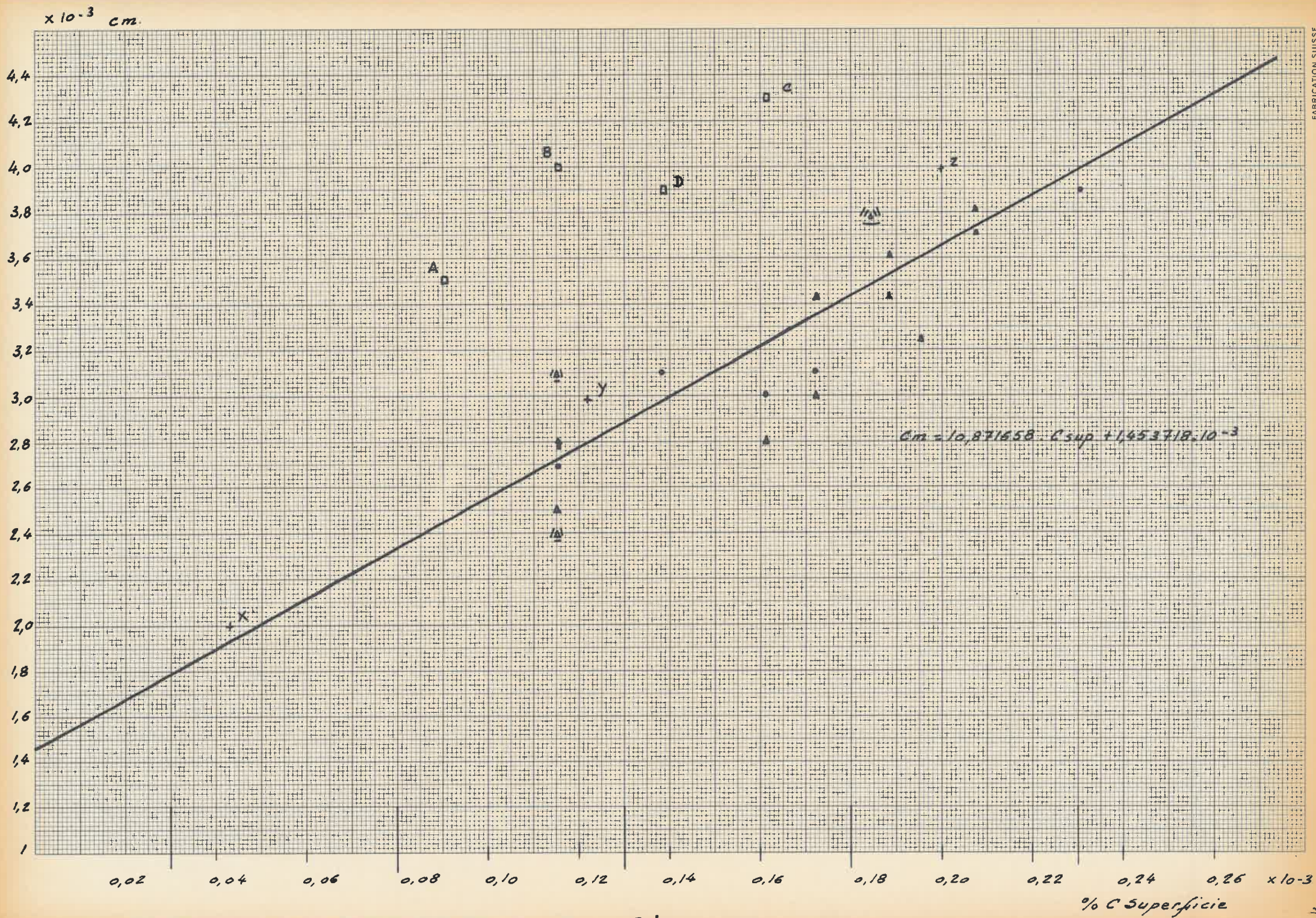


Fig. n° 20

tivado en la realidad la dispersión de esos valores respecto a la recta de equilibrio.

Como consecuencia de la ecuación de la recta expuesta anteriormente, y dado que suponemos condiciones de equilibrio, es muy importante considerar lo que vamos a denominar carbono residual o carbono límite, es decir la cantidad de carbono existente en el acero base, y que supondremos en forma de carburos no disociables. Esta cantidad que para nuestro caso es $1,45 \cdot 10^{-3} \%$, corresponde a la cantidad de carbono en el acero base, en equilibrio con un carbono cero en la superficie de la chapa. Esto nos lleva a la conclusión, que es inútil y antieconómico prolongar los tiempos de decarburación, cuando se han alcanzado niveles de carbono tan bajos, ya que no se obtendrá ninguna decarburación por debajo de los niveles de carbono límite.

Vamos a proceder a continuación a calcular la relación existente entre el % de monóxido de carbono y el contenido de carbono medio del acero base.

Para ello emplearemos el par de relaciones:

- Relación entre el carbono de la película superficial de carburada y el % de monóxido de carbono en los gases de salida, obtenida mediante consideraciones de equilibrio.

$$\% C_{SUP} = 2,30335 \cdot 10^{-4} \cdot (\% CO) \quad (30)$$

- Relación entre el contenido de carbono de la capa superficial altamente decarburada y el contenido medio de carbono del acero base, éste último obtenido mediante correlaciones experimentales

$$\% C_{MEDIO} = 10,871658 \cdot \% C_{SUP} + 1,453718 \cdot 10^{-3} \quad (31)$$

De ambas ecuaciones (30) y (31) obtenemos que:

$$\% C_{\text{MEDIO}} = 2,504123 \cdot 10^{-3} \cdot \% CO + 1,453718 \cdot 10^{-3}$$

O bien:

$$\% CO = 0,3993414 \cdot 10^3 \cdot \% C_{\text{MEDIO}} - 0,580529$$

Veamos cuales son por lo tanto los valores en el equilibrio, a 7000 C.

% CO	% C _{MEDIO FINAL}
0,218	0,002
0,617	0,003
1,016	0,004
1,416	0,005

En la FIG. Nº 21, he dibujado la recta teórica de equilibrio, entre el % de monóxido de carbono y el % de C_{MEDIO FINAL}, también he representado los valores reales obtenidos en la TABLA Nº 14, donde se puede apreciar que la correlación hallada es buena.

Como ya he señalado al principio de este apartado, esta recta de equilibrio es de suma importancia, especialmente en los procesos de decarburación industriales, ya que nos permite la determinación del final de la decarburación en función del contenido de monóxido de carbono en el gas de salida, según el % de carbono medio que deseemos en la chapa, en función de las diversas aplicaciones de la misma.

Esta correlación además de permitir una gran versatilidad en el empleo de la batería open-coil para distintas aplicaciones

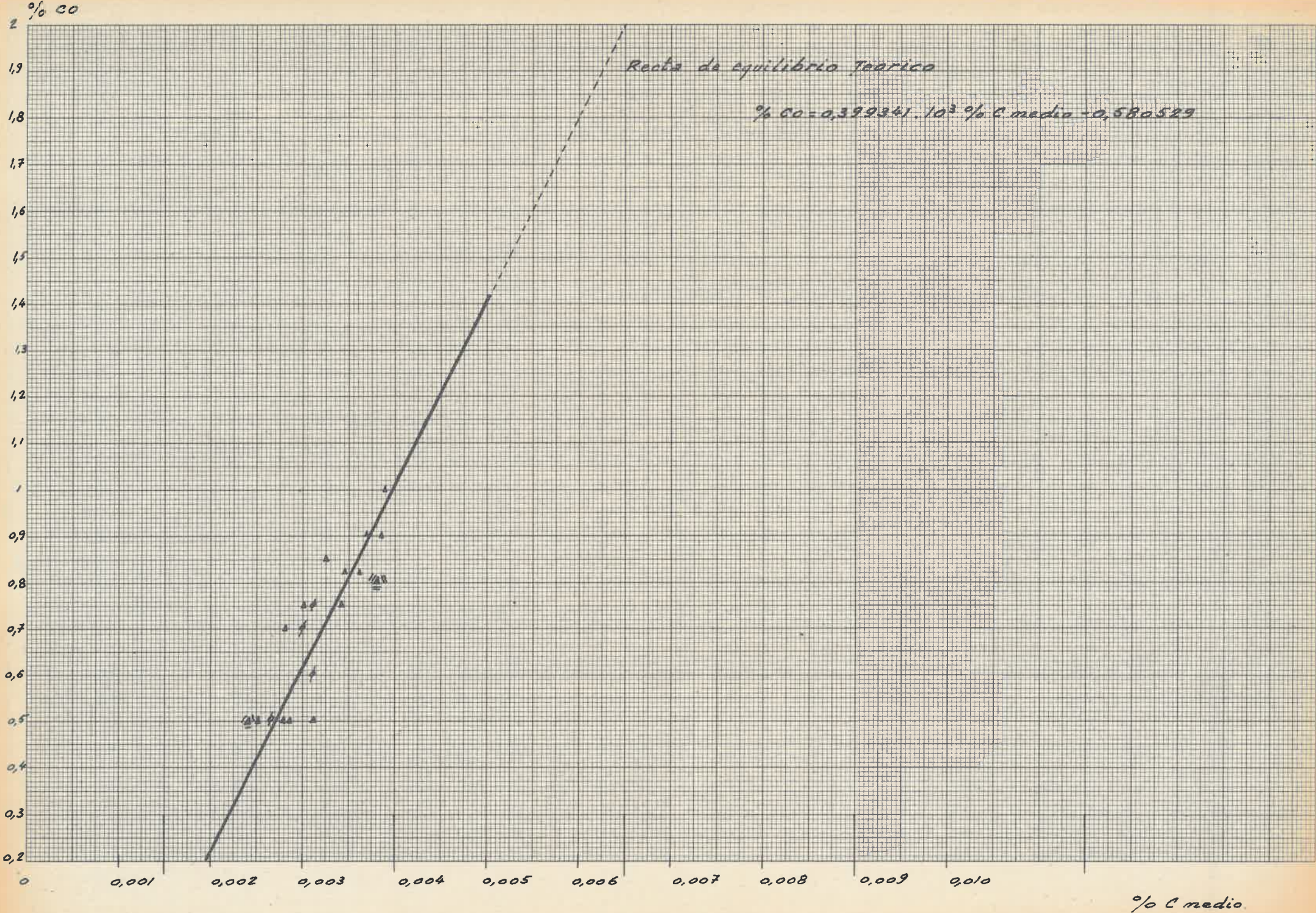


Fig. nº 21

aplicaciones, nos será de gran utilidad de cara a la optimización de los ciclos, especialmente en el diseño de una batería open-coil en continuo.

Finalmente en el ANEXO Nº 17, se puede ver un estudio de las condiciones de equilibrio para la reacción:



Mediante dicho estudio, es posible ver la relación entre el monóxido y el dióxido de carbono en la atmósfera, así como las composiciones finales de equilibrio en la atmósfera del horno para la temperatura que estamos considerando.

En la TABLA Nº 15, he colocado las composiciones de la atmósfera, en equilibrio con diferentes contenidos de carbono para la temperatura de equilibrio.

7.2.- COMPARACION DE NUESTROS DATOS EN EL EQUILIBRIO CON LOS OBTENIDOS POR OTRAS INSTALACIONES.

Veamos ahora la aplicabilidad de nuestro modelo al estudio de una serie de cargas industriales efectuadas por el grupo Usinor en la factoría de Montataire, así como la contrastación de los resultados del estudio efectuado por el autor, con los obtenidos por el profesor Yong-Wu-Kim.

Para la comparación con las cargas industriales efectuadas en Montataire^{IOI}, disponemos de los datos suministrados en la TABLA Nº 16, sobre los cuales aplicaremos los esquemas de cálculo del modelo planteado por el autor, determinando según el contenido de monóxido de carbono, la cantidad de carbono en su-

T A B L A N^o 15
=====

COMPOSICIONES DE EQUILIBRIO DE LA ATMOSFERA DECARBURANTE SEGUN
DIFERENTES CONTENIDOS EN CARBONO.

% C _{FINAL MEDIO}	% CO	% CO ₂	$\frac{\% H_2}{\% H_2O}$
0,002	0,218	0,146	2,38
0,003	0,617	0,414	"
0,004	1,016	0,682	"
0,005	1,416	0,951	"
0,006	1,815	1,219	"
0,007	2,214	1,487	"
0,008	2,614	1,756	"
0,009	3,013	2,024	"
0,010	3,412	2,292	"

Los contenidos de H₂ y H₂O pueden ser diversos pero la relación ha de permanecer constante.

T A B L A N o 16

DATOS DE EQUILIBRIO SUMINISTRADOS POR LA FACTORIA DE MONTATAIRE.

Nº PILA	TEMP.	% CO	% CO ₂	% H ₂	% H ₂ O	$\frac{\% H_2}{\% H_2O}$	% C _{MEDIO}
6.025	715º	0,277	0,063	26,82	4,177	6,42	$1,41 \cdot 10^{-3}$
5.793	715º	1,36	0,314	26,04	4,16	6,259	$2,34 \cdot 10^{-3}$
5.673	720º	0,247	0,053	26,95	4,047	6,65	$1,56 \cdot 10^{-3}$

perficie que se encuentra en equilibrio con dicha atmósfera reactante.

Sabemos que la relación que liga la cantidad de monóxido - de carbono en la atmósfera reactante y el contenido de carbono en la superficie de la chapa, se puede expresar mediante la siguiente fórmula:

$$\% C_{SUP.} = \frac{K_I}{100 \cdot K_2} \cdot \frac{\% H_2}{\% H_2O} \cdot (\% CO)$$

Siendo:

$$K_I = \frac{\% C^{SUP.}}{\frac{GRAF.}{a_c}}$$

$$K_2 = \frac{\% CO}{100 \cdot \frac{GRAF}{a_c}} \cdot \frac{\% H_2}{\% H_2O}$$

En la TABLA Nº 17, se puede ver el resultado de aplicar la fórmula anterior a las tres cargas industriales de Montataire.

Si ahora representamos sobre la FIG. Nº 20, las parejas de valores del carbono superficial y carbono medio, obtendré como da tos orientativos, (ya que ni las temperaturas ni las composiciones de la atmósfera en equilibrio son las mismas) los puntos P y Q, que se encuentran considerablemente alejados de la recta de equilibrio a 7000 C. Esto parecería indicar que las condiciones de equilibrio entre la capa superficial decarburada y el metal base son distintas en ambos casos, ya que en el caso de las cargas de Montataire, existe una menor diferencia entre el contenido medio de carbono en el acero base y el contenido de carbono en la película decarburada. Así mismo, los contenidos de carbono medio en -

T A B L A N^o 17

APLICACION DE NUESTRO MODELO FISICO A LAS CARGAS DE MONTATAIRE.

N ^o PILA	T ^a	K _I	K ₂	$\frac{\% \text{ H}_2}{\% \text{ H}_2\text{O}}$	% CO	% C _{SUPERFICIAL}	% C _{MEDIO} S/MONTATAIRE
6.025	715 ^o	0,01791	2,0401	6,42	0,277	0,1561 . 10 ⁻³	1,41 . 10 ⁻³
5.793	715 ^o	0,01791	2,0401	6,259	1,36	0,7472 . 10 ⁻³	2,34 . 10 ⁻³
5.673	720 ^o	0,01886	2,2173	6,65	0,247	0,1397 . 10 ⁻³	1,56 . 10 ⁻³

equilibrio con la atmósfera reactante son inferiores a los valores encontrados por mí. Como explicación a esta disparidad de resultados, cabe señalar, que la ecuación que liga el % C^{SUPERFICIAL} con el monóxido de carbono de la atmósfera es diferente en el caso de Montataire, dado que la relación % H₂/ % H₂O es distinta a la empleada por nosotros. Deduciéndose inmediatamente, que en estas pruebas en la factoría de Montataire, se ha empleado una atmósfera bastante más rica en hidrógeno, que lo estrictamente necesario para evitar la oxidación del material, siendo el contenido medio en hidrógeno 2,77 veces superior al necesario. Por lo tanto, los contenidos en hidrógeno que se han empleado en estas pruebas deberían permitirles introducir más vapor de agua, acelerando el proceso de decarburación sin producir la oxidación del material.

De idéntica forma, vamos a comparar nuestros resultados, con los obtenidos en los trabajos de investigación llevados a cabo en los laboratorios de la Innland Steel por los profesores -- Yong-Wu-Kim y H.P. Leckie, los cuales han realizado un estudio -- muy interesante sobre el equilibrio en el procedimiento open- -- coil, mediante el empleo de un electrodo para medir el potencial de oxígeno y un voltímetro de alta impedancia, para la medición de fuerzas electromotrices. Una descripción completa de estos ensayos puede verse en los trabajos publicados por estos autores¹⁰².

Estos investigadores han determinado las expresiones siguientes:

$$\ln \frac{P_{CO}}{P_{CO_2}} = \frac{23.210,9 \cdot Y - 2.479,6}{T} + 2,874$$

$$\ln \frac{P_{H_2}}{P_{H_2O}} = \frac{23.210,9 \cdot Y + 1.839,0}{T} - 1,067$$

Aplicando estas expresiones a la condición de equilibrio, donde la tensión es igual a cero, quedaran las expresiones siguientes:

$$\ln \frac{P_{\text{CO}}}{P_{\text{CO}_2}} = - \frac{2.479,6}{T} + 2,874$$

$$\ln \frac{P_{\text{H}_2}}{P_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{1.839,0}{T} - 1,067$$

Aplicando estas ecuaciones a la temperatura de 7000 C que estamos considerando, obtendremos la siguiente tabla de valores comparativos:

T A B L A N º 18
=====

TABLA DE VALORES COMPARATIVOS

	YONG-WU-KIM HARRY.P. LECKIE	VALORES DEL AUTOR
$\frac{\% \text{ H}_2}{\% \text{ H}_2\text{O}}$	2,2774	2,38
$\frac{\% \text{ CO}}{\% \text{ CO}_2}$	1,3848	1,4884

Las pequeñas discrepancias en los valores, son atribuíbles a las diferencias en los valores de las constantes de equilibrio segun Kalin,Puchy y Yong-Wu-Kim.

Por otra parte estos autores han correlacionado, por un camino diferente, basado en los experimentos de J.C. Swartz¹⁰³, que emplea mediciones del "Efecto Snoek" en fricción interna, los contenidos en carbono de la capa altamente decarburada, con los contenidos en monóxido de carbono en los gases reactantes.

Según estos autores:

$$\ln \% C_{\text{SUPERFICIAL}} = \frac{6.050 + 23.210 \cdot V}{T} - 5,54 + \ln(P_{\text{CO}} \cdot 0,01)$$

Cuando la tensión que se expresa en milivoltios es cero, - es decir cuando se hayan alcanzado las condiciones de equilibrio, tendremos:

$$\ln \% C_{\text{SUPERFICIAL}} = \frac{6.050}{T} - 5,54 + \ln(P_{\text{CO}} \cdot 0,01)$$

En la TABLA Nº 19, tenemos recogidos los valores obtenidos de aplicar esta expresión, juntamente con la obtenida por el autor, para la condición de equilibrio a 7000 C, la cual como sabemos puede expresarse de la siguiente forma:

$$\% C_{\text{SUPERFICIAL}} = 2,30335 \cdot 10^{-4} \cdot (\% \text{ CO})$$

Representados estos puntos en la FIG. Nº 20 tendremos los puntos x,y,z, que se pueden considerar dentro del abanico de puntos que yo he tomado para la construcción de mi recta, de lo que puedo deducir, que la concordancia entre mis valores y los obtenidos por estos profesores según las más modernas técnicas, puede - considerarse como muy satisfactoria.

T A B L A N O 19
=====

COMPARACION DE RESULTADOS PARA EL % C_{SUPERFICIAL} SEGUN DATOS DEL
AUTOR Y DEL PROFESOR YONG-WU-KIM.

% CO	C _{MEDIO FINAL}		% C _{SUPERFICIAL}	
	MODELO DEL AUTOR	MODELO DEL AUTOR	YONG-WU-KIM FORMULA (1)	AUTOR FORMULA (2)
0,218		0,002	$0,04294 \cdot 10^{-3}$	$0,05021 \cdot 10^{-3}$
0,617		0,003	$0,12153 \cdot 10^{-3}$	$0,14211 \cdot 10^{-3}$
1,016		0,004	$0,20012 \cdot 10^{-3}$	$0,23402 \cdot 10^{-3}$
1,416		0,005	$0,27891 \cdot 10^{-3}$	$0,32615 \cdot 10^{-3}$
1,815		0,006	$0,35750 \cdot 10^{-3}$	$0,41805 \cdot 10^{-3}$

8 .- CONSIDERACIONES SOBRE LA OPTIMIZACION DE LA PRODUCCION EN UNA BATERIA OPEN-COIL, E IDEAS BASE PARA EL DESARROLLO DE UN OPEN-COIL EN CONTINUO.

En los apartados anteriores, hemos tratado sobre las variables que influyen en la optimización del proceso de decarburación y la forma de medirlas en la práctica, mediante el control del punto de rocío y de la composición de los gases de salida.

Procederemos a continuación, a efectuar algunas consideraciones sobre las producciones en la batería open-coil, basándonos en la recopilación de datos efectuada durante la realización del trabajo experimental, pasando finalmente, y como consecuencia de todo ello, a esbozar las ideas base sobre el desarrollo de una batería open-coil en continuo.

Sabido es, que uno de los grandes inconvenientes de la batería open-coil es su baja producción, derivada de un gran número de factores que por su diversidad, hacen que el rendimiento de la batería sea bajo. Se trata por lo tanto de estudiar las diversas fases del proceso, con vistas a su optimización.

Consideraremos por lo tanto en el presente estudio los tiempos siguientes:

- Tiempos de ocupación de base, formado por la suma de:

a) Tiempo ocupación horno:

- Tiempo horno-calentamiento.
- Tiempo horno-mantenimiento.
- Tiempo horno-secado.

b) Tiempo de enfriamiento.

Basándome para ello en los datos del conjunto estadístico obtenido en el trabajo experimental de la presente tesis, confron-

tándolos posteriormente con los datos obtenidos por el departamento de organización en base a un muestreo estadístico más amplio.

Sean:

- A_i : Nº $\frac{Tm.}{hora}$ (Horno en fase_(i))

- A'_i : Nº de horas (Horno en fase_(i)), empleadas para una carga standar de 20 Tm.)

$i = 1, 2, 3$, según se trate del horno en fase de calentamiento, mantenimiento (fase activa decarburante del proceso), ó secado respectivamente.

En el ANEXO Nº 18 se pueden ver los valores de A_i , correspondientes al conjunto estadístico estudiado por el autor.

Por lo tanto, el rendimiento en Tm/hora del horno, podrá expresarse en la forma siguiente:

$$\frac{Tm.}{hora} = \frac{Tm.}{A'_1 + A'_2 + A'_3} = \frac{Tm.}{\frac{20}{A_1} + \frac{20}{A_2} + \frac{20}{A_3}}$$

Que para una carga standar de 20 Tm. será:

$$\frac{Tm.}{hora} = \frac{I}{\frac{I}{A_1} + \frac{I}{A_2} + \frac{I}{A_3}}$$

En la TABLA Nº 20, pueden verse los valores medios correspondientes a caudales de 28,5 m³/h y 55 m³/h, así como su comparación con los valores dados por el departamento de organización, y valores de Italsider.

T A B L A N° 20

VALORES MEDIOS DE PRODUCCIONES HORARIAS CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS
POR EL AUTOR

FASE DEL PROCESO	ENSAYOS DEL AUTOR SOBRE CARGAS MEDIAS DE 20 TM.		ENSY.ORGANIZA. CARGA MEDIA 44,452 TM. $Q = 28,5 \text{ m}^3/\text{h}$	ENSY.ITALSIDER CARGA MEDIA 23,5 TM.	ENSAYO ORGANIZADO BOBINA CERRADA CARGA MEDIA 30 TM.
	$Q=28,5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$	$Q= 55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$			
	Tm/hora (H/Tm)	Tm/hora (H/Tm)	Tm/hora (H/Tm)	Tm/hora (H/Tm)	Tm/Hora (H/Tm)
CALENTAMIENTO	4,5724 (0,2187)	4,8947 (0,2043)	5,3285 (0,1876)		
MANTENIMIENTO (FASE ACTIVA)	1,2589 (0,7943)	1,5463 (0,6467)	3,7043 (0,2699)		
SECADO	9,5693 (0,1045)	9,1157 (0,1097)	-		
PRODUCCIONES DEL CONJUNTO HORNO	0,8948 (1,1175)	1,0409 (0,9607)	2,1857 (0,4575)		
ENFRIAMIENTO EN BASE SIN HORNO	1,2268 (0,8151)	1,2309 (0,8124)	1,7291 (0,5783)		
PRODUCCION - POR BASE	0,5174 (1,9326)	0,5639 (1,7731)	0,9654 (1,0358)	0,6500 (1,5384)	0,8863 (1,1282)

Sin embargo, es de hacer notar, que todos estos datos han sido tomados unitariamente base a base. Por lo tanto no se ha tomado en consideración, lo que paso a definir como "factor de utilización de los hornos", y que a su vez está compuesto por el siguiente par de factores:

a) Factor de averías:

Estimado sobre base de datos de mantenimiento en 0,95.

b) Factor de simultaneidad:

Inconveniente derivado del empleo de una batería de hornos, y que hará que la saturación del horno no sea del 100%, es decir la colocación de un horno en una base, no será inmediata a la finalización del periodo de mantenimiento en la otra. Este factor lo podemos estimar en un 0,90.

Como consecuencia de ambos, podremos estimar el "factor de utilización del horno" en 0,855.

Si efectuamos ahora un análisis somero de los resultados -- que aparecen en la TABLA Nº 20, especialmente en lo que se refiere a la comparación entre los resultados obtenidos con la aplicación de los caudales mencionados, tendremos que:

- CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO:

Los resultados obtenidos en las fases de calentamiento y enfriamiento, permanecen prácticamente constantes, notándose en ambos casos un ligero decremento en el ratio H/T_m , siendo este de 6,58% para el caso de calentamiento y de 0,33% en el de enfriamiento.

Esto es normal, habida cuenta que en la batería open-coil, el calentamiento y enfriamiento siguen una ley completamente distinta a la que rige en bobina cerrada, verificándose la transmi---

sión de calor por convección y radiación exclusivamente, y siendo en ambos casos el caudal de remoción interna de la turbina, idéntico e igual a $40.000 \text{ m}^3/\text{hora}$.

- SECADO:

En lo que respecta a la fase de secado, tampoco hay variación sensible, pues si bien por un lado aumentamos el punto de rocío, con la consiguiente prolongación del tiempo de secado, por otra parte, aumentamos el caudal de barrido con la consiguiente disminución del mismo. En la práctica, el aumento en H/T_m en la fase de secado, se cifra en un 4,97%.

- MANTENIMIENTO (FASE ACTIVA DECARBURANTE DEL PROCESO).

La disminución en H/T_m , lograda mediante una aplicación directa de las conclusiones obtenidas en el estudio de la cinética del proceso, y que puede cifrarse en un 18,58%, es consecuencia directa de:

1) Un aumento de caudal de barrido en la base, de $28,5 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$ a $55 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$, tendente a disminuir al máximo la cantidad de monóxido de carbono en la atmósfera de la base.

2) Aumento de la presión parcial del vapor de agua en el bulk, mediante la elevación del punto de rocío.

Finalmente, otro aspecto fundamental, que se deriva del cuadro comparativo y que sólo podremos apreciar de un modo cualitativo, ya que los datos tomados del conjunto estadístico de 85 cargas controladas por organización, están basados sobre recocidos en bobina abierta no decarburantes, con tiempos de mantenimiento de 12 horas (ciclos 73 y 74), por lo que sólo se puede contrastar lo referente a las fases de calentamiento y enfriamiento, apreciándose que la producción horaria se incrementa, cuando se aumenta el tonelaje cargado en la base. Consecuencia lógica si consideramos la forma de calentamiento y enfriamiento especial de este tipo de recocidos.

Será precisamente, teniendo en cuenta estas ideas fundamentales, cuales son:

- El caudal de barrido, junto con la mayor presión de vapor de agua en el bulk.
- El tonelaje a cargar en la base.

En las que me basaré, para apuntar en esquema, la idea base del desarrollo de un horno open-coil en continuo, basándome para ello, en un par de instalaciones únicas en el mundo y en las que concurren características especiales.

La primera de estas instalaciones es la batería de hornos de la Sharon Steel Company, donde mediante el sistema UNITIZED¹⁰⁴ se procesan bobinas expandidas de 4.572 mm. de diámetro y hasta 85 Tm. de peso, con una producción mensual de 55.000 Tm., y en la segunda de las cuales disponen de la única instalación mundial -- VER-TO-HORT¹⁰⁵, cuya finalidad es rebobinar las bobinas, pero haciéndolas pasar previamente por un tren de Skin-pass, que se encuentra sincronizado con la máquina.

De acuerdo con todo ello, voy a describir brevemente las instalaciones que comprendería este horno de recocido open-coil en continuo, una vez definido para el mismo, una producción estándar de 20 Tm.

A) LINEA DE DESENGRASE.

De acuerdo con lo expuesto al principio de este trabajo, es necesario, en orden a establecer la máxima eficacia en la operación de decarburación, el tener la superficie lo más limpia posible, en especial en lo que se refiere a aceites de laminación, para lo cual es necesario disponer de una línea de desengrase.

B) ALMACEN DE BOBINAS.

Situado en cabecera de la instalación y con un stock mínimo de bobinas laminadas en frío y desengrasadas para 24 horas.

C) DESEENROLLADOR DE BOBINAS.

A diferencia de las instalaciones convencionales, donde se dispone de un desbobinador-bobinador, esta instalación al igual - que las de la Sharon Steel Comp., sólo dispondrá de un desenrollador de bobinas.

D) TRANSPORTE DE BOBINAS.

Las bobinas pueden ser transportadas a la entrada del horno mediante un electroimán o bien mediante un carro conductor especial, similar al empleado en el sistema UNITIZED.

E) HORNO DE RECOCIDO.

De acuerdo a los datos estadísticos que figuran en la TABLA Nº 20, y teniendo en cuenta la pequeña variación de los tiempos en función del caudal, en las fases no activas del proceso, tendremos que dicho horno estará constituido por las fases siguientes:

- Fase de calentamiento:

Constituida por cinco etapas de calentamiento, con un caudal de aportación exterior de $28,5 \text{ m}^3/\text{h}$ - 5% H_2 y un caudal de remoción interno de $40.000 \text{ m}^3/\text{h}$.

- Fase de mantenimiento o fase activa del proceso:

Constituida por dos etapas, suficientes, cuando es la difusión del carbono el fenómeno controlante del proceso, para lo cual dichas unidades han de estar conectadas a un generador de gas independiente del resto de la instalación, el cual:

- a) Suministra un caudal de aportación exterior suficientemente alto, de forma que el contenido de monóxido de carbono en el bulk, no sobrepase en ningún momento el valor de algunos centenares de p.p.m., obteniéndose de este modo una cinética en la reacción superficial suficientemente alta, de forma que pase a ser la difusión del carbono el fenómeno controlante.
- b) La riqueza de hidrógeno en la atmósfera de la base sea 75%, de forma que sea posible suministrar a la misma, una elevada presión de vapor de agua en el bulk.

Por otra parte el caudal de remoción interna de las turbinas, será idéntico al de las demás etapas del proceso, e igual a $40.000 \text{ m}^3/\text{h}$.

- Fase de secado.

Constituidas por dos etapas de secado, con un caudal de aportación exterior de $28,5 \text{ m}^3/\text{h} - 5\% \text{ H}_2$ y un caudal de remoción interno de $40.000 \text{ m}^3/\text{h}$.

Estas etapas, así como la última de mantenimiento, deberán -- tener la posibilidad de alcanzar los 850°C , empleándose dicha opción sólo en el caso de la fabricación de chapas magnéticas.

- Fase de enfriamiento:

Constituida por diecisiete etapas de enfriamiento con un caudal de aportación exterior de $28,5 \text{ m}^3/\text{h} - 5\% \text{ H}_2$ y el mismo caudal de remoción interna en las turbinas.

Resumiendo, el horno en continuo estará constituido por el siguiente número de hornos y bases que se detallan a continuación:

FASES DE LA OPERACION	HORNOS	BASES
Calentamiento	5	5
Mantenimiento (fase activa)	2	2
Secado	2	2
Enfriamiento	-	17
Total	<u>9</u>	<u>26</u>

Independientemente de ello, el horno incluirá además:

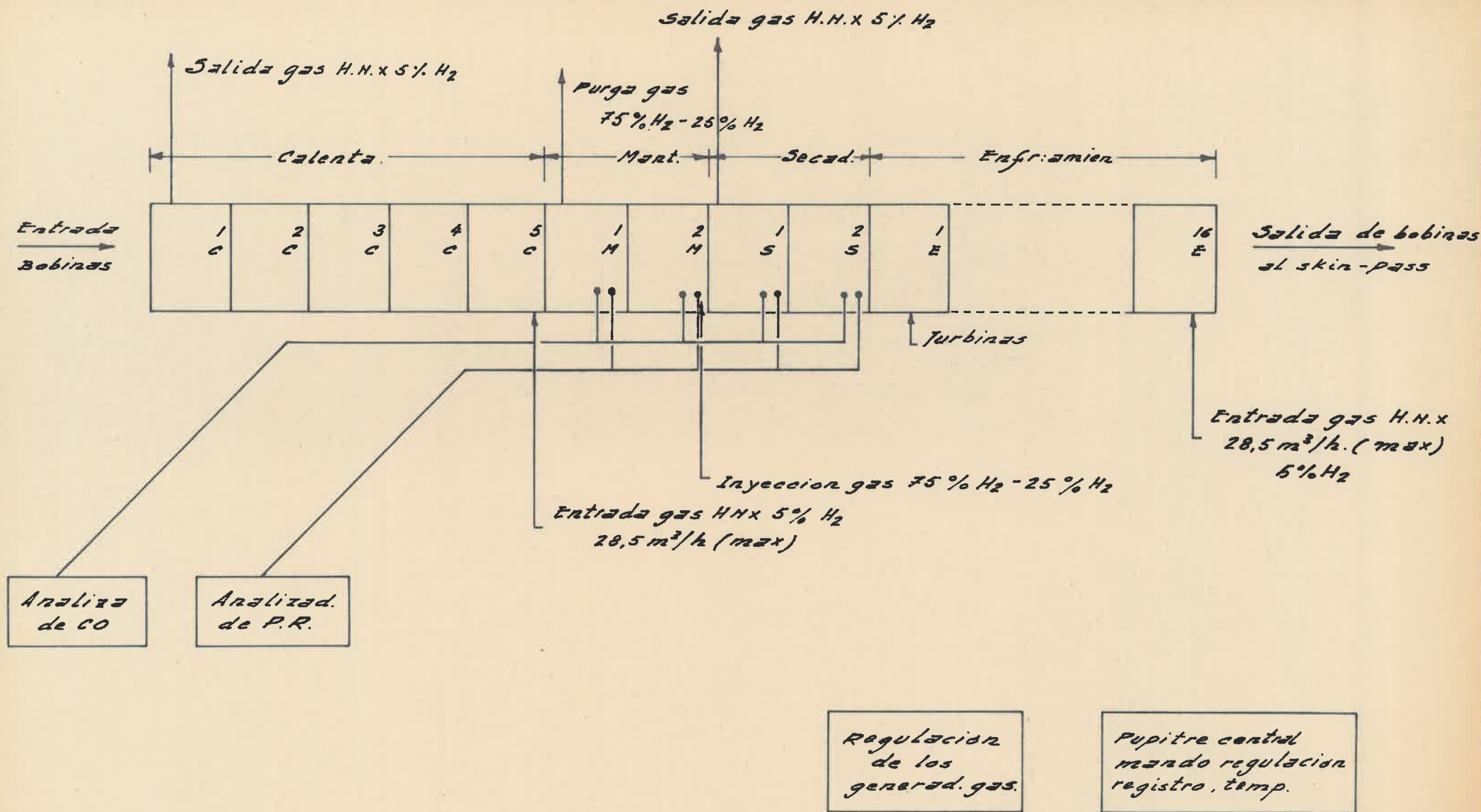
- Dos circuitos de gas H.N.X. no reactante, de composición 5% H_2 y 28,5 m^3/h de caudal.
- Un circuito de gas reactante (75% H_2 , 25% N_2), con caudal suficiente para el barrido completo del monóxido de carbono.
- Analizadores de monóxido de carbono y punto de rocío, en las dos fases activas, así como en las fases de secado.
- Una turbina con capacidad de 40.000 m^3/h , en cada una de las etapas de este horno en continuo.
- Pupitre central de mando, regulación y registro de temperaturas.

En la figura Nº 22 se puede ver una representación esquemática de uno de estos hornos.

F) ZONA DE ALMACENAMIENTO DE BOBINAS EXPANDIDAS Y RECOCIDAS.

En idéntica secuencia al almacén de cabecera.

G) MAQUINA DE SKIN-PASS.



ESQUEMA DEL HORNO OPEN-COIL EN CONTINUO

Fig. N° 22

Dado que el horno y el tren de skin-pass se encuentran en serie, usaremos la máquina o sistema VER-TO-HORT, para darle a la banda una pasada de skin-pass en continuo y rebobinarla seguidamente.

Pasemos a ver a continuación cuales serían las ventajas - que se deducirían del empleo del horno open-coil en continuo, una vez introducidas las optimizaciones a las que he hecho mención a lo largo del presente trabajo.

- INCREMENTO EN LA PRODUCCION.

En una batería discontinua que se compone de cinco hornos y dieciseis bases, operando con una atmósfera de 5,8% de hidrógeno y cargas medias de 20 Tm., la producción horaria por horno es de 0,8948 Tm/h - horno, sobre la que si aplicamos un factor de utilización de 0,855, tendremos:

PROD. HORARIA POR HORNO: $0,8948 \times 0,855 = 0,7650$ Tm/h.

Tratándose de cinco hornos, tendremos:

PROD. HORARIA POR BATERIA: $0,7650 \times 5 = 3,8250$ Tm/h.

Si consideramos los nueve hornos que sería preciso instalar en el open-coil en continuo, la producción hipotética de una batería con el mismo número de hornos que el open-coil en continuo sería de 6,885 Tm/h - batería.

Si ahora comparamos este valor con la producción del horno en continuo, al que aplicamos un coeficiente global de averías de 0,90, de lo que resulta una producción horaria de $20 \cdot 0,90 = 18$ Tm/h, tendremos que el incremento de producción de este tipo de horno, consecuencia de la optimización del proceso, resulta ser del 261% superior al de una batería convencional del mismo número de hornos y mismo tonelaje de carga.

- FLEXIBILIDAD.

Las producciones señaladas anteriormente, junto con la enorme versatilidad de este horno, que puede ser empleado indistintamente para cualquier tipo de chapa decarburada que se desee fabricar, incluidas chapas magnéticas, embutición extraprofunda, azuladas, etc. y la posibilidad incluso de procesar también bobinas cerradas cuando la demanda comercial así lo exija, hacen de este tipo de horno el más adecuado para las necesidades de un país como España, que con su nivel de desarrollo, no puede disponer de grandes instalaciones específicas para cada uno de los productos mencionados anteriormente.

- REDUCCION DEL NUMERO DE BASES EN RELACION AL NUMERO DE HORNOS.

En una batería convencional la relación de bases a hornos será:

$$\frac{\text{BASES}}{\text{HORNOS}} = \frac{16}{5} = 3,20$$

Mientras que en el horno en continuo dicha relación será de $26/9 = 2,88$

- MEJORAS DE CALIDAD.

Derivadas de cargar las bobinas en una sola altura, evitando los problemas de manchas que se presentan en la bobina inferior de las baterías convencionales, así como el problema del aplastamiento de bordes derivado de la carga en dos alturas.

Por otra parte la calidad metalúrgica de los productos recocidos en este horno es comparable a la de una batería convencional.

- MAYOR APROVECHAMIENTO ENERGETICO.

Consecuencia de recircular los gases de un módulo al anterior en contracorriente, y con un mayor aprovechamiento energético.

- OTRAS VENTAJAS.

También podemos citar otras ventajas de diversos tipos como pueden ser:

- Flujo continuo de materiales.
- Menor movimiento de gruas.
- Menor mano de obra.
- Mayor seguridad para los operarios que en una batería - convencional.

En consecuencia, este tipo de horno continuo con fase activa, reúne por sus características especiales, las ventajas en calidad de los hornos de campana junto con la producción de un - horno en continuo, añadiéndose además las características pecu--liares que le confiere su fase activa.

159

TRABAJO EXPERIMENTAL Y REALIZACIONES
PRACTICAS DESARROLLADAS EN NUESTRA -
BATERIA OPEN-COIL.

IO .- TRABAJO EXPERIMENTAL Y REALIZACIONES PRACTICAS DESARROLLADAS
EN NUESTRA BATERIA OPEN-COIL.

Dentro de este apartado, desarrollaré, tanto la parte correspondiente al trabajo de experimentación realizado sobre diversas cargas industriales, así como las realizaciones prácticas y nuevos productos obtenidos. Todo ello íntimamente relacionado con la aplicación del esquema teórico descrito en el presente trabajo, consecuencia del cual, ha sido la obtención, por primera vez en nuestro país, de una serie de nuevos productos de alta calidad.

Ambas partes constituyen pues, el trabajo práctico de experimentación desarrollado en la presente tesis.

En lo que al trabajo experimental se refiere, este se ha desarrollado sobre un determinado número de cargas industriales, en las que se puso una especial atención en su seguimiento.

Dicho seguimiento consistía en la creación de una serie de órdenes de fabricación experimentales, lo cual lleva consigo un especial cuidado en lo que se refiere a:

- Seguimiento del material en decapado y trenes.
- Tiempos de calentamiento, secado y enfriamiento.
- Vigilancia de la fase activa del proceso, mereciendo especial atención lo que se refiere a las temperaturas y tiempos de inyección de vapor.
- Toma de muestras en cabeza y cola de las bobinas, antes y después de realizado el recocido.

Todos estos datos han sido recogidos como parámetros operacionales y de control de proceso, figurando recopilados en la segunda parte de esta sección.

En lo referente a ensayos de laboratorio, se realizaron en ensayos de carbono sobre las muestras en cabeza y cola de la bobina, antes y después de la decarburación, siendo los puntos de toma de muestras los correspondientes al borde superior, medio e inferior de la banda, con referencia a su posición en la máquina de expansión.

La determinación del carbono se hizo en todos los casos mediante un analizador automático de carbono por combustión Leco, modelo IR-12, siendo su precisión en este rango de ensayos de $\pm 0,0002\%$.

Para la determinación de los contenidos de carbono después de la decarburación, se importaron especialmente de Estados Unidos muestras patrón con un contenido de carbono garantizado de $0,002 \pm 0,0002\%$, al objeto de obtener una mayor precisión en los resultados.

Previamente a cada determinación, se realizó siempre un ajuste del aparato, efectuándose la contrastación con las correspondientes muestras patrón, al principio, en el transcurso de la operación y al final de la misma.

Por lo que respecta al análisis de los demás elementos, estos se efectuaron mediante un espectrofotómetro de absorción atómica Philips, modelo SP-I.900, obteniéndose precisiones de $\pm 0,0001\%$, excepción hecha del silicio donde la precisión oscila entre $\pm 0,0002\%$. También en este caso se efectuaron, previos a cada ensayo, los correspondientes ajustes y contrastaciones mediante soluciones patrón, en base a un solo elemento, para evitar posibles interferencias.

Pasaré a continuación, a exponer la parte correspondiente a la aplicación de nuevas técnicas y obtención de nuevos productos desarrollada en nuestra batería.

IO-I.- APLICACION A NIVEL INDUSTRIAL DE LA CHAPA DECARBURADA OBTENIDA EN LAMINACIONES DE LESACA.-

Dentro del conjunto general del trabajo experimental desarrollado en la presente tesis, y dada su especial importancia, no podía pasar sin hacer una breve exposición de los resultados prácticos obtenidos a escala industrial y que son el fin último de la realización de esta tesis.

Resumiré por lo tanto estos temas, llevados personalmente, y que constituyen la realización y aplicación a nivel industrial de los estudios teóricos realizados con anterioridad.

Describiré primeramente los nuevos productos obtenidos en Laminaciones de Lesaca, para pasar después a considerar brevísimamente algunas aplicaciones del recocido en bobina abierta obtenidas en otros países.

Entre los primeros cabe destacar:

- Chapa decarburada para su aplicación a la esmaltación -- directa en una sola capa.
- Chapa decarburada para aplicaciones eléctricas.
- Chapa estabilizada-decarburada para su uso en embuticiones de extraordinaria dificultad.
- Decarburación de chapa al silicio, con contenidos medios y hajos de silicio para aplicaciones eléctricas.
- Chapa azulada.

Entre las aplicaciones que se han dado al recocido en bobina abierta en otros países, cabe señalar como las más importantes las dos siguientes:

- Denitruración de chapas para su uso en embuticiones extraprofundas.
- Alfatización, para su empleo en sustitución de aceros inoxidables, en algunas aplicaciones contra la corrosión.

IO-I-I.- CHAPA DECARBURADA PARA SU APLICACION A LA ESMALTACION DIREC-
TA EN UNA SOLA CAPA.-

Sabido es, que actualmente en Europa y en los Estados Unidos, una gran parte de la chapa que se emplea para esmaltación, - se esmalta por el procedimiento de la esmaltación directa o esmaltación en una sola capa. Este procedimiento tiene una serie de -- ventajas, que más tarde describiremos, sobre el procedimiento de la esmaltación convencional, en el cual usamos dos capas de esmalte; una de fondo y otra de cobertura.

Cuando se esmalta en directo es necesario emplear chapa de carburada, ya que no es posible en ningún caso emplear ni la chapa en frio normal, ni tampoco la chapa calmada al aluminio, por - una serie de defectos que citaremos a continuación.

a) Defecto conocido como "Golpe de uña".

Este defecto se presenta normalmente en la chapa calmada - al aluminio. Consiste en "reventones" del esmalte, pudiendo presentarse de forma aislada ó en grupos, con el agravante de que pueden presentarse cuando han transcurrido algunas semanas desde que se esmaltó el material.

Se ha investigado mucho en este terreno, la casa Bayer tiene publicada abundante bibliografía sobre este fenómeno, siendo - la teoría más moderna en este campo aquella que atribuye al hidrógeno la paternidad de este defecto.

Durante el secado al horno, el hidrógeno que se produce -- por reacción del acero base con el agua de composición del esmalte, según la siguiente reacción:



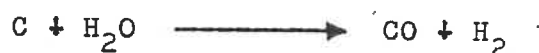
se disuelve en forma atómica en el acero. Dado que la solubilidad

del hidrógeno en el acero disminuye con la disminución de la temperatura, después del enfriamiento, nos encontramos con el hidrógeno en solución sólida sobresaturada, difundiendo y separándose por combinación en forma molecular. Cuando llega a alcanzar la superficie, se producen en la misma, zonas localizadas de grandes presiones que pueden dar lugar a la rotura del esmalte.

No se ha encontrado aún la explicación definitiva a este fenómeno, por el cual este defecto se produce con tanta frecuencia en los aceros calmados y en muchísima menor intensidad en los aceros efervescentes, aunque las más modernas teorías apuntan a la retencción del hidrógeno como inclusión gaseosa en las oquedades que existen en los aceros efervescentes.

b) Defecto conocido como "Concentraciones de carbono en la superficie de la chapa".

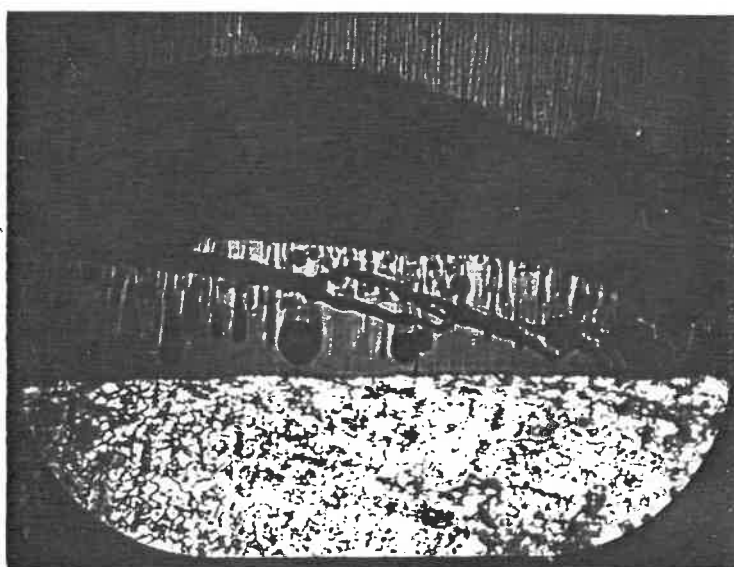
Está demostrado que en la superficie de la chapa se produce una reacción entre el carbono y el vapor de agua del esmalte, produciéndose los denominados "puntos negros" en la superficie del esmalte. Cuando se trata de la esmaltación en dos capas, es la capa de fondo la que hace de amortiguador absorbiendo los gases que se producen en la reacción.



Sin embargo, cuando se esmalta en directo la chapa, es necesario emplear chapa decarburada para evitar este defecto.

La observación micrográfica de este defecto es sumamente interesante, pues se puede llegar a observar el punto negro a una distancia considerable del nido de perlita, junto con el canal que han abierto los gases para salir al exterior.

En la Fot. Nº I, se puede apreciar claramente el canal producido por los gases para salir al exterior.



FOT N° 1

Aparte de los defectos anteriormente señalados, hay que hacer una mención muy especial del contenido en el acero de elementos residuales tales como; Cobre, Niquel, Estaño, Arsénico, ya que al mostrar una afinidad para con el oxígeno menor que la del hierro, se produce por oxidación de éste y posterior decapado, una concentración en estos elementos en la superficie del acero diez veces superior a la media, según estudios realizados recientemente por W. Oelsen, K.H. Sauer y H. Bruckman¹⁰⁶.

Estos elementos tienen una influencia decisiva sobre los parámetros operacionales de las líneas industriales de esmaltación, principalmente en el decapado y deposición del "flash de Niquel". Cabe señalar sobre todo, el efecto tan enorme del cobre como agente inhibidor del decapado.

Como composiciones modelo para una buena esmaltación en directo se pueden tomar las siguientes cantidades en elementos residuales:

Cu	:	0,025 %	Máximo
Ni	:	0,020 %	"
As	:	0,020 %	"
Cr	:	0,020 %	"
Ni + Cr + As	:	0,050 %	

Para el estudio de los parámetros operacionales con el acero base de Altos Hornos de Vizcaya, se montó en Laminaciones de Lesaca, el primer laboratorio piloto de España para el estudio de la esmaltación directa.

Dejando a un lado estas consideraciones sobre el contenido en elementos residuales y volviendo a los contenidos de carbono aptos para una buena esmaltación directa, podemos señalar que las diversas compañías han fijado diferentes contenidos de carbono como óptimos para la esmaltación directa.

Así entre otros podemos señalar:

SOLLAC	: 0,003 %
NIPON STEEL	: 0,004 %
ITALSIDER	: 0,005 %
BAYER	: 0,006 %

Considero que los contenidos dados por SOLLAC y la NIPON STEEL son excesivamente bajos, pues la experiencia nos ha demostrado que con contenidos de carbono de 0,005%, la chapa fabricada en nuestras instalaciones, tenía un comportamiento frente a la prueba de adherencia superior incluso a la chapa de procedencia francesa (en este caso SOLLAC).

Por otra parte el ir a esos contenidos de carbono tan bajos prolongaría innecesariamente los ciclos de decarburación.

Por lo que respecta a las ventajas de la esmaltación directa en una sola capa, cabe señalar como las más importantes, - además de evitar los defectos anteriormente señalados:

- a) Se emplea menor cantidad de esmalte ya que nos ahorramos la capa de fundente ó esmalte de fondo.
- b) Con la misma capacidad de horno, doblamos la producción (en la práctica se vienen a obtener aumentos de producción de un 70%), ya que no tenemos que efectuar el recocido intermedio de la capa de fundente.
- c) Ahorro considerable de energía.
- d) Ahorro de mano de obra en las instalaciones.
- e) Menores deformaciones en la chapa, ya que al tener un contenido de carbono muy bajo, los puntos de transformación se elevan considerablemente, lo cual es beneficioso en el recocido de cocción del esmalte, donde las temperaturas son del orden de 800-850º C.

Ahora bien, al no disponer de este producto de fabricación nacional, los esmaltadores españoles continúan hoy día usando el método tradicional de dos capas. Otro factor que a mi modo de ver ha sido importante en la decisión de seguir por el momento con el método tradicional por parte de los esmaltadores, ha sido la crisis económica que ha retraído las inversiones en dicho sector.

A pesar de ello, la instalación de open-coil de Lesaca, había producido a fecha de primero de Julio de 1.977, 817 toneladas de material decarburado con destino a esta aplicación, - de las cuales 614 Tm. se habían enviado a diversos clientes con pleno éxito.

El futuro por lo tanto en este sector es esperanzador - para la chapa decarburada, con la previsible evolución de la - tecnología de esmaltación al esmalte directo. Además, se está desarrollando actualmente a nivel de laboratorio y en una sola planta piloto en los Estados Unidos, un nuevo sistema de esmal tación electrostática por vía seca que utiliza como acero base material decarburado.

10-I-2.- CHAPA DECARBURADA PARA APLICACIONES ELECTRICAS.-

El creciente desarrollo mundial de las industrias eléctrica y electrónica, ha impulsado paralelamente el desarrollo de -- las calidades de chapa necesarias para este tipo de industria, -- como dato de este enorme desarrollo, señalaremos que el consumo de chapa para fines eléctricos ha pasado de ser 2 millones de Tm. en 1.959 a 3,5 millones de Tm. en 1.969.

Juntamente con este enorme desarrollo cuantitativo, el -- mercado mundial de la chapa eléctrica se ha visto forzado por razones tecnológicas, a un completo cambio en sus métodos de producción, para obtener productos de una mayor calidad. Para darnos una idea de la importancia que ha adquirido este problema, señalaremos que en 1.965 en los Estados Unidos, las pérdidas de energía en materiales magnéticos se estimaron en 450 millones de dólares, se deduce inmediatamente la necesidad de trabajar en la -- mejora de las calidades de chapa eléctrica.

Exceptuando el hierro Armco, que constituye un material -- ferromagnético ideal debido a su gran pureza, pero cuyo uso está muy limitado en el campo de las aplicaciones eléctricas por dos motivos, el primero de los cuales es su baja resistividad y como consecuencia de ello, la elevación de las pérdidas eléctricas de bidas a las corrientes de Foucault, y el segundo lo costoso de -- su obtención, ya que incluye recocidos de hasta 12 horas en at-- mósferas con composición 100% de hidrógeno a temperaturas com--- prendidas entre 1.100 y 1.300° C, todos los demás aceros empleados en aplicaciones eléctricas pueden incluirse dentro de la siguiente clasificación.

- Chapa magnética de grano no orientado.
- Chapa magnética de grano orientado, con orientación de "textura Goss" (110) [100] .
- Chapa magnética de grano doblemente orientado según la "textura cubo" (010) [100] .

Pues bien, mediante la aplicación de la decarburación -- open-coil, se ha pretendido crear un par de gamas muy apropiadas para un mercado como es el español.

La primera de ellas consiste simplemente en decarburar chapas de calidad comercial, obteniendo una chapa eléctrica que puede sustituir a las calidades más bajas del tipo de la de grano no-orientado, pero a un precio de coste mucho más barato, ya que no lleva incorporada ninguna cantidad de silicio.

Este producto tiene su campo de aplicación comercial en pequeños motores de corriente continua ó alterna, tales como:

- Lavadoras
- Lavavajillas
- Frigoríficos
- Aspiradoras
- Tocabiscos
- Limpiaparabrisas, etc.

La segunda de estas gamas, obtenida mediante la decarburación de chapa de contenidos bajos en silicio, se situaría entre la chapa magnética de grano no-orientado y la chapa magnética de grano orientado, ya que aunque propiamente es una chapa no-orientada, presenta una permeabilidad superior a la chapa magnética de grano no-orientado de uso normal.

Mediante estas nuevas incorporaciones, la clasificación de la chapa para usos eléctricos quedaría como sigue:

- Chapa de calidad comercial decarburada.
- Chapa magnética de grano no-orientado.
- Chapa magnética de grano no-orientado y decarburada.
- Chapa magnética de grano orientado.
- Chapa magnética doblemente orientada.

Estas calidades se han obtenido tanto en su versión "Fully-procesada", donde el cliente transforma la chapa directamen

te, tal y como la recibe del proveedor, como en su versión "semi-procesada", donde el cliente es el que le da a la chapa el último recocido previo a su utilización o conformación.

En nuestro caso además, para obviar parcialmente la baja resistencia de la chapa comercial decarburada para aplicaciones eléctricas, introducimos una tercera forma de suministro, consistente en dar a la chapa una pasada de dureza seguida de un revenido de alivio de tensiones.

Pasaremos a exponer brevísimamente los distintos factores que influyen en las pérdidas de la chapa, para pasar seguidamente a comentar los resultados obtenidos en el transcurso de estos trabajos de estudio.

Sabemos que las pérdidas en el núcleo de un transformador son debidas principalmente a dos factores:

- a) Pérdidas debidas al efecto de histéresis.
- b) Pérdidas debidas a las corrientes de Foucault.

Además existen otras pérdidas que se denominan pérdidas anómalas.

Las pérdidas debidas al efecto de histéresis, están basadas en la resistencia que oponen los dominios de magnetización a cambiar de orientación, cuando varían la intensidad y sentido del campo magnético.

Las pérdidas debidas a las corrientes de Foucault son corrientes que circulan por el interior de los materiales magnéticos, como resultado de las fuerzas electromotrices inducidas en los mismos.

La potencia perdida en estas últimas, viene dada por la expresión:

$$W_E = \frac{\pi^2}{6 \cdot \rho} \cdot f^2 \cdot B^2 \cdot e^2$$

Donde:

e : espesor de chapa
 ρ : resistividad de la chapa
 f : frecuencia
 B : inducción a que está sometida

Las teorías más modernas apuntan a que estas pérdidas son proporcionales al cuadrado de la velocidad de desplazamiento de los dominios magnéticos. Por lo tanto para poder disponer de una velocidad de movimiento pequeña, hemos de tener el número suficiente de dominios, y por otra parte evitar los anclajes en su desplazamiento.

Los aceros decarburados que tienen una mayor pureza en su red cristalina se encuentran en perfecta concordancia con lo anteriormente expuesto.

Para una descripción más detallada de estos fenómenos puede verse el trabajo de recopilación de los profesores H.P. Stüwe y J. Faustman¹⁰⁷ y el trabajo de investigación de P. Beckley¹⁰⁸, donde se relacionan estos fenómenos con el envejecimiento de los aceros ocasionado por la presencia de carbono y nitrógeno.

Tenemos por lo tanto que las variables que influyen en la cuantía de las pérdidas magnéticas de un material se pueden enumerar como sigue:

- Pureza del material:

Se encuentra en íntima relación con las pérdidas magnéticas, pudiendo decirse que la decarburación al elevar el grado de pureza del material disminuye las pérdidas del mismo.

- Tamaño de grano:

El azufre y el oxígeno tienen una decisiva influencia -- en el tamaño de grano, mientras que la influencia del carbono no es prácticamente apreciable.

- Resistividad del material:

En este aspecto la decarburación será negativa, ya que al disminuir la resistividad del material aumentarán las pérdidas.-- (Uno de los objetivos mediante la adición de silicio es aumentar la resistividad para de esta forma disminuir las pérdidas)

- Orientación cristalina:

La decarburación proporciona una textura más nítida al material, sobre todo cuando se trata de chapas con diversos contenidos de silicio.

- En cuanto a los factores:

Frecuencia, espesor e inducción magnética, no podemos actuar sobre ellos ya que nos vendrán condicionados por el uso del material.

CHAPA DE CALIDAD COMERCIAL DECARBURADA PARA APLICACIONES ELECTRICAS.-

No es propósito mío el hacer un exhaustivo análisis de la chapa de calidad comercial decarburada, para encontrar una explicación más detallada haré referencia a dos trabajos propios 109-110. Sin embargo, dado que considero interesante este tipo de -- chapa para sustituir a algunas de las calidades de chapa magnética existentes en el mercado, expondré resumidamente los resultados obtenidos mediante la aplicación de recocidos de decarburación open-coil, a las calidades de chapa comercial.

Se inició un plan de estudios y ensayos primeramente a nivel piloto y posteriormente a escala industrial, consistente en decarburar chapas de calidad comercial, sometiénolas posteriormente a diferentes reducciones y finalmente a recocidos a diferentes temperaturas. Este programa tenía por objeto ver cual era la repercusión de los distintos grados de reducción y las diversas temperaturas, en las propiedades finales de la chapa.

Paralelamente, se inició un plan complementario al anterior, consistente en efectuar los mismos ensayos pero realizándolos sobre chapa comercial normal, es decir, no decarburada, para poder contrastar las ventajas que ofrecía el proceso de decarburación.

Los ensayos de pérdidas magnéticas fueron realizados mediante un cuadro "Epstein", los ensayos de carbono mediante un analizador de carbono de lectura en voltímetro digital "LECO", y los demás elementos fueron determinados en un Espectrofotómetro de absorción atómica.

En la TABLA Nº 21, se puede ver la comparación entre los resultados obtenidos con chapa decarburada y no decarburada, -- con recocidos posteriores a 780º C durante 12 horas, y en la TABLA Nº 22, la misma comparación para recocidos de 580º C durante 12 horas.

De un examen de las TABLAS 21 y 22 se pueden sacar inmediatamente dos conclusiones prácticas:

1º.- La temperatura del segundo recocido es fundamental, ya que no sólo hace disminuir las pérdidas, (pasan de 3,7 watt/Kgr. a 10.000 Gauss y 50 c.p.s. cuando la temperatura de recocido es de 580º, a 3 watt/Kgr. a 10.000 Gauss y 50 c.p.s. cuando la temperatura se eleva a 780º C, para un mismo espesor de 0,5 mm) sino que la diferencia se hace mucho más acusada cuando se trata de chapa decarburada.

Así para 0,5 mm. y 10.000 Gauss a 50 c.p.s.

	Pérdidas decarburada	Pérdidas no decarburada	Δ (a.u.w.w.)
T = 5800 C	3,7	4,3	16,21 %
	8,7	9,2	5,74 %
T = 7800 C	3,0	3,7	23,33 %
	6,6	8,2	24,24 %

29.- El ratio de reducción no es importante, a diferencia de lo que ocurre con las calidades altas en silicio, especialmente en la chapa magnética de grano orientado. Sin embargo, esto es válido sólo cuando nos movemos entre relaciones de reducción comprendidas entre un 40% y un 70%.

30.- Como era de suponer no se aprecia prácticamente diferencia, debida a la decarburación, en cuanto a características mecánicas se refiere.

40.- La experiencia nos ha demostrado que bajar el contenido de carbono por debajo de 0,005%, para este tipo de aplicaciones, es totalmente inútil y muy costoso económicamente hablando.

50.- Este tipo de material puede sustituir perfectamente a la chapa magnética de grano no orientado en sus calidades M-3,6 - (3,6 watt/Kgr. a 10.000 Gauss y 50 c.p.s.) y M-3 (3 watt/Kgr. a 10.000 Gauss y 50 c.p.s.). Siempre que se suministre en estado semiprosesado, ya que de lo contrario sus características mecánicas serían pobres, frente a los 36 a 40 Kgr./mm² de resistencia que presenta la chapa magnética al silicio de esas características.

Precisamente, para paliar en la medida de nuestras posibilidades este inconveniente de la baja resistencia de los materiales, es por lo que procedimos a elaborar otro plan de ensayos para elevar la resistencia de estos materiales, perjudicando lo menos posible sus características magnéticas.

Se trataba de centrar el material en las siguientes características:

R (Kgr./mm ²)	E (Kgr./mm ²)	A %
35/45	30/35	19/25

Para ello procedimos a dar al material pasadas comprendidas entre un 8% y un 20%, seguidas de un revenido a 450° durante un periodo de 12 horas, (actualmente está en estudio el rebajar dicho periodo de mantenimiento de 12 horas a 3 horas, habiéndose realizado las primeras pruebas con pleno éxito).

Los resultados obtenidos de estas pruebas se pueden resumir en la TABLA Nº 23, y para ver como habían variado las pérdidas con relación a los otros dos procedimientos anteriores, colocamos un cuadro comparativo como se señala en la TABLA Nº 24.

De la observación de los resultados de esta tabla comparativa, observamos que:

1º.- Para las características mecánicas que deseamos, son interesantes reducciones del 10%.

2º.- Aunque esto esté aún en estudio, y es prematuro dar una conclusión definitiva, de los resultados encontrados hasta el momento, parece desprenderse, que reducciones de un 20% seguidas de un revenido de alivio de tensiones a 450° C, son más eficaces que el método normal empleado por nosotros mismos desde un principio, de dar a la chapa una reducción comprendida entre el 40% y el 70%, seguida de un recocido a 580° C.

Si a ésto añadimos los ensayos para reducir el tiempo de mantenimiento en estos revenidos de 12 a 3 horas, se comprende la enorme importancia que tiene este asunto desde el punto de vista económico.

El campo de estudio sobre este tema queda abierto a posteriores trabajos.

Hasta la fecha del 1 de Julio de 1.977, se habían producido 450 Tm. con pleno éxito.

CHAPA AL SILICIO DECARBURADA PARA APLICACIONES ELECTRICAS.-

Dado que la chapa comercial decarburada, solamente puede sustituir a la chapa magnética en calidades bajas, se pensó en adicionar pequeñas cantidades de silicio a dicha chapa, con un doble objeto:

- Aumentar la resistividad del material con la consiguiente disminución de las pérdidas magnéticas.

- Mejorar las características mecánicas de estos materiales, haciéndoles aptos para su conformación mediante troquelado, ya que los anteriores materiales adolecían de resistencias muy bajas que no eran las adecuadas para troquelar.

Con ello se obtendría por primera vez en España chapa magnética de grano no orientado con las tolerancias de la laminación en frío y obtenida en la batería open-coil.

Para la realización de estas pruebas solicité de la acería la realización de cinco coladas especiales de 50 Tm. cada una, -- también se enviaron muestras a recocer al Centro Nacional de Investigaciones Metalúrgicas, al objeto de poder efectuar recocidos a temperaturas elevadas.

En estas pruebas se han recogido los distintos parámetros que intervienen en los resultados finales:

- % de silicio
- Espesor de la chapa
- % de reducción en frío
- Ciclos de decarburación
- Temperaturas de los recocidos finales
- Características magnéticas
- Características mecánicas

No es mi propósito hacer un estudio exhaustivo de la realización de estas pruebas, donde se realizaron ensayos en el decapado, skin-pass, así como ensayos del material en duro antes y después de decarburar para comprobar la capacidad de los trenes. Para una información más detallada se puede ver el resumen de estas pruebas^{III}.

En la TABLA Nº 25 se recogen los resultados finales de estas pruebas. Donde he agrupado los ensayos según los diferentes contenidos en silicio, y para cada contenido de silicio según los diferentes espesores y ciclos de recocido.

Vamos a sacar ahora algunas conclusiones a la vista de los resultados obtenidos en este plan de ensayos y pruebas.

- Vemos que la temperatura alcanzada en el segundo recocido es fundamental en el valor alcanzado posteriormente en las pérdidas magnéticas, esto se puede apreciar en los ensayos IOI, IOI-bis y IO2, IO2-bis donde las mismas muestras fueron sometidas primero a un recocido a temperaturas de 5800 C y posteriormente a un recocido similar a 8150 C; la disminución en la cifra de pérdidas a 10.000 Gauss y 50 c.p.s. variaba de un 49,27% en el primer caso a un 30,16% en el segundo.

Si comparamos los ensayos IOO, IO5; III, IO2 y II6, II0, donde la única diferencia es la temperatura del segundo recocido,

observaremos unos incrementos en las cifras de pérdidas del ---- 36,50% y 36,13% para los dos primeros y 30,02% para el tercero.

- Hasta que no alcanzamos el grado de acero correspon---- diente al 0,58% de silicio, no se aprecia claramente una eleva-- ción en la resistencia mecánica, que se sitúa aproximadamente en 40 Kgr./mm². Esto es fundamental dado el proceso de troquelado - que sufren posteriormente estos materiales.

Pasemos ahora a efectuar una comparación entre los mate-- riales obtenidos en la batería de decarburación open-coil y los obtenidos en hornos continuos, cuyas características para diver-- sos contenidos de silicio, se detallan en la TABLA Nº 26.

T A B L A Nº 26

MATERIAL	% SILICIO	<u>PERDIDAS (10.000 GAUSS)</u>		<u>PERDIDAS (15.000 GAUSS)</u>	
		0,469 mm.	0,63 mm.	0,469 mm.	0,63 mm.
-	0,30	4,00	4,70	8,00	10,02
-	0,50	3,22	3,83	6,78	8,26
M-45	1,05	2,52	3,03	6,04	6,96
M-43	1,50	2,17	2,52	5,08	5,83
M-36	2,25	1,84	2,15	4,14	4,94
M-27	2,80	1,62	1,91	3,72	4,26
M-22	3,20	1,44	1,70	3,42	3,88
M-19	3,25	1,32	1,58	3,23	3,65

De una observación de ambas tablas, puede verse inmediata-- mente que los resultados obtenidos en la batería open-coil son -- francamente mejores, y que se pueden cubrir las mismas calidades de acero, con contenidos de silicio más bajos.

El que las producciones sean bastante inferiores en la ba-
teria open-coil que en los hornos continuos, constituye a mi modo
de ver una ventaja, ya que en el momento actual no existe en Espa
ña mercado suficiente para la instalación de una planta de producci
ón en frio de chapa magnética con hornos continuos.

Esto último, junto con la posibilidad de producir la totali
dad de la gama de aceros magnéticos de grano no orientado con -
las tolerancias propias de la laminación en frio, hace a esta a--
plicación del open-coil, la más interesante desde el punto de visa
ta industrial y comercial.

Independientemente de ir obteniendo nuevos grados de chapa
en la calidad fully-processed, mediante la adición de mayores conte
nidos en silicio, en la actualidad el esfuerzo principal del estu
dio va encaminado a lograr una optimización en la calidad llamada
semi-processed, la cual se suministra con pasada de dureza al
cliente, lo cual lleva consigo el que dicho cliente deba efectuar
el último recocido a la temperatura adecuada para lograr las míni
mas pérdidas magnéticas, basándose principalmente en el crecimiento
de grano que lleva consigo dicho recocido.

En la TABLA Nº 26 se puede ver la única prueba a escala indu
strial que se ha realizado en Lesaca, con calidad semiprocesada,
y aunque las temperaturas no eran las más correctas, el resultado
puede calificarse de muy bueno.

El trabajo actual de optimización consiste en minimizar las
pérdidas magnéticas, en función del tanto por ciento de carbono, -
de la temperatura y tiempo del recocido de decarburación, % de la
pasada de skin-pass y temperaturas y tiempos del recocido final -
de crecimiento de grano. Un estudio similar sobre chapa de bajo --
contenido de carbono puede verse en el trabajo realizado por los
profesores N.G. Bochkov y G.V. Parfenov^{II2} y que por su interés -

reproducimos en la TABLA N^o 27. La composición del acero empleada por estos investigadores era:

C	Si	Mn	Al
0,030 %	0,35 %	0,18 %	0,020 %

Los mejores resultados obtenidos en estas pruebas fueron cuando el recocido final se efectuaba a la temperatura de 850^o C, aunque los resultados no diferían demasiado de los obtenidos --- cuando el recocido final se efectuaba a 800^o C.

En cuanto a la optimización por pasada de skin-pass; este es variable dependiendo de la temperatura y tiempo de los recocidos previos de recristalización.

También en este caso, los resultados que esperamos obtener con nuestra batería open-coil deberán ser mejores que los -- aquí expuestos, ya que el recocido de recristalización será en -- nuestro caso un recocido de decarburación.

Guiándonos de los resultados obtenidos en este estudio, y de la temperatura necesaria para la óptima decarburación (TN --- 710^o C), estimamos que la pasada que nos proporcionará las mínimas pérdidas estará comprendida entre un 3% y un 5%, seguida de un recocido a temperaturas entre 810^o C y 830^o C durante un periodo de tiempo superior a tres horas ya que se trata de un recocido en horno de campana.

Como puede apreciarse, las perspectivas de investigación y desarrollo en este campo son óptimas.

T A B L A N° 21

A.- MATERIAL DECARBURADO, RELAMINADO EN FRIO Y RECOCIDO A 780° C DURANTE 12 HORAS

ESPESORES	PERDIDAS (WATT/KGR.)		PERMEABILIDAD (GAUSS/OERST)		CARACTERISTICAS MECANICAS
	10.000 GAUSS	15.000 GAUSS	10.000 GAUSS	15.000 GAUSS	
0,50 mm.	3,0	6,6	4.860	4.580	NORMALMENTE A VOLUNTAD DEL CLIENTE YA QUE SE SU- MINISTRA SEMI-PROCESADO.
0,80 mm.	3,9	11,3	3.970	3.150	
1,00 mm.	5,3	15,1	3.060	2.300	
1,50 mm.	9,0	26,8	1.850	1.340	
B.- MATERIAL NO DECARBURADO, RELAMINADO EN FRIO Y RECOCIDO A 780º C DURANTE 12 HORAS					
0,50 mm.	3,7	8,2	3.960	2.920	LO MISMO
0,80 mm.	4,9	12,0	3.150	2.150	

T A B L A N° 22

A.- MATERIAL DECARBURADO, RELAMINADO EN FRIO Y RECOCIDO A 580° C DURANTE 12 HORAS

ESPESORES	PERDIDAS (Watt/Kgr)		PERMEABILIDAD (GAUSS/OERSTED)		CARACTERISTICAS MECANICAS MEDIAS		
	10.000	15.000	10.000	15.000	R (Kgr/mm ²)	E (Kgr/mm ²)	A %
0,50 mm.	3,7	8,7	3.690	2.770	30/33	18/24	32/37
0,65 mm.	4,3	9,7	3.580	2.110			
0,80 mm.	5,9	12,2	2.620	1.710			
1,50 mm.	11,1	26,4	1.550	1.083			
B.- MATERIAL NO. DECARBURADO, RELAMINADO EN FRIO Y RECOCIDO A 580° C DURANTE 12 HORAS							
0,50 mm.	4,3	9,2	2.700	1.840	31/34	19/26	30/35
0,60 mm.	5,0	10,9	2.380	1.540			
0,80 mm.	6,0	13,5	2.330	1.590			
1,50 mm.	10,6	28,0	1.510	1.040			

T A B L A N° 23

MATERIAL DECARBURADO CON PASADA DE DUREZA Y REVENIDO A 450° DURANTE 12 HORAS

ESPESORES	% REDUCCION ANTERIOR AL ULTIMO REVE NIDO	PERDIDAS (Watt/Kgr)		PERMEABILIDAD (Gauss/Oerst)		R E A		
		10.000	15.000	10.000	15.000			
0,5 mm.	40%	4,7	10,1	2.740	1.830	42/47	40/45	6/9
0,8 mm.	21,5%	4,9	11,4	2.820	1.670	27/32	18/20	26/35
1,0 mm.	10%	7,9	19,8	2.020	1.690	34/36	25/27	19/22

T A B L A N° 24

TABLA COMPARATIVA DE PERDIDAS Y PERMEABILIDADES PARA DIFERENTES GRADOS DE REDUCCION Y DIFERENTES TEMPERATURAS.-

ESPESOR	% REDUCCION ANTERIOR AL ULTIMO REVENIDO	PERDIDAS (10.000 GAUSS)			PERDIDAS (15.000 GAUSS)			R E A		
		780° C	580° C	450° C	780° C	580° C	450° C			
0,5 mm	40%	3	3,7	4,7	6,6	8,7	10,1	42/47	40/45	6/9
0,8 mm	21,5%	3,9	<u>5,9</u>	<u>4,9</u>	11,3	<u>12,2</u>	<u>11,4</u>	27/32	18/20	26/35
1,0 mm	10%	5,3	-	7,9	15,1	-	19,8	34/36	25/27	19/22
ESPESOR	% REDUCCION ANTERIOR AL ULTIMO REVENIDO	PERMEABI.(10.000 GAUSS)			PERMEABI.(15.000 GAUSS)					
		780° C	580° C	450° C	780° C	580° C	450° C			
0,5 mm	40%	4.760	3.690	2.740	4.580	2.770	1.830			
0,8 mm	21,5	3.970	<u>2.620</u>	<u>2.820</u>	3.150	<u>1.710</u>	<u>1.670</u>			
1,0 mm	10%	3.060	-	2.020	2.300	-	1.690			

T A B L A N° 25

TIPO MATERIAL: FULLY-PROCESSED

ENSAYO N°	% Si	ESP.	% RED.	RECOCIDO TEMP. TIEMPO (h)	PERDIDAS		PERMEABILIDAD		CARACTERIS. MECANICAS			
					10.000	15.000	10.000	15.000	R	E	A	TG
101	0,08	0,63	50%	DECARBURACION								
			64%	580° 12 L.L.	6,23	12,72	1.620	1.415	$\frac{30}{33}$	$\frac{17}{23}$	$\frac{33}{39}$	7
101-bis	0,08	0,63	50%	DECARBURACION								
			64%	580° 12 L.L.								
				815° 12 CENIM	3,16	7,33	4.464	2.358				
103	0,08	0,63	50%	DECARBURACION								
			58%	815° 12 CENIM	2,86	6,52	4.378	2.673	$\frac{30}{31}$	$\frac{16}{17}$	$\frac{34}{37}$	
104	0,08	0,63	50%	DECARBURACION								
			58%	815° 12 CENIM	3,06	6,78	4.460	2.862	$\frac{31}{33}$	$\frac{20}{21}$	$\frac{30}{31}$	

T A B L A N° 25

TIPO MATERIAL: FULLY-PROCESSED

ENSAYO N°	% Si	ESP.	% RED.	RECOCIDO TEMP. TIEMPO (h)	PERDIDAS		PERMEABILIDAD		CARACTERIS. MECANICAS			
					10.000	15.000	10.000	15.000	R	E	A	TG
100	0,10	0,63	50%	DECARBURACION								
			58%	580° 12 L.L.	4,41	9,07	2.611	1.485	$\frac{30}{32}$	20	$\frac{36}{38}$	7
105	0,10	0,63	50%	DECARBURACION								
			58%	815° 12 CENIM	2,80	6,49	5.347	3.086	$\frac{30}{31}$	$\frac{17}{18}$	$\frac{33}{35}$	
102	0,10	0,80	50%	DECARBURACION								
			46%	580° 12 L.L.	4,74	10,45	3.144	2.290	$\frac{30}{31}$	$\frac{17}{25}$	$\frac{34}{36}$	7
102-bis	0,10	0,80	50%	DECARBURACION								
			46%	580° 12 L.L.								
				815° 12 CENIM	3,31	3,87	4.464	3.086	$\frac{23}{24}$	$\frac{10}{11}$	$\frac{28}{29}$	2

T A B L A N° 25

TIPO MATERIAL: FULLY-PROCESSED

ENSAYO Nº	% Si	ESP.	% RED.	RECOCIDO		PERDIDAS		PERMEABILIDAD		CARACTERIS. MECANICAS			
				TEMP.	TIEMPO (h)	10.000	15.000	10.000	15.000	R	E	A	TG
116	0,35	0,50	50%	DECARBURACION									
			66,67%	750º	12 L.L.	3,73	7,79	2.611	1.358	$\frac{30}{32}$	$\frac{18}{23}$	$\frac{28}{32}$	7
110	0,35	0,51	50%	DECARBURACION									
			66,67%	815º	12 CENIM	2,61	6,12	4.464	2.290	$\frac{33}{34}$	$\frac{21}{22}$	$\frac{30}{31}$	
109	0,35	1,50	50%	815º	12 CENIM	7,75	19,4	2.016	1.541	$\frac{36}{38}$	$\frac{25}{26}$	$\frac{32}{33}$	

T A B L A N º 25

ENSAYO Nº	% Si	ESP.	% RED.	TIPO MATERIAL: FULLY-PROCESSED								
				RECOCIDO	PERDIDAS		PERMEABILIDAD		CARACTERIS. MECANICAS			
				TEMP. TIEMPO (h)	10.000	15.000	10.000	15.000	R	E	A	TG
111	0,58	0,63	50%	DECARBURACION								
			60%	815º 12 CENIM	2,74	6,09	5.347	3.488	$\frac{33}{35}$	$\frac{22}{23}$	$\frac{32}{33}$	
120	0,58	0,63	50%	DECARBURACION								
			53,3%	650º 12 L.L.	4,29	8,53	2.136	1.293	$\frac{39}{45}$	$\frac{26}{34}$	$\frac{30}{35}$	7
107	0,58	1,50	50%	DECARBURACION	8,3	20,65	1.908	1.456	$\frac{38}{40}$	29	$\frac{30}{33}$	7
108	0,58	1,50	50%	815º 12 CENIM	7,22	18,7	2.136	1.541	$\frac{39}{40}$	$\frac{27}{28}$	$\frac{35}{36}$	

T A B L A N° 25

TIPO MATERIAL: FULLY-PROCESSED

ENSAYO N°	% Si	ESP.	% RED.	RECOCIDO TEMP. TIEMPO (h)	PERDIDAS		PERMEABILIDAD		CARACTERIS. MECANICAS			
					10.000	15.000	10.000	15.000	R	E	A	TG
121	0,83	0,50	50%	DECARBURACION								
			58,2%	700° 12 L.L.	3,7	7,6	-	-	$\frac{39}{40}$	$\frac{27}{30}$	$\frac{32}{37}$	7
123	0,83	0,50	50%	DECARBURACION								
			65,2%	700° 12 L.L.	3,8	7,9	-	-	$\frac{38}{39}$	$\frac{25}{28}$	$\frac{31}{32}$	7
130	0,83	0,50	50%	DECARBURACION								
			66%	815° 12 CENIM	2,21	5,48	-	-	$\frac{35}{37}$	$\frac{22}{24}$	$\frac{30}{31}$	4-5
114	0,83	1,20	60%	DECARBURACION	6,9	14,5	1.724	1.136	$\frac{40}{42}$	$\frac{29}{33}$	$\frac{31}{36}$	7
112	0,83	1,20	60%	815° 12 CENIM	5,23	12,4	2.890	1.886	$\frac{41}{42}$	$\frac{29}{30}$	$\frac{28}{32}$	
115	0,83	1,50	50%	DECARBURACION	8,17	17,98	1.526	1.086	41	$\frac{30}{31}$	31	
113	0,83	1,50	50%	815° 12 CENIM	6,46	16,3	2.375	1.744				

T A B L A N° 25-B

TIPO MATERIAL: SEMI-PROCESSED

ENSAYO N°	% Si	ESP.	% RED.	RECOCIDO TEMP. TIEMPO (h)	PERDIDAS		PERMEABILIDAD		CARACTERIS. MECANICAS			
					10.000	15.000	10.000	15.000	R	E	A	TG
124	0,83	0,50	50%	DECARBURACION								
			61,8%	700° 12 L.L.								
			9,1%	700° 12 L.L.	2,8	6,4	-	-	55	47	9,2	2
131	0,83	0,50	50%	DECARBURACION								
			62,5%	700° 12 L.L.								
			9%	815° 12 CENIM	1,7	4,69	-	-	$\frac{33}{35}$	$\frac{18}{20}$	$\frac{24}{26}$	2

T A B L A N^o 27

REC. FINAL A 850a C DURANTE 3 HORAS

RECOCIDO RECRISTALIZA. TEMP. TIEMPO (h)	PASADA %	PERDIDAS		% C	R Kg/mm ²	TAM. GRANO	
		10.000	15.000			SUP.	CENT.
680a 20	1	2,8	6,2	0,020	31,0	3	7,
	3	3,0	6,5	0,025	31,0	3	5
	5	<u>2,5</u>	5,5	0,022	29,0	2	3
	8	2,6	6,0	0,022	30,0	3	3
	10	2,8	6,2	0,023	31,5	5	4
600a 20	1	3,1	6,7	0,025	31,0	2	7
	3	2,9	6,4	0,023	31,0	4	8
	5	2,5	5,7	0,028	30,0	3	3
	8	<u>2,4</u>	5,0	0,026	30,0	3	3
	10	2,5	5,4	0,027	30,0	4	5
680a 15	1	3,0	6,5	0,028	29,0	3	7
	3	2,9	6,2	0,026	30,0	3	7
	5	<u>2,8</u>	6,0	0,024	30,0	3	8
	8	2,8	6,1	0,026	29,0	5	3
	10	2,9	6,2	0,027	31,0	5	5
760a 15	1	2,9	6,1	0,024	30,0	4	7
	3	<u>2,5</u> _{in}	5,5	0,023	31,5	3	6
	5	2,6	5,7	0,025	29,5	2	3
	8	2,9	6,2	0,021	30,5	3	3
	10	3,0	6,3	0,027	29,0	4	3

T A B L A N^o 27REC. FINAL A 800^o C DURANTE 3 HORAS

RECOCIDO RECRISTALIZA. TEMP. TIEMPO (h)	PASADA %	PERDIDAS		% C	R Kg/mm ²	TAM. GRANO	
		10.000	15.000			SUP.	CENT.
680 ^o 20	I	3,0	6,6	0,022	29,0	4	7
	3	2,7	5,9	0,024	28,0	3	4
	5	<u>2,6</u>	5,3	0,025	29,0	4	3
	8	2,6	5,6	0,027	30,5	5	4
	10	2,8	6,0	0,028	29,0	5	5
600 ^o 20	1	3,2	7,2	0,026	29,0	5	7
	3	3,0	7,0	0,028	34,0	5	6
	5	2,8	6,2	0,022	30,5	4	6
	<u>8</u>	<u>2,5</u>	5,4	0,028	30,0	3	6
	10	3,0	6,8	0,024	32,0	4	6
680 ^o 15	1	3,4	7,2	0,025	30,0	5	7
	3	3,2	6,8	0,027	31,0	3	7
	5	<u>3,1</u>	6,5	0,021	31,0	3	6
	8	3,1	6,2	0,023	30,0	4	4
	10	3,2	6,2	0,024	28,0	5	5

IO-I-3.- APLICACION DEL RECOCIDO DE DECARBURACION A LA CHAPA ESTABILIZADA , PARA LA OBTENCION DE CHAPA DECARBURADA-ESTABILIZADA PARA EMBUTICIONES EXTRAPROFUNDAS.-

Las crecientes exigencias tecnológicas y de mercado, han obligado a los fabricantes de chapa a obtener calidades superiores a las que se venían empleando hasta hoy en día en el mercado.

Desde mi punto de vista, este mercado puede dividirse actualmente en dos grandes grupos:

- A) Materiales con destino a embutición extraprofunda con exigencias de calidad normales.
- B) Materiales con destino a embutición extraprofunda con exigencias de calidad muy elevadas y para aplicaciones especiales.

Dentro del primer grupo incluiremos:

- Los aceros calmados y estabilizados al aluminio.
- Los aceros denitrurados.
- Los aceros efervescentes para embutición extraprofunda.
- Los aceros calmados obtenidos en horno continuo.

No voy a comentar, la materia prima, proceso de obtención y el recocido final de este tipo de aceros. Simplemente señalaré que en los aceros efervescentes para embutición extraprofunda la composición química debe estar extraordinariamente ajustada, y que los recocidos en continuo iniciados por la "NIPON STEEL" y la "NIPON KOKAN" pueden revolucionar completamente los sistemas de recocido convencional actualmente vigentes en las plantas de laminación en frío. Para una visión detallada del tema referiré al lector un trabajo resumen del propio autor^{II3}.

Dentro del segundo grupo, materiales con destino a embutición extraprofunda con exigencias de calidad muy elevadas para aplicaciones especiales, podemos considerar incluidos los materiales calmados al Titanio y al Niobio y nuestra chapa Estabilizada-Decarburada.

No haré referencia aquí tampoco, al proceso metalúrgico ni a las texturas de embutición de estos tipos de materiales, un estudio bastante completo de ambas puede verse en los trabajos de Rollin E. Hook^{II4} y D.J. Blickwede^{II5}.

Haré solamente mención al tema referente a la cantidad de Niobio o Titanio que se encuentra en solución sólida en la ferrita, ya que el Niobio o Titanio que se encuentra combinado en forma de carburos es totalmente inoperante, y además no puede ser eliminado dicho carbono en la batería open-coil.

En el caso del Niobio, la cantidad que se encuentra en forma de solución sólida en la ferrita puede calcularse de acuerdo con la siguiente expresión:

$$Nb_{\text{en fase } \alpha} = Nb_{\text{total}} - 7,75 \times \% C - 6,65 \left(\% N - \frac{\% Al_{\text{solub.}}}{1,93} \right)$$

Para optimizar la embutibilidad mediante la consecución de la textura adecuada cabe señalar que:

Cuando el $Nb_{\text{fase } \alpha} < 0,025\%$, obtenemos valores de $\bar{r}$ medio = 1,44 - 1,60, similares a los de un acero calmado al aluminio.

Cuando el $Nb_{\text{fase } \alpha} > 0,025\%$, obtenemos valores de $\bar{r}$ medio = 1,90 - 2,20, superiores a los de un acero ordinario calmado al aluminio.

En lo que al Titanio respecta, la relación $\frac{Ti}{C + N} > 6 -$

ha de cumplirse para obtener índices medios de anisotropia normal superiores a 1,5.

Debido a que en nuestra acería no se podía desgasificar el material, requisito indispensable para la obtención de los aceros calmados al titanio y niobio de los que venimos hablando, este hecho nos conduciría a que en la producción de estos aceros, el carbono se nos combinaría con el titanio y niobio en forma de carburos, impidiéndonos por lo tanto eliminarlos en la batería open-coil, y anulando totalmente la influencia de estos dos elementos en la aleación.

Por ello se pensó en decarburar materiales que habían sido previamente estabilizados, para tratar de lograr una embutibilidad similar a la de estos tipos de aceros. De esta forma tendríamos un material con el nitrógeno fijado en forma de nitruros, y el carbono eliminado mediante la decarburación open-coil.

Ya las investigaciones previas de los profesores D.E. Wise y D.A. Karlyn^{II6} en los laboratorios de la Bethlehem Steel, - habían efectuado algunos estudios orientados hacia la obtención de mejores índices de embutición $\bar{r}$, mediante recocidos de acero estabilizado a más alta temperatura que la normal. Para ello era necesario decarburar previamente el material con objeto de evitar la austenización del acero, con la consiguiente destrucción de la textura de recristalización.

Dando figuras similares a la FIG. Nº 23.ref. II6. Donde se puede ver una relación del índice $\bar{r}$ y del tamaño de grano con la temperatura de recristalización.

Por lo tanto, con el doble fin de obtener un acero totalmente antienviejecible y al mismo tiempo mejorar su índice $\bar{r}$, inicié un plan de estudios para lanzar al mercado un producto capaz de competir con los materiales calmados al titanio o al niobio, consistente en decarburar materiales estabilizados, dándoles además otro recocido o una prolongación del mismo a temperaturas -- más elevadas.

Todas las pruebas y ensayos se han resumido en la TABLA Nº 28 y para un estudio más profundo remitiré al lector a los trabajos del propio autor^{II7}.

Estos ensayos consistieron en decarburar materiales en --- nuestra batería open-coil, para después efectuar una serie de segundos recocidos en el horno de laboratorio a diferentes temperaturas. También se efectuaron una serie de pruebas comparativas, para ver el comportamiento de materiales estabilizados normales, (es decir sin efectuar una decarburación previa) frente a los mismos ciclos de recocido.

De un análisis detallado de estas pruebas, puede verse, -- que efectivamente los resultados obtenidos en los ensayos Nºs 2 y 4, recociendo a 800º y 750º respectivamente, materiales que ha---bían sido previamente decarburados, eran muy buenos en lo que a límites elásticos se refiere. Por otra parte de la comparación de los ensayos Nºs 1 y 2 se puede apreciar que; un material estabilizado y decarburado a 710º C, que presentaba un índice de anisotropía normal de 1,15, mediante la aplicación a dicho material de un segundo recocido a 800º C en el laboratorio, se elevó dicho índice de anisotropía normal a 1,41. Tengo que señalar a modo de inciso que el valor anormalmente bajo del índice $\bar{r}$ en el material de partida, hacía pensar, que no había habido la deseada inducción de la textura adecuada por parte de los precipitados de nitruro de aluminio, bien sea por la no combinación del aluminio con el nitrógeno en la acería, o bien por haberse elevado demasiado las temperaturas de bobinado en la laminación en caliente, ya que las reducciones posteriores en la laminación en frío y los recocidos aplicados fueron correctos. El partir de una materia prima que no estaba convenientemente estabilizada, fue en mi opinión la causa de no haber alcanzado los valores del índice $\bar{r}$ deseados.

Un segundo punto a considerar, es que la aplicación de recocidos "Duplex" con temperaturas en dichos recocidos por debajo de 750° C, como puede verse en los ensayos N°s 3, 5 y 6 no reportaba ninguna mejora en las características mecánicas del material.

También se realizaron paralelamente una serie de ensayos - sobre material que estaba estabilizado normalmente, (es decir sin proceso de decarburación), sometiéndolo a procesos similares a los anteriormente descritos para los materiales estabilizados-decarburados. De estos ensayos se pudo deducir que no había ninguna mejora en las características mecánicas por el empleo de temperaturas más altas en el recocido, o bien el empleo de recocidos "Duplex", ésto puede verse en los ensayos N°s 7,8,9,10 y 11.

Debido al bajo contenido en carbono del material que aquí se ensayó, no parece probable una destrucción de la textura por transición a la zona austenítica, sino más bien que es la propia decarburación la que favorece el desarrollo de una textura de recristalización diferente, en este punto considero por lo tanto insuficiente la explicación dada por los profesores D.E. Wise y D.A. Karlyn^{II6}, en el sentido de que la decarburación previa tenía como único objetivo el evitar el paso a la zona austenítica.

En este sentido parecen apuntar también las observaciones micrográficas realizadas, así en la micro N° 4 puede apreciarse - un material estabilizado, en la micro N° 7 un material estabilizado que ha sido decarburado a 710° durante 12 horas, seguido de un recocido "Duplex" a 800° C. De lo que aquí puede observarse podemos pensar que conforme aumenta la temperatura, va desapareciendo la estructura pan-cake asociada normalmente a una textura {III} - [II0], para ir dando paso a estructuras de tipo equiaxial más parecidas a las que podemos observar en las micros N°s 9 y 10 y que corresponden a un material calmado al titanio.

En lo que al tamaño de grano respecta; en las micros N^{os} 1 y 2 se puede apreciar que no hay diferencia notable en el tamaño de grano entre un material efervescente normal y un material efervescente que ha sido decarburado, y en los micros N^{os} 4, 5 y 6 -- puede verse la diferencia micrográfica entre nuestro material (micro N^o 4) y el material estabilizado de importación micro N^o 6. -- En la micro N^o 5 (que es la micro N^o 4 a x 520) se puede apreciar de forma muy clara la estructura pan-cake que acompaña a estos aceros.

En este sentido los trabajos de D.A. Karlyn y R.W. Vieth^{II8} sugieren una dependencia lineal del valor del índice de anisotropía normal $\bar{r}$ con el tamaño de grano según la expresión:

$$\bar{r} = \bar{r}_0 - K \cdot n$$

Siendo:

K : una constante

n : el tamaño de grano

$\bar{r}_0$: un valor constante dependiente de cada tipo de material.

Recientes trabajos de investigación de los profesores Kazuo Matsuo y Takayosh Shimomura^{II9} sobre el efecto de la decarburación en aceros efervescentes, dan una fórmula concordante con sus trabajos experimentales:

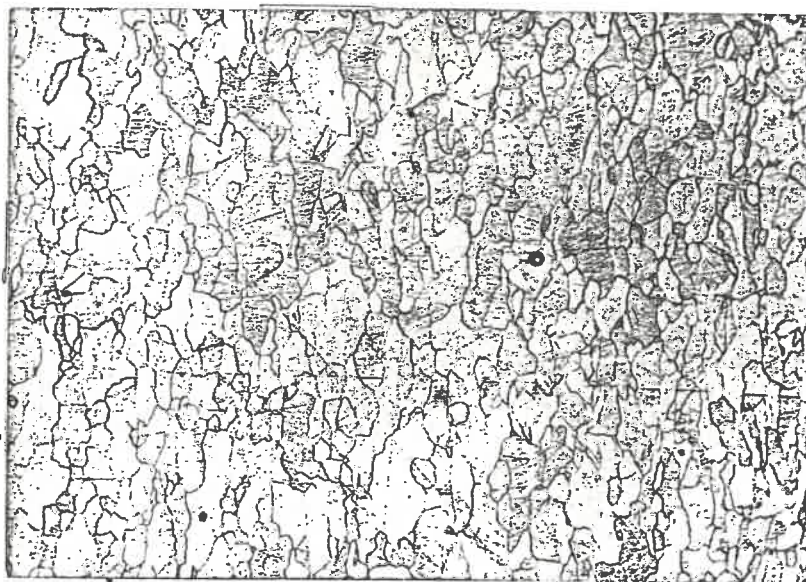
$$\bar{r} = \bar{r}_0 + K \left(\frac{1}{\sqrt{d}} - \frac{1}{\sqrt{d_0}} \right)$$

Siendo $\bar{r}_0$ un valor dependiente del % de reducción y del contenido de carbono. Y $\left(\frac{1}{\sqrt{d}} - \frac{1}{\sqrt{d_0}} \right)$, que nos señala la influencia del tamaño de grano en el índice de anisotropía normal $\bar{r}$, función de factores tales como la temperatura de recocido del acero y el contenido de oxígeno del mismo. Por lo tanto, considero la explicación dada por los profesores D.E. Wise y D.A. Karlyn^{II6} co



M. N° 4 x 130

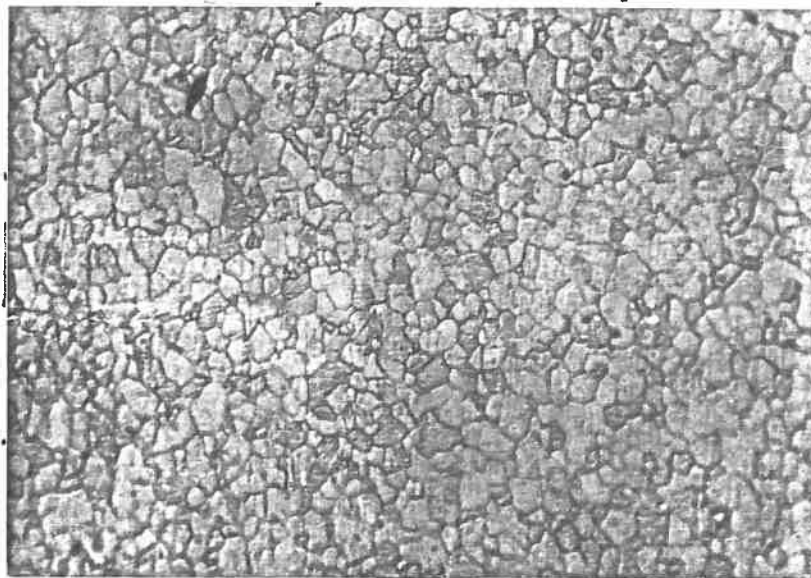
(ESTABILIZADO)



M. N° 7 x 130

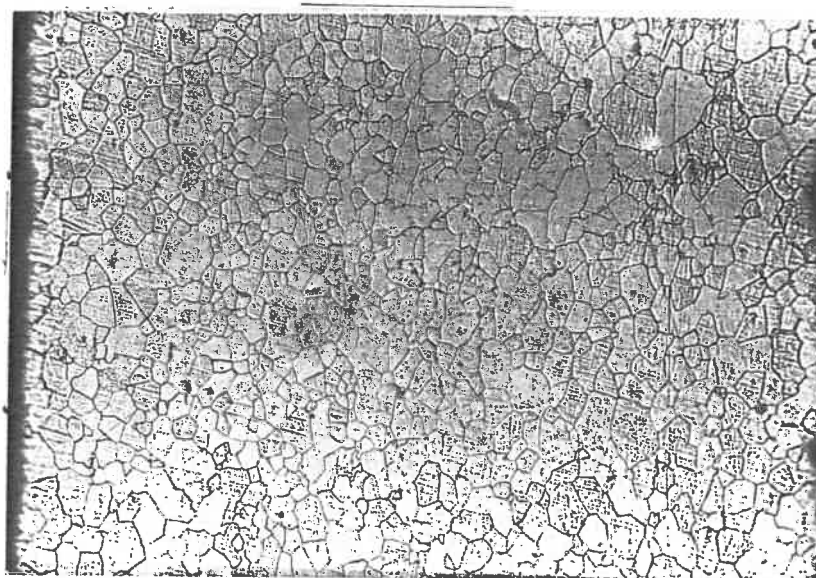
ESTABILIZADO - DECARBURADO

RECOCIDO DUPLEX.



M^o 1 x 130

EFERVESCENTE



M. N^o 2 x 130

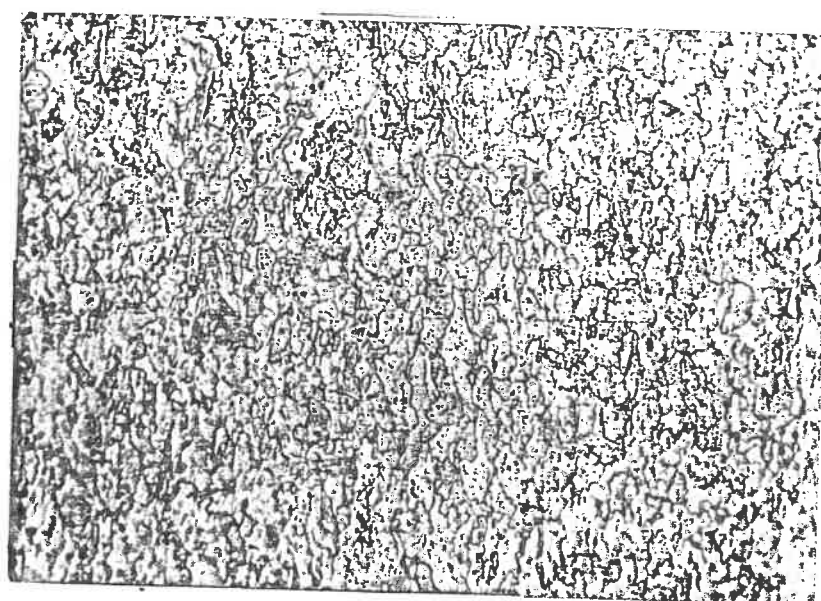
EFERVESCENTE

DECARBONADO



M. N° 5 x 520

ESTABILIZADO



M N° 6 x 130

ESTABILIZADO IMPORTACIÓN

mo incompleta, al menos en lo que al fenómeno de decarburación se refiere.

Con base a estos estudios teóricos, preparé dos ciclos, -- uno de ellos consiste en decarburar material estabilizado. Con el material así preparado se consiguieron embutir por primera vez en España con material nacional, diversos tipos de bañeras de difícil embutición y que hasta el presente se venían haciendo con material de importación. Sobre las 10 Tm. que se probaron el éxito fue completo ya que ninguna de las piezas embutidas rompió.

En cuanto al segundo ciclo preparado, se tiene pensado su empleo para competir con los materiales especiales de importación, materiales calmados al titanio ó niobio. (ver anexo Nº I, especial)

T A B L A N° 28

PROBETA	TIPO DE MATERIAL	PROCEDENCIA	PRIMER RECOCIDO TEMP. TIEMP.		SEGUNDO RECOCIDO TEMP. TIEMP.		COMPOSICION QUIMICA					
							C %	Mn %	Al %	Si %	P %	S %
130	ESTABILIZADA	L.L.	710°	11	-		0,004	0,34	0,035	0,010	0,025	0,020
(1) 131	DECARBURADA											
132												
120	ESTABILIZADA	L.L.	710°	11	800°	16,5	0,004	0,34	0,035	0,010	0,025	0,020
(2) 121	DECARBURADA											
122	REC. DUPLEX											
150	ESTABILIZADA	L.L.	710°	11	700°	21,8	0,004	0,34	0,035	0,010	0,025	0,020
(3) 151	DECARBURADA											
152	REC. DUPLEX											
161	ESTABILIZADA	L.L.	710°	11	750°	12,9	0,004	0,34	0,035	0,010	0,025	0,020
(4) 162	DECARBURADA REC. DUPLEX											

T A B L A N° 28

CARACTERISTICAS MECANICAS								OBSERVACION METALOGRAFICA
R	E	A %	r ₀	r ₄₅	r ₉₀	r _m	n	
(1) 30,2	18,6	39,2	1,32					EL MATERIAL DECARBURADO MUESTRA UNA ESTRUCTURA PAN-CAKE MENOS - ACUSADA QUE LA DE UN ACERO QUE HA SIDO ESTABILIZADO SOLAMENTE.
29,5	17,4	39,6		0,95		1,15	0,219	
29,7	17,3	40,1			1,38			
(2) 25,6	8,3	39,3	1,755					AL SER RECOCIDO POR SEGUNDA VEZ A 800° HA DESAPARECIDO PRACTICA MENTE LA ESTRUCTURA PUN-CAKE
26,4	8,4	31,6		1,07		1,41	0,238	
25,5	8,4	39,6			1,745			
(3) 26,4	14,7	40,8	1,45					
27,4	13,6	39,9		0,94		1,20	0,259	
26,7	-	42,7			1,48			
(4) 26,7	9,04	37,3						
26,7	8,95	34,8						

T A B L A N° 28

PROBETA	TIPO DE MATERIAL	PROCEDENCIA	PRIMER RECOCIDO TEMP. TIEMP.		SEGUNDO RECOCIDO TEMP. TIEMP.		COMPOSICION QUIMICA					
							C %	Mn %	Al %	Si %	P %	S %
171	ESTABILIZADO	L.L.	710°	11	650°	15	0,004	0,34	0,035	0,010	0,025	0,020
(5) 172	DECARBURADO REC. DUPLEX											
181	ESTABILIZADO	L.L.	710°	11	580°	14,50	0,004	0,34	0,035	0,010	0,025	0,020
(6) 182	DECARBURADO REC. DUPLEX											
400	ESTABILIZADO	L.L.	580°	12	-		0,044	0,27	0,049	-	0,025	0,020
(7) 401	REC. SIMPLE											
402												
300	ESTABILIZADO	L.L.	800°	12,5	-		0,044	0,27	0,049	-	0,025	0,020
(8) 301	REC. SIMPLE											
302												

T A B L A № 28

CARACTERISTICAS MECANICAS								OBSERVACION METALOGRAFICA
R	E	A %	r ₀	r ₄₅	r ₉₀	r _m	n	
(5) 28,24	18,4	38,9						
28,01	18,2	36,8						
(6) 27,5	17,75	38,5						
27,1	17,35	44,8						
30,7	23,5	40,5						
(7) 30,5	19,1	47,5						
30,3	16,8	39,4						
29,4	19,6	35,1						
(8) 30,6	20,3	35,2						
30,1	18,4	35,7						

T A B L A N° 28

PROBETA	TIPO DE MATERIAL	PROCEDENCIA	PRIMER RECOCIDO TEMP. TIEMP.	SEGUNDO RECOCIDO TEMP. TIEMP.	COMPOSICION QUIMICA					
					C %	Mn %	Al %	Si %	P %	S %
290 (9) 291 292	ESTABILIZADO REC. SIMPLE	L.L.	800° 14,25	-	0,044	0,27	0,049	-	0,025	0,020
330 (10) 331 332	ESTABILIZADO REC. SIMPLE	L.L.	580° 12	-	0,049	0,33	0,030	-	0,028	0,020
340 (11) 341 342	ESTABILIZADO REC. DUPLEX	L.L.	580° 12	800° 14,25	0,049	0,33	0,030	-	0,028	0,020
10 (12) 11 12	CALMADO AL TITANIO	ALEMAN	-	-	0,024	0,32	0,011	0,023	0,012	0,016 (Ti) 0,107

T A B L A N^o 28

CARACTERISTICAS MECANICAS								OBSERVACION METALOGRAFICA
R	E	A %	r ₀	r ₄₅	r ₉₀	r _m	n	
27,98	18,49	44,2						
(9) 29,55	18,69	35,5						
28,29	17,50	36,5						
30,5	17,95	39,75						
(10) 30,6	19,60	38,40						
30,4	19,35	37,85						
28,12	19,27	30,2						
(11) 27,97	20,09	34,3						
28,53	18,31	30,6						
(12) 31,6	15,8	38,8	1,83	1,72	2,35	1,905	0,250	

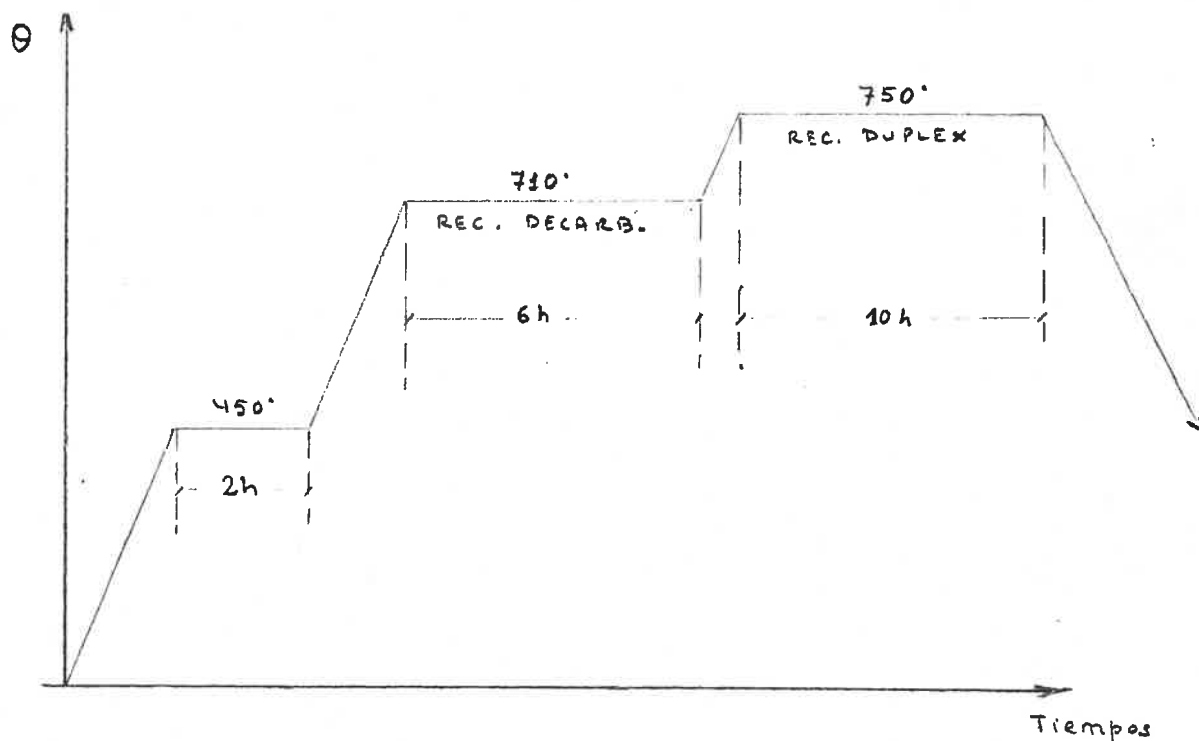
T A B L A N° 28

PROBETA	TIPO DE MATERIAL	PROCEDENCIA	PRIMER RECOCIDO TEMP. TIEMP.	SEGUNDO RECOCIDO TEMP. TIEMP.	COMPOSICION QUIMICA					
					C %	Mn %	Al %	Si %	P %	S %
20 (13) 21 22	ESTABILIZAD	FRANCES (SOLLAC)	-	- (As) 0,060	0,068	0,34	0,049	0,0072	0,020	0,020

T A B L A N° 28

CARACTERISTICAS MECANICAS								OBSERVACION METALOGRAFICA
R	E	A %	r ₀	r ₄₅	r ₉₀	r _m	n	
30,0	20,4	38,5	1,82					
(13) 30,1	20,2	38,8		1,135		1,50	0,218	
31,2	21,2	42,5			1,90			

ANEXO Nº I - ESPECIAL

CICLO ESPECIAL PARA USOS DE EMBUTICION EXTRAPROFUNDA PARA APLICACIONES MUY ESPECIALES.-

- Partiendo de material estabilizado
- Calentamiento hasta 450° y palier de 2 horas
- Inyección de vapor a 620° C (P.R. 28° C, H₂ : 10% N₂ : 90%; CAUDAL : 60 m³/h)
- Recocido decarburante a 710° durante 6 horas
- Secado de 1 hora para eliminar el exceso de vapor de agua
- Elevación de la temperatura a 750° manteniendo en esa temperatura un periodo de tiempo comprendido entre 10 y 12 horas (CAUDAL : 28 m³/h)
- Enfriamiento normal hasta la temperatura de 120° C -- (CAUDAL : 28 m³/h)
- Toma de muestras en la máquina de expansión y análisis de laboratorio.

IO-I-4.- APLICACION DE LA BATERIA DE RECOCION OPEN-COIL A LA OBTEN-
CION DE CHAPA AZULADA.-

La necesidad de suministrar en ocasiones chapa azulada y - sobre todo las crecientes demandas en el campo de los flejes de - embalaje, (flejes pintados, lacados, azulados, etc.) me llevó a - pensar en la utilización del open-coil, para poder competir con - los flejes de procedencia exterior, los cuales son obtenidos en - hornos continuos, siendo sometidos a continuación a un austempe-- ring en baño de plomo, el cual les confiere unas características mecánicas idóneas, que juntamente con un color azulado los coloca en un standar de calidad muy elevado.

La idea de obtener fleje azulado en la batería open-coil, - es una aplicación directa del estudio de la físico-química de las reacciones en la batería open-coil.

Se trata por lo tanto de obtener un fleje que cumple las - siguientes condiciones:

- a) No se decarbura, de esta forma se mantendrán las características mecánicas.
- b) Al mismo tiempo debe tener una coloración azulada en su superficie.

Para ello era necesario efectuar después de la laminación un revenido en lugar del habitual recocido, ya que con las temperaturas altas del recocido se disminuirá la resistencia por debajo de los límites especificados.

De esta forma:

- Mediante un revenido a 450°C se lograba mantener las -- características en resistencia pero al mismo tiempo colocar el alargamiento del material entre los límites especificados 6 - 7%.

- A esta temperatura de 4500, el coeficiente de difusión del carbono puede expresarse mediante la fórmula:

$$D_c = 0,394 \cdot \exp. \left(- \frac{80.150}{RT} \right) \text{ mm}^2 \text{ sg}^{-1}$$

$$\text{A } 4500 \text{ C} \dots\dots D_c = 6,38 \cdot 10^{-9} \text{ cm}^2 \text{ sg}^{-1}$$

$$7000 \text{ C} \dots\dots D_c = 5,9 \cdot 10^{-7} \text{ cm}^2 \text{ sg}^{-1}$$

Por lo tanto el carbono no difundirá y no se nos producirá el fenómeno de la decarburación.

- Es necesario inyectar la suficiente cantidad de vapor de agua y disminuir al mismo tiempo el % de hidrógeno para que entremos ampliamente en la zona de oxidación del material, produciéndonos la deseada coloración azulada.

En base a estas consideraciones teóricas se preparó una prueba a escala industrial, según el ciclo que puede verse en el ANEXO-ESPECIAL Nº 2 y cuyos resultados pueden verse en la TABLA Nº 29, constituyendo un éxito total dicha prueba, tanto desde el punto de vista de características mecánicas como desde el punto de vista de coloración.

Los resultados hacen posible por lo tanto la competencia con los materiales de importación en unas condiciones económicas favorables para nosotros.

ANEXO-ESPECIAL Nº 2

CICLO EMPLEADO PARA LA OBTENCION DE CHAPA AZULADA CON DESTINO A FLEJE DE EMBALAJE.-

- MATERIA PRIMA: Material comercial sin ninguna responsabilidad.
- REDUCCION: 55%
- CICLO DE AZULADO:

Temperatura punto alto	: 460º C
Temperatura punto bajo	: 450º C
Caudal de gas H.N.X.	: 60 m ³ /hora
Composición del gas	: 5% H ₂
Punto de rocío	: 25º C
Inyección de vapor a	: 450º C
Mantenimiento con vapor	: 4 horas
Secado	: 1 hora
Retirado de la mufla	: 120º C

T A B L A N° 29

ROLLO	ESPESOR	CARACTERISTICAS MECANICAS				COMPOSICION QUIMICA	
		HRb	R	E	A	% C ANTES DE AZULAR	% C DESPUES DE AZULAR
010 E C BS BI	0,88	92	59,9	-	6,5	0,042	0,040
						0,046	0,046
						0,043	0,040
010 I C BS BI	0,85	90	58,5	-	6,7	0,044	0,040
						0,045	0,044
						0,043	0,043
020 E C BS BI	0,88	90	57,9	-	7,5	0,037	0,037
						0,034	0,033
						0,037	0,036
020 I C BS BI	0,90	89	56,6	-	7,5	0,046	0,041
						0,049	0,047
						0,041	0,041
NO HA HABIDO DECARBURACION							

10-I-5.- OTRAS APLICACIONES A NIVEL INDUSTRIAL DE LA CHAPA TRATADA MEDIANTE EL PROCEDIMIENTO OPEN-COIL.-

Se trata de dos aplicaciones del máximo interés desde el punto de vista científico e industrial, es por ello, por lo que las mencionaremos aquí a pesar de ser productos no fabricables en nuestra batería open-coil.

La primera de ellas es la denitruración, sobre la que ya hemos tratado algo en algunos apartados de esta tesis doctoral, la segunda es la alfatización, y ambas constituyen dos posibilidades más dentro de la gama de productos fabricables en el open-coil.

OBTENCION DE ACEROS ALFATIZADOS MEDIANTE EL OPEN-COIL.-

Este procedimiento de concepción totalmente nuevo, ha -- constituido un enorme esfuerzo de investigación por parte del -- consorcio belga COCKERILL, que ha obtenido a escala industrial este producto.

La cromización ó alfatización, consiste en transformar -- en acero inoxidable, una capa de unas centésimas que juega un -- papel decisivo en la protección del material. Esto se logra mediante la difusión a altas temperaturas del cromo aportado a la superficie en forma de halogenuros de cromo.

Era sabido que en los métodos de cromatización convencio -- nales por paquetes, las piezas estaban rodeadas por una mezcla de sólidos inertes (óxidos inertes) y activos (aleaciones de -- cromo), y no podía evitarse una sinterización parcial, por otra parte también era sabida la afinidad del cromo por el carbono, -- formando carburos de cromo de extraordinaria dureza.

Mediante el empleo del open-coil para la cromatización se puede lograr:

- La eliminación de todo contacto en fase sólida.
- Se elimina también la posibilidad de formación de carburos de cromo, ya que el acero base se encuentra decarburado.
- Se incrementa de forma muy notable la producción.

Los laboratorios de investigación del grupo COCKERILL, señalan que en este proceso, se emplea como fuente de cromo un ferrocromo poroso embebido en halogenuros de cromo. Estos halogenuros de cromo en contacto con la banda, depositan sobre ella átomos de cromo. El mecanismo de la deposición en investigación actualmente puede darse en las formas siguientes:

- | | |
|---------------------------|--|
| - Recubrimiento | : $\text{Cr } x_2 \dots\dots \text{Cr} + x_2$ |
| - Reducción por hidrógeno | : $\text{Cr } x_2 \dots\dots \text{Cr} + x\text{H}$ |
| - Intercambio | : $\text{Cr } x_2 \dots\dots \text{Cr} + \text{Fe } x_2$ |

Mediante estudios de laboratorio se ha encontrado recientemente una relación muy estrecha entre el mecanismo de deposición del cromo en la banda y el contenido de carbono, apareciendo que para contenidos de carbono inferiores a 0,003% el mecanismo es el de intercambio, sin embargo cuando el contenido de carbono se sitúa en 0,08%, se puede afirmar, que además del mecanismo de intercambio los otros dos mecanismos juegan un papel fundamental.

Esta capa cromizada se presenta bajo la forma de una capa de cinco a diez centésimas de milímetro en estructura basáltica ferrítica, el contenido en cromo del acero ferrítico varía de 25% a 12% siguiendo el esquema que se puede apreciar en la FIG. Nº 24.

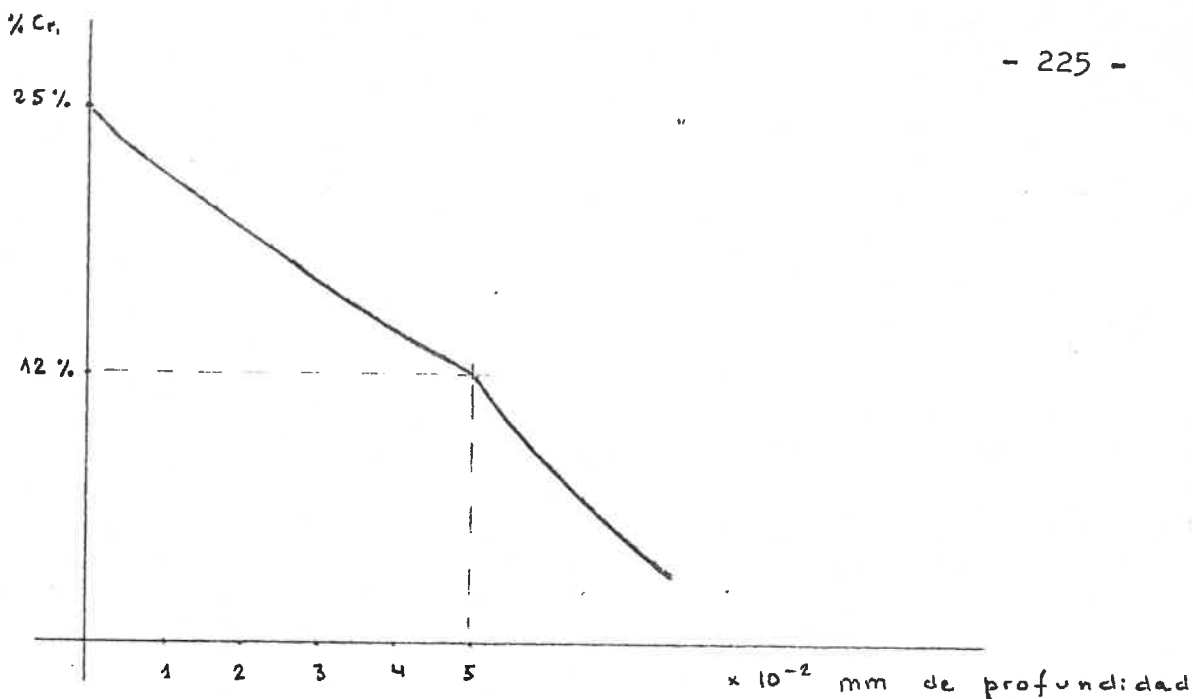


FIG. Nº 24

Otro aspecto fundamental a destacar es que contrariamente a lo que sucede en la decarburación y denitruración, la aportación de cromo sobre las superficies por descomposición de los halogenuros, es prácticamente instantánea, siendo la difusión del cromo el fenómeno más lento.

Del mismo modo la regeneración de los halogenuros de cromo en contacto con la fuente de cromo es casi instantánea, no así la difusión del cromo a través del ferrocromo.

Por lo tanto el contenido de cromo en la superficie de la banda, y el contenido en el ferrocromo son idénticos, aunque no se encuentran en contacto.

En lo que respecta a las características de estos aceros cromatizados cabe señalar:

- Resistencia a la corrosión extraordinaria comparable a la de los aceros inoxidables.
- Resistencia a vapores corrosivos superior a los aceros calorizados. Sumergido durante mil horas en un baño de condensados de productos de combustión a 800 C, queda prácticamente inalterado.

- Resistencia a la oxidación muy buena incluso a temperaturas de hasta 800° C.
- Deformabilidad: Dado que la cromización corresponde a una transformación superficial y no a un recubrimiento, los ensayos ERICHSEN y OLSEN, demuestran que la capa cromatizada no rompe antes de que se produzca la rotura del material base.

Desde mi punto de vista la alfatización es la aplicación más espectacular y menos desarrollada del open-coil, ha sido necesario un enorme esfuerzo de investigación para poder dominar la físico-química del proceso, así como para poder llevar a cabo esta realización a escala industrial. Naturalmente la mayor parte de los trabajos no han sido publicados. El lector que desee una mayor información sobre este tema puede hacerlo en las refs. I20-I21-I22-I23.

CONCLUSIONES

11.- CONCLUSIONES.

De conformidad a los objetivos definidos para la presente Tesis Doctoral, he realizado una serie de estudios teóricos, conducentes a la optimización de la fase activa del procedimiento open-coil.

Para ello y basándome en los más modernos trabajos de investigación, he desarrollado un modelo físico propio, que juntamente con el modelo matemático, modificado y aplicado al caso de nuestra batería, me han permitido, no solamente el estudio en forma aislada de los fenómenos que intervienen en el proceso, sino lo que resulta ser más importante, la correlación entre -- los mismos, fruto de lo cual han sido unas conclusiones teóricas, que juntamente con los trabajos experimentales llevados a cabo por el autor, han permitido la obtención, por primera vez en nuestro país, de una serie de nuevos productos, algunos de los cuales, han constituido, según opinión de Lee-Wilson, el -- primer intento a escala internacional de obtención de los mismos, tal es el caso de la chapa decarburada-estabilizada y fleje azulado, así como en buena medida la chapa eléctrica al silicio decarburada obtenida mediante el procedimiento open-coil.

Ambas, conclusiones teóricas y trabajo experimental, que expondré a continuación, han sido fruto del trabajo desarrollado en la presente Tesis Doctoral.

- CONCLUSIONES TEORICAS.-

1) Contrariamente a lo expuesto, en la práctica totalidad de la bibliografía, publicada sobre el procedimiento de decarburación open-coil, de los estudios realizados por el autor, cabe considerar, que el procedimiento a nivel industrial no está controlado por el fenómeno de la difusión del carbono en el acero.

El control por parte de la difusión, solamente se producirá cuando operemos en condiciones similares a las del laboratorio, es decir cuando tengamos:

- Caudales de remoción suficientemente altos, como para asegurar en todo momento, un contenido de monóxido de carbono en la atmósfera del horno no superior a algunos centenares de p.p.m.
- La necesaria presión de vapor de agua en el bulk, que nos garantice la transferencia de vapor de agua a la interfase, en cantidad suficiente para que se produzca la reacción superficial.

Cabe desechar por lo tanto, toda extrapolación sobre la duración de la fase activa del proceso, basándonos en consideraciones hechas sobre ensayos realizados a nivel de laboratorio, donde es la difusión el fenómeno controlante.

2) Las modificaciones introducidas por el autor, en los estudios base propuestos por Jost⁸² para la difusión en ensayos de laboratorio, han hecho viable la aplicación del modelo matemático al estudio de la difusión en cargas industriales.

Dichas modificaciones consisten en:

- Considerar distinto de cero el contenido de carbono en la superficie del metal en contacto con el gas. Este valor, tratándose de una decarburación industrial, será función del % de monóxido de carbono existente en la atmósfera de la base y de la temperatura.
- Introducir una segunda etapa en el modelo matemático, considerando un modelo de difusión de un elemento; -- carbono, en un medio compuesto por una sola fase.

Dan como resultado:

2.1.- Que el tiempo total de difusión, no solamente es función del cuadrado del espesor, tal y como se desarrolla en los modelos habituales aplicados a situaciones de laboratorio, sino que vendrá dado por una expresión del tipo:

$$T_{total} = \frac{d^2}{4 \cdot \gamma^2 \cdot D_c(\theta)} + \frac{4 \cdot d^2}{\pi^2 \cdot D_c(\theta)} \left(\ln \frac{8}{\pi^2} - \ln \frac{C_2(t)}{C_1(t_{max})} \right)$$

siendo por lo tanto función del:

- Contenido inicial de carbono en el acero base.
- % de monóxido de carbono en la atmósfera de la base.
- Temperatura.

2.2.- De la consideración de los resultados de este modelo matemático modificado por el autor, se obtienen unos incrementos en los tiempos de difusión para el caso de decarburaciones de cargas industriales del + 7,2%.

3) Como consecuencia del trabajo teórico desarrollado en la presente Tesis, cabe hacer las consideraciones siguientes, que afectan a la cinética del proceso global de decarburación a escala industrial, y que constituyen una nueva aportación en relación a lo publicado hasta el momento presente.

3.1.- Contrariamente a lo que cabría suponer, dado el alto caudal de remoción interna de las turbinas (40.000 m³/h), el flujo en el interior de los espacios inter-espiras se desarrolla en régimen laminar. Este régimen laminar no se modifica por grandes que sean las elevaciones en el caudal de remoción interno de la turbina (~ 1.000.000 m³/h). De donde deducimos que el proceso no viene afectado por las variaciones en este parámetro.

3.2.- Cuando operamos a nivel industrial, el proceso no viene controlado por ninguno de los fenómenos siguientes:

- Difusión del carbono en el interior de la chapa.
- Reacción superficial "en sí misma".
- Fenómenos de transferencia de masa; ya sea la aportación de vapor de agua desde el bulk a la interfase, ó bien la eliminación de monóxido de carbono desde la interfase al bulk.

- Aportación de vapor de agua a la base.

3.3.- La explicación al incremento en los tiempos del proceso industrial, con relación a los obtenidos en los ensayos de laboratorio, reside en la incidencia que sobre la cinética de la reacción superficial, ejercen las presiones de vapor de agua y monóxido de carbono en el bulk, siendo por lo tanto estos parámetros los determinantes de la cinética del proceso global de decarburación.

3.4.- De lo anteriormente expuesto, se deduce que contrariamente a lo publicado en numerosa bibliografía⁶⁵⁻⁶⁶⁻⁶⁷, incluido el Know-How de Lee-Wilson⁶⁸⁻⁶⁹, no existe una proporcionalidad directa entre la cantidad de vapor de agua aportado a la base y los tiempos de decarburación, el efecto de la mayor o menor concentración de vapor de agua en la atmósfera de la base, se hace sentir, positiva ó negativamente, a través de su influencia en la cinética de la reacción superficial.

3.5.- Consecuencia de las conclusiones teóricas elaboradas por el autor, y como resultado de las mismas, se logró una reducción del 18,58% (H/Tm), en los tiempos de la fase activa del proceso decarburante, mediante unos incrementos en los caudales de barrido y presión de vapor de agua en el bulk.

4) En el proceso industrial, al no ser posible la determinación de una expresión que nos de los tiempos reales de decarburación, se hace necesario efectuar el control de la misma mediante un procedimiento indirecto, cual es la medición del punto de rocío y del contenido de monóxido de carbono en los gases de salida de la base, correlacionándolos con los contenidos de carbono en el acero base.

4.1.- Para el logro de este objetivo, y resultante de la aplicación, tanto del modelo físico, como de las condiciones de equilibrio propuestas por el autor, he obtenido, la relación existente entre el % de carbono superficial en la película altamente decarburada y el contenido de monóxido de carbono en la atmósfera decarburante.

Esta relación viene expresada en la forma:

$$\ln \% C_{\text{SUP}} = \frac{8.400}{T_{\text{ABS}}} - 12,397 + \ln (\% \text{ CO} \cdot 0,01)$$

Lo cual nos permite determinar los contenidos de carbono en la película altamente decarburada, en función del contenido de monóxido de carbono en equilibrio con el mismo.

4.2.- Así mismo, he determinado experimentalmente, que la relación que liga el contenido de carbono medio en el acero base, con el contenido de carbono superficial en la película de carburada, viene expresado en la forma siguiente:

$$\% C_{\text{Medio}} = 10,8716 \cdot \% C_{\text{SUP}} + 1,4537 \cdot 10^{-3}$$

Correspondiendo el valor de $1,4537 \cdot 10^{-3} \%$ a la cantidad de carbono en el acero base, en equilibrio, con un contenido de carbono "cero" en la superficie de la chapa. Al cual denominaré carbono residual ó límite, siendo inútil y antieconómico tratar de rebajar el contenido de carbono por debajo de esos niveles.

4.3.- Por lo tanto, la relación determinada a 7002°C , entre el $\%$ de monóxido de carbono en la atmósfera del horno y el contenido medio en el acero base, y que nos permiten efectuar un correcto control de la decarburación, viene dada por la siguiente expresión:

$$\% C_{\text{Medio}} = 2,5041 \cdot 10^{-3} \cdot \% \text{ CO} + 1,4537 \cdot 10^{-3}$$

El conjunto de expresiones aquí obtenidas, constituye el estudio más completo publicado, sobre el control de las decarburaciones industriales, estando los resultados en perfecta concordancia, con los valores obtenidos en los trabajos experimentales, llevados a cabo en la batería por el propio autor.

- CONCLUSIONES EXPERIMENTALES.-

Pasaré a exponer seguidamente, las conclusiones experimentales, como fruto de los trabajos teóricos y de experimentación, llevados a cabo por el autor en la batería open-coil.

5) Mediante la aplicación del recocido open-coil, a la decarburación de chapas de calidad comercial, se obtuvo, por primera vez en nuestro país, chapa decarburada con destino a esmaltación directa en una sola capa. Habiéndose demostrado -- que una decarburación en niveles de carbono de 0,005% era suficiente para lograr una buena adherencia en el esmalte, tal y como se demostró en el primer laboratorio piloto montado a tal efecto en España.

6) Como consecuencia de la aplicación de las conclusiones teóricas y trabajos experimentales llevados a cabo por el autor en la batería, así como de los ensayos piloto realizados en el Centro Nacional de Investigaciones Metalúrgicas, he desarrollado unos ciclos decarburantes especiales, conducentes a la obtención en nuestra batería open-coil, de un par de grados de acero eléctrico, especialmente aptos para las necesidades del mercado nacional y completamente nuevos en nuestro país.

Dichos grados son:

- Chapa de calidad comercial decarburada.
- Chapas decarburadas de medio y bajo contenido en silicio para aplicaciones eléctricas.

Ambas en las calidades semi y fully procesadas.

7) De los trabajos anteriormente citados, y en lo que al primero de los grados respecta, cabe sacar las siguientes conclusiones, de enorme importancia para el desarrollo del proceso mismo.

7.1.- A diferencia de lo que sucede en las calidades altas en silicio, especialmente en el caso de chapas magnéticas de grano orientado, el ratio de reducción no es condicionante del proceso, siendo esta afirmación válida solamente en relaciones de reducción comprendidas entre un 40% y un 70%.

7.2.- Por contraposición, puedo señalar, que la temperatura del segundo recocido es fundamental en lo que a valores de pérdidas magnéticas se refiere, habiéndose obtenido, en chapas de 0,5 mm. de espesor ensayadas a 10.000 Gauss y 50 c.p.s., disminuciones desde 3,7 Watt/Kgr. a 3 Watt/Kgr. mediante incrementos en las temperaturas de recocido final de 5800 a 7800 C.

7.3.- La importancia de los materiales así obtenidos es grande, ya que, suministrados en estado semi-procesado, permiten sustituir en condiciones económicamente ventajosas, a la chapa magnética de grano no orientado en sus calidades M-3,6 (3,6 Watt/Kgr. a 10.000 Gauss y 50 c.p.s.) y M-3 (3 Watt/Kgr. a 10.000 Gauss y 50 c.p.s.).

7.4. Consecuencia del trabajo experimental desarrollado, al objeto de minimizar las pérdidas magnéticas, es la puesta a punto por parte del autor, de un tratamiento específico para estas calidades; consistente en una reducción del 20% seguida de un tratamiento de alivio de tensiones a 4500 C., dicho tratamiento se ha revelado más eficaz y económico que los recocidos convencionales recomendados por Lee Wilson para bobina abierta, consistentes en reducciones del 40-70% seguidas de recocidos a 5800 C.

8) La obtención de chapas magnéticas, mediante la decarburación open-coil de aceros al silicio, constituye por su interés científico así como por su mercado y posibilidades, la realización práctica más importante lograda en el desarrollo de mis trabajos experimentales, habiéndose obtenido, por primera vez en nuestro país, chapa magnética de grano no orientado y decarburada, con las tolerancias propias de la laminación en frío.

Siendo los resultados obtenidos, mediante recocidos decarburantes de estos aceros en la batería open-coil, superiores a las calidades standar de la gama internacional de aceros al silicio obtenidos en hornos continuos, para idénticas cantidades de este elemento.

8.1.- Análogamente a lo que sucede para el caso de chapa comercial decarburada, los valores encontrados para las pérdidas magnéticas tal y como se muestran en las tablas NOS 25 y 26, dependen fundamentalmente de las temperaturas alcanzadas en el segundo recocido, habiéndose logrado reducciones en dichos valores que oscilan entre 49,27% y 30,16%, mediante la aplicación de los nuevos ciclos que he desarrollado, basándome para ello en los -- ciclos de ensayo llevados a cabo en el CENIM, en los cuales se emplearon temperaturas de 8152 C para los ciclos de segundo recocido.

Consecuencia de ello fue la modificación propuesta por el autor, e introducida en nuestra batería open-coil, conducente a la obtención de estas temperaturas.

8.2.- Tratándose de calidades de pasada final y mediante la aplicación de estos ciclos, ha sido posible obtener valores en las pérdidas magnéticas de hasta 2,8 y 1,7 Watt/Kgr., correspondientes a ciclos de recocido finales de 7002 y 8152 C respectivamente, cuando se trata de chapas de 0,5 mm. de espesor y --- 0,83% de contenido en silicio, ensayadas a 10.000 Gauss y 50 c.p.s.

Es de hacer notar que el valor en pérdidas de 1,7 Watt/ - Kgr. correspondería, en las mismas condiciones, a un contenido en silicio de 2,25% en la gama de aceros eléctricos obtenidos en horno continuo.

9) Con objeto de obtener un material con destino a embuticiones extraprofundas, en calidad similar a los aceros calmados al titanio ó niobio de procedencia extranjera, realicé, por primera vez a escala industrial, la puesta a punto de un ciclo

de recocido doble, que comportaba además de la decarburación de materiales estabilizados, un segundo recocido con objeto de mejorar su embutibilidad, de esta forma, se logró obtener un acero, con el nitrógeno fijado en forma de nitruros y el carbono eliminado mediante el proceso de decarburación open-coil.

Como consecuencia de lo anterior y con material estabilizado-decarburado, se consiguió embutir por primera vez en nuestro país, diversas piezas (bañeras), que hasta el momento se venían haciendo con materiales de importación, especialmente franceses.

9.1.- La aplicación del segundo recocido es fundamental en lo que respecta a las características de embutibilidad del material, ya que mediante la aplicación de un segundo recocido a 800° C sobre material estabilizado y decarburado a 710° C, -- que presentaba un índice de anisotropía normal de 1,15, se logró la modificación de dicho índice elevándolo a 1,41.

9.2.- Sin embargo, se verificó que la aplicación de recocido "duplex", con temperatura de segundo recocido por debajo de 750° C, no se reportaba ninguna mejora en las características de embutibilidad del material.

Lo mismo sucedía, pero en este caso para cualquier temperatura de segundo recocido, cuando se trataba de chapa estabilizada sin decarburar.

10) Como aplicación directa de mis estudios sobre el --- equilibrio de las atmósferas decarburantes, fue posible obtener chapa azulada en nuestra batería open-coil. Chapa, que por otra parte puede sustituir a la chapa azulada de importación, obtenida en instalaciones muy costosas, consistentes en hornos continuos y austempering en baños de plomo.

11) De acuerdo siempre con las ideas base desarrolladas en el presente trabajo cuales son:

- Influencia del caudal de barrido junto con la presión de vapor de agua en el bulk.
- Tonelaje cargado en la base.

Es perfectamente posible el desarrollo de un horno open-coil en continuo, cuya principal ventaja sobre una batería convencional reside en el incremento de producción (+ 261%), habida cuenta de la optimización de la fase activa del proceso y de que en las fases de calentamiento y enfriamiento, la transmisión de calor se realiza por convección y radiación, no aumentando por lo tanto los tiempos en función de las cargas, en la misma forma que en una batería de bobina cerrada, donde la transmisión de calor se realiza fundamentalmente por conducción.

Independientemente de esto, el sistema en continuo comportaría una serie de ventajas que se detallan en el presente trabajo.

Como resumen final de todo lo que antecede, puedo afirmar, que si exceptuamos las instalaciones japonesas y la del consorcio belga Cockerill, la amplia gama de productos obtenidos en nuestra batería, hacen de nuestra instalación la de mayor diversificación en cuanto a productos obtenidos.

Quedando plenamente justificada la idea, de que la batería open-coil, es un instrumento inigualable, cuando se aplica a productos que exigen unas calidades muy especiales y que poseen un gran valor añadido. Quedando abierto por lo tanto, a la posterior investigación, un campo de enormes perspectivas en el futuro de este tipo de instalaciones, tanto por lo que se refiere a estudios sobre la instalación industrial en sí misma, como a la investigación sobre la físico-química de los procesos en ella desarrollados.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1.- V.J. GIBBONS

Open-coil annealing

SHEET METAL INDUSTRIES MAY. 1961 (341-348)

2.- J.R. LOW and M. GENSAMER

Aging and the yield point in steel

A.I.M.E TECHNICAL PUBLICATION No 1644 1943 (10)(1-36)

3.- J.A. BAUCHER and J.K. MAGOR

Open-coil annealing: commercial applications and current developments.

I.S.I. SPECIAL REPORT 79 1963 (34-32) pp. 35.

4.- J.A. BAUCHER

Use of open-coil process to change composition and improve sheet steel.

IRON AND STEEL ENGINEER MAY 1961 (73-84) pp. 76-78.

5.- J. ARNOLD

Shows way to gas annealing.

IRON AND STEEL ENGINEER AUGUST 1960 (91-111)

6.- W.T. MAINWARING

Recent developments in hydrogen-nitrogen supply system for furnace atmosphere control.

IRON AND STEEL ENGINEER OCTOBER 1967 (115-125)

7.- E.A. MIZIKAR, N.P. BRESKY, R.A. WEITCH

An improved method for calculating soak times in --
batch annealing.

IRON AND STEEL ENGINEER JULY 1972 (53-59)

8.- W.H. MINCK

Factors affecting quality in open-coil annealing.

BLAST FURNACE AND STEEL PLANT DEC. 1963 (1085-1115)
pp. 1085-1089

9.- J. GOTO, T. SASAKI, Y. YAMATA

Trabajo de investigación no publicado.

LABORATORIOS DE INVESTIGACION DE LA KAWASAKI STEEL -
CORPORATION.

(Referenciado: Yukio Inokuti, Transactions I.S.I.J.
vol. 15 1975 ref. 24)

10.- YUKIO INOKUTI

Formation of graphite on the surface of cold rolled
low carbon steel sheet during annealing.

RESEARCH ARTICLE TRANSACTIONS I.S.I.J. vol. 15 1975
(314-323) pp. 318.

11.- YUKIO INOKUTI

Effect of the third elements on the graphite forma-
tion on the surface of iron.

RESEARCH ARTICLE TRANS. I.S.I.J. vol 15 1975 (324-
333).

12.- DONALD BLICKWEDEN

The importance of surface composition.

METAL PROGRESS NOVEMBRE (1969) (77-80)

13.- A.V. MAKSIMENKO

The use of a method of high harmonics for decarburization inspection of steel.

DEFECTOSKOPIYA (2) 1972 (234-235)

14.- J.D. FAST

GASES IN METALS pp. 100-103

PHILIPS TECHNICAL LIBRARY

UNWIN BROTHERS LIMITED (THE GRESHAM PRESS, OLD WOKING SURREY).

15.- I.A. TOMILIN, L.A. SHAVARSTMAN, V.G. BORISENKO, DUKHNOV, A.G. PETRENKO

Decarburization of transformer steel strip in mixtures of hydrogen and steam.

STHAL IN ENGLISH JUN. 1969 (586-588)

16.- REF. No 10 pp. 31717.- KUNIO ITO

Textures in carburized and decarburized steels.

TRANS. I.S.I.J. vol 11 1971 (86-94)

18.- H.J. GRABKE

Kinetik und mechanismen der ober flächenreactionen bei der auf-und entkohlung und auf-und entsticklung von eisen - in gasen.

ARCH. EISENHUTTENWES, 46, 1975 No 2 FEBRUARY (75-81) pp. 75 y 81.

19.- REF. Nº 14 pp. 142

20.- R.P. SMITH

The diffusivity and solubility of carbon in alpha-iron.

TRANSACTIONS OF THE METALLURGICAL SOCIETY OF A.I.M.E.
vol. 224 FEB. 1962 (105-111) pp. 109 y 110.

21.- BELCHENKO Y COLABORADORES

Optimizacion del régimen de recocido decarburante en acero 08 Kp en atmósferas de hidrógeno húmedo.

METALLURG I GORNOROD PROM (NOV.DEC. 1974) (6) pp.-
(28-29)

22.- REF. Nº 14 pp. 100-148

23.- V.T. BORISOV, V.M. GOLIKOV, G.V. SHCHERBEDINSKII

Determination of diffusion coefficients of carbon in iron with allowance for the kinetics of the reaction on the metal-gas interface.

CENTRAL SCIENTIFIC RESEARCH INSTITUTE OF FERRONS METALLURGY RECEIVED 20-NOV.-1964

ALL-UNION SCI CONF. ON. DIFFUSION PROCESS IN METALS, KIEV 1964, 1970, (24-28)

(MET. A 7105-7200 89 Ingles)

24.- L.S. DARKEN

TRANS A.I.M.E. 180 430 (1949)

(Referenciado: J.D. FAST, GASIS IN METALS pp. 109)

25.- F. SMITH

Direct observations of imperfections in crystals.

EDITORS: J.B. NEWKIRK and J.H. WERNICK, JHON WILLY,
NEW-YORK, 1961 pp. 203.

(Referenciado: J.D. FAST GASES IN METALS pp. 157)

26.- REF. Nº 14 pp. 112

27.- C.A. WERT

PHYS. REV. 1950 vol. 79 pp. 601-605.

(Referenciado: FAST and VERRIJE, Diffusion of nitrog
gen in iron, JOURNAL IRON AND STEEL INST. 176 1954 pp. 27)

28.- J.K. STANLEY

The diffusion and solubility of carbon in alpha-i-
ron.

TRANS AMER INST. MIN. NET. ENG. 1949 vol. 185 (752-
761)

(Referenciado: FAST and VERRIJP, Diffusion of nitrog
gen in iron, JOURNAL IRON AND STEEL INST 176 1954 pp. 27)

29.- C. WELLS AND R.F. MEHL

IBID 1940 vol. 140 (279-306)

(Referenciado: FAST and VERRIJP, Diffusion of nitrog
gen in iron, JOURNAL IRON AND STEEL INST. 176 1954 pp. 27)

30.- REF. Nº 20 pp. 109

31.- C.G. HOMAN

Diffusion of carbon in alpha iron.

ACTA METALLURGICA vol. 12 SEPTEMBER 1964 (1071-1079)

32.- H. WAGENBLAST and A.C. DAMASK

Kinetics of carbon precipitation in irradiated iron.

J. PHYSICS AND CHEMISTRY OF SOLIDS PERGAMON PRESS -
1962 vol. 23 (221-227)

Discussion of the paper of Dr. Berry.

ACTA METALLURGICA vol. 10 1962 pp. 333

33.- F.E. FUJITA AND A.C. DAMASK

Kinetics of carbon precipitation in irradiated iron-
electrical resistivity measurement.

ACTA METALLURGICA vol 12 APRIL 1964 (331-339)

34.- R.A. ARNDT, A.C. DAMASK

Kinetics of carbon precipitation in irradiated iron-
calorimetry.

ACTA METALLURGICA vol. 12 APRIL 1964 (341-345)

35.- R.B. MAC LELLAN, M.L. RUDEE, T. ISHIBASMI

The thermodynamics of dilute interstitial solid solu-
tions with dual-site occupancy and its application to the diffu-
sion of carbon in alpha-iron.

TRANSACTIONS OF THE METALLURGICAL SOCIETY OF AIME --
vol. 223 NOVEMBRE 1965 (1938-1943).

36.- J.L. SNOEK

New developments in ferromagnetic materials.
ELSEVIER AMSTERDAM (1947)

37.- REF. No 20 pp. 110

38.- P. ROCQUET, J. ADAM-GIRONNE, J. LAUVRAY

Sur la mesure des coefficients de diffusion de l'azote et du carbon dans le fer pur a l'aide d'une thermobalance.

COMPTES RENDUES ACAD. SC. PARIS t. 261 (29-NOV.-1965)
(4732-4734).

39.- G.J.W. KOR and J.F. RUMPT

The simultaneous decarburization and denitriding of steel strip at 700° C in gas mixtures of hydrogen and water vapor.

J. IRON AND STEEL INSTITUTE OCT. 1969 (1377-1381)

40.- REF. No 28 pp. 755

41.- Y.F. BABIKOVA AND P.L. GUEZIN

Study of electrolytic transport of carbon in steel by means of radioactive indicator.

FIZ. METAL I METALLORED AKAD NAUK SSSR 1957 vol.
5 pp. 57

42.- J.D. FAST AND M.B. VERRIJP

Diffusion of nitrogen in iron.

JOURNAL IRON AND STEEL INST. 176 1954 (24-27) pp.

43.- S.J. KENNET, W.S. OWEN

Some metallurgical aspects of the annealing mild -- steel strip and sheet.

PAPER FROM THE CONFERENCE ON RECENT DEVELOPMENTS IN ANNEALING. ANNUAL GENERAL MEETING 1963.

IRON AND STEEL INSTITUTE (2 - MAY - 1963) (1-8) pp. 1.

44.- H.H. HOFF. und H.J. ENGELL

Die beeinflussung der entkohlung von -eisen in was serdampf und kohlenmonoxid.

HOESCH BERICHTE AUS FORCHUNG UND ENTWICKLUNG UNSE-- RER WERKE (1969) (90-110) pp. 99.

45.- REF. N^o 18 pp. 79

46.- ELKERT E.R.

Introduction to heat and mass transfer.

MAC-GRAW-HILL NEW-YORK 1963 pp. 299.

47.- ECKERT. E.R, DRAKE R.M.

Heat and mass transfer.

MAC-GRAW-HILL NEW-YORK 1959 pp. 469-475.

48.- CHAPMAN A.J.

Transmision de calor pp. 271-273

EDICIONES INTERCIENCIA MADRID-1965

49.- R.B. BIRD, W.E. STEWART, E.N. LIGHTFOOT

Fenómenos de transporte pp. 1-20 a 1-27

EDITORIAL REVERTE. BARCELONA

50.- E.A. MANSON, L. MONCHICK

Transport properties of polar gases

J. CHEM. PHYS. vol. 35 1961 (1676-1697) pp. 1976

51.- R.H. PERRY AND C.H. CHILTON

Chemical Engineers Handbook pp. 3-234

MAC-GRAW-HILL COMP. 5th. EDITION

52.- C.F. CURTISS, J.O. HIRCHFELDER

J. CHEM. PHYS. 17 pp. 550-555 1949

(Referenciado: R.B. BIRD, W.E. STEWART, E.N. LIGHT
FOOT, Fenómenos de transporte. ED. REVERTE pp. 1-25)

53.- R.P. SMITH

Equilibrium of iron-carbon alloys with mixtures of
CO - CO₂ and CH₄ - H₂

CONTRIBUTION FROM THE RESEARCH LABORATORY UNITED -
STATES STEEL CORPORATION.

J. AM. CHEM. SOC. 1946 vol. 68 (1163-1175) pp. 1170

54.- HUDSON R.M. ABEL A.W., STRAGAND G.L.

Equilibrium studies for the reaction C_{STEEL} + H₂O
—— CO + H₂

TRANSACTIONS OF THE METALLURGICAL SOCIETY OF A.I.M.E.
vol. 223 1965 MAY (879-883) pp. 881

55.- TURKODOGAN E.T., MARTONIK L.Y.

Kinetics of decarburization of austenite in hydrogen.
HIGH TEMPERATURE SCIENCE 1970 (2) JUNE (154-168) pp.
154-155.

56.- SWARTZ J.C.

The solubility of graphite and cementite in alpha, -
delta iron.

TRANS T.M.S. AIME 1969 vol. 245 (1083-1092) pp. 1087-
1089.

57.- G. BLANCHARD, C. BRUN

Decarburation de l'acier extra-doux par recuit sous
atmosphere controlee H_2-H_2O

CENTRE D'ETUDES ET DEVELOPPEMENTS (USINE DE MONTATAI-
RE)

BULLETIN TECHNIQUE USINOR No 1 (1970) (55-73) pp. --
(64-65).

58.- F.D. RICHARDSON

Thermodynamics of metallurgical carbides of carbon --
in iron.

JOURNAL OF IRON AND STEEL INSTITUTE OF JAPAN SEPT. -
1953 (33-51) pp. 34,37,46,49.

59.- REF. No 49 pp. 16-16 a 16-22

60.- REF. Nº 18 pp. 78-79

61.- R. KIEGER

Reactions gas-metal, decarburation et denitruration.
SEMINAIRE TOLES- NOVEMBRE 1972 (1-38) pp.14-bis
CENTRE D'ETUDES SUPERIEURES DE LA SIDERURGIE FRANCAISE (CESSID)

62.- R. KIEGER

Correspondencia del autor con el profesor R. Kieger
21 de Marzo-1979, 15 - Mayo - 1979.

SOCIETE LORRAINE DE LAMINAGE CONTINU (SOLLAC) B.P. -
11 57190 FLORANGE (FRANCIA)

63.- J. PETERS, L. RENARD

Correspondencia del autor con los profesores J. Peters y L. Renard 15-MAYO-1979.

COCKERILL TRANSFORMATEURS BELGES B 4100 SERAING ---
(BELGICA)

64.- NOBUO OHASHI

Correspondencia del autor con el profesor Nobuo Ohashi 26-MARZO-1979.

KAWASAKI STEEL CORPORATION

(RESEARCH LABORATORIES)

1-KAWASAKI-CHO CHIBA 280 (JAPON)

65.- REF. Nº 3 pp. 36

66.- D.J. BLICKWEDE

Decarburization by open-coil annealing.

JOURNAL OF METALS AUGUST 1961 (548-554) pp. 551-552.

67.- S. MICHELUCHI, D. MARCO

Decarburazione in open-coil con H.N.X.

INFORMACION SUMINISTRADA POR ITALSIDER RELAZIONE NO
365/05, GENOVA-CORNIGLIANO 29-AGOSTO-1967 pp. 1-15.

68.- J.C. ZINN

Información suministrada al autor por Heurtey Meta--
llurgie (Concesionario de Lee Wilson).

HEURTEY METALLURGIE

15. RUE GALVANI 75017 PARIS.

69.- R.R. HILL

Información suministrada al autor por Lee-Wilson En-
gineering Co. (25-ABRIL- 1979).

LEE-WILSON ENGINEERING Co.

20.005 LAKE ROAD CLEVELAND OHIO 44116.

70.- REF. No 18 pp. 79

71.- YONG-WU-KIM and H.P. LECKIE

An analysis of the open-coil decarburization of steel.

METALLURGICAL TRANSACTIONS vol. 6 B JUNE 1975 (303-
310) pp. 303.

72.- H.J. GRABKE UND ERIC MARTIN

Kinetik und thermodynamik der auf-und entkohlung von
-eisen in CH_4 - H_2 gemische.

ARCH. EISENHUTTENWES 44 (1972) No 11 NOVEMBRE.

73.- GENSAMER AND PENNINGTON

A mechanism of the surface decarburization of the --
steel.

TRANSACTION OF THE AMERICAN SOCIETY FOR METALS vo. -
37 (1946).

74.- REF. No 55 pp. 154

75.- REF. No 5 pp. 96

76.- SMITHELLS C.J. AND BRADES E.A

METALS REFERENCE BOOK (5th. EDITION)
BUTTERWORTHS LONDON 5 BOSTON

77.- BECKERS AND COL.

INDUSTRIAL APLICATIONS OF CONTROLLED ATMOSPHERES --
(285-289).

78.- GRABKE H.J.

BER. BUNSENGEN PHYS CHEM 71 (1967)(1067-1073).

(Referenciado: H.J. GRABKE, ARCH. EISENHUTTENNES, -
46, 1975, No 2 FEBRUARY (75-81) pp.81).

79.- BEST K.J. GRABKE H.J

BER BUSENGEN PHYS CHEM 75 (1971) (524-532).

(Referenciado: H.J. GRABKE, ARCH EISENHUTTENWES, 46, 1975, No 2, FEBRUARY (75-81) pp. 81).

80.- MOREAU J. , BERNARD J.

ACTA METALLURGICA NEW-YORK 10 (1962) (247-251).

(Referenciado: H.J. GRABKE, ARCH EISENHUTTENWES, 46, 1975, No 2, FEBRUARY (75-81) pp. 81).

81.- S^{TE} ARMCO STEEL CORPORATION

Decarburation de bobinages d'acier.

BREVET D'INVENTION No 1388102 (28-XII-1963).

BULLETIN OFFICIEL DE LA PROPRIETE INDUSTRIELLE No 6
1965.

82.- W.J. JOST

Diffusion in solids liquids and gases pp. 68-72.

ACADEMIC PRESS NEW-YORK 1960

83.- REF. No 39 pp. 1379-1381

84.- H.S. CARSLAW AND J.C. JAEGER

CONDUCTION OF HEAT IN SOLIDS 1959 OXFORD (APENDICE)

85.- REF. No 20 pp. 108

86.- REF. No 84 pp. 485

87.- J.F. ENRIETTO

Strain aging and denitriding in steels.

JOURNAL OF THE IRON AND STEEL INSTITUTE MARCH 1966
(252-258).

88.- REF. N° 82 pp. 114089.- REF. N° 2 pp. 2290.- J. BAUD et A. FERRIER

Resultats du essais sur l'oxydation la decarburation et l'adherence de la calamina sur les aciers au carbone en presence du carbure Fe_3C .

RAPPORT IRSID R.E. 126 MAI 1973 (99-127) pp. 127.

INSTITUTE DE RECHERCHES DE LA SIDERURGIE FRANCAISE (IRSID)

91.- REF. N° 5 pp. 9992.- J.B. AUSTIN, M.J. DAY

Chemical equilibrium as a guide in the control of furnace atmospheres, a review of equilibrium data.

AMERICAN SOCIETY FOR METALS SYMPOSIUM "CONTROLLED ATMOSPHERES". (1941) (20-49) pp. 32.

93.- S.H. KALIN, E.M. PUCHY

Use of open-coil annealing in the production of carbon-steel sheet.

FOR PRESENTATION AS THE FOURTH ANNUAL MECHANICAL WORKING CONFERENCE OF AIME.

CHICAGO ILLINOIS JANVARY 17 1962 (1-22) pp. 15.

94.- REF. N^o 67 FIGURA N^o 3

95.- REF. N^o 71 pp. 305

96.- REF. N^o 76 pp. 1446

97.- REF. N^o 54 pp. 880

98.- O. KUBACHEWSKI AND E.L.L. EVANS

METALLURGICAL THERMOCHEMISTRY 3 edn. 1958 PERGAMON

(Referenciado: S.J. KENNETT and W.S. OWEN, SOME METALLURGICAL ASPECTS OF THE ANNEALING OF MILD STEEL STRIP AND SHEET REF. N^o 43 pp. 8)

99.- REF. N^o 58

100.- REF. N^o 57

101.- REF. N^o 57 pp. 68-70

102.- REF. N^o 71 pp. 303-307

103.- REF. N^o 56

104.- AMERICAN CORRESPONDENT

Unitized open-coil sheet-steel annealing system.

SHEET METAL INDUSTRIES MARCH 1969 (227-230).

105.- ACME STEEL'S UNIQUE STRIP PROLESSING FACILITY

THE BRITISH STEELMAKER OCTOBER 1965 (323-326).

106.- W. OLSEN, K.H. SAUER, H. BRUCKMAN

Acero para esmaltaciones (información suministrada por Bayer-Rickman-España)

HARTEREI-TECHN. MITT 21 (1966) (47-54).

107.- H.P. STUWE y J. FAUSTMAN

INTRODUCCION A LAS TEXTURAS DE LOS MATERIALES METALICOS. ED. MONTECORVO.

108.- P. BECKLEY

Some aspects of the relationships between loss domain wall motion, and agein in grain-oriented silicon iron.

COUNCIL FOR NATIONAL ACADEMIC AWARDS (TESIS DOCTORAL Nº 6739)

109.- TRABAJO RESUMEN DEL AUTOR (NO PUBLICADO)

Recopilación de todos los resultados obtenidos durante los diversos estudios y pruebas, para la obtención de cha pa de calidad comercial decarburada para aplicaciones eléctricas.

110.- TRABAJO DEL AUTOR (NO PUBLICADO)

Empleo del open-coil para la obtención de aceros eléctricos.

111.- TRABAJO RESUMEN DEL AUTOR (NO PUBLICADO)

Recopilación de todos los resultados obtenidos durante los diversos estudios y pruebas, para la obtención de cha pa al silicio decarburada para aplicaciones eléctricas.

112.- W.G. BOCHKOV, G.V. PARFENOV

Effect of temper-rolling schedules and of recrystallization and final annealing on the magnetic properties of dynamo steel.

IZVESTIYA VUZ. CHERNAYA METALLURGIYA 1975 (3) (130-133).

113.- TRABAJO DEL AUTOR

Un estudio resumen sobre los diversos métodos usados mundialmente para la obtención de chapa con destino a embutición extraprofunda.

(Ia PARTE- 1977)

114.- R.E. HOOK, A.J. HECKLER AND J.A. ELIAS

Texture in deep drawing columbium treated interstitial free steel.

METALLURGICAL TRANSACTION vol. 6 A SEPT. 1975 (1683-1691)

115.- D.J. BLICKWEDE

Sheet steel - Micrometallurgy by the millions.

TRANSACTIONS OF THE A.S.H. vol 61 1968 (653-679).

116.- REF. Nº 115 pp. 667 (FIG. Nº 18)

117.- TRABAJO DEL AUTOR (NO PUBLICADO)

Recopilación de todos los resultados obtenidos durante los diversos estudios y pruebas, para la obtención de los ciclos óptimos en chapa decarburada-estabilizada, con destino a embutición extraprofunda.

118.- REF. No 115 pp. 168

119.- KAZUO MATSUO, TAKAYOSH SHIMOMURA

Efecto del contenido de carbono en la embutición profunda de chapas de acero efervescente.

TETSAU TO HAGANE 56 (1) 1970 (20-43) pp. 32

120.- E. GENIEYS

L'alphatisation: son application a la construction -- chaudronnée.

CHAUDRONNERIE-TOLERIE JANVIER 1965 (1-7) pp.3

121.- CHROMIUM-DIFFUSED STEEL PRODULED BY OPEN-COIL PROCESS

INDUSTRIAL HEATING (1654-1664)

122.- CATALOGO Y CORRESPONDENCIA CON LA SOCIEDAD COCKERILL

(1974)

123.- TRABAJO DEL AUTOR

Estudio del procedimiento open-coil 23-10-75 (35-41)

BIBLIOGRAFIA DE CARACTER GENERAL
=====

- D.J. BLICKWEDEN.

Principles and practices for makins very low carbon steel by open-coil annealing.

BLAST FURNACE AND STEEL PLANT JULY 1961 pp. 639-647, 688.

- D.J. BLICKWEDEN

The mechanism of annealing.

METAL PROGRES FEBRUARY 1969 (83-85).

- OPEN-COIL ANNEALING AT EBBW-VALE (FIRST INSTALLATION IN BRITAIN)

IRON AND STEEL JANVARY 1967 (12-13).

- INFORMACION SUMINISTRADA POR EL GRUPO COCKERILL.

Installation de recuit en bobines expansees.

- INFORMACION SUMINISTRADA POR EL GRUPO COCKERILL.

La decarburation et la denituration en atmosphere pure d'hydrogene humide passe du laboratoire a l'exploitation industrielle.

- F. AMBROSETTI, O. CECCOPIERI, E. GARDINI, A. PORTA

Ricotture di laminiero d'acciaio in rotoli a spire allentate.

LA METALLURGIA ITALIANA N° 12 1963 pp. 625-629.

- NEW PROCESS ALLOYS STEEL WHILE IN COILED FORM.

THE IRON AGE JULY 1960 (73-75)

- P. DELOBBE

Innovation dans la technique de la tole fine.

LA TECHNIQUE MODERNE TOMO LVI- N° 7 (306-312)

- G.A. HAWDON, A.M.I. MECHE

Conventional methods of batch annealing developments in the U.K.

PAPER FROM THE CONFERENCE ON RECENTS DEVELOPMENTS IN ANNEALING WHICH WAS HELD AT THE ANNUAL GENERAL MEETING 1963 OF THE IRON AND STEEL INSTITUTE (2-MAY-1963)

- H. WOLF AND R. SCHNEIDER

Cooling of wide strip coils after annealing (49-54)

PAPERS FROM THE CONFERENCE ON RECENTS DEVELOPMENTS IN ANNEALING WHICH WAS HELD AT THE ANNUAL GENERAL MEETING 1963 OF THE IRON AND STEEL INSTITUTE.

- R.S. BURNS AND W.H. MINCK

Open-coil annealing of sheet steel at Armco (43-48).

PAPERS FROM THE CONFERENCE ON RECENT DEVELOPMENTS IN ANNEALING WHICH WAS HELD AT THE ANNUAL GENERAL MEETING 1963 OF THE IRON AND STEEL INSTITUTE. (THE SESSION DEVOTED TO THIS CONFERENCE WAS HELD AT THE FEDERATION OF BRITISH INDUSTRIES "TOTHILL -- STREET WESTMINSTER LONDON SW 1" 2-MAY- 1963).

- I. PYYRY AND P. KETTUNEN

Decarburization in plain carbon steels.

SCANDINAVIAN JOURNAL METALLURGY 2 (5) (1973) (265-268)

- L.G. GOL'DSTEIN, B. Ya LYUBOV, L.A. SHUARTSMAN.

Method for approximate calculation of surface decarburizing of steel.

METALLOVEDENIYE TERNICHESKAYA OBRABOTKA METALLOV. (7) 1972 (578-580).

- R. W. GURRY

Composition of atmospheres inert to heated carbon --
steels.

TRANSACTIONS A.I.M.E. vol 188 JOURNAL OF METALS APRIL
(1950) (671-687).

- INFORMACION SUMINISTRADA POR ITALSIDER

Industrial applications of controlled atmospheres.
HIGH CARBON STEELS (264-317).

- G.S. KARK, S.V. SEMAKIN, A.A. ZHDANOV, A.A. ASTAF'EV,
M.S. KHAZANOV.

Decarburization of carbon steel during heating in re-
lation to humidity of the exothermal protective atmosphere.

METAL SCIENCE AND HEAT TREATMENT JULY-AUGUST 17 (1975)
(561-565)

- V.G. KHOROSHAILOV, E.L. GYULIKMANDANOV, V.V. KISLEN--
KOV, and V.I. SHEVCHENKO.

Determining the constant of the rate of chemical reac-
tions in the carburizing and decarburizing of steels in contro-
lled atmospheres by a method of measuring the electrical resis-
tance.

INDUSTRIAL LABORATORY DEC. 41 (1975) (1837-1838)

- R.J. FRUEHAN

The rate of carburization of iron in CO-H₂ atmosphe--
res: Part I. Effect of temperature and CO and H₂ pressure.

METALLURGICAL TRANSACTIONS vol. 4 SEPTEMBRE 1973 ----
(2123-2127).

- R.H. GREENE

C.G.E Experiences with open-coil anneal sheet.

J. CANAD. CERAM SOC (24-29).

- J.D. FAST, M.B. VERRIJP

Solubility of nitrogen in alpha-iron.

JOURNAL OF THE IRON AND STEEL INSTITUTE AUGUST 1955 --
(337-343).

- P. GRIEVESON and E.T. TURKDOGAN

Kinetics of reaction of gaseous nitrogen with iron. -
Part II: Kinetics of nitrogen solution in alpha and delta iron.

TRANSACTIONS OF THE METALLURGICAL SOCIETY OF AIME. vol.
230 DECEMBER 1964 (1604-1609).

- S. MICHELUCCI, C. PICASSO

Denitrurazione in atmosfera reattiva non umidificata -
di rotoli di acciaio per profondo stampaggio, relazione fra te-
nori di N residuo e "indice di invecchiamento".

LA METALLURGICA ITALIANA NOV. 1967 (283-288).

- R.M. HUDSON

The rate of removal of nitrogen from low-carbon steel
during heat treatment.

TRANSACTIONS OF THE METALLURGICAL SOCIETY OF AIME vol.
230 AUGUST. 1964.

- L.J. DIJKSTRA AND R.J. SLADEK

Effect of alloying elements on the behavior of nitro-
gen in alpha iron.

TRANSACTIONS AIME JOURNAL OF METALS JANVARY 1953 (69-72).

- J.D. BAIRD

Strain aging of steel, a critical review Part I: Practical aspects.

IRON AND STEEL MAY 1963 (186-192).

Part I: Practical aspects.

IRON AND STEEL JUNE 1963 (326-334)

Part II: The theory of strain aging.

IRON AND STEEL JULY 1963 (368-374).

Part II: The theory of strain aging.

IRON AND STEEL AUGUST 1963 (400-405).

- LOW CARBON STEEL ALLOYS FOR VITREOUS ENAMELLING.

UNITED STATES PATENT OFFICE No 3.282.685. PATENTED --
NOV. 1 1966 SECCIONES 1-6.

- W.E. JOHNSON, R.L. HADLEY

One-coat porcelain enameling steels.

AMERICAN SOCIETY FOR METALS (METALS PARK OHIO) TECHNICAL REPORT No 21-5 pp. 1-11.

o - R.T.B. INSTALLS FIRST PLANT IN THE U.K.

Open-coil annealing produces one-coat-enamelling steel.

SHEET METAL INDUSTRIES FEBRUARY 1967 (85-94).

A N E X O :

ENSAYOS EXPERIMENTALES

ENSAYO Nº 3

Nº PILA 1.944		PESO 23,528 Kgr.		
O.F. 36.588 ROLLOS 03I - 035		DIMENSIONES 1270 x 1,51		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS: 28,5 m ³ /h	% HIDROGENO: 5,8	% CO FINAL: 0,9%		
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECAREURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,30	17,167	5	20
H/Tm.	0,182	0,729	0,212	0,850
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
03I	E	B.S.	0,028	0,0043
		C	0,027	0,0039
		B.I	0,042	0,0011
03I	I	B.S	0,039	0,0036
		C	0,037	0,0040
		B.I	0,030	0,0021
035	E	B.S	0,026	0,0039
		C	0,035	0,0024
		B.I	0,029	0,0037
035	I	B.S	0,039	0,0048
		C	0,037	0,0053
		B.I	0,047	0,0055
MEDIAS:			0,0343	3,71 . 10 ⁻³

ENSAYO Nº 4

Nº PILA I.970		PESO 23.228		
O.F. 36.588 ROLLOS OII-OI5		DIMENSIONES 1.270 x 1,51		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 1%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	6,834	17,667	2,81	15,09
H/Tm.	0,294	0,760	0,121	0,650
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
	B.S.	0,038	0,0046	
OII	E C	0,026	0,0040	
	B.I	0,055	0,0028	
	B.S	0,032	0,0037	
OII	I C	0,026	0,0042	
	B.I	0,030	0,0047	
	B.S	0,030	0,0033	
OI5	E C	0,042	0,0034	
	B.I	0,026	0,0053	
	B.S	0,030	0,0033	
OI5	I C	0,032	0,0034	
	B.I	0,036	0,0043	
MEDIAS:		0,0335	3,9 . 10 ⁻³	

ENSAYO Nº 6

Nº PILA 0908		PESO 17,686		
O.F. 21.323	ROLLOS OII - OI5	DIMENSIONES 1000 - I		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: -		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	5,25	10,61	2,50	12,75
H/Tm.	0,296	0,600	0,141	0,721
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
	B.S.	0,0470	0,0041	
OII	E C	0,0438	0,0060	
	B.I	0,0435	0,0035	
	B.S	0,0504	0,0029	
OII	I C	0,0511	0,0025	
	B.I	0,0511	0,0053	
	B.S	0,0357	0,0034	
OI5	E C	0,0520	0,0024	
	B.I	0,0419	0,0032	
	B.S	0,0585	0,0027	
OI5	I C	0,0415	0,0049	
	B.I	0,0396	0,0058	
MEDIAS:		0,0463	0,0039	

ENSAYO Nº 8

Nº PILA 092I		PESO 22.228		
O.F. 2I.649	ROLLOS 02I - 025		DIMENSIONES 1250 x I,5	
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: -		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,66	12,66	I,I6	15,75
H/Tm.	0,209	0,569	0,052	0,708
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
02I	E	B.S.	0,0316	0,0055
		C	0,0288	0,0059
		B.I	0,0317	0,0043
02I	I	B.S	0,0359	0,0016
		C	0,034I	0,009I
		B.I	0,0309	0,0025
025	E	B.S	0,03I2	0,0045
		C	0,0335	0,0048
		B.I	0,0375	0,00I6
025	I	B.S	0,0444	0,0052
		C	0,0400	0,0027
		B.I	0,04I8	0,0027
MEDIAS:		0,035I	0,00375	

ENSAYO Nº 9

Nº FILA I209		PESO 23.764		
O.F. 2I.649	ROLLOS OII-OI5	DIMENSIONES I.250 x I,5		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: -		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECAREURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	6	16,75	1,70	17,50
H/Tm.	0,252	0,704	0,071	0,736
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
OII	E	B.S.	0,025	0,0072
		C	0,033	0,0040
		B.I	0,032	0,0027
OII	I	B.S	0,033	0,0033
		C	0,043	0,0013
		B.I	0,040	0,0054
OI5	E	B.S	0,026	0,0038
		C	0,033	0,0021
		B.I	0,026	0,0018
OI5	I	B.S	0,038	0,0032
		C	0,042	0,0026
		B.I	0,042	0,0027
MEDIAS:		0,0344	0,00334	

ENSAYO Nº 10

Nº PILA I368		PESO 22.064		
O.F. 21.649	ROLLOS 031 - 035	DIMENSIONES 1.250 x 1,5		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS: 28,5	% HIDROGENO: 5,8	% CO FINAL: 0,4%		
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,167	14,50	3	13
H/Tm.	0,188	0,657	0,136	0,589
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
035	B.S.	0,0261	0,0062	
	E C	0,0260	0,0032	
	B.I	0,0215	0,0035	
035	B.S	0,0307	0,0061	
	I C	0,0317	0,0025	
	B.I	0,0173	0,0026	
031	B.S	0,0305	0,0053	
	E C	0,0351	0,0031	
	B.I	0,0226	0,0021	
031	B.S	0,0115	0,0031	
	I C	0,0107	0,0024	
	B.I	0,0149	0,0028	
MEDIAS:		0,0232	0,0035	

ENSAYO N° 12

Nº PILA 1409		PESO 22.428		
O.F. 23.923 ROLLOS 06I - 065		DIMENSIONES 1.250 x 1,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,85%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,083	23,30	0,916	19
H/Tm.	0,137	1,038	0,040	0,84 7
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
	B.S.	0,037	0,0026	
06I	E C	0,043	0,0022	
	B.I	0,042	0,0068	
	B.S	0,048	0,0041	
06I	I C	0,050	0,0029	
	B.I	0,048	0,0027	
	B.S	0,052	0,0035	
065	E C	0,057	0,0031	
	B.I	0,055	0,0033	
	B.S	0,043	0,0026	
065	I C	0,042	0,0024	
	B.I	0,038	0,0030	
MEDIAS:		0,0464	0,00326	

ENSAYO Nº 13

Nº PILA I4I2		PESO 21.764		
O.F. 23.923	ROLLOS 04I - 045	DIMENSIONES 1.250 x 1,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS: 28,5	% HIDROGENO: 5,8	% CO FINAL: 0,82%		
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,80	14,36	I	19,30
H/Tm.	0,175	0,660	0,046	0,886
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
04I	E	B.S.	0,073	0,0021
		C	0,086	0,0035
		B.I	0,079	0,0021
04I	I	B.S	0,028	0,0034
		C	0,062	0,0057
		B.I	0,028	0,0038
045	E	B.S	0,032	0,0026
		C	0,066	0,0031
		B.I	0,056	0,0045
045	I	B.S	0,046	0,0029
		C	0,047	0,0068
		B.I	0,032	0,0027
MEDIAS:			0,0529	0,00360

ENSAYO N° I4

Nº PILA I420		PESO 20.364		
O.F. 23.923	ROLLOS 03I - 035	DIMENSIONES I.250 x I,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,82%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,50	17,75	3	14,50
H/Tm.	0,221	0,871	0,147	0,712
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C _{ANTES DEC.}	% C _{DESP. DEC.}
		B.S.	0,055	0,0024
03I	E	C	0,065	0,0026
		B.I	0,058	0,0026
		B.S	0,027	0,0019
03I	I	C	0,025	0,0067
		B.I	0,026	0,0059
		B.S	0,026	0,0043
035	E	C	0,025	0,0020
		B.I	0,029	0,0040
		B.S	0,044	0,0038
035	I	C	0,045	0,0023
		B.I	0,044	0,0028
MEDIAS:			0,0390	0,00343

ENSAYO N° 15

Nº PILA 1425		PESO 21.928		
O.F. 23.923 ROLLOS 050 - 070		DIMENSIONES 1.250 x 1,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS: 28,5	% HIDROGENO: 5,8	% CO FINAL: -		
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	5,25	19,50	1,66	14,50
H/Tm.	0,239	0,889	0,075	0,661
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
	B.S.	0,0705	0,0022	
050	E C	0,0795	0,0021	
	B.I	0,0740	0,0017	
	B.S	0,0545	0,0018	
050	I C	0,0525	0,0027	
	B.I	0,0550	0,0021	
	B.S	0,0665	0,0071	
070	E C	0,0735	0,0028	
	B.I	0,0720	0,0030	
	B.S	0,0490	0,0023	
070	I C	0,0515	0,0022	
	B.I	0,0480	0,0049	
MEDIAS:		0,0622	0,0029	

ENSAYO Nº 16

Nº PILA 1432		PESO 22.128		
O.F. 23.923		ROLLOS 02I - 025	DIMENSIONES 1.250 x 1,50	
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,80%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,25	14	1,25	13,75
H/Tm.	0,192	0,632	0,056	0,621
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C _{ANTES DEC.}	% C _{DESP. DEC.}	
	B.S.	0,030	0,0039	
02I	E C	0,027	0,0033	
	B.I	0,027	0,0066	
	B.S	0,023	0,0027	
02I	I C	0,029	0,0026	
	B.I	0,031	0,0047	
	B.S	0,040	0,0069	
025	E C	0,058	0,0023	
	B.I	0,050	0,0028	
	B.S	0,042	0,0030	
025	I C	0,040	0,0038	
	B.I	0,044	0,0031	
MEDIAS:		0,0367	0,00380	

ENSAYO Nº I7

Nº PILA I440		PESO 24.064		
O.F. 23.923		ROLLOS OII - OI5	DIMENSIONES I.250 x I,50	
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: -		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	7	14,83	1,50	I5
H/Tm.	0,290	0,616	0,062	0,623
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
OII	E	B.S.	0,043	0,0035
		C	0,039	0,0040
		B.I	0,042	0,0037
OII	I	B.S	0,053	0,0028
		C	0,046	0,0030
		B.I	0,036	0,0027
OI5	E	B.S	0,051	0,0042
		C	0,041	0,0037
		B.I	0,035	0,0029
OI5	I	B.S	0,037	0,0042
		C	0,043	0,0048
		B.I	0,032	0,0043
MEDIAS:			0,0415	0,00365

ENSAYO Nº 18

Nº PILA 1473		PESO 21.164		
O.F. 24.547 ROLLOS 04I - 045		DIMENSIONES 1.250 x 1,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,5%	
28,5		5,8		
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,50	27,50	1,50	25,50
H/Tm.	0,212	1,299	0,070	1,204
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
		B.S.	0,043	0,0028
04I	E	C	0,044	0,0015
		B.I	0,041	0,0023
		B.S	0,027	0,0057
04I	I	C	0,034	0,0015
		B.I	0,029	0,0015
		B.S	0,051	0,0020
045	E	C	0,072	0,0017
		B.I	0,057	0,0020
		B.S	0,034	0,0019
045	I	C	0,043	0,0031
		B.I	0,036	0,0033
MEDIAS:			0,0425	0,0024

ENSAYO N° 19

Nº PILA I486		PESO 21.764		
O.F. 24.547 ROLLOS 06I - 065		DIMENSIONES 1.250 x 1,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,5%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	5,833	21,666	1,333	20,585
H/Tm.	0,268	0,995	0,06I	0,945
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
06I	E	B.S.	0,034	0,0020
		C	0,032	0,0037
		B.I	0,037	0,00I9
06I	I	B.S	0,040	0,00I7
		C	0,055	0,0020
		B.I	0,05I	0,0025
065	E	B.S	0,050	0,0059
		C	0,048	0,0023
		B.I	0,053	0,0035
065	I	B.S	0,037	0,0025
		C	0,038	0,0026
		B.I	0,037	0,0028
MEDIAS:		0,0427	0,00278	

ENSAYO Nº 20

Nº PILA 1492		PESO 22.264		
O.F. 24.547 ROLLOS 021 - 025		DIMENSIONES 1.250 x 1,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,5%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	2,833	14,47	2	25
H/Tm.	0,127	0,650	0,089	1,122
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
021	E	B.S.	0,053	0,0056
		C	0,076	0,0044
		B.I	0,073	0,0031
021	I	B.S	0,043	0,0046
		C	0,049	0,0049
		B.I	0,042	0,0046
025	E	B.S	0,039	0,0039
		C	0,053	0,0038
		B.I	0,041	0,0040
025	I	B.S	0,038	0,0039
		C	0,037	0,0034
		B.I	0,031	0,0020
MEDIAS:		0,0479	0,0040	

ENSAYO Nº 22

Nº PILA 1510		PESO 22.228		
O.F. 24.547 ROLLOS OII - OI5		DIMENSIONES 1.250 x 1,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS: 28,5		% HIDROGENO: 5,8	% CO FINAL: -	
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,916	19,25	1,33	16,50
H/Tm.	0,176	0,866	0,059	0,742
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
OII	E	B.S.	0,067	0,0028
		C	0,042	0,0030
		B.I	0,053	0,0027
OII	I	B.S	0,036	0,0034
		C	0,042	0,0042
		B.I	0,031	0,0028
OI5	E	B.S	0,046	0,0036
		C	0,036	0,0031
		B.I	0,029	0,0021
OI5	I	B.S	0,031	0,0028
		C	0,042	0,0033
		B.I	0,047	0,0035
MEDIAS:			0,0418	0,0031

ENSAYO-Nº 23

Nº PILA 1517		PESO 21.528		
O.F. 24.547 ROLLOS 071 - 075		DIMENSIONES 1.250 x 1,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,5%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,833	19,75	1,50	17,50
H/Tm.	0,224	0,917	0,069	0,812
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C _{ANTES DEC.}	% C _{DESP. DEC.}	
	B.S.	0,067	0,0013	
071	E C	0,081	0,0027	
	B.I	0,056	0,0044	
	B.S	0,044	0,0030	
071	I C	0,056	0,0035	
	B.I	0,047	0,0045	
	B.S	0,041	0,0027	
075	E C	0,056	0,0029	
	B.I	0,029	0,0020	
	B.S	0,043	0,0048	
075	I C	0,049	0,0037	
	B.I	0,043	0,0022	
MEDIAS:		0,051	0,0031	

ENSAYO N° 24

Nº PILA I527		PESO 21.928		
O.F. 24.547	ROLLOS 080 - 030		DIMENSIONES 1.250 x 1,50	
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS: 28,5	% HIDROGENO: 5,8	% CO FINAL: -		
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,25	17,25	2	29
H/Tm.	0,193	0,786	0,091	1,322
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C _{ANTES DEC.}	% C _{DESP. DEC.}	
030	E	B.S.	0,043	0,0037
		C	0,057	0,0026
		B.I	0,044	0,0028
030	I	B.S	0,064	0,0028
		C	0,082	0,0035
		B.I	0,044	0,0025
080	E	B.S	0,043	0,0026
		C	0,045	0,0026
		B.I	0,037	0,0036
080	I	B.S	0,056	0,0057
		C	0,057	0,0031
		B.I	0,034	0,0022
MEDIAS:		0,0505	0,00314	

ENSAYO Nº 27

Nº PILA 1553		PESO 22.564		
O.F. 24.548 ROLLOS OII - OI5		DIMENSIONES 1.250 x 1,50		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,5%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,50	28	2,25	18,72
H/Tm.	0,199	1,241	0,099	0,830
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
OII	E	B.S.	0,0252	0,0033
		C	0,0560	0,0026
		B.I	0,0270	0,0029
OII	I	B.S	0,0348	0,0018
		C	0,0372	0,0015
		B.I	0,0325	0,0020
OI5	E	B.S	0,0329	0,0021
		C	0,0395	0,0027
		B.I	0,0356	0,0017
OI5	I	B.S	0,0389	0,0019
		C	0,0489	0,0041
		B.I	0,0375	0,0023
MEDIAS:		0,0371	0,0024	

ENSAYO Nº 28

Nº PILA 1562		PESO 20.012		
O.F. 24.693 ROLLOS 04I - 030		DIMENSIONES 1.145 x I		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,75%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	5,50	14,008	3,0	13,0
H/Tm.	0,274	0,700	0,150	0,649
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
030	E	B.S.	0,052	0,0026
		C	0,050	0,0037
		B.I	0,049	0,0035
030	I	B.S	0,040	0,0035
		C	0,041	0,0047
		B.I	0,044	0,0051
04I	E	B.S	0,079	0,0022
		C	0,091	0,0024
		B.I	0,067	0,0035
04I	I	B.S	0,054	0,0040
		C	0,062	0,0037
		B.I	0,054	0,0023
MEDIAS:			0,0569	0,00343

ENSAYO Nº 29

Nº PILA 1570		PESO 20.040		
O.F. 24.693	ROLLOS OIO - 045		DIMENSIONES 1.145 x 1	
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,70%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECAREURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4	14,75	1,50	15,25
H/Tm.	0,199	0,736	0,074	0,761
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
OIO	E	B.S.	0,048	0,0049
		C	0,051	0,0028
		B.I	0,049	0,0057
OIO	I	B.S	0,030	0,0039
		C	0,043	0,0030
		B.I	0,037	0,0027
045	E	B.S	0,042	0,0037
		C	0,047	0,0053
		B.I	0,032	0,0057
045	I	B.S	0,035	0,0060
		C	0,033	0,0024
		B.I	0,034	0,0054
MEDIAS:		0,040	0,0043	

ENSAYO Nº 30

Nº PILA 1582			PESO 18.880	
O.F.	24.565	ROLLOS OIO	DIMENSIONES 1.260 x 0,78	
	24.566	OIO	1.000 x 0,81	
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,60%	
28,5		5,8		
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,25	14,16	3,25	15
H/Tm.	0,172	0,750	0,172	0,794
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C _{ANTES DEC.}	% C _{DESP. DEC.}
24.566	B.S.		0,048	0,0025
OIO	E	C	0,040	0,0031
		B.I	0,041	0,0035
		B.S	0,044	0,0033
OIO	I	C	0,047	0,0038
		B.I	0,046	0,0036
24.565	B.S		0,073	0,0029
OIO	E	C	0,070	0,0050
		B.I	0,068	0,0034
		B.S	0,074	0,0049
OIO	I	C	0,084	0,0052
		B.I	0,075	0,0056
MEDIAS:			0,0591	0,0039

ENSAYO N° 31

Nº FILA 1602				PESO 19.631	
O.F. 24.542		ROLLOS	030	DIMENSIONES	1.145 x 1,20
24.562			020		1.000 x 1,01
PARAMETROS OPERACIONALES					
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:		% CO FINAL: 0,8%	
28,5		5,8			
CONTROL DE PROCESO					
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.		SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,16	10,95		1,16	13,40
H/Tm.	0,212	0,558		0,059	0,682
CONTROL DE PRODUCTO					
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
24.542		B.S.	0,030	0,0029	
030	E	C	0,030	0,0034	
		B.I	0,035	0,0047	
		B.S	0,027	0,0044	
030	I	C	0,034	0,0031	
		B.I	0,029	0,0027	
24.562		B.S	0,042	0,0038	
020	E	C	0,046	0,0054	
		B.I	0,045	0,0043	
		B.S	0,066	0,0036	
020	I	C	0,072	0,0032	
		B.I	0,040	0,0043	
MEDIAS:			0,0413	0,0038	

ENSAYO N° 32

Nº PILA 1607		PESO 17.556		
O.F. 24.693 ROLLOS 02I - 025		DIMENSIONES 1.145 x 1		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS: 28,5	% HIDROGENO: 5,8	% CO FINAL: 0,75%		
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,50	15,09	1,58	18,25
H/Tm.	0,199	0,860	0,090	1,039
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C _{ANTES DEC.}	% C _{DESP. DEC.}
02I	E	B.S.	0,0298	0,0030
		C	0,0341	0,0039
		B.I	0,0417	0,0027
02I	I	B.S	0,0383	0,0064
		C	0,0387	0,0044
		B.I	0,0398	0,0020
025	E	B.S	0,0267	0,0031
		C	0,0259	0,0027
		B.I	0,0268	0,0025
025	I	B.S	0,0355	0,0029
		C	0,0311	0,0017
		B.I	0,0341	0,0015
MEDIAS:			0,0335	0,0030

ENSAYO Nº 33

Nº PILA 1598		PESO 21.000		
O.F. 24.542	ROLLOS OII - OI5	DIMENSIONES 1.145 x 1,21		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,70%		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,50	20,265	3	15,75
H/Tm.	0,214	0,965	0,142	0,75
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
	B.S.	0,0436	0,0015	
OII	E C	0,0369	0,0022	
	B.I	0,0389	0,0018	
	B.S	0,0473	0,0066	
OII	I C	0,0434	0,0049	
	B.I	0,0246	0,0029	
	B.S	0,0314	0,0019	
OI5	E C	0,0327	0,0032	
	B.I	0,0351	0,0037	
	B.S	0,0511	0,0020	
OI5	I C	0,0564	0,0017	
	B.I	0,0406	0,0021	
MEDIAS:		0,0401	0,0028	

ENSAYO N° 34

Nº PILA 1674		PESO 20.922		
O.F. 25.304	ROLLOS OII - OI5		DIMENSIONES 1.100 x 1,01	
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,5 %		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,25	22,17	1,70	15,75
H/Tm.	0,203	1,060	0,081	0,752
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
OII	E	B.S.	0,0374	0,0020
		C	0,0397	0,0028
		B.I	0,0359	0,0014
OII	I	B.S	0,0298	0,0016
		C	0,0315	0,0038
		B.I	0,0308	0,0034
OI5	E	B.S	0,0384	0,0029
		C	0,0397	0,0027
		B.I	0,0362	0,0044
OI5	I	B.S	0,0323	0,0019
		C	0,0329	0,0017
		B.I	0,0335	0,0016
MEDIAS:			0,0348	0,0025

ENSAYO Nº 35

Nº PILA I667				PESO 16.977	
O.F.	24.545	ROLLOS	OIO	DIMENSIONES	1.000 x 0,81
	25.305		OIO		1.000 x 1,20
PARAMETROS OPERACIONALES					
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:		% CO FINAL: -	
28,5		5,8			
CONTROL DE PROCESO					
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO	
H	4,75	9,16	4,33	13	
H/Tm.	0,279	0,539	0,255	0,765	
CONTROL DE PRODUCTO					
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
24.545	B.S.		0,062	0,0052	
OIO	E	C	0,062	0,0029	
		B.I	0,058	0,0029	
		B.S	0,061	0,0041	
OIO	I	C	0,055	0,0040	
		B.I	0,059	0,0038	
25.305	B.S		0,025	0,0022	
OIO	E	C	0,024	0,0041	
		B.I	0,025	0,0036	
		B.S	0,028	0,0022	
OIO	I	C	0,029	0,0033	
		B.I	0,027	0,0025	
MEDIAS:			0,043	0,0034	

Nº PILA 1623				PESO 17.630	
O.F. 24.562		ROLLOS	OIO	1.000 x 1,01	
24.541			OIO	DIMENSIONES 1.145 x 1,01	
PARAMETROS OPERACIONALES					
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:		% CO FINAL: 0,5 %	
28,5		5,8			
CONTROL DE PROCESO					
CICLO	CALENTAMIENTO		FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,40		16,66	1,41	23,75
H/Tm.	0,193		0,945	0,079	1,347
CONTROL DE PRODUCTO					
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
24.562	B.S.		0,047	0,0040	
OIO	E	C	0,047	0,0021	
		B.I	0,052	0,0037	
		B.S	0,062	0,0034	
OIO	I	C	0,088	0,0044	
		B.I	0,066	0,0016	
24.541		B.S	0,048	0,0026	
OIO	E	C	0,047	0,0020	
		B.I	0,048	0,0029	
		B.S	0,059	0,0031	
OIO	I	C	0,036	0,0022	
		B.I	0,037	0,0021	
MEDIAS:			0,053	0,0028	

ENSAYO Nº 39

Nº FILA 1693		PESO 17.622		
O.F. 25.302		ROLLOS OII - OI5		
O.F. 25.302		DIMENSIONES 1.000 x 1,01		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:	% CO FINAL: -	
28,5		5,8		
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECAREURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,58	9,16	2,33	11,48
H/Tm.	0,259	0,519	0,132	0,652
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
OII	E	B.S.	0,0295	0,0019
		C	0,0289	0,0018
		B.I	0,0309	0,0049
OII	I	B.S	0,0371	0,0029
		C	0,0370	0,0041
		B.I	0,0377	0,0064
OI5	E	B.S	0,0348	0,0020
		C	0,0440	0,0037
		B.I	0,0378	0,0057
OI5	I	B.S	0,0296	0,0064
		C	0,0383	0,0035
		B.I	0,0319	0,0051
MEDIAS:			0,0348	0,0040

ENSAJO Nº 40

Nº FILA 1683		PESO 18.522		
O.F. 25.300 ROLLOS OII - OI5		DIMENSIONES 1.000 x 1,01		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,5		
28,5	5,8			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	5,25	13,35	3,83	12,61
H/Tm.	0,283	0,720	0,206	0,681
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
OII	E	B.S.	0,060	0,0030
		C	0,076	0,0033
		B.I	0,063	0,0021
OII	I	B.S	0,065	0,0033
		C	0,068	0,0030
		B.I	0,064	0,0036
OI5	E	B.S	0,033	0,0044
		C	0,037	0,0027
		B.I	0,031	0,0030
OI5	I	B.S	0,036	0,0029
		C	0,021	0,0031
		B.I	0,029	0,0028
MEDIAS:		0,048	0,0031	

ENSAYO Nº 42

Nº PILA 1802				PLSO 18.989	
O.F. 25.712		ROLLOS 030		DIMENSIONES 1.245 x 1,00	
25.104		020		1.000 x 1,00	
PARAMETROS OPERACIONALES					
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:		% CO FINAL: 0,75%	
55		10			
CONTROL DE PROCESO					
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO	
H	4,50	7,25	2,50	16	
H/Tm.	0,236	0,381	0,131	0,842	
CONTROL DE PRODUCTO					
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
25.712		B.S.	0,0469	0,0030	
030	E	C	0,0488	0,0043	
		B.I	0,0456	0,0028	
		B.S	0,0430	0,0040	
030	I	C	0,0372	0,0032	
		B.I	0,0396	0,0041	
25.104		B.S	0,0260	0,0024	
020	E	C	0,0264	0,0026	
		B.I	0,0255	0,0030	
		B.S	0,0312	0,0021	
020	I	C	0,0334	0,0036	
		B.I	0,0318	0,0026	
MEDIAS:			0,0362	0,0031	

ENSAYO N° 45

Nº PILA I845				PESO 22.328	
O.F.	25.667	ROLLOS	OIO	DIMENSIONES	I.260 x I,50
	25.784		OIO		I.260 x I,50
PARAMETROS OPERACIONALES					
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:		% CO FINAL: -	
55		IO			
CONTROL DE PROCESO					
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.		SECADO	ENFRIAMIENTO
H	5,25	I7,30		2	I6
H/Tm.	0,235	0,775		0,089	0,716
CONTROL DE PRODUCTO					
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
25.784		B.S.	0,028	0,0018	
OIO	E	C	0,052	0,0019	
		B.I	0,027	0,0030	
		B.S	0,028	0,0032	
OIO	I	C	0,036	0,0019	
		B.I	0,039	0,0021	
25.667		B.S	0,037	0,0021	
OIO	E	C	0,053	0,0028	
		B.I	0,030	0,0024	
		B.S	0,028	0,0052	
OIO	I	C	0,034	0,0018	
		B.I	0,029	0,0020	
MEDIAS:			0,035	0,0025	

ENSAYO N° 49

Nº FILA 1973			PESO 20.300	
O.F.	25.740	OIO	1.100 x 1,01	
	25.829	ROLLOS OIO	DIMENSIONES 1,145 x 1,01	
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:	% CO FINAL:	
55		IO	0,5 %	
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,25	11,83	2,75	15,25
H/Tm.	0,160	0,582	0,135	0,751
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
25.829	B.S.		0,051	0,0023
OIO	E	C	0,053	0,0028
		B.I	0,046	0,0026
		B.S	0,013	0,0034
OIO	I	C	0,046	0,0021
		B.I	0,035	0,0024
25.740		B.S	0,034	0,0022
OIO	E	C	0,036	0,0034
		B.I	0,035	0,0033
		B.S	0,029	0,0032
OIO	I	C	0,027	0,0018
		B.I	0,030	0,0032
MEDIAS:			0,0362	0,0027

ENSAYO N° 50

Nº FILA 1983				PESO 21.400	
O.F.	25.739	ROLLOS	OIO	DIMENSIONES	1.260 x 1,01
	26.096		OIO		1.245 x 1,01
PARAMETROS OPERACIONALES					
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:		% CO FINAL: -	
55		10			
CONTROL DE PROCESO					
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO	
H	3,66	10,33	1,86	14,87	
H/Tm.	0,171	0,482	0,087	0,695	
CONTROL DE PRODUCTO					
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
26.096	B.S.		0,035	0,0018	
OIO	E	C	0,031	0,0021	
		B.I	0,028	0,0010	
		B.S	0,037	0,0010	
OIO	I	C	0,039	0,0022	
		B.I	0,039	0,0040	
25.739	B.S		0,070	0,0017	
OIO	E	C	0,077	0,0028	
		B.I	0,069	0,0022	
		B.S	0,083	0,0021	
OIO	I	C	0,090	0,0014	
		B.I	0,085	0,0024	
MEDIAS:			0,0569	0,0020	

ENSAYO N° 52

Nº FILA 2251		PL30 18.200		
O.F. 50.019	ROLLOS OII - OI5	DIMENSIONES 990 x 0,99		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: -		
55	10			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECAREURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4	10	2,50	12,83
H/Tm.	0,219	0,549	0,137	0,705
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C _{ANTES DEC.}	% C _{DESP. DEC.}	
	B.S	0,030	0,0033	
OII	E C	0,047	0,0028	
	B.I	0,053	0,0037	
	B.S	0,027	0,0033	
OII	I C	0,035	0,0032	
	B.I	0,029	0,0026	
	B.S	0,037	0,0028	
OI5	E C	0,040	0,0026	
	B.I	0,038	0,0021	
	B.S	0,027	0,0058	
OI5	I C	0,037	0,0029	
	B.I	0,028	0,0019	
MEDIAS:		0,0356	0,0030	

ENSAYO N° 55

Nº PILA 2215		PESO 20.864		
O.F. 50.016 ROLLOS OII - OI5		DIMENSIONES 1.255 x 1,51		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: -		
55	10			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,75	22	2	21
H/Tm.	0,179	1,054	0,095	1,006
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
OII	E	B.S.	0,026	0,0015
		C	0,068	0,0013
		B.I	0,042	0,0017
OII	I	B.S	0,058	0,0019
		C	0,067	0,0020
		B.I	0,045	0,0010
OI5	E	B.S	0,063	0,0023
		C	0,064	0,0012
		B.I	0,060	0,0009
OI5	I	B.S	0,032	0,0010
		C	0,071	0,0025
		B.I	0,034	0,0015
MEDIAS:			0,0525	0,00157

ENSAYO N° 56

Nº PILA 2200				PESO 17.528	
O.F.	50.011	ROLLOS	OIO	1.000 x 1,00	
	50.012		OIO	DIMENSIONES 1.000 x 0,80	
PARAMETROS OPERACIONALES					
CAUDAL DE GAS:		% HIDROGENO:		% CO FINAL: 0,6 %	
55		10			
CONTROL DE PROCESO					
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.		SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,75	10,50		2	15,24
H/Tm.	0,214	0,599		0,114	0,870
CONTROL DE PRODUCTO					
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
50.011		B.S.	0,024	0,0020	
OIO	E	C	0,047	0,0027	
		B.I	0,040	0,0018	
		B.S	0,035	0,0013	
OIO	I	C	0,034	0,0031	
		B.I	0,036	0,0029	
50.012		B.S	0,028	0,0072	
OIO	E	C	0,059	0,0020	
		B.I	0,028	0,0020	
		B.S	0,027	0,0038	
OIO	I	C	0,040	0,0061	
		B.I	0,035	0,0027	
MEDIAS:			0,0360	0,0031	

Nº FILA 2194		PESO 17.500		
O.F. 50.013 ROLLOS OII- 015		DIMENSIONES 1000 x 1,01		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: -		
55	10			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,25	14,50	2	12,42
H/Tm.	0,242	0,828	0,114	0,710
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION	% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.	
	B.S.	0,037	0,0036	
OII	E	C	0,046	0,0023
	B.I	0,039	0,0024	
	B.S	0,028	0,0017	
OII	I	C	0,065	0,0027
	B.I	0,034	0,0034	
	B.S	0,027	0,0022	
O15	E	C	0,031	0,0020
	B.I	0,030	0,0019	
	B.S	0,035	0,0026	
O15	I	C	0,037	0,0026
	B.I	0,037	0,0020	
MEDIAS:		0,0371	0,0024	

ENSAYO Nº 61

Nº PILA 2215		PESO 20.300		
O.F. 50.025	ROLLOS OII - OI5	DIMENSIONES 1.250 x 1,21		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: -		
55	10			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	4,26	12,25	2	18,16
H/Tm.	0,210	0,603	0,098	0,895
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
OII	E	B.S.	0,025	0,0029
		C	0,062	0,0023
		B.I	0,059	0,0040
OII	I	B.S	0,030	0,0024
		C	0,044	0,0029
		B.I	0,030	0,0024
OI5	E	B.S	0,027	0,0031
		C	0,053	0,0029
		B.I	0,037	0,0021
OI5	I	B.S	0,039	0,0026
		C	0,039	0,0037
		B.I	0,038	0,0018
MEDIAS:			0,0402	0,0027

ENSAYO N° 62

Nº PILA 2500		PESO 20.600		
O.F. 50.015 ROLLOS OII - 015		DIMENSIONES 1.250 x 1,51		
PARAMETROS OPERACIONALES				
CAUDAL DE GAS:	% HIDROGENO:	% CO FINAL: 0,70%		
55	10			
CONTROL DE PROCESO				
CICLO	CALENTAMIENTO	FASE ACTIVA DECARBURAC.	SECADO	ENFRIAMIENTO
H	3,64	12,64	2	19,25
H/Tm.	0,177	0,614	0,097	0,934
CONTROL DE PRODUCTO				
ROLLO	POSICION		% C ANTES DEC.	% C DESP. DEC.
		B.S.	0,0654	0,0031
OII	E	C	0,0640	0,0036
		B.I	0,0631	0,0035
		B.S	0,0727	0,0020
OII	I	C	0,0967	0,0035
		B.I	0,0685	0,0024
		B.S	0,0510	0,0026
015	E	C	0,0504	0,0019
		B.I	0,0510	0,0023
		B.S	0,0524	0,0071
015	I	C	0,0527	0,0020
		B.I	0,0525	0,0030
MEDIAS:			0,0617	0,0030

300

A N E X O :

CALCULOS

A N E X O N º I

DETERMINACION DE LAS VELOCIDADES DE FLUJO
GASEOSO A TRAVES DE LOS CANALES DE LA BO-
BINA ABIERTA Y NUMERO DE CANALES Y OTROS
PARAMETROS.

Se trata de determinar las velocidades de flujo gaseoso en los espacios interespiras de la bobina abierta, para ello sabemos que:

- Peso de bobina standar: $20 \cdot 10^6$ gr.
- Densidad del acero: $\rho = 7,6$ gr/cm³
- Ancho bobina: 125 cm.
- Espesor de la bobina: 0,1 cm.
- Separación entre espiras: 0,15 cm.
- Diámetro interior del mandrino para espesores comprendidos entre 0,4 y 1 mm.: 61 cm.
- Caudal de la turbina: 40.000 m³/h

a) CALCULO DE LA SUPERFICIE REACTANTE Y LONGITUD DE LA BOBINA.

$$M = v \cdot \rho$$

$$20 \cdot 10^6 = v \cdot 7,6 \quad v = 2,631578,9 \text{ cm}^3$$

$$v = \text{LONG. ANCH. ESP.}$$

$$2.631573,9 = L \cdot 125 \cdot 0,1 \quad L = 210.526,31 \text{ cm.}$$

$$S_{\text{REACTANTE}} = 2 (\text{caras}) \cdot 210.526,31 \cdot 125 = 52.631.576 \text{ cm}^2.$$

b) CALCULO DEL NUMERO DE CANALES DE DIFUSION DEL FLUJO GASEOSO.

Para el cálculo de este punto, tendremos en cuenta la hipótesis consistente en considerar una bobina hipotética formada por "n" conductos de flujo gaseoso idénticos, e iguales al conducto medio de flujo de la bobina real, de forma que la superficie de esa bobina hipotética sea idéntica a la de la bobina real.

Planteándolo de esta forma, tendremos:

$$r = 30,5 \quad \begin{array}{c} \leftarrow x \quad x \rightarrow \end{array}$$

$2x = \text{Nº de chapas} + \text{Nº de conductos de flujo}$

$$2x = 0,1 \cdot \frac{210.526,31}{2\pi(30,5 + x)} + 0,15 \cdot \left(\frac{210.526,31}{2\pi(30,5 + x)} - 1 \right)$$

$x : 51,22 \text{ cm.}$

$2x : 102,44 \text{ cm.}$

Nº ESPIRAS: 410

Nº CANALES DE FLUJO: 409

$\phi \text{ BOBINA ABIERTA} = 2(30,5 + 102,44) = 2.658,8 \text{ mm.}$

c) CALCULO DE LAS VELOCIDADES DE FLUJO GASEOSO.

$$Q = s \cdot u$$

$$Q = \left(\frac{\pi \cdot D_B^2}{4} - \frac{\pi \cdot D_M^2}{4} - L \cdot e \right) \cdot u$$

$$\frac{40.000}{3.600} \cdot 10^6 = \left(\frac{\pi \cdot 265,88^2}{4} - \frac{\pi \cdot 61^2}{4} - 210.526,31 \cdot 0,10 \right) \cdot u$$

$$u = 352,21 \text{ cm/sg.}$$

La velocidad calculada de esta forma es plenamente coincidente con la que resulta de calcular la velocidad en uno de esos "n" canales hipotéticos medios.

A N E X O N º 2

DETERMINACION DE LAS VISCOSIDADES PARA LA
MEZCLA GASEOSA EN LA BASE A LA TEMPERATU-
RA DE 700º C.

Se trata de determinar la viscosidad de cada uno de los componentes en la mezcla:

N_2 : 86,3709 %

H_2 : 9,5967 %

H_2O : 4,0322 %

a la temperatura de 7000 C.

Emplearemos la fórmula derivada de la teoría de Chapman-Enskog.

$$\mu = 2,6693 \cdot 10^{-5} \frac{\sqrt{M \cdot T}}{\sigma^2 \cdot \Omega_\mu}$$

Siendo:

M: Peso molecular.

T: Temperatura absoluta.

Ω_μ : Función para la determinación de la viscosidad en gases de baja densidad.

$\frac{E}{K}$ (KQ): Constante de fuerza.

σ (Å): Diámetro de colisión.

Habiéndose obtenido estos valores de las "Tablas para la predicción de propiedades de transporte" (FENOMENOS DE TRANSPORTE R.B. BIRD, W.E. STEWART, E.N. LIGHTFOOT, EDITORIAL REVERTE I.964)

Apliquemos lo anteriormente expuesto para los diversos casos:

- NITROGENO:

T : 9730 K

M : 28,016

$$\sigma_{N_2} = 3,681$$

$$\frac{\epsilon_{N_2}}{K} = 91,5$$

$$\frac{K \cdot T}{\epsilon_{N_2}} = 10,6338$$

$$\Omega_{\mu} = 0,8190$$

$$\mu_{N_2} = 2,6693 \cdot 10^{-5} \frac{\sqrt{973 \cdot 28,016}}{(3,681)^2 \cdot 0,8190} = 3,9713 \cdot 10^{-4} \frac{\text{gr.}}{\text{cm. sg.}}$$

- HIDROGENO

$$T : 973^{\circ} \text{ K}$$

$$M : 2,016$$

$$\sigma_{H_2} : 2,915$$

$$\frac{\epsilon_{H_2}}{K} = 38,0$$

$$\frac{K \cdot T}{\epsilon_{H_2}} = 25,6052$$

$$\Omega_{\mu} = 0,7192$$

$$\mu_{H_2} = 2,6693 \cdot 10^{-5} \frac{\sqrt{973 \cdot 2,016}}{(2,915)^2 \cdot 0,7192} = 1,9345 \cdot 10^{-4} \frac{\text{gr.}}{\text{cm. sg.}}$$

- VAPOR DE AGUA

$$T : 973^{\circ} \text{ K}$$

$$M : 18,016$$

$$\sigma_{H_2O} = 2,655$$

$$\frac{\epsilon_{H_2O}}{K} = 363 \quad \frac{K.T.}{\epsilon_{H_2O}} = 2,6804$$

$$\Omega_{\mu} = 1,0713$$

$$\mu_{H_2O} = 2,6693 \cdot 10^{-5} \cdot \frac{\sqrt{973 \cdot 18,016}}{(2,655)^2 \cdot 1,0713} = 4,6799 \cdot 10^{-4} \frac{\text{gr.}}{\text{cm.sg.}}$$

Para la determinación de las viscosidades cinemáticas deberemos calcular previamente las densidades a 7000 C.

$$\rho_{N_2} = \frac{1 \cdot 28,016}{0,0821 \cdot (973)} = 0,3507 \cdot 10^{-3} \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_{H_2} = \frac{1 \cdot 2,016}{0,0821 \cdot (973)} = 0,0252 \cdot 10^{-3} \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_{H_2O} = \frac{1 \cdot 18,016}{0,0821 \cdot (973)} = 0,2255 \cdot 10^{-3} \text{ gr/cm}^3$$

Por lo tanto:

$$\nu_{N_2} = \frac{\mu_{N_2}}{\rho_{N_2}} = \frac{3,9713 \cdot 10^{-4}}{0,3507 \cdot 10^{-3}} = 1,1323 \text{ cm}^2/\text{sg.}$$

$$\nu_{H_2} = \frac{\mu_{H_2}}{\rho_{H_2}} = \frac{1,9345 \cdot 10^{-4}}{0,0252 \cdot 10^{-3}} = 7,6765 \text{ cm}^2/\text{sg.}$$

$$\nu_{H_2O} = \frac{\mu_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} = \frac{4,6799 \cdot 10^{-4}}{0,2255 \cdot 10^{-3}} = 2,0753 \text{ cm}^2/\text{sg.}$$

Una vez determinadas las viscosidades de cada uno de los componentes, vamos a determinar la viscosidad de la mezcla:

$$\mu_{\text{MEZCLA}} = \sum_{i=1}^n \frac{x_i \mu_i}{\sum_{j=1}^n x_j \phi_{ij}} \quad (A)$$

Siendo:

$$\phi_{ij} = \frac{1}{\sqrt{2}} \cdot \left(1 + \frac{M_i}{M_j} \right)^{-1/2} \cdot \left(1 + \left(\frac{\mu_i}{\mu_j} \right)^{1/2} \cdot \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{1/4} \right)^2$$

Partiendo de los datos:

GAS	x_i (FRACCION MOLAR)	$P_{\text{MOL.}}$	gr/cm.sg.
1 N_2	0,8637	28,016	$3,9713 \cdot 10^{-4}$
2 H_2	0,0959	2,016	$1,9345 \cdot 10^{-4}$
3 H_2O	0,0403	18,016	$4,6799 \cdot 10^{-4}$

Con los cuales efectuadas las operaciones que se detallan en la TABLA Nº A y a partir de estos valores obtendremos el valor de la viscosidad de la mezcla mediante la aplicación de la fórmula (A).

$$\begin{aligned} \mu_{\text{MEZCLA}} &= \frac{0,8637 \cdot 3,9713 \cdot 10^{-4}}{0,9200} + \frac{0,0959 \cdot 1,9345 \cdot 10^{-4}}{1,7817} + \\ &+ \frac{0,0403 \cdot 4,6799 \cdot 10^{-4}}{1,2448} = 3,9839 \cdot 10^{-4} \text{ gr/cm.sg.} \end{aligned}$$

Determinando ahora la densidad de la mezcla a partir de las densidades de cada uno de sus componentes:

T A B L A № A

i	j	M_i/M_j	μ_i/μ_j	$\left(1 + \frac{M_i}{M_j}\right)^{-1/2}$	$\left(\frac{M_i}{M_j}\right)^{-0,25}$	ϕ_{ij}	$\sum x_j \phi_{ij}$
I	I	I,00	I,00	--	--	I,00	
	2	I3,8968	2,0528	0,2590	0,5179	0,2778	0,9200
	3	I,5550	0,8485	0,6256	0,8955	0,7365	
2	I	0,0719	0,4871	0,9658	I,9311	I,8821	
	2	I,00	I,00	--	--	I,00	I,7817
	3	0,1119	0,4133	0,9483	I,7289	I,4947	
3	I	0,6430	I,1784	0,7801	I,1167	I,3497	
	2	8,9365	2,4191	0,3172	0,5783	0,4046	I,2448
	3	I,00	I,00	--	--	I,00	

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{MEZCLA}} &= \rho_{\text{N}_2} \cdot \frac{\% \text{N}_2}{100} + \rho_{\text{H}_2} \cdot \frac{\% \text{H}_2}{100} + \rho_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \frac{\% \text{H}_2\text{O}}{100} = \\
 &= 0,8637 \cdot 0,3507 \cdot 10^{-3} + 0,0959 \cdot 0,0252 \cdot 10^{-3} + \\
 &+ 0,0403 \cdot 0,2255 \cdot 10^{-3} = 3,1440 \cdot 10^{-4} \text{ gr/cm}^3.
 \end{aligned}$$

Por lo tanto:

$$\nu_{\text{MEZCLA}} = \frac{\mu_{\text{MEZCLA}}}{\rho_{\text{MEZCLA}}} = 1,2671 \cdot \text{cm}^2/\text{sg}.$$

A N E X O N^o 3

ESTUDIO DEL PROCESO DE TRANSFERENCIA DEL
MONOXIDO DE CARBONO.

Se trata de determinar el ratio de eliminación del carbono, en el proceso de transferencia del monóxido de carbono.

Sabemos que la velocidad de dicho proceso puede expresarse mediante la relación:

$$\bar{N} \frac{\text{MOL}}{\text{sg.}} = K_{\text{CO}} \cdot A \cdot \frac{1}{R.T} \cdot \frac{1}{1.000} \left(K_{\text{eq}} \cdot a_{\text{C}(i)} \frac{P_{\text{H}_2\text{O}(i)}}{P_{\text{H}_2(i)}} - P_{\text{CO}} \right)$$

Si suponemos que se dispone de un caudal lo suficientemente grande para que la presión del monóxido de carbono en el bulk sea prácticamente cero, nos encontramos en condiciones similares a las de un ensayo de laboratorio, donde es la difusión el fenómeno controlante.

En estas condiciones tendremos:

$$\frac{d \% C}{dt} = - K_{\text{CO}} \cdot A \cdot \frac{1}{R.T} \cdot \frac{1}{1.000} \cdot \frac{12}{20 \cdot 10^4} \cdot \left(K_{\text{eq}} \cdot \frac{\% C(i)}{K_I} \cdot \frac{P_{\text{H}_2\text{O}(i)}}{P_{\text{H}_2(i)}} \right)$$

Siendo:

K_{CO} : Coeficiente de transporte global de masa.

$A = 52.631.576 \text{ cm}^2$ (area de la bobina)

$R = 0,0821 \cdot \frac{\text{Atm} \cdot \text{litró}}{\text{K}^\circ \cdot \text{mol}}$

$T = 700^\circ \text{C} \sim 973^\circ \text{K}$

$K_{\text{equilibrio}} = 1,5809 \quad (700^\circ \text{C})$

$K_I = 0,0153 \quad (700^\circ \text{C})$

$$\frac{P_{\text{H}_2\text{O}(i)}}{P_{\text{H}_2(i)}} = \frac{1}{2,38}$$

$$\% C_{(i)} = 2,356404 \cdot 10^{-4} \text{ (en equilibrio con la atmósfera reactante como más tarde veremos)}$$

Quedará por lo tanto:

$$\frac{d \% C}{dt} = - 4,044151 \cdot 10^{-4} \cdot K_{CO}$$

Integrando esta expresión tendremos:

$$\% C = - 4,044151 \cdot 10^{-4} \cdot K_{CO} \cdot t + K$$

Con las condiciones iniciales $t = 0 \dots C = C_0$

$$K = C_0$$

Finalmente tendremos:

$$t_{sg} = \frac{C_0 - c}{4,044151 \cdot 10^{-4} \cdot K_{CO}}$$

A N E X O N.º 4

ESTUDIO DE LA CINETICA DEL PROCESO GLOBAL
DE ELIMINACION DEL CARBONO.

Sabemos que la cinética del proceso global de eliminación del carbono puede expresarse mediante las ecuaciones:

$$\bar{N} \frac{\text{MOL}}{\text{cm}^2 \cdot \text{sg}} = K_c (C - C_i) = K_{\text{cop}} (P_{\text{CO}(i)} - P_{\text{CO}}) = Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{1}{A} \cdot \frac{1.000}{12.3600} \quad (4) \quad (5) \quad (6)$$

Si consideramos además alcanzado el equilibrio, ésto podrá expresarse mediante la ecuación que determinaremos posteriormente:

$$P_{\text{CO}(i)} = K_e \cdot C_{(i)} \quad (7)$$

Siendo:

$$K_c = \frac{2 \cdot D_c}{e} \cdot \frac{\rho_{\text{Fe}}}{1.200} = \frac{2 \cdot 8,7 \cdot 10^{-7}}{0,1} \cdot \frac{7,6}{1.200} = 1,102 \cdot 10^{-7}$$

$$K_{\text{cop}} = K_{\text{CO}} \cdot \frac{1}{R \cdot T} \cdot \frac{1}{1.000} = 1,251826 \cdot 10^{-5} \cdot K_{\text{CO}}$$

$$\alpha = \frac{1.000}{12 \cdot 3.600} = 0,023148$$

$$\frac{P_{\text{CO}(i)}}{C_{(i)}} = K_e = 43,116531$$

$$\rho_{\text{CO}} = 0,350649 \frac{\text{Kgr.}}{\text{m}^3}$$

$$A \text{ (area de la bobina)} = 52.631.576 \text{ cm}^2$$

$$L \text{ (longitud de la bobina)} = 210.526,31 \text{ cm.}$$

La sustitución de (7) en la primera expresión nos dará:

$$\bar{N} = K_c(C - C_i) = K_{cop}(K_e \cdot C_i - P_{CO}) = Q \cdot P_{CO} \cdot P_{CO} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha$$

(4)

(5)

(6)

Obteniendo C_i de las expresiones (4) y (5) se tendrá:

$$C_i = \frac{K_c \cdot C + K_{cop} \cdot P_{CO}}{K_c + K_{cop} \cdot K_e}$$

Valor que al sustituir en (4) nos dará:

$$\bar{N} = K_c \left(C - \frac{K_c \cdot C + K_{cop} \cdot P_{CO}}{K_c + K_{cop} \cdot K_e} \right) = Q \cdot P_{CO} \cdot P_{CO} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha$$

(4)

(6)

Si ahora obtenemos de esta expresión el valor de P_{CO} .

$$P_{CO} = \frac{C \cdot K_c \cdot K_{cop} \cdot K_e}{K_c \cdot K_{cop} + (K_c + K_{cop} \cdot K_e) Q \cdot P_{CO} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha}$$

Valor que al sustituir en (4) nos dará una vez hechas - las transformaciones necesarias:

$$\bar{N} = K_c \cdot C \cdot \left(\frac{K_{cop} \cdot K_e \cdot Q \cdot P_{CO} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha}{K_{cop} \cdot K_e \cdot Q \cdot P_{CO} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha + K_c \cdot K_{cop} + K_c \cdot Q \cdot P_{CO} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha} \right)$$

Llamando $[R]$ al término entre paréntesis de esta última expresión tendremos:

$$\bar{N} = K_c \cdot C \cdot [R]$$

Transformándolo en eliminación de carbono sobre la bobina de 20 Tm.

$$\frac{d \% C}{dt} = - K_c \cdot C \cdot A \cdot \frac{I_2}{20 \cdot 10^4} \cdot [R]$$

Integrando esta expresión:

$$\frac{d \% C}{\% C} = - K_c \cdot A \cdot \frac{I_2}{20 \cdot 10^4} \cdot [R] \cdot dt$$

$$\ln \% C = - K_c \cdot A \cdot \frac{I_2}{20 \cdot 10^4} \cdot [R] \cdot t + K$$

Para $t = 0$ $C = C_0$ y por lo tanto $\ln C_0 = K$

$$\ln \frac{C}{C_0} = - K_c \cdot A \cdot \frac{I_2}{20 \cdot 10^4} \cdot [R] \cdot t$$

Finalmente:

$$t = \frac{20 \cdot 10^4}{I_2 \cdot A} \cdot \frac{I}{K_c} \cdot \frac{I}{[R]} \cdot \ln \frac{C_0}{C} \quad (\text{sg})$$

$$t = \frac{20 \cdot 10^4}{I_2 \cdot A} \cdot \frac{I}{K_c} \cdot \frac{K_{\text{cop}} \cdot K_e \cdot Q \cdot \rho_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha + K_c \cdot K_{\text{cop}} + K_c Q \cdot \rho_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha}{K_{\text{cop}} \cdot K_e \cdot Q \cdot \rho_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha} \cdot \ln \frac{C_0}{C}$$

O lo que es lo mismo:

$$t \text{ (sg)} = \frac{20 \cdot 10^4}{12 \cdot A} \left(\frac{I}{K_c} + \frac{I}{K_e \cdot Q \cdot P_{CO} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha} + \frac{I}{K_{cop} \cdot K_e} \right) \cdot \ln \frac{C_o}{C}$$

Si ahora colocamos el caudal Q en función del caudal Q' en las condiciones del rotámetro de entrada (1 atm. 200 C)

$$t \text{ sg} = \frac{20 \cdot 10^4}{12 \cdot A} \left(\frac{I}{K_c} + \frac{I}{K_e \cdot Q' \cdot \frac{973}{293} \cdot P_{CO} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha} + \frac{I}{K_{cop} \cdot K_e} \right) \cdot \ln \frac{C_o}{C}$$

$$Q = Q' \cdot \frac{973}{293}$$

320

A N E X O N^o 5

ESTUDIO DEL FENOMENO DE TRANSFERENCIA DEL
VAPOR DE AGUA DENTRO DEL PROCESO GLOBAL -
DE ELIMINACION DEL CARBONO.

Sabemos que la cinética del proceso global de eliminación del carbono, teniendo en cuenta la aportación de vapor de agua, puede expresarse mediante el siguiente sistema de ecuaciones:

$$-\frac{\text{MOL}}{N \text{ cm}^2 \cdot \text{sg}} = K_c (C - C_i) = K_{H_2O} p \left(P_{H_2O} - P_{H_2O(i)} \right) = K_{cop} \left(P_{CO(i)} - P_{CO} \right) =$$

(8)
(9)
(10)

$$= Q \cdot P_{CO} \cdot P_{CO} \cdot \frac{I}{A} \cdot \frac{1.000}{12 \cdot 3.600}$$

(II)

Considerando además las expresiones en el equilibrio:

$$P_{CO(i)} = K_e \cdot C_i \quad (I2)$$

$$K_{eq} = \frac{P_{CO(i)} \cdot P_{H_2(i)}}{a_c^{GRAF} \cdot P_{H_2O(i)}} \quad (I3)$$

Junto con la relación $\frac{\% H_2}{\% H_2O}$, necesaria para evitar la oxidación del material

$$\frac{\% H_2}{\% H_2O} = K_3 \quad (I4)$$

Siendo:

$$K_c = \frac{2 \cdot D_c}{e} \cdot \frac{P_{Fe}}{1.200} = \frac{2 \cdot 8,7 \cdot 10^{-7}}{0,1} \cdot \frac{7,6}{1.200} = 1,102 \cdot 10^{-7}$$

$$K_{H_2O p} = K_{H_2O} \cdot \frac{I}{R.T} \cdot \frac{I}{1.000} = 1,251826 \cdot 10^{-5} \cdot K_{H_2O}$$

$$K_{cop} = K_{CO} \cdot \frac{I}{R.T} \cdot \frac{I}{1.000} = 1,251826 \cdot 10^{-5} \cdot K_{CO}$$

$$K_{CO} = 0,0153$$

$$\frac{P_{CO(i)}}{C(i)} = K_e = 43,116531$$

$$K_{equilibrio} = 1,5809$$

$$\frac{\% H_{2(i)}}{\% H_2O(i)} = K_3 = 2,38$$

$$P_{CO} = 0,350649 \frac{\text{Kgr.}}{\text{m}^3}$$

$$A \text{ (area de la bobina)} = 52.631.576 \text{ cm}^2$$

$$B = \frac{12 \cdot A}{20 \cdot 10^4} \sim 3.157,8945$$

$$\alpha = \frac{1.000}{12 \cdot 3.600} = 0,023148$$

$$\beta = \frac{I}{K_I} = \frac{I}{0,0153} = 65,359477$$

Para la resolución de este sistema de ecuaciones procederemos de la siguiente forma:

- La eliminación de P_{CO} entre las ecuaciones (IO) y (II)

nos da :

$$K_{\text{cop}} \left(P_{\text{CO}(i)} - P_{\text{CO}} \right) = Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha$$

$$P_{\text{CO}} = \frac{K_{\text{cop}} \cdot P_{\text{CO}(i)}}{K_{\text{cop}} + Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha}$$

- Sustituyendo esta expresión en la ecuación (10), obtendremos de la igualación de la mencionada ecuación (10) con la (9):

$$K_{\text{H}_2\text{O p}} \left(P_{\text{H}_2\text{O}} - P_{\text{H}_2\text{O}(i)} \right) = K_{\text{cop}} \left(P_{\text{CO}(i)} - \frac{K_{\text{cop}} \cdot P_{\text{CO}(i)}}{K_{\text{cop}} + Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha} \right)$$

- Sustituyendo en esta expresión los valores de:

$$P_{\text{H}_2\text{O}(i)} = \frac{P_{\text{CO}(i)} \cdot P_{\text{H}_2(i)}}{a_c \cdot K_{\text{eq}}} \quad \text{Obtenido de la ecuación (13)}$$

$$P_{\text{CO}(i)} = K_e \cdot C_{(i)} \quad \text{Obtenido de la ecuación (12)}$$

$$a_c = \frac{I}{K_I} \cdot C_{(i)} = \beta \cdot C_{(i)} \quad \text{Expresión de la actividad}$$

Tendremos:

$$K_{\text{H}_2\text{O p}} \cdot \left(P_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{P_{\text{CO}(i)} \cdot P_{\text{H}_2(i)}}{a_c^{\text{GRAF}} \cdot K_{\text{eq}}} \right) = K_{\text{cop}} \frac{Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha \cdot P_{\text{CO}(i)}}{K_{\text{cop}} + Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha}$$

$$K_{\text{H}_2\text{O p}} \left(P_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{K_e \cdot C_{(i)} \cdot P_{\text{H}_2(i)}}{\beta \cdot C_{(i)} \cdot K_{\text{eq}}} \right) = K_{\text{cop}} \frac{Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha \cdot K_e \cdot C_{(i)}}{K_{\text{cop}} + Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha}$$

- De esta expresión obtendremos el valor de $C_{(i)}$:

$$C_{(i)} = \frac{K_{\text{H}_2\text{O p}}}{K_{\text{cop}}} \cdot \frac{K_{\text{cop}} + Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha}{Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha \cdot K_e} \cdot \left(P_{\text{H}_2\text{O}} - \frac{K_e \cdot P_{\text{H}_2(i)}}{\beta \cdot K_{\text{eq}}} \right)$$

El cual sustituido en la ecuación (8) nos dará la expresión de la velocidad de eliminación del carbono.

$$\bar{N} = K_c \cdot \left(C - \frac{K_{H_2O} p}{K_{cop}} \cdot \frac{\frac{K_{cop} \cdot A}{Q \cdot P_{CO} \cdot \alpha} + I}{K_e} \left(P_{H_2O} - \frac{K_e \cdot K_3 \cdot P_{H_2O(i)}}{\beta \cdot K_{eq}} \right) \right)$$

Llamando $[S]$ al sustraendo de esta expresión:

$$\bar{N} = K_c (C - [S])$$

Transformándola en eliminación de carbono sobre la bobina de 20 Tm.

$$\frac{d \% C}{dt} = - K_c \cdot A \cdot \frac{I_2}{20 \cdot 10^4} (C - [S])$$

Integrando esta expresión tendremos:

$$\frac{d \% C}{C - [S]} = - K_c \cdot A \cdot \frac{I_2}{20 \cdot 10^4} \cdot dt$$

$$\ln (C - [S]) = - K_c \cdot A \cdot \frac{I_2}{20 \cdot 10^4} \cdot t + K$$

Para $t = 0$ $C = C_0$ y por lo tanto $\ln (C_0 - [S]) = K$

$$\ln \frac{C - [S]}{C_0 - [S]} = - K_c \cdot A \cdot \frac{I_2}{20 \cdot 10^4} \cdot t$$

Finalmente:

$$t = \frac{20 \cdot 10^4}{12 \cdot A} \cdot \frac{I}{K_c} \cdot \ln \frac{C_0 - [S]}{C - [S]} \text{ sg.}$$

Siendo:

$$[S] = \frac{K_{H_2O} p}{K_{cop}} \cdot \frac{\frac{K_{cop} \cdot A}{Q \cdot P_{CO} \cdot \alpha} + I}{K_e} \left(P_{H_2O} - \frac{K_e \cdot K_3 \cdot P_{H_2O(i)}}{\beta \cdot K_{eq}} \right)$$

$$t_{eq} = \frac{1}{K_c} \cdot \frac{20 \cdot 10^4}{12 \cdot A} \ln \frac{C_0 - \left(\frac{K_{H_2O} p}{K_{cop}} \cdot \frac{\frac{K_{cop} \cdot A}{Q \cdot P_{CO} \cdot \alpha} + I}{K_e} \right) \left(P_{H_2O} - \frac{K_e \cdot K_3 \cdot P_{H_2O(i)}}{\beta \cdot K_{eq}} \right)}{C - \left(\frac{K_{H_2O} p}{K_{cop}} \cdot \frac{\frac{K_{cop} \cdot A}{Q \cdot P_{CO} \cdot \alpha} + I}{K_e} \right) \left(P_{H_2O} - \frac{K_e \cdot K_3 \cdot P_{H_2O(i)}}{\beta \cdot K_{eq}} \right)}$$

Si ahora colocamos el caudal Q en función del caudal Q' en las condiciones del rotámetro de entrada (1 atm. 20°C)

$$Q = Q' \cdot \frac{973}{293}$$

$$t_{eq} = \frac{1}{K_c} \cdot \frac{20 \cdot 10^4}{12 \cdot A} \ln \frac{C_0 - \frac{K_{H_2O}}{K_{co}} \cdot \frac{\frac{293 \cdot K_{cop} \cdot A}{973 \cdot Q' \cdot P_{CO} \cdot \alpha} + 1}{K_e} \left(P_{H_2O} - \frac{K_3 \cdot K_e \cdot P_{H_2O(i)}}{\beta \cdot K_{eq}} \right)}{C - \frac{K_{H_2O}}{K_{co}} \cdot \frac{\frac{293 \cdot K_{cop} \cdot A}{973 \cdot Q' \cdot P_{CO} \cdot \alpha} + 1}{K_e} \left(P_{H_2O} - \frac{K_e \cdot K_3 \cdot P_{H_2O(i)}}{\beta \cdot K_{eq}} \right)}$$

A N E X O N^o 6

DETERMINACION DE LOS COEFICIENTES DE DIFUSION PARA EL MONOXIDO DE CARBONO Y VAPOR DE AGUA, EN UNA ATMOSFERA COMPUESTA POR --3
HIDROGENO, NITROGENO, VAPOR DE AGUA Y MONOXIDO DE CARBONO.

A) COEFICIENTE DE DIFUSION DEL MONOXIDO DE CARBONO.

Se trata de determinar los coeficientes de difusión del monóxido de carbono, en una mezcla de nitrógeno, hidrógeno y vapor de agua en la siguiente proporción:

$$N_2 : 86,3709 \%$$

$$H_2 : 9,5967 \%$$

$$H_2O : 4,0322 \%$$

A la temperatura de 7000 C.

Al final del proceso la composición aproximada en la atmósfera de la base es la siguiente:

$$N_2 : 85,5159 \%$$

$$H_2 : 9,5017 \%$$

$$H_2O : 3,9922 \%$$

$$CO : 0,9901 \%$$

Para poder determinar este coeficiente, será necesario calcular previamente los coeficientes de difusión binarios, del monóxido de carbono en cada uno de los elementos componentes de dicha mezcla, para lo cual emplearemos la fórmula derivada de la teoría cinética de Chapman-Enskog.

$$D_{AB} = 0,0018583 \cdot \frac{\sqrt{T^3 \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)}}{p \cdot \sigma_{AB}^2 \cdot \Omega_{AB}}$$

Siendo:

M_A y M_B : Los pesos moleculares de A y B

T : Temperatura absoluta

$\frac{\epsilon}{K}$: Constante de fuerza

σ : Diámetro de colisión ($\text{\AA}$)

Ω_{DAB} : Función para la determinación de los coeficientes de difusión, dependiente de la temperatura y del campo de potencial intermolecular para una molécula de A y otra de B.

Este campo de potencial viene dado por la función de Lennard-Jones

$$\psi_{AB}(r) = 4 \cdot \epsilon_{AB} \left(\left(\frac{\sigma_{AB}}{r} \right)^{12} - \left(\frac{\sigma_{AB}}{r} \right)^6 \right)$$

La estimación de σ_{AB} y ϵ_{AB} puede realizarse satisfactoriamente para moléculas que no sean reaccionantes, combinando los parámetros de Lennard-Jones de la siguiente manera:

$$\sigma_{AB} = \frac{1}{2} (\sigma_A + \sigma_B)$$

$$\epsilon_{AB} = \sqrt{\epsilon_A \cdot \epsilon_B}$$

- DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL MONOXIDO DE CARBONO EN HIDROGENO.

$$M_{CO} = 28,011 \quad \dots \quad \sigma_{CO} = 3,590 \quad \dots \quad \frac{\epsilon_{CO}}{K} = 110$$

$$M_{H_2} = 2,016 \quad \dots \quad \sigma_{H_2} = 2,915 \quad \dots \quad \frac{\epsilon_{H_2}}{K} = 38,0$$

$$\sigma_{\text{CO} - \text{H}_2} = \frac{1}{2} (\sigma_{\text{CO}} + \sigma_{\text{H}_2}) = 3,2525$$

$$\frac{\epsilon_{\text{CO} - \text{H}_2}}{K} = \sqrt{\frac{\epsilon_{\text{CO}}}{K} \cdot \frac{\epsilon_{\text{H}_2}}{K}} = 64,6529$$

$$\frac{K \cdot T}{\epsilon_{\text{CO-H}_2}} = 15,0495$$

$$\Omega_{D_{AB}} = 0,7028$$

De donde:

$$D_{\text{CO} \rightarrow \text{H}_2} = 0,0018583 \cdot \frac{\sqrt{(973)^3 \left(\frac{1}{28,011} + \frac{1}{2,016} \right)}}{1 \cdot (3,2525)^2 \cdot 0,7028} =$$

$$= 5,5316 \frac{\text{cm}^2}{\text{sg.}}$$

- DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL MONOXIDO DE CARBONO EN NITROGENO.

$$M_{\text{CO}} = 28,011 \dots \sigma_{\text{CO}} = 3,590 \dots \frac{\epsilon_{\text{CO}}}{K} = 110$$

$$M_{\text{N}_2} = 28,016 \dots \sigma_{\text{N}_2} = 3,681 \dots \frac{\epsilon_{\text{N}_2}}{K} = 91,5$$

$$\sigma_{\text{CO} - \text{N}_2} = \frac{1}{2} (\sigma_{\text{CO}} + \sigma_{\text{N}_2}) = 3,6355$$

$$\frac{\epsilon_{\text{CO} - \text{N}_2}}{K} = \sqrt{\frac{\epsilon_{\text{CO}}}{K} \cdot \frac{\epsilon_{\text{N}_2}}{K}} = 100,3244$$

$$\frac{K \cdot T}{\epsilon_{\text{CO-N}_2}} = 9,6985$$

$$\Omega_{D_{AB}} = 0,7463$$

$$D_{\text{CO} \rightarrow \text{N}_2} = 0,0018583 \cdot \frac{\sqrt{(973)^3 \cdot \left(\frac{1}{28,011} + \frac{1}{28,016} \right)}}{1 \cdot (3,6355)^2 \cdot 0,7463} =$$

$$= 1,5278 \frac{\text{cm}^2}{\text{sg.}}$$

- DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL MONOXIDO DE CARBONO EN VAPOR DE AGUA.

$$M_{\text{CO}} = 28,011 \dots \dots \sigma_{\text{CO}} = 3,59 \dots \dots \frac{\epsilon_{\text{CO}}}{K} = 110$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}} = 18,016 \dots \dots \sigma_{\text{H}_2\text{O}} = 2,655 \dots \dots \frac{\epsilon_{\text{H}_2\text{O}}}{K} = 363$$

$$\sigma_{\text{CO-H}_2\text{O}} = \frac{1}{2} (\sigma_{\text{CO}} + \sigma_{\text{H}_2\text{O}}) = 3,1225$$

$$\frac{\epsilon_{\text{CO-H}_2\text{O}}}{K} = \sqrt{\frac{\epsilon_{\text{CO}}}{K} \cdot \frac{\epsilon_{\text{H}_2\text{O}}}{K}} = 199,8249$$

$$\frac{K \cdot T}{\epsilon_{\text{CO-H}_2\text{O}}} = 4,8692$$

$$\Omega_{D_{AB}} = 0,8467$$

$$D_{CO \rightarrow H_2O} = 0,0018583 \cdot \frac{\sqrt{(973)^3 \cdot \frac{1}{28,011} + \frac{1}{18,016}}}{1 \cdot (3,1225)^2 \cdot 0,8467} =$$

$$= 2,0633 \frac{cm^2}{sg.}$$

Partiendo de estos valores de los coeficientes de difusión binarios, vamos a calcular el coeficiente de difusión del monóxido de carbono en la mezcla.

Sabemos que:

$$D_{I/MEZCLA} = \frac{1 - Y_I}{\sum_{j=1}^n \frac{Y_j}{D_{Ij}}}$$

Por lo tanto en nuestro caso:

$$D_{CO/N_2 + H_2 + H_2O + CO} = \frac{1 - Y_{CO}}{\frac{Y_{N_2}}{D_{CO-N_2}} + \frac{Y_{H_2}}{D_{CO-H_2}} + \frac{Y_{H_2O}}{D_{CO-H_2O}}}$$

$$= \frac{1 - 0,009901}{\frac{0,855159}{1,5278} + \frac{0,095017}{5,5316} + \frac{0,039922}{2,0633}} = 1,6605 \frac{cm^2}{sg.}$$

$$D_{CO (N_2 + H_2 + H_2O + CO)} = 1,6605 \frac{cm^2}{sg.}$$

B) COEFICIENTES DE DIFUSION DEL VAPOR DE AGUA.

- DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL VAPOR DE AGUA EN HIDROGENO.

$$M_{H_2O} = 18,016 \dots\dots\dots \sigma_{H_2O} = 2,655 \dots\dots\dots \frac{\epsilon_{H_2O}}{K} = 363$$

$$M_{H_2} = 2,016 \dots\dots\dots \sigma_{H_2} = 2,915 \dots\dots\dots \frac{\epsilon_{H_2}}{K} = 38$$

$$\sigma_{H_2O-H_2} = \frac{1}{2} (\sigma_{H_2O} + \sigma_{H_2}) = 2,785$$

$$\frac{\epsilon_{H_2O-H_2}}{K} = \sqrt{\frac{\epsilon_{H_2O}}{K} \cdot \frac{\epsilon_{H_2}}{K}} = 117,4478$$

$$\frac{K \cdot T}{\epsilon_{H_2O-H_2}} = 8,2845$$

$$\Omega_{D_{AB}} = 0,7667$$

$$D_{H_2O-H_2} = 0,0018583 \cdot \frac{\sqrt{(973)^3 \cdot \frac{1}{18,016} + \frac{1}{2,016}}}{1 \cdot (2,785)^2 \cdot 0,7667} =$$

$$= 7,0436 \frac{cm^2}{sg.}$$

- DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL VAPOR DE AGUA EN MONOXIDO DE CARBONO.

$$M_{H_2O} = 18,016 \dots\dots\dots \sigma_{H_2O} = 2,655 \dots\dots\dots \frac{\epsilon_{H_2O}}{K} = 363$$

$$M_{CO} = 28,011 \dots\dots\dots \sigma_{CO} = 3,590 \dots\dots\dots \frac{\epsilon_{CO}}{K} = 110$$

$$\sigma_{H_2O-CO} = \frac{1}{2} (\sigma_{H_2O} + \sigma_{CO}) = 3,1225$$

$$\frac{\epsilon_{H_2O-CO}}{K} = \sqrt{\frac{\epsilon_{H_2O}}{K} \cdot \frac{\epsilon_{CO}}{K}} = 199,82$$

$$\frac{K \cdot T}{\epsilon_{H_2O-CO}} = 4,8692$$

$$\Omega_{D_{AB}} = 0,8467$$

$$D_{H_2O - CO} = 0,0018583 \cdot \frac{\sqrt{(973)^3 \cdot \frac{1}{18,016} + \frac{1}{28,011}}}{1 \cdot (3,1225)^2 \cdot 0,8467} =$$

$$= 2,0633 \frac{cm^2}{sg.}$$

- DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE DIFUSION DEL VAPOR DE AGUA EN NITROGENO.

$$M_{H_2O} = 18,016 \dots\dots\dots \sigma_{H_2O} = 2,655 \dots\dots\dots \frac{\epsilon_{H_2O}}{K} = 363$$

$$M_{N_2} = 28,016 \dots\dots\dots \sigma_{N_2} = 3,681 \dots\dots\dots \frac{\epsilon_{N_2}}{K} = 91,5$$

$$\sigma_{H_2O - N_2} = \frac{1}{2} (\sigma_{H_2O} + \sigma_{N_2}) = 3,168$$

$$\frac{\epsilon_{H_2O - N_2}}{K} = \sqrt{\frac{\epsilon_{H_2O}}{K} \cdot \frac{\epsilon_{N_2}}{K}} = 182,2484$$

$$\frac{K \cdot T}{\epsilon_{H_2O-N_2}} = 5,3388$$

$$\Omega_{D_{AB}} = 0,8321$$

$$D_{H_2O - N_2} = 0,0018583 \cdot \frac{\sqrt{(973)^3 \cdot \frac{1}{18,016} + \frac{1}{28,016}}}{1 \cdot (3,168)^2 \cdot 0,8321} =$$

$$= 2,0395 \frac{cm^2}{sg.}$$

Procederemos de idéntica forma al caso anterior para la determinación del coeficiente de difusión del vapor de agua en la mezcla.

$$D_{H_2O / (N_2 + H_2 + H_2O + CO)} = \frac{1 - \gamma_{H_2O}}{\frac{\gamma_{N_2}}{D_{H_2O-N_2}} + \frac{\gamma_{H_2}}{D_{H_2O-H_2}} + \frac{\gamma_{CO}}{D_{H_2O-CO}}}$$

$$D_{H_2O / (N_2 + H_2 + H_2O + CO)} = \frac{1 - 0,039922}{\frac{0,009901}{2,0633} + \frac{0,855159}{2,0395} + \frac{0,095017}{7,0436}} =$$

$$= 2,1940 \frac{cm^2}{sg.}$$

A N E X O N º 7

DETERMINACION DE LA DIFERENCIA DE PRESIONES
EN EL FENOMENO DE TRANSFERENCIA DEL VAPOR -
DE AGUA DESDE EL BULK A LA INTERFASE.

Sabemos que:

$$K_{\text{cop}} (P_{\text{CO}(i)} - P_{\text{CO}}) = K_{\text{H}_2\text{O}} (P_{\text{H}_2\text{O}} - P_{\text{H}_2\text{O}(i)}) = Q \cdot P_{\text{CO}} \cdot \frac{I}{A} \cdot \alpha$$

$$(P_{\text{CO}(i)} - P_{\text{CO}}) = \frac{973 \cdot Q' \cdot P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{CO}} \cdot \alpha}{293 \cdot A \cdot K_{\text{cop}}} =$$

$$= 2,673926 \cdot 10^{-3} \cdot Q' \cdot P_{\text{CO}}$$

Por otra parte la relación que liga la diferencia de presiones entre el bulk y la interfase, para el monóxido de carbono y el vapor de agua es:

$$(P_{\text{H}_2\text{O}} - P_{\text{H}_2\text{O}(i)}) = \frac{K_{\text{cop}}}{K_{\text{H}_2\text{Op}}} (P_{\text{CO}(i)} - P_{\text{CO}}) =$$

$$= \left(\frac{D_{\text{CO}}}{D_{\text{H}_2\text{O}}} \right)^n \cdot (P_{\text{CO}(i)} - P_{\text{CO}})$$

Tendremos por lo tanto que:

$$(P_{\text{H}_2\text{O}} - P_{\text{H}_2\text{O}(i)}) = \left(\frac{1,6605}{2,1940} \right)^{12,941} \cdot 2,673926 \cdot 10^{-3} \cdot Q' \cdot P_{\text{CO}}$$

Las diferencias de presiones entre el bulk y la interfase, para el monóxido de carbono y vapor de agua, pueden verse tabuladas en la TABLA A.

De los valores dados en esta tabla, se desprende que en todo momento las diferencias de presiones del vapor de agua, entre el bulk y la interfase, son extraordinariamente pequeñas.

T A B L A A

DIFERENCIA DE PRESIONES ENTRE EL BULK Y LA INTERFASE PARA EL MONOXIDO DE CARBONO Y VAPOR DE AGUA.

P_{CO} (ATM)	$Q' \left(\frac{M^3}{h} \right)$	$(P_{CO(i)} - P_{CO})$	$(P_{H_2O} - P_{H_2O(i)})$
0,01 (1%)	10	$2,6739 \cdot 10^{-4}$	$7,2663 \cdot 10^{-6}$
	30	$8,0217 \cdot 10^{-4}$	$2,1798 \cdot 10^{-5}$
	60	$1,6043 \cdot 10^{-3}$	$4,3596 \cdot 10^{-5}$
	100	$2,6739 \cdot 10^{-3}$	$7,2663 \cdot 10^{-5}$
0,03 (3%)	10	$8,0217 \cdot 10^{-4}$	$2,1798 \cdot 10^{-5}$
	30	$2,4065 \cdot 10^{-3}$	$6,5396 \cdot 10^{-5}$
	60	$4,8130 \cdot 10^{-3}$	$1,3079 \cdot 10^{-4}$
	100	$8,0217 \cdot 10^{-3}$	$2,1798 \cdot 10^{-4}$

A N E X O N^o 8

OBTENCION DE UNA SOLUCION DE LA ECUACION
GENERAL DE LA DIFUSION.

Se trata de obtener una solución de la ecuación general de la difusión:

$$(A) \quad \frac{\partial c}{\partial t} = D \cdot \frac{\partial^2 c}{\partial x^2}$$

Naturalmente estamos tratando de buscar la parte transitoria de la solución matemática del problema, para ello ensayaremos una solución normal en forma de soluciones producto:

$$C = A(\gamma) \cdot e^{-\gamma^2 \cdot D(\theta) \cdot t} \quad \text{sen } \gamma \cdot x \quad \text{para } t > 0$$

la solución general será: $C(x, t) = \int_0^\infty A(r) e^{-r^2 D(\theta) t} \text{sen } r x \, dr$

Representemos $A(\gamma)$ como la integral de Fourier.

$$A(\gamma) = \frac{2}{\pi} \int_0^\infty f(\eta) \text{sen } \gamma \eta \, d\eta$$

de donde:

$$C(x, t) = \frac{2}{\pi} \int_0^\infty \int_0^\infty e^{-\gamma^2 \cdot D(\theta) \cdot t} f(\eta) \cdot \text{sen } \gamma \eta \cdot \text{sen } \gamma x \, d\eta \, d\gamma$$

$$C(x, t) = \frac{2}{\pi} \int_0^\infty f(\eta) \cdot \left(\int_0^\infty e^{-\gamma^2 \cdot D(\theta) \cdot t} \text{sen } \gamma \eta \cdot \text{sen } \gamma x \, d\gamma \right) d\eta$$

Resolveremos primeramente la integral que se encuentra dentro del paréntesis.

$$\begin{aligned} & \int_0^\infty e^{-\gamma^2 \cdot D(\theta) \cdot t} \text{sen } \gamma \eta \cdot \text{sen } \gamma x \cdot d\gamma = \\ & = \int_0^\infty e^{-\gamma^2 \cdot D(\theta) \cdot t} \cdot \frac{1}{2} \left(\cos \gamma(\eta - x) - \cos \gamma(\eta + x) \right) d\gamma \end{aligned}$$

=

$$= \frac{\sqrt{\pi}}{4 \sqrt{D(\theta) \cdot t}} \cdot \left(e^{-\frac{(\eta-x)^2}{4 \cdot D(\theta) \cdot t}} - e^{-\frac{(\eta+x)^2}{4 \cdot D(\theta) \cdot t}} \right)$$

ya que la $\int_0^{\infty} e^{-a^2 x^2} \cos bx \, dx = \frac{\sqrt{\pi}}{2a} \cdot e^{-\frac{b^2}{4a^2}}$

Entonces la solución general de la ecuación (B) será:

$$\begin{aligned} c(x,t) &= \frac{2}{\pi} \cdot \frac{\sqrt{\pi}}{4 \sqrt{D(\theta)t}} \cdot \int_0^{\infty} f(\eta) \cdot \left(e^{-\frac{(\eta-x)^2}{4D(\theta)t}} - e^{-\frac{(\eta+x)^2}{4D(\theta)t}} \right) d\eta \\ &= \frac{1}{2 \sqrt{D(\theta)t} \pi} \cdot \int_0^{\infty} f(\eta) \cdot \left(e^{-\frac{(\eta-x)^2}{4 \cdot D(\theta)t}} - e^{-\frac{(\eta+x)^2}{4D(\theta)t}} \right) d\eta \end{aligned}$$

Efectuando un cambio de variables para resolver la integral.

$$r^2 = \frac{(\eta-x)^2}{4 \cdot D(\theta) \cdot t} \dots\dots\dots \gamma = \frac{\eta-x}{2\sqrt{D(\theta)t}} \dots\dots\dots d\gamma = \frac{1}{2\sqrt{D(\theta)t}} d\eta$$

Siendo $\eta = \infty \dots\dots\dots \gamma = \infty$

$$\eta = 0 \dots\dots\dots \gamma = \frac{-x}{2\sqrt{D(\theta)t}}$$

$$r'^2 = \frac{(\eta+x)^2}{4 \cdot D(\theta) \cdot t} \dots\dots\dots \gamma' = \frac{\eta+x}{2\sqrt{D(\theta)t}} \dots\dots\dots d\gamma' = \frac{1}{2\sqrt{D(\theta)t}} d\eta$$

Siendo $\eta = \infty \dots\dots\dots \gamma' = \infty$

$$\eta = 0 \dots\dots\dots \gamma' = \frac{x}{2\sqrt{D(\theta)t}}$$

Quedando por lo tanto:

$$C(x,t) = \frac{B}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t} \cdot \pi} \cdot \left(\int_{\frac{-x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}}}^{\infty} 2\sqrt{D(\theta) \cdot t} \cdot e^{-r^2} dr - \int_{\frac{x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}}}^{\infty} 2\sqrt{D(\theta) \cdot t} \cdot e^{-r^2} dr \right)$$

$$= \frac{B}{\sqrt{\pi}} \cdot \left(\int_{\frac{-x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}}}^{\infty} e^{-r^2} dr - \int_{\frac{x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}}}^{\infty} e^{-r^2} dr \right) =$$

$$= \frac{B}{\sqrt{\pi}} \int_{\frac{-x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}}}^{\frac{x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}}} e^{-r^2} dr = \frac{2 \cdot B}{\sqrt{\pi}} \cdot \int_0^{\frac{x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}}} e^{-r^2} dr$$

$$\text{Siendo } \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \int_0^{\frac{x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}}} e^{-r^2} dr = \operatorname{erf} \left(\frac{x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}} \right)$$

Denominándose función error, tendremos por lo tanto que la parte transitoria de la solución matemática será:

$$C(x,t) = B \cdot \operatorname{erf} \cdot \left(\frac{x}{2\sqrt{D(\theta) \cdot t}} \right)$$

A N E X O N o 9

RESULTADO DE LA SUSTITUCION DE LAS ECUACIONES

$$\xi = 2 \cdot r \cdot \sqrt{D(\theta) \cdot t}$$

$$C_{II-I} = C_s + B \operatorname{erf}(r)$$

EN LA ECUACION

$$\frac{(C_0 - C_{II-I}) d\xi}{dt} = D \cdot \left(\frac{\partial c}{\partial x} \right)_{x \rightarrow \xi}$$

Para efectuar la sustitución de las ecuaciones

$$\zeta = 2 \cdot r \cdot \sqrt{D(\theta) \cdot t}$$

$$C_{II-I} = C_S + B \operatorname{erf}(r)$$

$$\text{en la ecuación: } \frac{(C_0 - C_{II-I}) d\zeta}{dt} = D \cdot \left(\frac{\partial c}{\partial x} \right)_{x \rightarrow \zeta}$$

$$\frac{d\zeta}{dt} = \gamma \cdot D(\theta)^{1/2} \cdot t^{-1/2}$$

$$\left(\frac{\partial c}{\partial x} \right)_{x \rightarrow \zeta} = \left(\frac{\partial c}{\partial r} \right) \cdot \left(\frac{\partial r}{\partial x} \right) = \frac{2 \cdot B}{\sqrt{\pi}} \cdot e^{-r^2} \cdot \frac{1}{2 \sqrt{D(\theta) \cdot t}}$$

$$\text{Siendo la función } \operatorname{erf}(x) = \frac{2}{\sqrt{\pi}} \cdot \int_0^x e^{-r^2} dr$$

Sustituyendo estos valores tendremos:

$$B = (C_0 - C_{II}) \cdot \gamma \cdot \sqrt{\pi} \cdot e^{+r^2}$$

344

A N E X O N º 10

CALCULO DE LA CONCENTRACION DE CARBONO MEDIO.

Vamos a calcular la concentración de carbono medio.

$$\begin{aligned}\bar{C}_I(t) &= \frac{I}{d} \int_0^d C(x,t) dx = \frac{I}{d} \left(\int_0^{\xi} C(x,t) dx + \int_{\xi}^d C(x,t) dx \right) = \\ &= \frac{I}{d} \left(\int_0^{\xi} \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \operatorname{erf} \left(\frac{x}{2\sqrt{Dt}} \right) dx + C_0 \int_{\xi}^d dx \right) = \\ &= \frac{I}{d} \left(\int_0^{\xi} \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \operatorname{erf} \left(\frac{x}{2\sqrt{Dt}} \right) dx + C_0 \int_{\xi}^d dx \right) =\end{aligned}$$

Efectuando el siguiente cambio de variables:

(en todo momento consideraremos $D = D(\theta)$)

$$u = \frac{x}{2\sqrt{Dt}} \dots\dots\dots dx = 2 \cdot \sqrt{Dt} \cdot d\theta$$

$$\text{Cuando } x = \xi \dots\dots\dots u = \frac{\xi}{2\sqrt{Dt}}$$

$$x = 0 \dots\dots\dots u = 0$$

$$= \frac{I}{d} \left[\frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \cdot \int_0^{\xi/2\sqrt{Dt}} \operatorname{erf} u \cdot 2\sqrt{Dt} du + C_0 \int_{\xi}^d dx \right] =$$

Como también sabemos que: $\operatorname{erf} u = 1 - \operatorname{erfc} u$

$$= \frac{I}{d} \left[\frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \cdot 2 \cdot \sqrt{Dt} \cdot \int_0^{\xi/2\sqrt{Dt}} (1 - \operatorname{erfc} u) du + C_0 \int_{\xi}^d dx \right] =$$

$$= \frac{I}{d} \left[C_0 (d - \xi) + 2 \sqrt{Dt} \cdot \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \cdot \int_0^{\xi/2 \sqrt{Dt}} (1 - \operatorname{erfc} u) du \right] =$$

Siendo $\xi = 2 \gamma \cdot \sqrt{Dt}$

$$= \frac{I}{d} \left[C_0 (d - 2 \gamma \sqrt{Dt}) + 2 \sqrt{Dt} \cdot \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \cdot (\gamma) - 2 \sqrt{Dt} \cdot \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \cdot \int_0^{\xi/2 \sqrt{Dt}} \operatorname{erfc} u du \right] =$$

$$= C_0 - \frac{2 C_0 \gamma \cdot \sqrt{Dt}}{d} + \frac{2 \cdot \sqrt{Dt} \cdot \gamma}{d} \cdot \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} -$$

$$- \frac{2 \sqrt{Dt}}{d} \cdot \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \cdot \left(\operatorname{ierfc} \gamma - \frac{1,1284}{2} \right) =$$

ya que $\int_0^x \operatorname{erfc} x = \operatorname{ierfc} x - \operatorname{ierfc}(0) = \operatorname{ierfc}(x) - \frac{1,1284}{2}$

tendremos por lo tanto.

$$= C_0 + \frac{2 \sqrt{Dt}}{d} \left(-\gamma C_0 + \frac{C_e - C_s}{\operatorname{erf}(\gamma)} \cdot (\gamma + \operatorname{ierfc}(\gamma) - 0,564) \right)$$

Definitivamente:

$$\bar{C}_I(t) = C_0 + \frac{2 \sqrt{Dt}}{d} (\alpha (C_e - C_s) - \gamma C_0) \quad t > 0$$

Siendo $\alpha = \frac{\gamma + \operatorname{ierfc}(\gamma) - 0,564}{\operatorname{erf}(\gamma)}$

342

A N E X O N^o II

DETERMINACIÓN DE LOS TIEMPOS DE DECARBURACIÓN COMO FUNCIÓN DEL ESPESOR Y DEL CONTENIDO DE CARBONO CUANDO ES LA DIFUSIÓN EL FENÓMENO CONTROLANTE DEL PROCESO.

T A B L A N°

TEMP.	C _o INIC.	C _e INTER FASE	C _s SUPERFIC.	C _f FINAL MEDIO	D _c C.DIFUS.	e m.m.	a = $\frac{e}{2}$ cm.	TIEMPO I-FASE HORAS $t=0,7366 \cdot 10^6 d^2$	TIEMPO I-FASE(H) $t = \frac{4 \cdot d^2}{n^2 D_c} \left(\ln \frac{2}{n^2} - \ln \frac{C_2}{C_1} \right)$	TIEMP. TOTAL
700	0,20	0,016	0,00060	0,004	8,4 · 10 ⁻⁷	3,30	0,165	55,7101	1,7628	57,4729
				0,003					2,8125	58,5226
				0,002					4,2919	60,0020
700	0,20	0,016	0,00060	0,004	8,4 · 10 ⁻⁷	2,50	0,125	31,4636	0,9956	32,4592
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	1,5884	33,0520
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	2,4239	33,8875
700	0,20	0,016	0,00060	0,004	8,4 · 10 ⁻⁷	2	0,1	20,2587	0,6410	20,8997
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	1,0227	21,2814
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	1,5607	21,8194

T A B L A N°

TEMP.	C _O INIC.	C _e INTER FASE	C _S SUPERFIC.	C _F FINAL MEDIO	D _C C.DIFUS.	e m.m.	d = $\frac{e}{2}$ cm.	TIEMPO I-FASE HORAS $t=0,7366 \cdot 10^6 d^2$	TIEMPO I-FASE(H) $t = \frac{4 \cdot d^2}{n^2 D_c} \left(L_n \frac{8}{n^2} - L_n \frac{C_2}{C_1} \right)$	TIEMP.TOTAL
700	0,20	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	1,5	0,075	11,2054	0,3545	11,5599
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,5657	11,7711
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,8632	12,0686
700	0,20	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	1	0,05	5,0139	0,1586	5,1725
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,2531	5,2670
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,3862	5,4001
700	0,20	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	0,75	0,0375	2,8775	0,0910	2,9685
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,1452	3,0227
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,2217	3,0992

T A B L A N°

TEMP.	C _o INIC.	C _e INTER FASE	C _s SUPERFIC.	C _F FINAL MEDIO	D _c C.DIFUS.	e m.m.	d = $\frac{e}{2}$ cm.	TIEMPO I-FASE HORAS t=0,7366.10 ⁶ d	TIEMPO I - FASE(H) $t = \frac{4 \cdot d^2}{n^2 D_c} \left(\ln \frac{8}{n^2} - \ln \frac{C_2}{C_1} \right)$	TIEMP.TOTAL
700	0,20	0,016	0,00060	0,004	8,4.10 ⁻⁷	0,60	0,030	1,8416	0,0582	1,8998
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,0929	1,9345
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,1418	1,9834

T A B L A N°

TEMP.	C _o INIC.	C _e INTER FASE	C _s SUPERFIC.	C _F FINAL MEDIO	D _c C.DIFUS.	e m.m.	d = $\frac{e}{2}$ cm.	TIEMPO I-FASE HORAS $t=0,7366 \cdot 10^6 d^2$	TIEMPO I-FASE(H) $t = \frac{4 \cdot d^2}{n^2 D_c} \left(L_n \frac{8}{n^2} - L_n \frac{C_2}{C_1} \right)$	TIEMP.TOTAL
700	0,07	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	3,30	0,165	17,2651	1,7628	19,0279
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	2,8125	20,0776
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	4,2919	21,5570
700	0,07	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	2,5	0,125	9,7509	0,9956	10,7465
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	1,5884	11,3393
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	2,4239	12,1748
700	0,07	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	2	0,1	6,2784	0,6410	6,9194
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	1,0227	7,3011
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	1,5607	7,8391

T A B L A N°

TEMP.	C _o INIC.	C _e INTER FASE	C _s SUPERFIC.	C _f FINAL MEDIO	D _c C.DIFUS.	e m.m.	d = $\frac{e}{2}$ cm.	TIEMPO I-FASE HORAS $t=0,7366 \cdot 10^6 d^2$	TIEMPO I-FASE(H) $t = \frac{4 \cdot d^2}{n^2 D_c} \left(\ln \frac{8}{n^2} - \ln \frac{C_1}{C_0} \right)$	TIEMP.TOTAL
700	0,07	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	1,5	0,075	3,4727	0,3545	3,8272
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,5657	4,0384
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,8632	4,3359
700	0,07	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	1	0,05	1,5538	0,1586	1,7124
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,2531	1,8069
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,3862	1,9400
700	0,07	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	0,75	0,0375	0,8917	0,0910	0,9827
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,1452	1,0369
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,2217	1,1134

T A B L A N°

TEMP.	C _o INIC.	C _e INTER FASE	C _s SUPERFIC.	C _F FINAL MEDIO	D _c C.DIFUS.	e m.m.	d = $\frac{e}{2}$ cm.	TIEMPO I-FASE HORAS $t=0,7366 \cdot 10^6 d^2$	TIEMPO I - FASE(H) $t = \frac{4 \cdot d^2}{n^2 D_c} \left(\ln \frac{8}{n^2} - \ln \frac{C_2}{C_1} \right)$	TIEMP.TOTAL
700	0,07	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	0,60	0,030	0,5707	0,0582	0,6289
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,0929	0,6636
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,1418	0,7125

T A B L A N°

TEMP.	C _o INIC.	C _e INTER FASE	C _s SUPERFIC.	C _F FINAL MEDIO	D _c C.DIFUS.	e m.m.	d = $\frac{e}{2}$ cm.	TIEMPO I-FASE HORAS $t=0,7366 \cdot 10^6 d^2$	TIEMPO I-FASE(H) $t=\frac{4 \cdot d^2}{\pi^2 D_c} \left(\ln \frac{8}{\pi^2} - \ln \frac{C_2}{C_1} \right)$	TIEMP. TOTAL
700	0,05	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	3,30	0,165	11,3150	1,7628	13,0778
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	2,8125	14,1275
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	4,2919	15,6069
700	0,05	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	2,5	0,125	6,3904	0,9956	7,3860
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	1,5884	7,9788
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	2,4239	8,8143
700	0,05	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	2	0,1	4,1146	0,6410	4,7556
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	1,0227	5,1373
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	1,5607	5,6753

T A B L A N°

TEMP.	C _o INIC.	C _e INTER FASE	C _s SUPERFIC.	C _F FINAL MEDIO	D _c C.DIFUS.	e m.m.	d = $\frac{e}{2}$ cm.	TIEMPO I-FASE HORAS $t=0,7366 \cdot 10^6 d^2$	TIEMPO I - FASE(H) $t = \frac{4 \cdot d^2}{n^2 D_c} \left(\ln \frac{8}{n^2} - \ln \frac{C_2}{C_1} \right)$	TIEMP.TOTAL
700	0,05	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	1,5	0,075	2,2759	0,3545	2,6304
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,5657	2,8416
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,8632	3,1391
700	0,05	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	1	0,05	1,0183	0,1586	1,1769
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,2531	1,2714
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,3862	1,4045
700	0,05	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	0,75	0,0375	0,5844	0,0910	0,6754
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,1452	0,7296
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,2217	0,8061

T A B L A N°

TEMP.	C _o INIC.	C _e INTER FASE	C _s SUPERFIC.	C _F FINAL MEDIO	D _c C.DIFUS.	e m.m.	d = $\frac{e}{2}$ cm.	TIEMPO I-FASE HORAS $t=0,7366 \cdot 10^6 d^2$	TIEMPO I - FASE(H) $t = \frac{4 \cdot d^2}{n^2 D_c} \left(\ln \frac{8}{n^2} - \ln \frac{C_2}{C_1} \right)$	TIEMP. TOTAL
700	0,05	0,016	0,00060	0,004	$8,4 \cdot 10^{-7}$	0,60	0,030	0,3740	0,0582	0,4322
"	"	"	"	0,003	"	"	"	"	0,0929	0,4669
"	"	"	"	0,002	"	"	"	"	0,1418	0,5158

A N E X O N º 12

DETERMINACION DE LAS CONSTANTES DE EQUILI-
BRIO DE LA REACCION



Vamos a determinar la constante de equilibrio para la reacción que nos ha de marcar la condición límite en la decarburación.

Se trata de la reacción:



La constante de equilibrio se puede expresar en función de la variación de Energía Libre Standar.

$$\Delta G^\circ = - R.T \ln K \quad \therefore \quad \text{Log } K = \frac{- \Delta G^\circ}{4,5760 \cdot T}$$

Siendo:

$$\begin{aligned} \frac{\Delta G^\circ}{T} = & 14,0432 - 2,137 \ln T + 0,627 \cdot 10^{-3} T + \\ & + 0,315 \cdot 10^5 \cdot \frac{1}{T^2} - \frac{8 \cdot 156,3276}{T} + 227,6772 \cdot \frac{1}{\sqrt{T}} \end{aligned}$$

Para determinar esta expresión nos basaremos en los datos de Smithells¹⁷ sobre los calores específicos.

	a	b	c	d
$C_p (\text{Fe})$	$= 8,873$	$+ 1,474 \cdot 10^{-3} T$		$- \frac{238,31}{4,1868} T^{-1/2}$
$C_p (\text{H}_2\text{O})$	$= 7,17$	$+ 2,56 \cdot 10^{-3} T$	$+ 0,08 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$	
$C_p (\text{OFe})$	$= 11,66$	$+ 2 \cdot 10^{-3} T$	$- 0,67 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$	
$C_p (\text{H}_2)$	$= 6,52$	$+ 0,78 \cdot 10^{-3} T$	$+ 0,12 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$	

$$\Delta a = 2,137$$

$$\Delta b = -1,254 \cdot 10^{-3}$$

$$\Delta c = -0,63 \cdot 10^5$$

$$\Delta d = 56,9193$$

$$\Delta H = \int C_p \cdot dT = \int (\Delta a + \Delta b \cdot T + \Delta c \cdot T^{-2} + \Delta d \cdot T^{-1/2}) \cdot dT$$

$$\Delta H = \Delta a T + \frac{\Delta b}{2} \cdot T^2 - \frac{\Delta c}{T} + 2 \cdot \Delta d \cdot T^{1/2} + I_H$$

Calcularemos la constante de integración I_H .

$$\Delta H_{298,16\text{OK}}^{\text{H}_2\text{O}} = H_{\text{OFe}}^{\text{H}_2\text{O}} - H_{\text{H}_2\text{O}}^{\text{H}_2\text{O}} = -63.198,6242 + 57.800,7069 = -5397,9173$$

$$I_H = -5.397,9173 - 2,137 (298,16) + \frac{1,254}{2} \cdot 10^{-3} (298,16)^2 - \frac{0,63 \cdot 10^5}{(298,16)} - 2 \cdot 56,9193 \cdot \sqrt{298,16} = -8.156,3276$$

$$\frac{\Delta H_{\text{O}}}{T} = 2,137 - 0,627 \cdot 10^{-3} \cdot T + \frac{0,63 \cdot 10^5}{T^2} + 113,8386 \cdot \frac{1}{\sqrt{T}} - \frac{8.156,3276}{T}$$

Procederemos a calcular la variación de entropía:

$$\Delta S = \int \frac{C_p}{T} dT = \int \frac{\Delta a + \Delta b \cdot T + \Delta c \cdot T^{-2} + \Delta d \cdot T^{-1/2}}{T} \cdot dT$$

$$\Delta S = \Delta a \ln T + \Delta b \cdot T - \frac{\Delta c}{2} \cdot T^{-2} - 2 \cdot \Delta d \cdot T^{-1/2} + I_S$$

Calculemos la constante de integración I_S

$$\begin{aligned}\Delta S_{298,16}^{\circ} &= S_{\text{FeO}}^{\circ} + S_{\text{H}_2}^{\circ} - S_{\text{Fe}}^{\circ} - S_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} = \\ &= \frac{58,820}{4,1868} + \frac{130,75}{4,1868} - \frac{27,2}{4,1868} - \frac{188,80}{4,1868} = -6,3127\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}I_S &= -6,3127 - 2,137 \ln (298,16) + 1,254 \cdot 10^{-3} (298,16) - \\ &- \frac{0,63 \cdot 10^5}{2} \cdot \frac{1}{(298,16)^2} + 2 \times 56,9193 \cdot \frac{1}{\sqrt{298,16}} = -11,8762\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta S_T^{\circ} &= 2,137 \ln T - 1,254 \cdot 10^{-3} T + \frac{0,63 \cdot 10^5}{2} \cdot \frac{1}{T^2} - \\ &- 2 \times 56,9193 \cdot \frac{1}{\sqrt{T}} - 11,8762\end{aligned}$$

$$\text{finalmente: } \frac{\Delta G^{\circ}}{T} = \frac{\Delta H^{\circ}}{T} - \Delta S^{\circ}$$

$$\begin{aligned}\frac{\Delta G^{\circ}}{T} &= 14,0132 - 2,137 \ln T + 0,627 \cdot 10^{-3} T + 0,315 \cdot 10^5 \cdot \frac{1}{T^2} - \\ &- \frac{8156,3276}{T} + 227,6772 \cdot \frac{1}{\sqrt{T}}\end{aligned}$$

Con base a esta expresión determinaremos los valores de la constante de equilibrio.

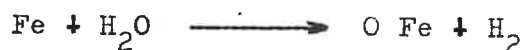
361

A N E X O N^o 13

DETERMINACION DE LOS VOLUMENES BAJO CAMPANA
Y PUNTOS DE ROCIO A DIFERENTES TEMPERATURAS
Y PARA DISTINTAS COMPOSICIONES DE GAS H.N.X.

Para el cálculo de los volúmenes bajo campana y puntos de rocío, procederemos de la forma siguiente:

1) Conocidas las constantes de la reacción:



obtendremos a diferentes temperaturas:

$$K_{(T)} = \frac{\% \text{H}_2}{\% \text{H}_2\text{O}} \qquad \% \text{H}_2\text{O} = \frac{\% \text{H}_2}{K(T)}$$

2) Cálculo de los volúmenes bajo campana:

$$\% \text{H}_2 = \frac{\% \text{H}_2}{100 + \% \text{H}_2\text{O}} \cdot 100$$

$$\% \text{N}_2 = \frac{\% \text{N}_2}{100 + \% \text{H}_2\text{O}} \cdot 100$$

$$\% \text{H}_2\text{O} = \frac{\% \text{H}_2\text{O}}{100 + \% \text{H}_2\text{O}} \cdot 100$$

3) Determinación de los puntos de rocío:

Para la determinación de los puntos de rocío, partiremos de las composiciones de gas bajo campana, obteniendo la presión de vapor de agua en mm. de mercurio. A partir de la cual de terminaremos los puntos de rocío mediante una tabla de temperaturas, tensiones de vapor.

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{N_{\text{H}_2\text{O}}}{100} \cdot P = \frac{\% \text{VOL. H}_2\text{O}}{100} \cdot 760 \text{ mm. de Hg.}$$

Estos datos están calculados en la tabla adjunta.

T A B L A N^o --H₂: 4% N₂: 96%

TEMP.	K _{EQUIL}	COMP. GAS BAJO CAMP.			T.V.A.	PUNT.ROCIO
		% H ₂	% H ₂ O	% N ₂		
400	9,12	3,9825	0,4360	95,5813	3,313	-
450	6,38	3,9750	0,6231	95,4018	4,734	0
500	4,68	3,9661	0,8467	95,1870	6,429	5
550	3,53	3,9551	1,1203	94,9244	8,512	9
600	2,99	3,9470	1,319	94,733	10,024	11
650	2,65	3,940	1,486	94,572	11,293	14
700	2,38	3,934	1,652	94,413	12,555	15
750	2,17	3,927	1,809	94,262	13,748	17

T A B L A N° --

H₂: 5% N₂: 95%

TEMP.	K _{EQUIL}	COMP. GAS BAJO CAMP.			T.V.A.	PUNT.ROCIO
		% H ₂	% H ₂ O	% N ₂		
400	9,12	4,972	0,545	94,482	4,142	-
450	6,38	4,961	0,777	94,262	5,905	5
500	4,68	4,947	1,056	93,996	8,025	9
550	3,53	4,930	1,396	93,673	10,609	12
600	2,99	4,917	1,644	93,437	12,494	15
650	2,65	4,907	1,851	93,241	14,067	17
700	2,38	4,897	2,056	93,046	15,625	19
750	2,17	4,887	2,252	92,860	17,115	20

T A B L A N^o --H₂: 8% N₂: 92%

TEMP.	K _{EQUIL}	COMP. GAS BAJO CAMP.			T.V.A.	PUNT.ROCIO
		% H ₂	% H ₂ O	% N ₂		
400	9,12	7,930	0,869	91,200	6,604	6
450	6,38	7,901	1,238	90,860	9,408	11
500	4,68	7,865	1,680	90,454	12,768	15
550	3,53	7,822	2,215	89,961	16,834	20
600	2,99	7,791	2,605	89,603	19,798	22
650	2,65	7,765	2,929	89,304	22,260	24
700	2,38	7,739	3,251	89,008	24,707	26
750	2,17	7,715	3,555	88,729	27,018	28

T A B L A N^o --H₂: 10% N₂: 90%

TEMP.	K _{EQUIL}	COMP. GAS BAJO CAMP.			T.V.A.	PUNT.ROCIO
		% H ₂	% H ₂ O	% N ₂		
400	9,12	9,891	1,084	89,024	8,238	9
450	6,38	9,845	1,542	88,611	11,719	15
500	4,68	9,790	2,091	88,117	15,891	19
550	3,53	9,724	2,754	87,521	20,930	23
600	2,99	9,676	3,235	87,087	24,586	26
650	2,65	9,636	3,635	86,727	27,626	29
700	2,38	9,596	4,031	86,371	30,635	30
750	2,17	9,559	4,405	86,035	33,478	31

T A B L A N^o -- H_2 : 20% N_2 : 80%

TEMP.	K_{EQUIL}	COMP. GAS BAJO CAMP.			T.V.A.	PUNT.ROCIO
		% H_2	% H_2O	% N_2		
400	9,12	19,570	2,145	78,283	16,302	19
450	6,38	19,392	3,039	77,569	23,096	25
500	4,68	19,180	4,098	76,721	31,144	31
550	3,53	18,927	5,362	75,711	40,751	35
600	2,99	18,746	6,269	74,984	47,644	38
650	2,65	18,596	7,017	74,386	53,329	41
700	2,38	18,449	7,752	73,798	58,915	42
750	2,17	18,312	8,438	73,249	64,128	43

T A B L A N^o --H₂: 50% N₂: 50%

TEMP.	K _{EQUIL}	COMP. GAS BAJO CAMP.			T.V.A.	PUNT.ROCIO
		% H ₂	% H ₂ O	% N ₂		
400	9,12	47,401	5,197	47,401	39,497	34
450	6,38	46,366	7,266	46,366	55,221	40
500	4,68	45,174	9,651	45,174	73,347	46
550	3,53	43,796	12,406	43,796	94,285	51
600	2,99	42,836	14,326	42,836	108,877	54
650	2,65	42,060	15,871	42,060	120,619	56
700	2,38	41,319	17,360	41,319	131,936	58
750	2,17	40,636	18,726	40,636	142,317	59

T A B L A N^o --H₂: 75% N₂: 25%

TEMP.	K _{EQUIL}	COMP. GAS BAJO CAMP.			T.V.A.	PUNT.ROCIO
		% H ₂	% H ₂ O	% N ₂		
400	9,12	69,301	7,598	23,100	57,744	43
450	6,38	67,111	10,518	22,370	79,936	48
500	4,68	64,641	13,811	21,547	104,963	53
550	3,53	61,857	17,523	20,619	113,174	58
600	2,99	59,960	20,053	19,986	152,402	61
650	2,65	58,456	22,058	19,485	167,640	63
700	2,38	57,028	23,961	19,009	182,103	65
750	2,17	55,751	25,684	18,583	195,204	66

A N E X O N O 14

DETERMINACION DE LAS CONSTANTES DE EQUILI-
BRIO DE LA REACCION



Vamos a determinar la constante de equilibrio de la reacción de decarburación.

Se trata de la reacción:



La constante de equilibrio se puede expresar en función de la variación de Energía Libre Standar.

$$\Delta G^\circ = - R \cdot T \cdot \ln K \quad \therefore \quad \log K = \frac{- \Delta G^\circ}{4,5760 \cdot T}$$

Siendo:

$$\begin{aligned} \frac{\Delta G^\circ}{T} = & - 20,0906 - 2,04 \ln T + \frac{1,82 \cdot 10^{-3}}{T} - \frac{2,03 \cdot 10^5}{2} \cdot \frac{1}{T^2} \\ & + \frac{31.562,3351}{T} \end{aligned}$$

Para determinar esta expresión nos basaremos en los datos de Smithells sobre los calores específicos

	a	b	c
$C_p (\text{CO})$	$= 6,79 + 0,98 \cdot 10^{-3} T - 0,11 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$		
$C_p (\text{H}_2)$	$= 6,52 + 0,78 \cdot 10^{-3} T + 0,12 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$		
$C_p (\text{H}_2\text{O})$	$= 7,17 + 2,56 \cdot 10^{-3} T + 0,08 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$		
$C_p (\text{C})$	$= 4,10 + 1,02 \cdot 10^{-3} T - 2,10 \cdot 10^5 \cdot T^{-2}$		

$$\Delta a = 2,04$$

$$\Delta b = -1,82 \cdot 10^{-3}$$

$$\Delta c = 2,03 \cdot 10^5$$

$$\Delta H = \int C_p dT = \int (\Delta a + \Delta b \cdot T + \Delta c \cdot T^{-2}) dT$$

$$\Delta H = \Delta a \cdot T + \frac{\Delta b}{2} T^2 - \frac{\Delta c}{T} + I_H$$

Calculemos la constante de integración I_H

$$\Delta H_{298,16K}^{H_2O} = H_{CO}^{H_2O} - H_{H_2O}^{H_2O} = 31.408,2354$$

de donde

$$I_H = 31.408,2354 - 2,04 (298,16) + \frac{1,82 \cdot 10^{-3}}{2} (298,16)^2 + \frac{2,03 \cdot 10^5}{298,16} = 31.562,3351$$

$$\frac{\Delta H}{T} = 2,04 - \frac{1,82 \cdot 10^{-3}}{2} \cdot T - \frac{2,03 \cdot 10^5}{T^2} + \frac{31.562,3351}{T}$$

Procederemos a calcular la variación de entropía:

$$\Delta S = \int \frac{C_p}{T} dT = \int \left(\frac{\Delta a}{T} + \Delta b + \Delta c T^{-3} \right) dT$$

$$\Delta S = \Delta a \cdot \ln T + \Delta b \cdot T - \frac{\Delta c}{2} \cdot T^{-2} + I_S$$

Calculemos la constante de integración I_S

$$\Delta S_{298,16}^{H_2O} = S_{CO}^{H_2O} + S_{H_2}^{H_2O} - S_{H_2O}^{H_2O} - S_C^{H_2O} =$$

$$= \frac{198 + 130,75 - 188,8 - 5,69}{4,1868} = 32,0674$$

$$I_s = 32,0674 - 2,04 \ln (298,16) + 1,82 \cdot 10^{-3} (298,16) - \\ - \frac{2,03 \cdot 10^5}{2} \cdot \frac{1}{(298)^2} = 22,1306$$

$$\Delta S_Q = 2,04 \ln T - 1,82 \cdot 10^{-3} \cdot T - \frac{2,03 \cdot 10^5}{2} \cdot T^{-2} + 22,1306$$

$$\text{finalmente: } \frac{\Delta G_Q}{T} = \frac{\Delta H_Q}{T} - \Delta S_Q$$

$$\frac{\Delta G_Q}{T} = -20,0906 - 2,04 \ln T + \frac{1,82 \cdot 10^{-3}}{T} - \frac{2,03 \cdot 10^5}{2} \cdot \frac{1}{T^2} + \\ + \frac{31.562,3351}{T}$$

En la Tabla N° podemos comparar los valores de las constantes de equilibrio obtenidas mediante esta fórmula y los valores obtenidos por Hudson, colocaré además los valores obtenidos por Kubachewski el cual ha encontrado que la relación que liga a la constante de equilibrio con la temperatura puede expresarse mediante la siguiente ecuación:

$$\log K = \frac{-7050}{T} + 7,45$$

De la observación de dicha tabla se puede deducir que los valores calculados por mí se aproximan mas a los de Hudson que a los calculados por Kubachewski según la fórmula anteriormente expresada.

VALORES COMPARATIVOS DE LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO PARA LA REAC-
CION



Tem C	Tem F	DEL AUTOR S/SMITHELLS	Kubachewski	R.M. HUDSON
648,89	1200			0,631
650	1202	0,636	0,648	
676,67	1250			1,02
700	1292	1,58091	1,6009	
704,45	1300	1,70654	1,7272	1,66
710	1310	1,8755	1,8970	
715	1319	2,0401	2,0624	
732,23	1350			2,69
750	1382	3,5936	3,6183	
760	1400	4,1951	4,2190	4,07
787,78	1450			6,31
800	1472	7,5704	7,5794	
815,56	1500			9,77
843,34	1550			13,50
871,12	1600			19,50
898,89	1650			26,90
900	1652	27,7854	27,5276	
926,67	1700			39,80
954,45	1750			51,30
982,23	1800			67,60

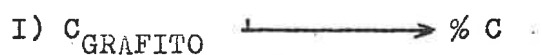
A N E X O N^o 15

DETERMINACION DE K_1 K_2 y $\frac{\% H_2}{\% H_2O}$ EN FUNCION
DE LA TEMPERATURA.

Vamos a colocar en función de la temperatura, la expresión que nos determina el contenido superficial de carbono:

$$\% C_{SUP} = \frac{K_I}{100 K_2} \cdot \frac{\% H_2}{\% H_2O} \cdot (\% CO)$$

Para ello habré de determinar previamente K_I, K_2 y $\frac{\% H_2}{\% H_2O}$ en función de la temperatura.



$$\log K_I = \frac{-20.000 + 12,25 T}{4,576 T}$$

$$\ln K_I = -10.052,447 \left(\frac{1}{T} \right) + 6,157$$



Procederemos a colocar en una tabla los valores de la constante de equilibrio en función del inverso de la temperatura:

T_0 (C)	T_0 (K)	$\frac{1}{T}$ (K ⁻¹) (ABCISAS)	K_2 (ORDENADAS)
650	923	$1,0834 \cdot 10^{-3}$	0,636
700	973	$1,0277 \cdot 10^{-3}$	1,5809
710	983	$1,0173 \cdot 10^{-3}$	1,8755
715	988	$1,0121 \cdot 10^{-3}$	2,0401
750	1023	$0,9775 \cdot 10^{-3}$	3,5936
760	1033	$0,9680 \cdot 10^{-3}$	4,1955
800	1073	$0,9319 \cdot 10^{-3}$	7,5704

Como la solución ha de ser de la forma:

$$K_2 = e^{-A/T + B}$$

$$T = 973^{\circ} \text{ K} \dots\dots\dots 1,5809 = e^{-A/973 + B}$$

$$T = 1023^{\circ} \text{ K} \dots\dots\dots 3,5936 = e^{-A/1023 + B}$$

La ecuación será:

$$K_2 = e^{-\frac{16.347,308}{T} + 17,259}$$



$T^{\circ} \text{ C}$	$T^{\circ} \text{ K}$	$\frac{I}{T} \text{ (K}^{\circ}\text{)}$ (ABCISAS)	$K_3 = \frac{\% \text{ H}_2}{\% \text{ H}_2\text{O}}$ (ORDENADAS)
400	673	$1,4858 \cdot 10^{-3}$	9,12
450	723	$1,3831 \cdot 10^{-3}$	6,38
500	773	$1,2936 \cdot 10^{-3}$	4,68
550	823	$1,2150 \cdot 10^{-3}$	3,53
600	873	$1,1454 \cdot 10^{-3}$	2,99
650	923	$1,0834 \cdot 10^{-3}$	2,65
700	973	$1,0277 \cdot 10^{-3}$	2,38
750	1023	$0,9775 \cdot 10^{-3}$	2,17
800	1073	$0,9319 \cdot 10^{-3}$	2,00
850	1123	$0,8904 \cdot 10^{-3}$	1,84

La solución ha de ser de la forma:

$$K_3 = e^{-A/T + B}$$

$$T = 823^{\circ} \text{ K} \dots\dots\dots 3,53 = e^{A/823 + B}$$

$$T = 973^{\circ} \text{ K} \dots\dots\dots 2,38 = e^{A/973 + B}$$

La ecuación será:

$$K_3 = e^{\frac{2.104,39}{T} - 1,29568}$$

Aplicando las expresiones obtenidas para K_I , K_2 y $K_3 \sim \frac{\%H_2}{\%H_2O}$ a la ecuación:

$$\% C_{SUP} = \frac{K_I (T)}{100 \cdot K_2 (T)} \cdot \frac{\% H_2}{\% H_2O} (T) \cdot (\% CO)$$

$$\% C_{SUP} = \frac{\left(e^{-\frac{10.052,447}{T} + 6,157} \right) \cdot \left(e^{\frac{2.104,39}{T} - 1,29568} \right)}{100 \cdot \left(e^{-\frac{16.347,308}{T} + 17,259} \right)} \cdot (\% CO)$$

$$\% C_{SUP} = \frac{e^{\frac{8.399,251}{T} - 12,397}}{100} \cdot (\% CO)$$

$$\ln \% C_{SUP} = \frac{8.400}{T} - 12,397 + \ln (0,01 \cdot \% CO)$$

323

A N E X O N^o 16

DETERMINACION DE LA ECUACION QUE RELACIONA
LOS CONTENIDOS DE CARBONO SUPERFICIAL Y --
CARBONO MEDIO POR EL PROCEDIMIENTO DE LOS
MINIMOS CUADRADOS.

Vamos a determinar segun valores representados en la TABLA N^o , la ecuación de la recta que correlaciona los contenidos de carbono medio en la chapa y carbono superficial en la película al tamente decarburada.

Para ello, aplicaremos las fórmulas de R. Pastor y A.C. -- Brzezicki, para determinar "m" y "h" en la ecuación:

$$y = mx + h$$

$$m = \frac{n \cdot \sum x_i y_i - \sum x_i \sum y_i}{n \cdot \sum x_i^2 - \sum x_i \sum x_i}$$

$$h = \frac{\sum y_i \sum x_i^2 - \sum x_i \sum x_i y_i}{n \cdot \sum x_i^2 - \sum x_i \sum x_i}$$

Para determinar estos valores usaremos un conjunto de 23 -- elementos.

$$n = 23$$

$$\sum x_i = 3,67142 \cdot 10^{-3}$$

$$\sum x_i^2 = 0,61724 \cdot 10^{-6}$$

$$\sum x_i y_i = 12,047642 \cdot 10^{-6}$$

$$n = 23$$

$$\sum y_i = 73,3500 \cdot 10^{-3}$$

$$\sum y_i^2 = 239,0531 \cdot 10^{-6}$$

de donde:

$$m = \frac{23,12,047642 \cdot 10^{-6} - 3,67142 \cdot 10^{-3} \cdot 73,35 \cdot 10^{-3}}{23,0,61724 \cdot 10^{-6} - 3,67142 \cdot 10^{-3} \cdot 3,67142 \cdot 10^{-3}} = 10,871658$$

$$h = \frac{73,35 \cdot 10^{-3} \cdot 0,61724 \cdot 10^{-6} - 3,67142 \cdot 10^{-3} \cdot 12,047642 \cdot 10^{-6}}{23,0,61724 \cdot 10^{-6} - 3,67142 \cdot 10^{-3} \cdot 3,67142 \cdot 10^{-3}} = 1,453718 \cdot 10^{-3}$$

Quedando:

$$\% C_{\text{MEDIO}} = 10,871658 \cdot \% C_{\text{SUP}} + 1,453718 \cdot 10^{-3}$$

Siendo la ordenada en el origen:

$$\% C_{\text{MEDIO}} = 1,453718 \cdot 10^{-3} \text{ cuando } \% C_{\text{SUP}} = 0$$

A N E X O N^o 17

DETERMINACION DE LAS CONSTANTES DE EQUILI-
BRIO DE LA REACCION



Se trata de determinar la constante de equilibrio de la reacción:



que nos marcará la relación de equilibrio entre el monóxido y dióxido de carbono al final de la decarburación.

La constante de equilibrio se puede expresar en función de la variación de Energía Libre Standar.

$$\Delta G^\circ = - R.T. \ln K \qquad \log K = \frac{- \Delta G^\circ}{4,5760 \cdot T}$$

Siendo:

$$\begin{aligned} \frac{\Delta G^\circ}{T} &= 31,7806 + \frac{0,6 \cdot 10^{-3}}{2} \cdot T - \frac{11.391,537}{T} + \frac{1,89 \cdot 10^5}{2} \cdot \frac{1}{T^2} - \\ &- 3,11 \ln T \end{aligned}$$

Para determinar esta expresión, nos basaremos en los datos de Smithells sobre los calores específicos:

$$\begin{aligned} C_p(\text{CO}_2) &= 10,55 + 2,16 \cdot 10^{-3} \cdot T - 2,04 \cdot 10^5 T^{-2} \\ C_p(\text{H}_2) &= 6,52 + 0,78 \cdot 10^{-3} \cdot T + 0,12 \cdot 10^5 T^{-2} \\ C_p(\text{CO}) &= 6,79 + 0,98 \cdot 10^{-3} \cdot T - 0,11 \cdot 10^5 T^{-2} \\ C_p(\text{H}_2\text{O}) &= 7,17 + 2,56 \cdot 10^{-3} \cdot T + 0,08 \cdot 10^5 T^{-2} \end{aligned}$$

$$\Delta a = 3,11$$

$$\Delta b = -0,60 \cdot 10^{-3}$$

$$\Delta c = -1,89 \cdot 10^5$$

$$\Delta H = \int C_p \cdot dT = \int (\Delta a + \Delta b \cdot T + \Delta c \cdot T^{-2}) dT$$

$$\Delta H = \Delta a \cdot T + \frac{\Delta b}{2} \cdot T^2 - \frac{\Delta c}{T} + I_H$$

Calculemos la constante de integración I_H .

$$\Delta H_{298\text{OK}}^{\circ} = H_{\text{CO}_2}^{\circ} - H_{\text{CO}}^{\circ} - H_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} = \frac{-393.770 + 110.500 + 242.000}{4,1868} = -9.857,1$$

$$I_H = -9.857,1701 - 3,11 (298) + \frac{0,6 \cdot 10^{-3}}{2} (298)^2 - \frac{1,89 \cdot 10^5}{298} =$$

$$= -11.391,537$$

$$\frac{\Delta H^{\circ}}{T} = 3,11 - \frac{0,6 \cdot 10^{-3}}{2} \cdot T - \frac{11.391,537}{T} + \frac{1,89 \cdot 10^5}{T^2}$$

Procederemos a calcular la variación de entropía.

$$\Delta S = \int \frac{C_p}{T} dT = \int \left(\frac{\Delta a}{T} + \Delta b + \Delta c \cdot T^{-3} \right) dT$$

$$\Delta S = \Delta a \cdot \ln T + \Delta b \cdot T - \frac{\Delta c}{2} \cdot \frac{1}{T^2} + I_S$$

Calculemos la constante de integración I_S

$$\Delta S_{298}^{\circ} = S_{\text{CO}_2}^{\circ} + S_{\text{H}_2}^{\circ} - S_{\text{CO}}^{\circ} - S_{\text{H}_2\text{O}}^{\circ} =$$

$$= \frac{213,9 + 130,75 - 198 - 188,8}{4,1868} = -10,0673$$

$$I_S = -10,0673 - 3,11 \ln (298) + 0,6 \cdot 10^{-3} (298) - \frac{1,89 \cdot 10^5}{2} \cdot \frac{1}{(298)^2}$$

$$= -28,6706$$

$$\frac{\Delta S^\circ}{T} = 3,11 \cdot \ln T - 0,6 \cdot 10^{-3} \cdot T + \frac{1,89 \cdot 10^5}{2} \cdot \frac{1}{T^2} - 28,6706$$

Finalmente:

$$\frac{\Delta G^\circ}{T} = 31,7806 + \frac{0,6 \cdot 10^{-3}}{2} \cdot T - \frac{11.391,537}{T} + \frac{1,89 \cdot 10^5}{2} \cdot \frac{1}{T^2} -$$

$$- 3,11 \ln T$$

De acuerdo con esta expresión, determinaremos los valores de la constante de equilibrio a diferentes temperaturas.

En la TABLA Nº se pueden ver los diversos valores de las constantes de equilibrio a diferentes temperaturas.

Una vez determinadas estas constantes de equilibrio, podremos saber para cada temperatura y según los contenidos de carbono y CO % finales, cual es el % de CO₂ que está en equilibrio en --- esas condiciones.

Así a 7000 C la constante para la reacción



será:

$$K = \frac{P_{\text{CO}_2} \cdot P_{\text{H}_2}}{P_{\text{CO}} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{\% \text{ CO}_2}{\% \text{ CO}} \cdot \frac{\% \text{ H}_2}{\% \text{ H}_2\text{O}}$$

T A B L A N^o

CONSTANTES DE EQUILIBRIO DE LA REACCION



T ^o C	T ^o K	K _{equilibrio}
400	673	12,296
450	723	7,682
500	773	5,127
550	823	3,873
600	873	2,658
650	923	2,030
700	973	1,599
750	1.023	1,293
800	1.073	1,069

$$K_{\text{equilibrio}} = 1,599$$

$$\frac{\% \text{ H}_2}{\% \text{ H}_2\text{O}} = 2,38 \text{ (para que no se oxide)}$$

De donde:

$$\% \text{ CO}_2 = \frac{1,599}{2,38} \cdot \% \text{ CO}$$

$$\% \text{ CO}_2 = 0,6718 \cdot \% \text{ CO} \quad (\text{a } 700^\circ \text{ C})$$

$$\% \text{ CO} = 1,4884 \cdot \% \text{ CO}_2 \quad (\text{a } 700^\circ \text{ C})$$

A N E X O N º 18

TABLA CON LOS DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR.

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

$$(Q = 28,5 \text{ m}^3/\text{h})$$

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C INICIAL	% C FINAL
I (3)	I.944	36.588 (23.528)	(4,30) 0,182	(5,00) 0,212	(20,00) 0,850	0,0343	0,00371
2 (4)	I.970	36.588 (23.228)	(6,834) 0,294	(2,81) 0,121	(15,09) 0,650	0,0335	0,0039
3 (6)	0 908	21.323 (17.686)	(5,25) 0,296	(2,50) 0,141	(12,75) 0,721	0,0463	0,0039
4 (8)	0 921	21.649 (22.228)	(4,66) 0,209	(1,16) 0,052	(15,75) 0,708	0,0351	0,00375
5 (9)	I.209	21.649 (23.764)	(6,00) 0,252	(1,70) 0,071	(17,50) 0,736	0,0344	0,00334

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

$$(Q = 28,5 \text{ m}^3/\text{h})$$

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C INICIAL	% C FINAL
6 (10)	I.368	21.649 (22.064)	(4,167) 0,188	(3,00) 0,136	(13,00) 0,589	0,0232	0,0035
7 (12)	I.409	23.923 (22.428)	(3,083) 0,137	(0,916) 0,040	(19,00) 0,847	0,0464	0,00326
8 (13)	I.412	23.923 (21.764)	(3,80) 0,175	(1,00) 0,046	(19,30) 0,886	0,0529	0,0036
9 (14)	I.420	23,923 (20.364)	(4,50) 0,221	(3,00) 0,147	(14,50) 0,712	0,0390	0,00343
10 (15)	I.425	23.923 (21.928)	(5,25) 0,239	(1,66) 0,075	(14,50) 0,661	0,0622	0,0029

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

$$(Q = 28,5 \text{ m}^3/\text{h})$$

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C _{INICIAL}	% C _{FINAL}
II (16)	I.432	23.923	(4,25)	(1,25)	(13,75)	0,0367	0,0038
		(22.128)	0,192	0,056	0,621		
I2 (17)	I.440	23.923	(7,00)	(1,50)	(15,00)	0,0415	0,00365
		(24.064)	0,290	0,062	0,623		
I3 (18)	I.473	24.547	(4,50)	(1,50)	(25,50)	0,0425	0,0024
		(21.164)	0,212	0,070	1,204		
I4 (19)	I.486	24.547	(5,833)	(1,333)	(20,585)	0,0427	0,00279
		(21.764)	0,268	0,061	0,945		
I5 (20)	I.492	24.547	(2,833)	(2,00)	(25,00)	0,0479	0,0040
		(22.264)	0,127	0,089	1,122		

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

(Q = 28,5 m³/h)

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C INICIAL	% C FINAL
I6 (22)	I.510	24.547 (22.228)	(3,916) 0,176	(1,33) 0,059	(16,50) 0,742	0,0418	0,0031
I7 (23)	I.517	24.547 (21.528)	(4,833) 0,224	(1,50) 0,069	(17,50) 0,812	0,051	0,0031
I8 (24)	I.527	24.547 (21.928)	(4,25) 0,193	(2,00) 0,091	(29,00) 1,322	0,0505	0,00314
I9 (27)	I.553	24.548 (22.564)	(4,50) 0,199	(2,25) 0,099	(18,72) 0,830	0,0371	0,0024
20 (28)	I.562	24.693 (20,012)	(5,50) 0,274	(3,00) 0,150	(13,00) 0,649	0,0569	0,00343

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

$$(Q = 28,5 \text{ m}^3/\text{h})$$

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C _{INICIAL}	% C _{FINAL}
21 (29)	I.570	24.693 (20.040)	(4,00) 0,199	(1,50) 0,074	(15,25) 0,761	0,040	0,0043
22 (30)	I.582	24.565 24,566 (18.880)	(3,25) 0,172	(3,25) 0,172	(15,00) 0,794	0,0591	0,0039
23 (31)	I.602	24.542 24.562 (19.631)	(4,16) 0,212	(1,16) 0,059	(13,40) 0,682	0,0413	0,0038
24 (32)	I.607	24.693 (17,556)	(3,50) 0,199	(1,58) 0,090	(18,25) 1,039	0,0335	0,0030

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

$$(Q = 28,5 \text{ m}^3/\text{h})$$

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C _{INICIAL}	% C _{FINAL}
25 (33)	I.598	24.542 (21.000)	(4,50) 0,214	(3,00) 0,142	(15,75) 0,750	0,0401	0,0028
26 (34)	I.674	25.304 (20.922)	(4,25) 0,203	(1,70) 0,081	(15,75) 0,752	0,0348	0,0025
27 (35)	I.667	24.545 25.305 (16.977)	(4,75) 0,279	(4,33) 0,255	(13,00) 0,765	0,043	0,0034
28 (38)	I.623	24.562 24.541 (17.630)	(3,40) 0,193	(1,41) 0,079	(23,75) 1,347	0,053	0,0028

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

(Q = 28,5 m³/h)

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C _{INICIAL}	% C _{FINAL}
29 (39)	I.693	25.302 (17.622)	(4,58) 0,259	(2,33) 0,132	(11,48) 0,652	0,0348	0,0040
30 (40)	I.683	25.300 (18.522)	(5,25) 0,283	(3,83) 0,206	(12,61) 0,681	0,048	0,0031

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

$$(Q = 55 \text{ m}^3/\text{h})$$

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C _{INICIAL}	% C _{FINAL}
31 (42)	I.802	25.712	(4,50)	(2,50)	(16,00)	0,0362	0,0031
		25.104 (18.989)	0,236	0,131	0,842		
32 (45)	I.845	25.667	(5,25)	(2,00)	(16,00)	0,035	0,0025
		25.784 (22.328)	0,235	0,089	0,716		
33 (49)	I.973	25.740	(3,25)	(2,75)	(15,25)	0,0362	0,0027
		25.829 (20.300)	0,160	0,135	0,751		
34 (50)	I.983	25.739	(3,66)	(1,86)	(14,87)	0,0569	0,0020
		26.096 (21.400)	0,171	0,087	0,695		

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

$$(Q = 55 \text{ m}^3/\text{h})$$

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C _{INICIAL}	% C _{FINAL}
35 (52)	2.25I	50.019 (18.200)	(4,00) 0,219	(2,50) 0,137	(12,83) 0,705	0,0356	0,0030
36 (55)	2.215	50.016 (20.864)	(3,75) 0,179	(2,00) 0,095	(21,00) 1,006	0,0525	0,00157
37 (56)	2.200	50.011 50.012 (17.528)	(3,75) 0,214	(2,00) 0,114	(15,24) 0,870	0,0360	0,0031
38 (58)	2.194	50.013 (17.500)	(4,25) 0,242	(2,00) 0,114	(12,42) 0,710	0,0371	0,0024

T A B L A N°

DATOS EXPERIMENTALES CORRESPONDIENTES A LAS CARGAS INDUSTRIALES CONTROLADAS POR EL AUTOR

$$(Q = 55 \text{ m}^3/\text{h})$$

ENSAYO N°	PILA N°	O.F. (Kgr.)	CALENT. (H) H/Tm	SECADO (H) H/Tm	ENFRIAM. (H) H/Tm	% C _{INICIAL}	% C _{FINAL}
39 (61)	2.215	50.025 (20.300)	(4,26) 0,210	(2,00) 0,098	(18,16) 0,895	0,0402	0,0027
40 (62)	2.500	50.015 (20.600)	(3,64) 0,177	(2,00) 0,097	(19,25) 0,934	0,0617	0,0030