

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS

Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica



**ESTUDIO DEL FLUJO EN REACTORES CON TRES FASES
POR SIMULACIÓN**

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR

PRESENTADA POR

Ricardo Díaz Martín

Bajo la dirección del doctor

Juan Antonio Trilleros

Madrid, 2001

ISBN: 84-669-1820-5

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS
Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica



TESIS DOCTORAL

ESTUDIO DEL FLUJO EN REACTORES CON TRES FASES POR SIMULACIÓN

RICARDO DÍAZ MARTÍN
Director: Profesor Dr. D. Juan A. Trilleros Villaverde

MADRID, 2001

UNIVERSIDAD COMPLUTENSE DE MADRID
FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS
Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica

**ESTUDIO DEL FLUJO EN REACTORES
CON TRES FASES POR SIMULACION**

MEMORIA DE TESIS, que para obtener el grado de Doctor presenta Ricardo Díaz Martín en la Facultad de Ciencias Químicas. Madrid, 2001.

A mis Rosas

AGRADECIMIENTOS:

Quisiera hacer constar mi más profundo agradecimiento a mi maestro y mentor, el Dr. D. Juan Antonio Trilleros del Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica de la U.C.M, no sólo por su magisterio, rigor y continuo estímulo en el desarrollo del presente trabajo, si no por haber sobrepasado la frontera de Director de Tesis y haberse preocupado de mí casi como un padre. A tí Juan, te debo casi todo lo que soy profesionalmente. Siempre estaré orgulloso de haber sido tu discípulo.

Albergo un agradecimiento muy especial para mi compañero y amigo Pablo Redondo a quien debo mucho más de lo que podría expresar en estas breves líneas. En todos estos años me has ayudado en la pelea diaria del trabajo experimental y además me has obsequiado con tu amistad en aquellos momentos en los que más se necesita a un amigo. Nunca lo olvidaré.

Al Dr. D. Julio Bueno, Catedrático del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Oviedo, por sus atenciones durante mis estancias en aquella Universidad.

A mis compañeros del grupo de investigación en Ingeniería Metalúrgica Javier Navarro y José Ignacio Díaz por todos los buenos momentos que hemos pasado y por enseñarme a ver “más allá”.

A Francisco del Val, mecánico de la Planta Piloto, por su buen hacer, por sus consejos y por su buen humor.

A Carlos Hernández por su ayuda en la “infinita cuenta” a mano de partículas y por su colaboración en la “decoración del laboratorio”.

A mi querida esposa Rosa Mar, por su “gran paciencia de años” y por su ánimo.

A mis compañeros de Oviedo, de la Complutense, de la Universidad San Pablo – CEU y a todas aquellas personas que han creído en mí y que de una u otra forma, con su apoyo, han hecho posible que este proyecto vea la luz.

ÍNDICE

INDICE	<u>Página</u>
1.- Introducción.	1
2.- Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift.	6
2.1.- Características generales de los tanques airlifts.	6
2.1.1.- Distinción entre columnas de burbujeo y tanques airlift.	10
2.2.- Tanques airlifts.	12
2.2.1.- Tanques con dos fases.	12
2.2.2.- Tanques con tres fases.	13
2.3.- Variables de interés en la hidrodinámica de los tanques airlifts.	17
2.3.1.- Definición de velocidades y su medida.	17
2.3.2.- Velocidad superficial de sólidos.	19
2.3.3.- Concentración de la fase gaseosa.	20
2.3.3.1.- Fracción media de gas en el tubo elevador.	20
2.3.3.2.- Fracción media de gas en la corona.	21
2.3.4.- Concentración de la fase sólida.	22
2.4.- Modelos hidrodinámicos de tanques airlifts de circulación interna.	25
2.4.1.- Modelización en airlifts bifásicos gas – líquido.	25
2.4.2.- Modelización en airlifts con tres fases gas – líquido – sólido.	29
2.4.2.1.- Modelo hidrodinámico de Livingston y Zhang.	29
2.4.2.2.- Modelo hidrodinámico de Wen – Jang Lu y col.	30
2.4.2.3.- Correlaciones para la predicción de la velocidad del gas, líquido o sólido y la fracción del gas o sólido en el elevador.	32
2.4.3.- Propuesta de balance de energía mecánica en airlifts con tres fases.	33
2.5.- Grado de mezcla en airlifts con tres fases.	37

	<u>Página</u>
3.- Instalaciones y técnicas instrumentales.	43
3.1.- Introducción.	43
3.2.- Instalación experimental.	43
3.2.1.- Circuito de impulsión de aire y variables de operación.	44
3.2.1.1.- Calibrado del sistema de medida del cuadal de aire. Calibrado de los rotámetros.	45
3.2.1.2.- Caudales de operación.	48
3.2.1.3.- Concentración de sólidos como variable de operación.	48
3.2.2.- Variables de diseño.	49
3.2.2.1.- Naturaleza y tamaño de las partículas sólidas.	49
3.2.2.2.- Configuración de los conductos elevadores.	49
3.2.3.- Claves de identificación de la configuración de ensayos.	50
3.2.4.- Equipos de medida y sistema de adquisición de datos.	54
3.2.4.1.- Determinación de la fracción de huecos en el reactor.	54
3.2.4.2.- Determinación de la fracción de huecos en el tubo elevador.	55
3.2.4.3.- Equipo de medida de concentraciones por conductimetría y su calibrado.	58
3.2.4.4.- Equipo de medida de temperaturas.	62
3.2.4.5.- Instalación para la evaluación independiente del grado de mezcla en la fase sólida y líquida.	63
3.3.- Técnicas experimentales.	64
3.3.1.- Medida de la velocidad del líquido por trazador térmico.	65
3.3.2.- Técnica experimental en la medida de la concentración del sólido.	67
3.3.3.- Técnica experimental en la medida de la fracción del gas.	68
3.3.3.1.- Evaluación de la concentración del gas en la totalidad del reactor.	69

	<u>Página.</u>
3.3.3.2.- Evaluación de la concentración del gas en el interior de los tubos elevadores.	69
3.3.3.3.- Evaluación de la concentración del gas en la zona superior de inversión del flujo.	69
3.3.4.- Técnica de medida del grado de mezcla independiente en la fase sólida y líquida.	70
3.3.4.1.- Evaluación del grado de mezcla en la fase líquida.	71
3.3.4.2.- Evaluación del grado de mezcla en la fase sólida.	72
4.- Resultados experimentales.	75
4.1.- Introducción.	75
4.2.- Datos obtenidos mediante la técnica de trazador térmico.	75
4.2.1.- Velocidad del líquido en la corona y en el elevador.	75
4.2.2.- Velocidad de la fase sólida en elevador y corona.	86
4.3.- Datos obtenidos mediante la técnica de conductivimetría.	97
4.4.- Datos obtenidos para la fracción del gas en las distintas zonas del tanque.	107
4.5.- Modelo de balance de cargas en el tanque.	121
4.6.- Determinación del grado de mezcla de las fases sólida y líquida en el tanque.	134
5.- Interpretación de los resultados.	136
5.1.- Introducción.	136
5.2.- Resultados experimentales de la hidrodinámica en los tanques airlifts.	136
5.2.1.- Variación de la fracción de gas en los elevadores de los tanques airlifts.	136
5.2.2.- Variación de la fracción de sólido en los elevadores de los tanques airlifts.	142
5.2.3.- Variación de la fracción de sólido en la zona anular de los tanques airlifts.	150

	<u>Página</u>
5.2.4.- Variación de la velocidad superficial del líquido en los elevadores de los tanques airlifts.	155
5.2.5.- Variación de la pérdida de presión en el tanque.	160
5.3.- Análisis de la hidrodinámica en los tanques airlifts y correlaciones propuestas.	165
5.3.1.- Introducción.	165
5.3.2.- Fracción de gas en el tubo.	167
5.3.3.- Fracción de sólidos en la corona.	170
5.3.4.- Velocidad de circulación del líquido.	174
5.3.5.- Confirmación del modelo de balance de energía mecánica y correlaciones de la pérdida de presión en el tanque.	183
5.4.- Análisis de los modelos fluidodinámicos propuestos para los tanques airlift con tres fases.	187
5.4.1.- Análisis de modelos de predicción de la fracción de huecos en el elevador.	188
5.4.2.- Análisis del modelo de predicción de la fracción de sólidos en el elevador.	191
5.4.3.- Análisis del modelo de predicción de la velocidad del líquido en el elevador.	191
5.4.4.- Análisis del modelo de predicción de la velocidad del líquido en la corona	192
5.4.5.- Análisis del modelo que predice la pérdida de presión en el tanque.	193
5.5.- Análisis del grado de mezcla en el tanque.	195
5.5.1.- Análisis de porcentaje de volumen mezclado para la fase líquida.	195
5.5.2.- Análisis de porcentaje de volumen mezclado para la fase sólida.	197
5.5.3.- Análisis de porcentaje de volumen mezclado en la fase líquida y en la fase sólida.	199
6.- Resumen general y conclusiones.	202
6.1.- Resumen general.	202

	<u>Página.</u>
6.1.1.- Caudales de circulación.	203
6.1.1.a.- Fracción de gas en el tubo elevador.	204
6.1.1.b.- Fracción de sólido en la corona.	205
6.1.1.c.- Velocidad de circulación del líquido.	205
6.1.1.d.- Balances de energía en tanques airlifts.	207
6.1.2.- Grado de mezcla en el tanque.	209
6.2.- Conclusiones.	210
7.- Nomenclatura.	215
8.- Bibliografía.	218
9.- Anexo I.	AnexoI.1- 166
Anexo II.	AnexoII.1 - 24

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1. INTRODUCCION

La homogeneización y mezcla de las distintas fases líquidas de igual o diferente naturaleza con presencia de sólidos en suspensión, que entran en un reactor o etapa de contacto, es siempre una circunstancia de interés dentro de los diferentes campos de la tecnología química, y por supuesto en los procesos de beneficio metalúrgico, donde se requiere el concurso de distintas fases y su homogeneización para que se produzca la correspondiente transferencia de materia.

Es preciso puntualizar que en las operaciones industriales donde se produce homogeneización y mezcla de fases se distingue entre reactor y etapas de contacto. La diferencia entre ambas acepciones reside en la existencia o no de reacción química entre los componentes de las fases que entran en el sistema; bien entendido que en ambos casos existe transferencia de cantidad de movimiento, energía y/o materia entre dichas fases. De cualquier forma y como en la mayor parte de los fenómenos de transferencia, la etapa controlante es de naturaleza física, se suele emplear el término de etapa de contacto o tanque de mezclado en lugar de reactor.

De modo general, los dispositivos de agitación empleados en los sistemas de mezclado de distintas fases han sido diseñados en función del volumen capaz de albergar el tanque. Así, cuando la capacidad volumétrica de los tanques es reducida se suelen emplear sistemas de agitación mecánica que en ocasiones, cuando el proceso así lo requiera, pueden ir acompañados de uno o varios difusores que permitan la expansión de un gas en el tanque. Por otra parte, cuando los volúmenes a homogeneizar son mayores, los sistemas más empleados son de agitación neumática que es provocada por la inyección de un gas y la consecuente expansión del mismo en el seno de la fase líquida. Cuando los volúmenes son extremadamente grandes se emplean bombas que producen el movimiento de las fases contenidas en el tanque, recirculándose en el mismo por medio de boquillas.

En el campo de los procesos metalúrgicos, la temperatura de operación y los volúmenes de tratamiento determinan la elección del sistema de agitación a emplear. Así, cuando la temperatura de operación es la ambiental o ligeramente superior y los volúmenes a tratar no son elevados es habitual el empleo de dispositivos de agitación mecánica; mientras que cuando la operación se realiza a estas mismas temperaturas pero sobre volúmenes elevados es práctica frecuente el empleo de sistemas de mixtos de agitación mecánica y neumática. Por el contrario, cuando las operaciones se realizan a temperaturas elevadas, más de 600°C se emplea casi de forma exclusiva la agitación neumática donde por efecto de la dispersión de aire, gases nobles, oxígeno o nitrógeno se persigue el establecimiento de la homogeneización y mezcla de las fases. Ejemplos típicos de esta aplicación se encuentran en procesos pirometalúrgicos de homogeneización en convertidor o en cuchara, donde los gases inyectados en la fase líquida pueden tener la doble función de provocar la mezcla en su expansión sobre la fase líquida ejerciendo simultáneamente como reactivo sobre algún componente presente.

Los dispositivos de agitación mecánica producen la homogeneización del sistema gracias al aporte de una energía exterior que produce una rotación de las palas del agitador, las cuales transfieren cantidad de movimiento al fluido de las zonas adyacentes, consiguiendo así que dicho fluido adquiera una velocidad; de este modo se induce la circulación de una porción del fluido del tanque, que interacciona con el resto del volumen de fluido en reposo del mismo. Esta circunstancia provoca la aparición de volúmenes de altas turbulencias en las zonas próximas al agitador mecánico, mientras que en el resto del volumen del tanque se provoca una corriente de circulación de fluido que entra y sale de la zona de alta turbulencia de forma continua.

La consecución de la mezcla en una etapa de contacto donde se descarga un fluido recirculado a través de boquillas sobre el contenido del tanque, que se encuentra en reposo, se pueden observar básicamente dos mecanismos distintos de mezcla localizados en dos zonas bien diferenciadas del tanque. En el primer mecanismo, las zonas donde se produce la descarga del fluido recirculado crean áreas de baja presión y por ende originan un gradiente de presiones en el interior del tanque que produce una circulación interior del fluido en la práctica totalidad del tanque desde las zonas de alta presión hacia las de baja presión; siendo este mecanismo el responsable de la homogeneización de las propiedades en todo el tanque. El segundo mecanismo se localiza en las zonas próximas a la descarga de las boquillas donde se originan altas turbulencias como consecuencia de la transferencia de cantidad de movimiento entre el líquido inyectado a gran velocidad y el fluido en reposo, produciendo la desaceleración del chorro de fluido inyectado.

La mezcla realizada en un tanque por expansión neumática de un gas se debe, en una parte, a que dicho gas posee una densidad mucho más baja que el medio en donde se dispersa introduciéndose a una presión sustancialmente superior al peso de columna de fluido existente sobre el punto de inyección y, por otra parte a la alta velocidad con que entra el gas sobre el seno de la masa líquida. Así, en este sistema de agitación, se produce también una transferencia de cantidad de movimiento entre el líquido en reposo y el gas que se expande a alta velocidad ascendiendo hacia la superficie, por diferencia de densidad con el líquido, y adoptando la forma de burbujas, que es termodinámicamente la más estable. Se produce de este modo una estela divergente de burbujas de gas que arrastran a la fase líquida hasta que alcanzan la superficie superior del tanque donde se rompe el contacto entre la fase gaseosa y la líquida que ha sido arrastrada dado que no puede seguir a la fase gaseosa, siguiendo en primer lugar una trayectoria radial hacia las paredes del tanque y en segundo lugar un camino longitudinal descendente.

Cuando se incorporan sólidos, el tratamiento habitual, para abordar la fluidodinámica de los equipos de agitación neumática, es considerar la interacción de la fase gaseosa con una fase conjunta pseudo-homogénea sólido – líquido; siendo la fase sólida arrastrada junto a la fase líquida durante el ascenso provocado por la inyección de la fase gaseosa en la zona inferior del tanque.

Las etapas de contacto o reactores agitados exclusivamente de forma neumática se denominan “airlift”. Con esta denominación se engloban tanto los reactores y etapas de contacto que emplean aire, como en reactores y etapas de contacto que emplean otro tipo de gas (oxígeno, nitrógeno, hidrógeno, helio, etc.) como fase dispersante.

Los airlifts pueden operar con dos o tres fases dependiendo de la presencia o no de sólidos en suspensión en el seno del líquido. Independientemente del diseño, los airlift de tres fases crean un flujo de corriente pseudo – homogénea ascendente gas – líquido - sólido de menor densidad que el flujo de corriente bifásica líquido – sólido descendente, siempre que se cumpla una velocidad de gas superior a la de sedimentación de las partículas. Es, precisamente, esta diferencia de densidades la fuerza impulsora que induce la circulación interna tanto de la fase sólida como de la fase líquida.

Debido a la existencia de un flujo trifásico (gas – líquido – sólido) ascendente y de otro preferentemente bifásico (líquido – sólido) descendente es por lo que se ideó la introducción de tubos centrales cuyo objetivo residía en acotar zonas del reactor ordenando así las vías de ascenso y descenso de ambos flujos. El diámetro de estos conductos, por cuyo interior se eleva la fase gaseosa arrastrando consigo cantidades diferentes de fase líquida y sólida, influye en la velocidad superficial de los flujos de cada fase y por ello se considera como variable de diseño a tener en cuenta.

Una de las principales diferencias entre los reactores airlift con dos y tres fases reside en que se necesita un caudal de gas mínimo para que los sólidos sean arrastrados, produciéndose un lecho fijo de partículas sólidas en la base del reactor. Este fenómeno afecta significativamente a la velocidad de circulación de la fase líquida y alterando la fluidodinámica del sistema. Por lo tanto, en un airlift con tres fases sólida es imprescindible superar la velocidad mínima de arrastre de las partículas sólidas para poder producir la circulación de las fases sólida y líquida simultáneamente y por lo tanto la homogeneización del sistema.

Los reactores airlift con tres fases están siendo cada vez más aplicados en la Tecnología Química y en la Biotecnología debido a sustanciales ventajas frente a otros equipos de mezcla y homogeneización de sistemas gas – líquido – sólido, como son los lechos fluidizados y las columnas de burbujeo. Estas ventajas residen en la facilidad de construcción e instalación que presentan los airlift, la exigencia de menores caudales de gas para garantizar la suspensión y arrastre de los sólidos, la eliminación de volúmenes muertos y zonas de remanso, menores tiempos de mezcla, así como la ausencia de necesidad de instalar circuitos de retorno que permitan la circulación externa del flujo bifásico líquido – sólido. Además de todo esto, los prototipos airlift poseen unas condiciones más favorables, que el resto de sistemas, para realizar el cambio de escala a nivel industrial, reproduciendo satisfactoriamente los resultados.

En la industria metalúrgica los reactores airlift con tres fases se han empleado para el ataque y lixiviación de menas de oro, uranio, cobre, cinc y otros metales no féreos beneficiados por vía hidrometalúrgica. Las ventajas que, en la lixiviación, tienen los sistemas airlifts sobre otros sistemas de agitación neumática residen en que, de una parte, se disminuyen las segregaciones o estratificaciones de sólidos en función de su tamaño o densidad a lo largo de la geometría del reactor, como ocurre en las columnas de burbujeo; y de otra parte permiten la suspensión de sólidos de mayor densidad con semejantes caudales de gas inyectado, y por lo tanto, un menor consumo energético, ya que las velocidades superficiales son mayores.

En operaciones de biolixiviación, los equipos airlift también presentan importantes ventajas sobre los sistemas de columna de burbujeo y de lecho fluidizado, dado que aquellos son capaces de inducir una circulación de fases con velocidad reducida o en régimen laminar empleando bajos caudales de gas y logrando el arrastre de partículas sólidas constituidas por agregados de biomasa pero que no les produce daños en sus estructuras, consiguiendo un óptimo contacto entre fases.

Los reactores airlift también están siendo empleados en el tratamiento de aguas residuales, o en procesos industriales de hidrogenación. Por lo tanto, se puede indicar de forma general, que los airlift tienen aplicaciones en el campo de los procesos metalúrgicos, químicos y bioquímicos.

Por todo esto, la presente investigación se ha basado dentro de las líneas generales de trabajo del grupo de investigación en Ingeniería Metalúrgica del Departamento de Ciencia de los Materiales e Ingeniería Metalúrgica, y que se viene desarrollando desde hace ya 13 años bajo una experimentación a escala de planta piloto con tanques de distintas relaciones altura – diámetro y empleando sistemas análogos con agua, agua – aire y agua – aire – sólidos.

En este momento, por lo tanto, se dispone de una amplia información experimental, conociéndose los métodos operativos para la determinación de los caudales de circulación inducidos, el cálculo de la pérdida de presión que sufren estos equipos, la deducción de los tiempos de mezcla y la influencia que sobre estos ejercen ciertas variables de diseño, así como la contribución que las diferentes fracciones del fluido con flujo de mezcla o flujo pistón ejercen sobre la homogeneización de la etapa de contacto.

Actualmente, los equipos airlift bifásicos presentan una gran variedad de diseños y modelos descritos en la bibliografía, desarrollados a partir de la experimentación con sistemas reales o análogos; sin embargo esta información es mucho más reducida para equipos airlift con tres fases. Además, también es escasa la documentación existente sobre estos airlift en comparación con otros tipos de etapas de contacto con tres fases.

Todo esto llevó a definir un plan de investigación que pretendía llevar a cabo un estudio paralelo al los realizados con sistemas bifásicos, introduciendo variantes de diseño como diferentes alturas y diámetros de tubos elevadores o incluso retirando el conducto, calculando la fracción de gas estancada en los tubos, las velocidades de circulación y la proporción del tipo de flujo que existe en cada configuración; e incluyendo la evaluación de la concentración de los distintos tipos de sólidos en suspensión; siendo esta última determinación el núcleo fundamental de la experimentación de la presente Memoria de Tesis Doctoral.

Así pues, han constituido objetivos principales de la presente investigación los que se relacionan a continuación:

- Montaje de una instalación a escala de planta piloto que permitiera la determinación experimental de los aspectos anteriormente indicados referentes al flujo y homogeneización, cuando se combinan las diferentes variables de diseño y de operación.
- Puesta a punto de la instalación y del sistema análogo agua – aire – sólidos, así como la calibración de los equipos de medida de los caudales de gas inyectados en el tanque; de la concentración de sólidos en suspensión por conductividad eléctrica; y de los campos de temperatura existentes en el tanque registrados por medio de una técnica de trazador térmico.
- Deducción de las expresiones matemáticas, adimensionales o no, que relacionen las diferentes variables que influyen en la fluidodinámica de la etapa de contacto, y de este modo obtener una información fiable y cuantitativa, con respecto del comportamiento de las fases en el tanque, que permita posteriormente aplicar los criterios de cambio de escala que extrapolen los resultados a aplicaciones industriales concretas.
- Propuesta de un modelo de flujo para este tipo de etapas de contacto con tres fases, al objeto de poseer una información fidedigna sobre las tendencias de las variaciones que este tipo de flujo tiene cuando se aplica el cambio de escala o cuando se modifican las variables fluidodinámicas del sistema.

CAPÍTULO 2

ETAPAS DE CONTACTO POR AGITACIÓN NEUMÁTICA TIPO AIRLIFT

2.1. CARACTERISTICAS GENERALES DE LOS TANQUES AIRLIFT

Como ya se ha visto, los sistemas airlift son etapas de contacto dotadas de un sistema de agitación neumática que consiste en la dispersión de una fase gaseosa inyectada generalmente desde el fondo del tanque, de modo que en su ascenso arrastra a las fases más densas, induciendo así una circulación de estas a lo largo del tanque.

Evidentemente, sólo es posible dispersar un gas en el seno de otra fase fluida más densa (líquido o conjunto líquido – sólido) cuando dicho gas tiene una presión superior al peso de la columna de fluido existente sobre el punto de inyección de la fase gaseosa. Cuando esto es así y debido a la menor densidad del gas, este se expande isotérmicamente y se incorpora al seno del tanque en forma de burbujas, debido a la tensión superficial existente entre ambas fases, que ascienden hacia la superficie libre del mismo.

Como consecuencia del ingreso de una fase gaseosa en la etapa de contacto con una presión mayor que el resto de fases existentes, se produce un transporte de cantidad de movimiento de aquella sobre estas. Está plenamente aceptado por todos los autores que la transferencia de cantidad de movimiento que se lleva a efecto en el seno de una etapa de contacto de este tipo obedece a dos mecanismos bien diferenciados:

- La transferencia de cantidad de movimiento en las zonas próximas a los puntos de inyección del gas donde se produce una alta turbulencia debido a la deceleración brusca que experimenta la fase gaseosa al dispersarse en el seno de las fases densas en reposo dentro del tanque.
- La transferencia de cantidad de movimiento debida a la elevación por flotación de las burbujas producidas por la inyección del gas, dado que estas producen un arrastre de una fracción de las fases más densas, que de forma solidaria con las burbujas ascenderán hacia la superficie libre del tanque. De este modo se inicia una corriente de circulación de las fases densas a lo largo de la etapa de contacto.

Al alcanzar la fase gaseosa y las fases densas la superficie libre del tanque, el gas se libera y abandona la etapa de contacto, pero no así las fases densas que al llegar a la superficie no pueden transferir energía a ninguna otra fase o medio, por lo que inician una trayectoria descendente a lo largo del reactor verificando la ecuación de balance de la energía mecánica del sistema. Este flujo de corriente descendente de las fases densas se suele localizar en las zonas colindantes con las paredes del reactor. Esto es cierto siempre que la sección de descenso sea mayor que la sección de ascenso. En caso contrario, se puede producir un arrastre parcial de las burbujas por la zona de descenso, recirculándose una fracción del caudal de gas que se expande.

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

La localización de esta corriente descendente de fases densas es consecuencia del hecho, demostrado experimentalmente, que al inyectar un gas a lo largo y ancho de toda la superficie inferior de un reactor, las burbujas producidas ascienden formando una columna central a lo largo del eje longitudinal del tanque facilitando así el establecimiento de una corriente de circulación interna de las fases densas en el interior del mismo, tal y como puede apreciarse en la figura 2.1.1.

Atendiendo a todo esto, se pueden delimitar una serie de zonas en el interior del tanque con una dirección de corriente de flujo y con una fluidodinámica muy concretas. Estudios realizados por Chisti y col. (1) determinaron que el comportamiento de las fases en el interior de un tanque airlift, y la forma de producir la homogeneización y mezcla de las mismas se puede entender como una compleja interacción de las siguientes cuatro zonas diferenciadas en el mismo:

- **ZONA DE ELEVACION:** Sector donde el gas se dispersa produciendo una corriente ascendente que arrastra otras fases existentes en el reactor.
- **ZONA EXTERIOR O CORONA:** Sector paralelo al anterior y que está conectado con este por la región superior e inferior del tanque. Las fases arrastradas por el ascenso del gas en la zona de elevación, son recirculadas en la corona con dirección descendente.
- **ZONA SUPERIOR:** También se la define como zona superior de inversión del flujo y es el sector en el que se produce la separación de la fase gaseosa del resto de fases del tanque, permitiendo así que las fases densas descendan por la corona, pudiendo haber recirculación de gas si existe arrastre, circunstancia que se produce si la velocidad del líquido en el descenso es mayor que la del gas en la elevación.
- **ZONA INFERIOR:** Este sector se encuentra sobre la placa de inyección del gas y es otra zona de inversión de flujo donde conectan las corrientes de circulación de la corona con la de ascenso de la zona de elevación. De existir fase sólida es la única región del reactor donde se produce preferentemente la sedimentación.

Según los estudios de Chisti y Moo-Young publicados en 1987 (1) esta demostrado que la zona superior, donde se invierte el flujo ascendente a descendente y se produce la salida del gas de la etapa de contacto, es la zona de mayor homogeneización y mezcla, mientras que la zona anular de descenso de fases densas es la zona donde existen los menores índices de mezcla. Sin duda esto es debido al régimen altamente turbulento que preside la primera y al régimen laminar o débilmente turbulento predominante en la segunda cuando no hay arrastre de gas.

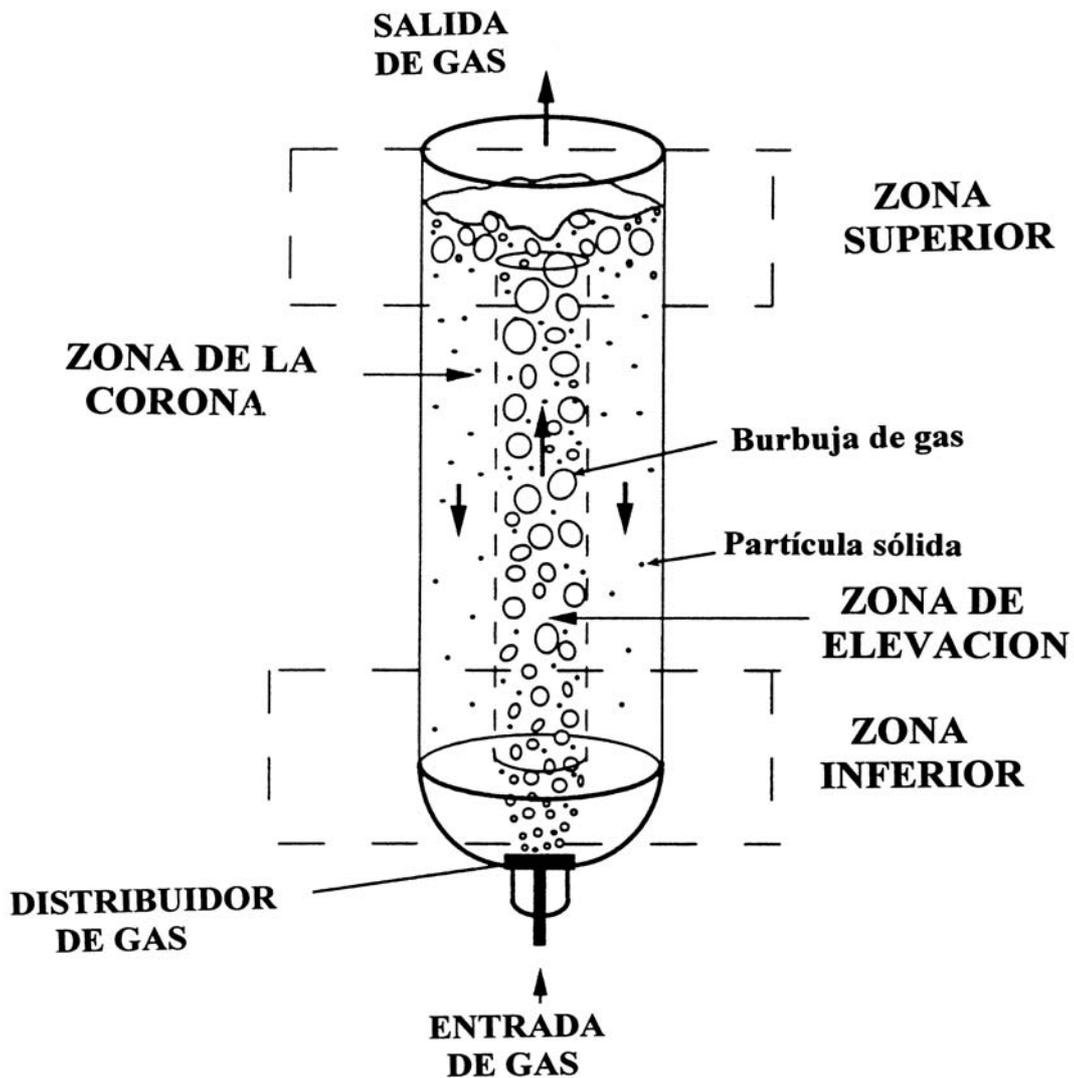


Figura 2.1.1

En el diseño de estos tanques, se pueden distinguir distintos tipos de circulación en el interior de los mismos, lo que ha llevado a la siguiente clasificación de los airlift:

- Tanques airlift de circulación interna: Este tipo de configuración puede entenderse como una columna de burbuja sencilla transformada en un sistema con dos zonas diferenciadas con flujos de ascendentes y descendentes gracias a la inserción de un tubo elevador donde convergen las burbujas del caudal de gas inyectado. Otra posibilidad de circulación para este mismo diseño consiste en inducir el ascenso del flujo de burbujas por la zona exterior o corona obligando a las fases densas a descender por el tubo interior (Chisti y col. (1)), (figura 2.1.2.)

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

- Tanques airlift de circulación externa: En este tipo de diseño el tubo elevador y la corona son tubos separados y conectados por la zona superior y la zona inferior, tal y como se observa en la figura 2.1.2.

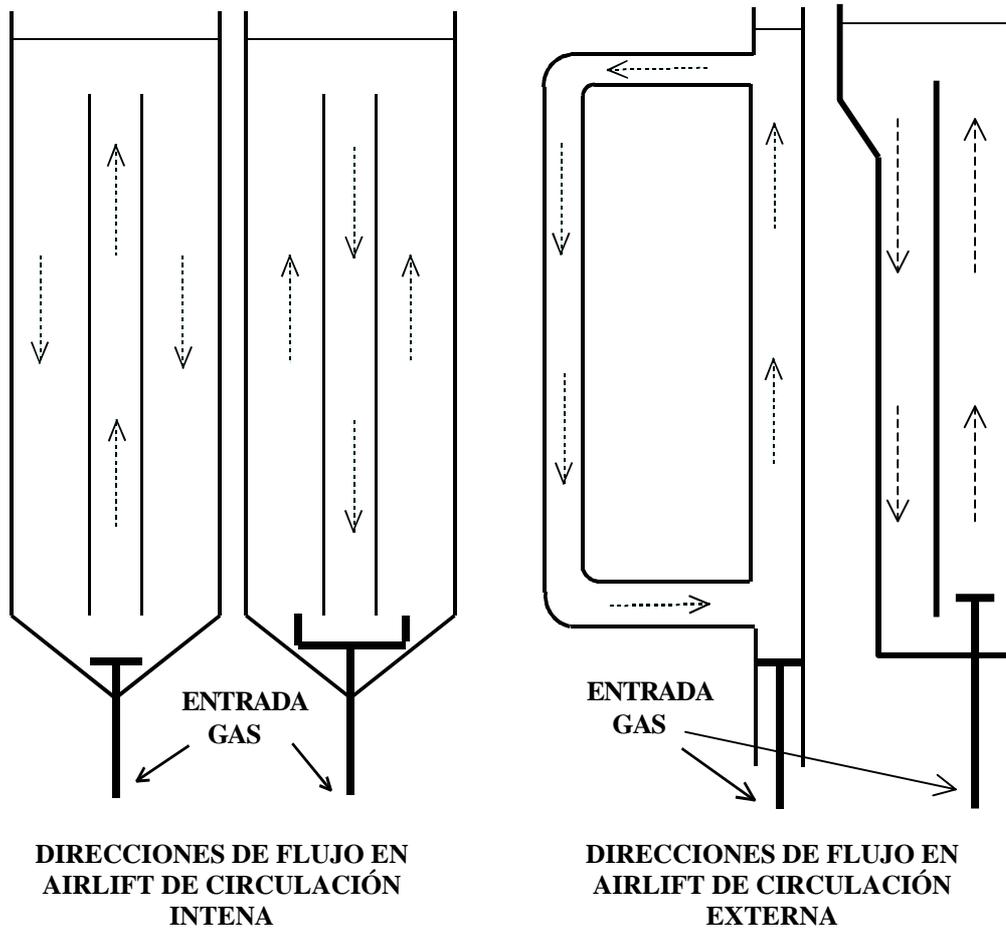


Figura 2.1.2

La principal diferencia entre los sistemas de circulación interna y externa reside en el diseño de las regiones superior e inferior de inversión de las corrientes de flujo. Se puede considerar que la zona superior de inversión de flujo es una extensión del área de dispersión del gas sobre la sección superior del tubo, originando turbulencias al separarse la fase gaseosa de las fases densas. Por otra parte, en estas zonas superior e inferior de inversión de flujo de un tanque airlift de circulación interna no existen flujos de corriente horizontal (Siegel y Robinson (2)). Los airlifts de circulación interna predominan en la práctica industrial (Weiland (3)) donde es bien sabido que modificaciones en el diseño de la zona superior e inferior pueden afectar significativamente al rendimiento del proceso.

Así pues, dado que en todo el tanque se induce una corriente multifásica central de ascenso y otra corriente descendente localizada en la zona anular o corona; la experiencia ha demostrado que la instalación de un conducto central, donde se verifica la corriente de elevación, limitará por diseño las regiones de ascenso y de descenso de las mismas, distinguiéndose de los tanques de burbujeo.

De este modo se introduce una variable de diseño en este tipo de etapas de contacto como es el diámetro de dicho conducto y su localización dentro del tanque y que, obviamente, afecta a las velocidades de ascenso de las fases y por ende a los caudales de circulación del reactor así como a la homogeneización del conjunto. Por todo ello es necesario optimizar por vía experimental el diámetro de dicho elevador y su posición relativa dentro del tanque de forma que la fluidodinámica sea la más favorable.

2.1.1. DISTINCION ENTRE COLUMNAS DE BURBUJEO Y TANQUES AIRLIFT

Tanto las columnas de burbujeo como los sistemas airlift son reactores o etapas de contacto de agitación neumática, donde se produce el movimiento gracias a la diferencia de densidades entre el gas inyectado y el resto de fases que residen en los tanques.

La principal diferencia entre los dos diseños reside en que los airlift constan de cuatro zonas bien diferenciadas, cada una de ellas con un modelo de flujo determinado; además de verificar una circulación bien ordenada de las fases densas, que depende y es inducida por el caudal de gas inyectado en el tanque.

En cuanto a las columnas de burbujeo hay que indicar que existen zonas acotadas en la columna donde se produce una circulación de fases densas, debido fundamentalmente a diferencias de presión hidrostática entre el eje central de la columna y sus paredes, Weiland y Onken (4), pero que por esta misma razón no se inducen altas velocidades superficiales de circulación de las fases densas a lo largo de la columna.

En contraste con todo ello, los sistemas airlift pueden generar altas velocidades de circulación de las fases densas a lo largo del tanque sin necesidad de sistemas mecánicos auxiliares y operando con grandes caudales de gas inyectado sin que por ello se produzcan flujos embolsados del mismo.

Weiland y Onken (4) revisaron las diferencias entre columnas de burbujeo y tanques airlift ambos bifásicos gas – líquido, siendo los resultados cualitativos aplicables a los sistemas trifásicos gas – líquido – sólido. En la figura 2.1.1.1 se representan los dominios correspondientes a ambos diseños cuando se representan los valores de las velocidades superficiales del gas y del líquido en el interior del tubo elevador.

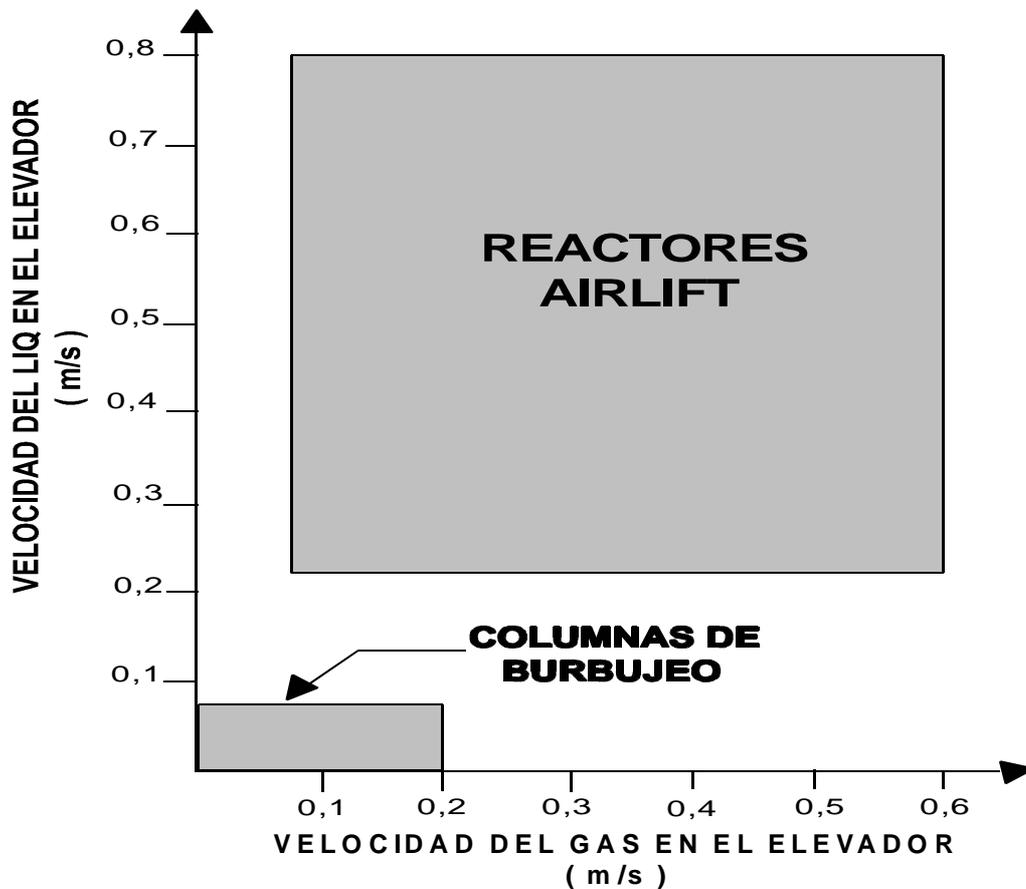


Figura 2.1.1.1

Evidentemente, a igualdad de caudal de gas y de sección en la columna de burbujeo y en el tanque, se logran mayores velocidades superficiales de líquido cuando se opera con sistemas airlift dado que se reduce la sección por donde ascienden las burbujas. Esto resulta de una importancia capital cuando existe una tercera fase sólida dado que el diseño favorece el que se alcancen mayores velocidades de líquido y por lo tanto es posible arrastrar una mayor cantidad de sólidos.

El tipo de mezcla y homogeneización que se produce en ambas etapas de contacto es también diferente, según se revela en estudios realizados con trazadores por Koide y col, (5) en 1984. Así, mientras que en una columna de burbujeo la mezcla se produce principalmente en la zona inmediatamente superior al punto de inyección del caudal de gas y únicamente se debe a la dispersión de la fase gaseosa en el seno del tanque. En los sistemas airlift se origina además una corriente de recirculación inducida a lo largo del tanque que es la que tienen un mayor peso específico en la homogeneización de las propiedades en la totalidad del volumen del tanque.

Vistas las principales ventajas que ofrecen los sistemas airlift sobre las tradicionales columnas de burbujeo, se puede indicar que las columnas de burbujeo son los recipientes más fácilmente transformables en reactores airlift de circulación interna con la simple inserción de un tubo elevador en el eje coaxial

de la columna. De este modo, cualquier proceso industrial que normalmente emplee columnas de burbujeo es potencialmente convertible a un proceso que emplee tanques airlift. Por otra parte, también es muy frecuente en la industria biotecnológica el empleo de un sencillo tabique que separe la zona de ascenso de la zona de descenso de las fases.

2.2. TANQUES AIRLIFTS

Las características del modo de mezcla producida así como de los fenómenos de transporte que tienen lugar en los tanques dependen en gran medida del tipo de flujo que prevalezca, y éste, a su vez, de los porcentajes de fases contribuyentes, de las propiedades de los fluidos, del diseño geométrico del tanque, del tipo de placa distribuidora del gas, de las dimensiones del tubo elevador; y si el sistema es de tres fases, de la naturaleza del sistema, de su composición y de la concentración de sólidos en suspensión.

El papel que juega el régimen de flujo es de suma importancia en el cambio de escala, dado que si los datos obtenidos sobre el régimen de flujo en un reactor realizado a escala de Planta Piloto van a ser empleados en un diseño a nivel industrial, el régimen de flujos en ambos tanques deben ser idénticos.

2.2.1. TANQUES CON DOS FASES

En este apartado se describirá sucintamente los regímenes de flujos presentes en un sistema bifásico gas – líquido, y posteriormente los sistemas con tres fases tomando como referencia los primeros.

Chisty y col. (1) describieron cualitativamente el régimen de flujos presente en un sistema airlift gas – líquido de circulación interna. Los regímenes de flujo fueron estudiados en función del aumento del caudal de gas introducido y por tanto de la fracción de huecos producida en el tubo elevador del tanque.

Se observó que incluso con velocidades superficiales de gas muy pequeñas se conseguían circulaciones de líquido a lo largo de todo el reactor. Cuando el caudal de gas introducido en la etapa de contacto era pequeño, se establecía un flujo de burbujas que se elevaban verticalmente a lo largo del tubo elevador existiendo muy poca interacción o choques entre las burbujas. Según se hacía mayor el caudal de gas inyectado, la frecuencia de colisión entre las burbujas era mayor y comenzaban a coalescer unas sobre otras, produciéndose así un flujo heterogéneo en el elevador donde además de pequeñas burbujas existían también grandes burbujas envueltas todas ellas en una fracción de fase líquida que también asciendía hacia la superficie del tanque. Si el diámetro del tubo elevador era suficientemente pequeño y los caudales de gas eran suficientemente altos, se desarrollaba otro tipo de flujo dentro del tubo elevador denominado flujo embolsado, en el que la práctica totalidad del caudal de gas inyectado ascendía a través del tubo en forma de embolsamientos con formas irregulares.

Se define como régimen de transición al régimen intermedio entre el régimen de burbujas y el régimen embolsado. Dependiendo de la configuración física del tanque se pueden obtener distintos regímenes para un mismo caudal de gas. Así, cuando se trata de líquidos newtonianos, el desarrollo de un flujo embolsado a partir de un flujo de transición, se produce con caudales más bajos para tubos elevadores de menor diámetro. Sin embargo, cuando los fluidos presentes en el sistema son más viscosos que el agua, el desarrollo de flujos embolsados requieren de mayores caudales de gas inyectado y de menores diámetros en el tubo elevador (Chisti (6)).

2.2.2. TANQUES CON TRES FASES

La información disponible en la bibliografía sobre los airlift de tres fases se podría calificar de escasa en comparación con la existente acerca de los mismos tipos de etapas de contacto bifásicas. De otra parte, las aproximaciones realizadas sobre los modelos matemáticos de sistemas bifásicos no reproducen de forma satisfactoria el comportamiento en sistemas con tres fases.

En contraste con los sistemas airlift bifásicos, la presencia de sólidos en los airlift trifásicos introduce la posibilidad de atascos o estancamientos en el reactor motivados por no alcanzar la velocidad crítica de los líquidos que garantice la suspensión de ninguna fracción del sólido, a pesar de existir una alta diferencia de presiones entre las zonas del tubo elevador y anular (fuerza impulsora de la corriente de circulación a lo largo del tanque).

El volumen muerto o zona de estancamiento en un tanque de tres fases está representado por la zona de sedimentación de sólidos en el fondo del mismo o zona de lecho fijo. Cuando en una operación no se alcanza la velocidad mínima de fluidización del sólido el contacto entre las tres fases gas, líquido y sólido cesa. Los trabajos de Heijnen y col. (7) demuestran que este fenómeno depende de la concentración de sólidos en el tanque; así cuanto mayor es la carga de sólido en el mismo, mayor es la velocidad de gas exigida para la suspensión de las partículas sólidas.

Existen controversias en la bibliografía en cuanto al conocimiento de la causa por la que el reactor se estanca y produce suspensión de los sólidos. Koide y col. (8) postulan que el estancamiento se produce como resultado del agrupamiento de partículas sólidas en la base del reactor, lo que provoca una pérdida energética por fricción y por ende una disminución de la velocidad del líquido. Esto conduce a un incremento en la sedimentación de las partículas sólidas que origina un bloqueo en la zona inferior de la corona y base del tubo elevador hasta llegar al estancamiento total.

Livingston y Zhang (9) argumentaron que la sedimentación de las partículas sólidas sobre la base del reactor era consecuencia del estancamiento y no la causa del mismo; señalando que si el bloqueo del reactor fuera la causa del estancamiento, habría que esperar una fuerte relación entre la velocidad crítica

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

del gas y la fracción de huecos en la base; sin embargo, los trabajos de estos dos investigadores demostraron que no existía una relación importante entre la velocidad crítica del gas y la fracción de huecos.

Con todo ello Livingston y Zhang (9) postularon que el estancamiento se producía debido a que existía una fuerza impulsora insuficiente para garantizar la circulación del líquido con una velocidad mínima capaz de producir el arrastre y suspensión de alguna fracción de partículas sólidas. Obviamente, según esta línea de razonamiento, y aún cuando todo el sólido estuviera sedimentado, si existiera un espacio suficiente entre la base del tubo elevador y la superficie del lecho, tal que permitiera el paso libre a la fase líquida, ésta iniciaría una corriente de circulación en ausencia de partículas sólidas.

Los regímenes de flujo de los tanques airlift con tres fases de circulación interna han sido descritos por varios autores como Koide y col. (5), Muroyama y col. (10), Herskowitz y Merchuk (11), Petrovic y col. (12). Estos regímenes de flujo siempre son descritos en función del comportamiento de la fase sólida a pesar de que los regímenes de la fase gaseosa también varían; sin embargo, esta clasificación del flujo de los airlift de tres fases realizada en función de la fase sólida está plenamente justificada por Petrovic y col. (12) dado que, según este autor, los regímenes de gas sólo tienen efectos secundarios sobre el porcentaje total de la mezcla.

Así, se pueden identificar tres regímenes básicos de flujo en los airlift trifásicos, que en orden creciente a la velocidad del gas inyectado se pueden clasificar de la siguiente forma (figura 2.2.2.1):

- REGIMEN DE LECHO FIJO (Reactor atascado): En este régimen la velocidad del gas es baja y los sólidos están sedimentados y en reposo; por esto se considera al reactor atascado. En este régimen el lecho fijo actúa como una resistencia adicional sobre la circulación del líquido y del gas provocando, en muchas ocasiones y según el diámetro del tubo elevador, la división del flujo de la fase gaseosa (burbujas) en dos corrientes paralelas que ascienden por el tubo elevador y por la corona, comportándose como dos columnas de burbujeo asociadas en paralelo. Se observa un crecimiento muy rápido de las burbujas justo sobre la base del lecho fijo debido al efecto coalescente que ejercen las partículas sólidas sobre el gas (Yasunichi y col. (13)).
- REGIMEN DE LECHO FLUIDIZADO: En este régimen todo el gas pasa a través del tubo elevador y la circulación del líquido es inducida como en los reactores airlift bifásicos de circulación interna. Las partículas sólidas son fluidizadas a diferentes alturas del tubo elevador dependiendo del caudal de gas insuflado, pero en ningún caso son arrastradas hasta la parte superior del tubo. Existen desacuerdos en la bibliografía sobre la distribución axial de los sólidos en el elevador.

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

- **REGIMEN DE LECHO EN CIRCULACION:** Este modelo de régimen es denominado por autores como Muroyama y col. (10) como régimen de lecho en suspensión completa; y se define como un modelo en el que no existen sólidos sedimentados en el fondo del tanque dado que todas las partículas se encuentran circulando a lo largo del elevador y de la zona anular. La velocidad del líquido que retorna al elevador debe ser tal que arrastre las partículas sólidas que se encuentran en el lecho inferior del airlift.

Tanto los regímenes de lecho fijo como el de lecho fluidizado no son modos deseables de operar, dado que el óptimo contacto entre las tres fases se consigue cuando se alcanza el régimen de lecho circulante; de ahí la necesidad de clasificar e identificar los distintos regímenes de flujo.

Para la determinación de estos regímenes de flujo, investigadores como Fan y col. (14) realizaron ábacos basándose en datos obtenidos con un equipo experimental en el que se inyectaba con una boquilla, desde la base de una columna de burbujeo y bajo un lecho de partículas sólidas tanto el líquido como el gas de forma simultánea. Obviamente, los resultados de los trabajos de estos autores no pueden ser aplicables a los sistemas airlift trifásicos dado que la velocidad superficial del líquido no depende del caudal de gas insuflado debido a la forma de inyección simultánea de ambas fases.

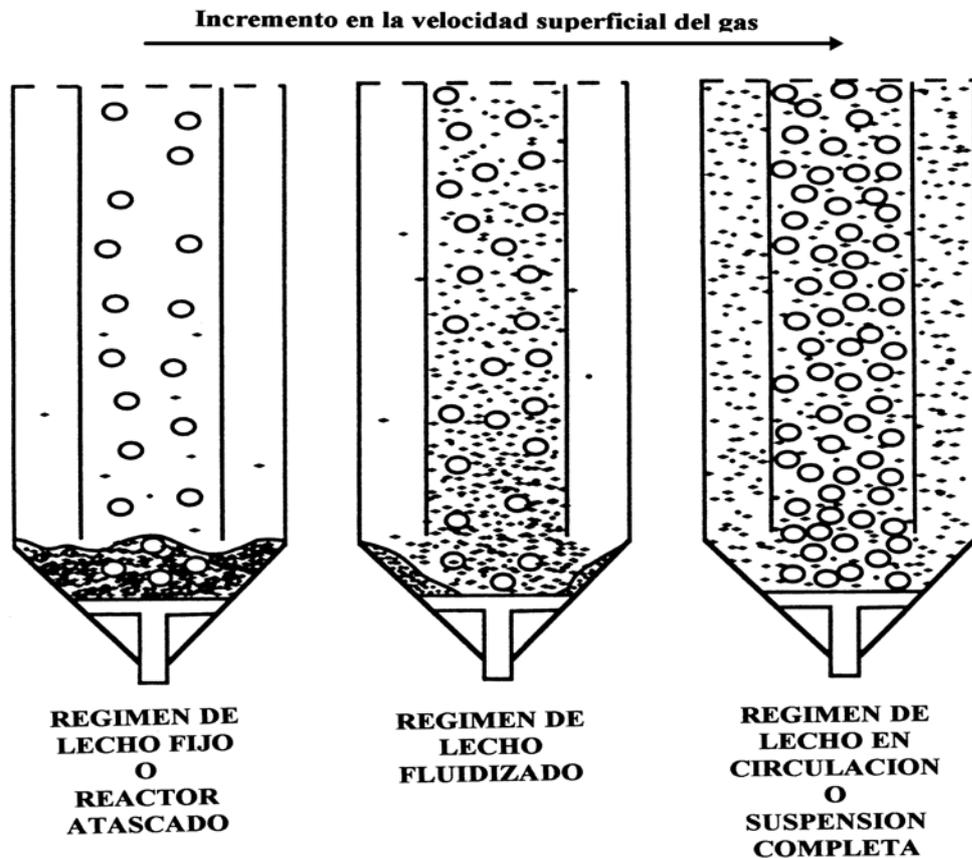


Figura 2.2.2.1

Velocidades mínimas de arrastre de sólidos y fenómeno de histéresis.

En el estudio de sistemas de agitación y mezcla de tres fases es necesario considerar las velocidades mínimas para conseguir el arrastre de las partículas sólidas así como el fenómeno de histéresis por el cuál la velocidad mínima requerida para conseguir el arrastre de sólidos en reposo es superior a la velocidad de operación que consigue mantenerlos en movimiento una vez conseguida su circulación. Matsuura y col. (15) realizaron medidas de la velocidad crítica que debe alcanzar el gas para que se verifique la circulación de las fases. En este estudio se describió el fenómeno de la histéresis, según el cual la velocidad crítica del gas requerida para iniciar la circulación de sólidos es mayor que la velocidad que alcanza el mismo gas cuando cesa la circulación de los sólidos.

Autores como Posarac y Petrovic (16) con estudios paralelos alcanzaron similares conclusiones; mientras que en otros trabajos realizados por Heck y Onken (17) se definen dos velocidades superficiales críticas. La primera velocidad crítica es la mínima que permite alcanzar el arrastre de los sólidos incrementando la velocidad del gas a partir del lecho fijo, y la segunda es la mínima velocidad que garantiza la circulación de los sólidos conseguida disminuyendo la velocidad del gas desde el régimen de flujo circulante.

Por otra parte, Jean y Fan (18) estudiaron el efecto que la velocidad del gas ejerce sobre la velocidad terminal de sedimentación de distintos tipos de partículas sólidas en un medio aire – agua. Las conclusiones de su estudio se resumen en que la velocidad terminal de las partículas menores de 460µm no varia considerablemente con la velocidad del gas, mientras que para partículas de mayor tamaño la velocidad terminal de dichas partículas desciende con el incremento de la velocidad del gas. Otro estudio realizado por Bhaga y Weber (19) concluye que la velocidad aparente de sedimentación de las partículas sólidas en presencia de burbujas de gas es de mayor magnitud que la velocidad del flujo vertical bifásico.

De otra parte, hay que señalar que existen claras discrepancias en la bibliografía sobre el efecto que una tercera fase gaseosa produce en la velocidad terminal de sedimentación de partículas sólidas en un medio líquido – sólido. Autores como Livingston y Zhang (9) determinaron, como primera aproximación, que la velocidad relativa entre las partículas sólidas y la fase líquida se puede considerar como igual a la velocidad terminal de la partícula sólida en un medio líquido estancado. De este modo se puede considerar que en la zona de elevación o del tubo, la velocidad del sólido es igual a la velocidad del líquido que lo arrastra menos la velocidad de sedimentación de la partícula sólida:

$$u_{SR} = u_{LR} - v_T \quad (2.1)$$

Análogamente en la zona de descenso o zona anular o corona, la velocidad de descenso del sólido será la suma de su velocidad de sedimentación sobre un líquido en reposo y la velocidad de descenso del propio líquido:

$$u_{SD} = u_{LD} + v_T \quad (2.2)$$

2.3. VARIABLES DE INTERES EN LA HIDRODINAMICA DE LOS TANQUES AIRLIFTS.

En los modelos bibliográficos que se describirán en el apartado 2.4 de la presente Memoria, se ha observado que utilizaron como variables influyentes en la hidrodinámica de los tanques, la velocidad y concentración de cada una de las fases presentes.

2.3.1. DEFINICION DE VELOCIDADES Y SU MEDIDA.

Un parámetro esencial en la caracterización del tipo de flujo de las etapas de contacto y por lo tanto del funcionamiento de las mismas es la velocidad superficial del líquido en el elevador. La velocidad de circulación del líquido es una variable determinante en la circulación de las partículas sólidas existentes en el reactor.

Cuando se ha determinado por algún método experimental la velocidad del líquido bien en el elevador o bien en la corona, la determinación de la velocidad de la fase líquida en la otra zona (corona o elevador) se obtiene fácilmente por aplicación de la ecuación de continuidad en condiciones de régimen estacionario:

$$Q_{LR} = Q_{LD} \quad (2.3)$$

$$U_{LR} \cdot S_R = U_{LD} \cdot S_D \quad (2.4)$$

A partir de la velocidad superficial del líquido y conocido el valor de la fracción de volumen que ocupa dicha fase en cada zona, se define la velocidad real del líquido como,

$$u_L = \frac{U_L}{\varepsilon_L} = \frac{U_L}{1 - \varepsilon_G - \varepsilon_S} \quad (2.5)$$

, cumpliéndose,

$$1 = \varepsilon_G + \varepsilon_L + \varepsilon_S \quad (2.6)$$

La fracción de volumen de cada fase en una zona determinada del tanque se define como el volumen ocupado por dicha fase dividido por el volumen total de la zona. Así en la zona del tubo elevador,

$$\varepsilon_{GR} = \frac{V_{GR}}{V_R} \quad (2.7)$$

$$\varepsilon_{LR} = \frac{V_{LR}}{V_R} \quad (2.8)$$

$$\varepsilon_{SR} = \frac{V_{SR}}{V_R} \quad (2.9)$$

Y para la zona de la corona,

$$\varepsilon_{GD} = \frac{V_{GD}}{V_D} \quad (2.10)$$

$$\varepsilon_{LD} = \frac{V_{LD}}{V_D} \quad (2.11)$$

$$\varepsilon_{SD} = \frac{V_{SD}}{V_D} \quad (2.12)$$

Existen distintos procedimientos experimentales para conseguir la medida del caudal del líquido:

- Medidores electromagnéticos de flujo: Han sido empleados por Brow y Heywood (20) realizando medidas del flujo total de la mezcla de las fases densas en la corona, siendo un método incapaz de discernir entre la velocidad de la fase líquida y la velocidad de la fase sólida.
- Placas de orificio o diafragmas: Este método solamente puede ser aplicado en reactores airlift bifásicos de circulación externa y cuando tan solo viaja por el circuito exterior la fase líquida, quedando las partículas sólidas en un lecho fluidizado. En esta técnica de medida experimental, ensayada por Herskowitz y Merchuck (11), el diafragma se instaló en un punto del circuito externo y, obviamente, es sólo aplicable a sistemas monofásicos líquidos.
- Técnica de trazadores: Estas técnicas implican la medida del tiempo entre picos que resultan de la inyección de un trazador de pulso en el interior del tanque. Los métodos de trazador evalúan velocidades promedio en el tanque siendo los más empleados y citados en la bibliografía los siguientes:
 1. Trazadores electrolíticos: Utilizan disoluciones con valores elevados en las concentraciones, que afectan al comportamiento hidrodinámico de las burbujas (Keitel y Onken (21)). Para minimizar las distorsiones que estos trazadores pueden ejercer en la hidrodinámica debe determinarse el valor de la concentración para que no perturbe el comportamiento de la fase gas. De hecho, autores como Petrovic (12), que han trabajado con este tipo de trazadores siempre lo hacen en concentraciones inferiores a 1 kg/m^3 . No obstante, no se ha descrito en la bibliografía ningún umbral de concentración máximo que no afecte a la hidrodinámica de los sistemas.
 2. Trazadores con medida de pH: Se trata de ácidos o bases que se introducen en el sistema en forma de impulso y cuya respuesta es medida con electrodos conectados a pH-metros. Estos métodos han sido empleados por autores como Verlaan (22), Chisty (23), Livingston y Zhang (9) sabiendo que, de forma general, su respuesta posee una menor intensidad que la respuesta de trazadores electrolíticos medida con conductivímetro. No obstante, se puede decir que como el tiempo de demora entre los picos de medida es empleado para determinar el periodo de tiempo de circulación, y dado que la respuesta se retarda por igual, afecta a todas las medidas de forma proporcional.

3. Trazadores colorimétricos: Se trata de un método visual en el que se emplea como trazador un colorante. Autores como Koide (24) afirman que dicho colorante puede interferir en la formación de burbujas, variando la tensión superficial de la fase líquida y, por lo tanto, modificando la velocidad de circulación de la misma.
4. Trazadores térmicos: Este método es el que menos distorsiona la fluidodinámica del sistema dado que el pulso térmico no tiene efectos significativos sobre la coalescencia y formación de las burbujas, como queda patente en los trabajos de Hathc (25) y de Trilleros y col. (26).

2.3.2. VELOCIDAD SUPERFICIAL DE LOS SÓLIDOS

Se define como velocidad superficial de la fase sólida en el elevador a la relación entre el caudal volumétrico de dicha fase y la sección de paso del tubo elevador del airlift.

$$U_{SR} = \frac{Q_S}{S_R} \quad (2.13)$$

De forma análoga se define la velocidad superficial de los sólidos en la zona de la corona:

$$U_{SD} = \frac{Q_S}{S_T - S_R} \quad (2.14)$$

Las medidas de la velocidad real de los sólidos son poco frecuentes en la bibliografía sobre tanques con tres fases, a pesar de su conocida relevancia en el funcionamiento de los mismos ya que esta propiedad determina el régimen de trabajo y los posibles atascos que se producen en la etapa de contacto.

Así Bando y col. (27) aporta un método de medida experimental de la velocidad real del sólido en sistemas airlift de circulación interna. Este método consiste en la medida de los tiempos de recorrido, entre dos puntos determinados del reactor, de partículas sólidas previamente coloreadas, fácilmente observables y bien diferenciadas del resto.

Los problemas prácticos que conlleva este método residen fundamentalmente en que el tamaño de los sólidos debe ser suficientemente grande como para que la observación sea posible. En el citado trabajo Bando y col. (27) emplearon partículas cilíndricas de 3 mm de largo por 3 mm de diámetro y, por lo tanto, diferenciadamente visibles. Por este motivo, este método no es viable para la mayoría de los trabajos experimentales dado que la mayor parte de estos se requiere el empleo de sólidos con un tamaño de partícula mucho menor. Esta exigencia posibilita la máxima superficie de contacto entre fases y a que cuanto menor sea el tamaño de la partícula sólida, menor será la velocidad necesaria del gas inyectado para producir el arrastre de las partículas.

Existen otros métodos experimentales para medir la velocidad puntual de la fase sólida en sistemas de tres fases. Uno de estos métodos es el método óptico del efecto Doppler producido por un láser. Sin embargo, este método tiene limitaciones importantes dado que, si bien las señales reflejadas determinan perfectamente los módulos de la velocidad, también es cierto que no discierne ni las direcciones ni los sentidos; así, se puede decir que tan sólo es capaz de medir las velocidades de las partículas que viajen en una única dirección. La medida de la velocidad de partículas cuyas trayectorias no lleven dicha dirección será una medida errónea pues estará referida a la proyección del vector velocidad sobre la dirección en la que se encuentre midiendo el equipo laser. Por otra parte, es necesario significar que este método óptico requiere un medio transparente y por lo tanto la suspensión objeto de medida debe ser muy diluida.

Otro método de medida de la velocidad puntual de las partículas sólidas es el referenciado por Brown y Heywood (20), en donde introduciendo algunas partículas trazadoras como elementos radiactivos, y midiendo el tiempo de tránsito entre dos detectores de radiactividad colocados a distintas alturas del reactor. Los inconvenientes que exhibe este método son evidentes, dado que para que una partícula pueda ser trazadora y detectable tiene que tener un tamaño adecuado. Si bien este método es viable con tamaños de partícula mucho menores que en el método visual citado por Bando y col.(27), no es menos cierto que el tamaño mínimo de partícula aplicable en este método es muy superior a los 50 μ m de diámetro que es el tamaño más común empleado en la industria.

2.3.3. CONCENTRACION DE LA FASE GASEOSA

En la mayor parte de los trabajos de investigación se mide la fracción de gas total existente en el tanque por la observación de las modificaciones producidas en ciertas variables para cada caudal inyectado de gas a distintas alturas del reactor. En otras investigaciones, llevadas a cabo por Fan y col.(14), Hwang y Fan (28) y Babarian y col.(29), se intentó conseguir la determinación de la fracción gaseosa mediante un método de trazadores de impulso.

2.3.3.1. Fracción media de gas en el tubo elevador

Linneweber y Blass (30) estudiaron diferentes formas de medir la fracción de las fases existentes en columnas de burbujas y tubos elevadores con tres fases y las clasificaron en determinaciones o medidas directas e indirectas. Las medidas directas se realizaron empleando dispositivos independientes para cada una de las fases. Las medidas indirectas obtienen los valores de las fracciones de las fases mediante la determinación de indicaciones relacionadas con la fluidodinámica del reactor tales como la distribución de presiones.

***Método manométrico**

El método indirecto más frecuentemente utilizado en la determinación de la fracción de las diferentes fases retenidas en el tubo elevador es el método manométrico empleado en los trabajos de Herskowitz y Merchuk (11), Posarac y

Petrovic (16), o Bando y col.(27). Con esta técnica se mide la presión estática en el tubo elevador, relacionando estas medidas con valores medios de las fracciones de las fases mediante fórmulas simplificadas donde los términos de fricción y aceleración son despreciados. En el caso particular de la medida de la fracción gaseosa en sistemas bifásicos líquido – gas, la instalación de un manómetro diferencial con tomas de presión en la base y a la salida del tubo elevador, permite obtener datos sobre la diferencia de carga existente entre los puntos inferior y superior del mismo. Así, como puede verse en el apartado 3.2.4.2. de la presente Memoria, la fracción de huecos en el tubo elevador puede calcularse mediante la siguiente expresión:

$$\varepsilon_G = \left[1 - \frac{\Delta P}{\Delta P_o} \right] \quad (2.15)$$

***Otras técnicas**

Por otra parte, una técnica directa alternativa para la determinación de la fracción gaseosa en el elevador fue la empleada por Yiwei y col.(31), en la que concursaban dos válvulas sincronizadas de cierre automático a distintas alturas del tubo elevador. Al cerrarse ambas de forma simultánea confinaban en un volumen cantidades determinadas y fácilmente evaluables de las distintas fases existentes en el tanque.

Otros métodos de medida de la fracción gaseosa en el tubo elevador han sido los empleados por investigadores como Linnerweber y Blass (30), Fan y col. (14), Yasumichi y col.(13), Bando y col.(27) o Uribe-Salas y col.(32); basados en la resistencia al paso de la corriente eléctrica. La medida de la resistencia del fluido al paso de corriente eléctrica empleando una técnica de conductancia o capacitancia puede relacionarse con la fracción de huecos o burbujas puntual del gas en el entorno del electrodo o sensor de medida. Sin embargo, estos métodos de medida de la fracción gaseosa no son viables cuando existe fase sólida, dado que la técnica experimental no es capaz de discernir entre la fase gaseosa y la sólida. De cualquier forma, las medidas directas son siempre preferibles frente a las indirectas tanto para la determinación de la fase gaseosa como para la fase sólida en cualquier región del airlift, tubo elevador o corona; sin embargo y de manera general son métodos muy tediosos y en muchos casos de difícil calibrado.

2.3.3.2. Fracción media de gas en la corona

Dado que la diferencia de presiones entre la zona del tubo elevador y la zona anular o de la corona es la fuerza impulsora responsable de la circulación de fases a lo largo de la etapa de contacto, resulta necesario conocer las concentraciones de las fases existentes en estas dos regiones del reactor.

Por todo lo expuesto anteriormente, resulta evidente que la fuerza impulsora de circulación del líquido está originada por la presencia de fracción gaseosa en el tubo elevador. Un gran número de autores como Fields y Slater (33), Weiland (3), Muroyama y col. (10), Koide y col. (34), Posarac y Petrovic (16) o Kushalkar y Pangarkar (35) en sus trabajos han medido la fracción de fracción de gas ocluido en la totalidad del reactor sin discernir entre las contribuciones relativas de las distintas zonas del mismo.

Es importante destacar que en el caso de existir arrastre de fase gaseosa sobre la zona anular, esta fracción de gas actuará contra la fuerza impulsora que induce la corriente de circulación de fases a lo largo del reactor. Sin embargo, en lo que se refiere a la concentración del gas en la zona anular, actualmente no hay una forma fiable de correlacionarla para sistemas bifásicos o de tres fases; aunque, según el modelo de Livingston y Zhang (9), en reactores de tipo Pachuca donde la relación entre el diámetro del tubo elevador y el diámetro del tanque resulta muy favorable a este último o en cualquier otro tipo de diseño de airlift donde se empleen velocidades superficiales del gas inferiores a 0,03 m/s; se puede considerar nula la fracción de fase gaseosa que entra en la corriente de flujo descendente de la zona anular o corona.

Otros parámetros tales como la concentración de sólidos y la velocidad terminal de sedimentación de partículas tienen una influencia importante pero menor. Los trabajos de Kennard y Janekch (36) constataron que el efecto que los sólidos ejercen sobre la concentración total del gas depende de la velocidad del gas y de las propiedades físicas de la fase líquida. Los sólidos producen una reducción pequeña pero significativa en la concentración de la fase gaseosa cuando la velocidad de esta es pequeña, mientras que con velocidades altas de gas el efecto que producen los sólidos resulta despreciable.

Por otra parte, Bando y col. (27) midieron de forma separada la concentración de fase gaseosa en el elevador y en la corona, por métodos manométricos en ambos casos, para un sistema airlift de circulación interna, consiguiendo así realizar correlaciones para fracciones de gas en el tubo elevador y en la zona anular. Sin embargo, estas expresiones no sólo están desarrolladas para unas condiciones muy limitadas (bolas de nylon de 3 mm), si no que además, la concentración de sólidos fue ignorada como variable influyente en la predicción de la fracción del gas.

2.3.4. CONCENTRACION DE LA FASE SOLIDA.

Algunos investigadores como Yiwei (31) o Miyahara y Kawate (37) sostienen que la distribución de los sólidos es uniforme a lo largo del tanque con tres fases, es decir, que las fracciones locales de las partículas sólidas medidas a distintas alturas del tanque son iguales a la concentración total en el mismo.

Otros trabajos como los de Fan y col.(14) desarrollaron ecuaciones de balance para el cálculo de la fracción de la fase sólida existente en cada una de las cuatro regiones diferenciadas del airlift, sin embargo no describen métodos de medida de las mismas, ni tampoco las variables que pudieran influir en su aumento.

Livingston y Zhang (9) predijeron que la concentración de sólidos en el tubo elevador debería ser superior a la que se puede deducir mediante un balance de materia para la fase sólida a partir de valores conocidos de concentración en la corona. Esto se debe a que en la ecuación de balance sólo se hace referencia a la fracción sólida que es arrastrada y no a la que puede permanecer en fluidización en el interior del tubo sin ser transportada fuera del mismo.

De modo general se supone para un lecho en circulación donde se ha determinado experimentalmente la medida de la concentración de sólidos en una de las regiones (tubo elevador o zona anular), basta con aplicar la ecuación de continuidad para conocer la concentración de las partículas sólidas en la otra región. Para ello es necesario entender que en el tubo elevador sí existe una fracción de partículas en régimen de lecho fluidizado, esta será despreciable al igual que sus efectos sobre la fluidodinámica del airlift.

En muchos trabajos experimentales realizados sobre airlifts con circulación externa de tres fases la evaluación experimental de la fracción de sólidos se realizó mediante la aplicación válvulas u otros sistemas de cierre automático donde se quedaba atrapada la fase sólida, que posteriormente era evaluada por pesada o contabilizando el número de partículas cuando el tamaño de estas lo permitía. Sin embargo, la inclusión de válvulas automáticas en airlifts de circulación interna perturba en gran medida la hidrodinámica del reactor.

Para la evaluación de la fracción de fase sólida en las distintas zonas del tanque, Merchuk (38) propuso una relación basada en que la velocidad de deslizamiento de las partículas sólidas es muy próxima a la velocidad terminal de sedimentación de las partículas; así la velocidad de ascenso del sólido en el tubo elevador resulta.

$$U_{SR} = U_{LR} - v_T \quad (2.1)$$

, y la de descenso en la zona anular o corona se expresa por,

$$U_{SD} = U_{LD} + v_T \quad (2.2)$$

, donde el parámetro U_{LD} es la velocidad superficial de circulación del líquido en la corona evaluada experimentalmente, v_T es la velocidad de sedimentación del sólido y U_{LR} es la velocidad superficial de ascenso del líquido en el tubo elevador que se evalúa aplicando la ecuación de continuidad,

$$U_{LR} \cdot S_R = U_{LD} \cdot S_D \quad (2.4)$$

De las tres ecuaciones anteriores se deduce que,

$$\frac{\varepsilon_{SR}}{\varepsilon_{SD}} = \frac{1 + \left(\frac{v_T}{u_{LD}} \right)}{1 - \left[\left(\frac{S_D}{S_R} \right) \left(\frac{v_T}{u_{LD}} \right) \right]} \quad (2.16)$$

Así, se puede calcular la fracción de sólido total suspendida en el tanque, como la fracción promediada entre el tubo y la zona de corona,

$$\varepsilon_{ST} = \left[\left(\frac{S_R}{S_R + S_D} \right) \cdot \varepsilon_{SR} \right] + \left[\left(\frac{S_D}{S_R + S_D} \right) \cdot \varepsilon_{SD} \right] \quad (2.17)$$

Para el cálculo de todas estas variables es necesario conocer previamente el valor de la velocidad terminal de sedimentación de las partículas sólidas, cuya determinación para una partícula esférica individual se deduce como se indica:

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

- La velocidad terminal de sedimentación de una partícula esférica individual viene dada por la ley de Stokes

$$v_{T \rightarrow \infty} = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_L) \cdot D_s}{3 \cdot \rho_L \cdot C_D}} \quad (2.18)$$

- La evaluación del coeficiente de rozamiento C_D para partículas esféricas se resuelve en por medio del empleo de un ábaco o bien considerando que, para valores del Reynolds de partícula situados entre 1 y 1000 donde se establece el denominado régimen de transición, y en el que el coeficiente de rozamiento C_D se aproxima a;

$$C_D = \frac{18,5}{\text{Re}_p^{0,6}} \quad (2.19)$$

- A continuación se aplica un tanteo suponiendo una velocidad terminal de partícula; a partir de la ecuación de la velocidad terminal de sedimentación de partícula obtener un valor para el coeficiente de rozamiento y a partir de este despejar el Reynolds de partícula. Comparando este valor con el valor de Reynolds obtenido de forma directa con la supuesta velocidad terminal de partícula se puede hacer converger la serie hasta llegar a la velocidad terminal de la partícula individual.

Sin embargo, la velocidad real de sedimentación de un conjunto de partículas no coincide con la velocidad individual de sedimentación de una partícula discreta. Existe un gradiente de velocidades alrededor de cada partícula que esta afectado por la presencia de las partículas más próximas, así como de sus formas y de la concentración de estas. Esto se debe a que las partículas al sedimentar desplazan líquido, que fluye hacia arriba y da lugar a que la velocidad de partícula real sea menor que si esta sedimentara en solitario en el seno de dicho líquido. Para una suspensión uniforme, la velocidad de sedimentación v_T podría estimarse a partir de la velocidad terminal de sedimentación de una partícula individual según la expresión 2.20:

$$\frac{v_T}{v_{T \rightarrow \infty}} = \left(1 - \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_L + \varepsilon_s}\right)^{n-1} \quad (2.20)$$

; donde el coeficiente n puede determinarse por el método de Midoux (39) según la expresión 2.21;

$$n = \left[4,4 + \left(18 \cdot \frac{D_s}{D_T}\right)\right] \cdot \text{Re}_p^{-0,03} \quad (2.21)$$

, y donde el Reynolds terminal de partícula se obtiene según la expresión 2.22,

$$\text{Re}_p = \frac{\rho_{SL} \cdot v_{T \rightarrow \infty} \cdot D_s}{\mu_{SL}} \quad (2.22)$$

La viscosidad y la densidad de la suspensión líquido - sólido fue determinada en el trabajo de Wild y Poncin (40) según las expresiones 2.23 y 2.24.

$$\mu_{SL} = \mu_L \cdot \left[1 + 2,5 \cdot \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_L} + 10,05 \cdot \left(\frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_L}\right)^2 + 0,00273 \cdot \exp\left(16,6 \cdot \frac{\varepsilon_s}{\varepsilon_s + \varepsilon_L}\right)\right] \quad (2.23)$$

$$\rho_{SL} = (\rho_L \cdot \varepsilon_L) + (\rho_s \cdot \varepsilon_s) \quad (2.24)$$

2.4. MODELOS HIDRODINAMICOS DE TANQUES AIRLIFT DE CIRCULACION INTERNA

Según los trabajos de Chisti y col.(23), la velocidad de circulación del líquido depende exclusivamente de la velocidad superficial del gas inyectado para un tanque airlift bifásico gas – líquido de circulación interna con una configuración y parámetros geométricos fijos y unas propiedades del líquido invariables.

Por el contrario, para un sistema geoméricamente similar y con la misma fase líquida pero con tres fases gas – líquido – sólido, la velocidad de circulación del líquido depende no sólo de la velocidad superficial del gas inyectado, si no también de la cantidad de partículas de sólido arrastrado o en suspensión.

Habitualmente, para describir la hidrodinámica de los airlift de tres fases se han tomado extensiones de modelos hidrodinámicos bifásicos gas – líquido donde las propiedades del líquido, tales como densidad o viscosidad, se modifican por la presencia de la fase sólida; y por lo tanto en realidad se considera como una fase pseudo – homogénea al conjunto de la mezcla de la fase sólida y líquida. Trabajando con esta aproximación se reproducen resultados aceptables cuando la relación entre las densidades de la fase sólida y líquida son próximas a la unidad, como sucede en muchos sistemas de mezcla biológicos donde la fase sólida esta constituida por biomasa de densidad muy próxima a la del líquido. Por el contrario, cuando la densidad de la fase sólida es apreciablemente mayor que la densidad de la fase líquida, las desviaciones observadas son considerablemente superiores.

2.4.1. MODELIZACION EN AIRLIFTS BIFASICOS GAS - LIQUIDO

Los reactores arilift bifásicos de circulación interna han sido objeto de un mayor número y más amplios estudios que los análogos sistemas trifásicos. De manera general, se puede afirmar que existe menor información acerca de los airlift de tres fases en comparación con el material disponible de sus homólogos bifásicos o de otros tipos de etapas de contacto con tres fases.

En todos los estudios realizados sobre sistemas airlift gas – líquido, se considera que la entrada de gas sobre la base del tanque es una expansión isotérmica realizada en el seno del líquido contenido en el tanque a través de la sección del tubo elevador. Parte de la energía aportada por la inyección del gas se disipa debido a la fricción de las fases gaseosa y líquida; lo que provoca turbulencias que están mayormente localizadas, por ser más intensas y numerosas, en las zonas superior e inferior de inversión de flujo en el reactor.

La fuerza impulsora para la circulación del líquido viene determinada por la diferencia de concentración de gas existente entre el tubo elevador y la corona. La presencia de gas hace que la densidad promediada para el conjunto de las fases dentro del tubo sea menor que en la zona de la corona originando así la diferencia de carga que provoca el movimiento de la corriente de circulación de líquido en el interior del tanque.

Conocidos los valores de la carga en el interior y en el exterior del tubo elevador, se realiza un balance de energías igualando estas diferencias de carga a las pérdidas de presión provocada por la circulación del fluido y de ahí se puede calcular la velocidad de circulación del líquido. Sin embargo, existen desacuerdos en la bibliografía sobre cuáles son los términos que dominan en la expresión de pérdida de carga por fricción. Hsu y Dudukovic (41) consideraron las pérdidas de las zonas superior e inferior de inversión del flujo y las pérdidas por fricción producidas en el tubo elevador y en la zona anular, mientras que Jones (42) contempló sólo las pérdidas producidas en las zonas superior e inferior de inversión del flujo, despreciando aquellas producidas en el resto del tanque.

Con estas mismas consideraciones, Chisti y col.(23) establecieron la siguiente ecuación interpretando un balance de energía sobre el sistema en el que la energía introducida en el tanque se igualaba a la energía disipada en el interior del mismo.

$$E_d = E_R + E_D + E_B + E_T + E_F \quad (2.25)$$

, donde el significado de cada término se enumera a continuación:

- E_d : Energía aportada al sistema por expansión isotérmica del gas.
- E_R : Energía disipada por las estelas que aparecen detrás de las burbujas en el conducto de elevación
- E_D : Pérdida de energía por estancamiento del gas en la zona anular.
- E_B : Pérdida de energía debida a la fricción en la salida del conducto elevador.
- E_T : Pérdida de energía debida a la fricción en la entrada del conducto elevador.
- E_F : Disipación de energía por fricción, tanto en el conducto elevador como a lo largo de la pared del tanque en el descenso de las fases.

La expresión final a la que llegaba era una ecuación en la cual la velocidad superficial de líquido en el interior del elevador variaba directamente con la raíz cuadrada de la altura del líquido y la diferencia de las fracciones de huecos entre el conducto de elevación y el de descenso, esto es, la fuerza impulsora; y en el denominador aparecían los diferentes términos de la energía de fricción tanto en la zona de descarga como en la zona inferior del elevador. El resto de los términos de pérdida por fricción eran de menor consideración y fueron despreciados.

$$U_{LR} = \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot H \cdot (\varepsilon_{GR} - \varepsilon_{GD})}{\left[\frac{K_T}{(1 - \varepsilon_{GR})^2} \right] + \left[K_B \cdot \left(\frac{S_R}{S_D} \right)^2 \cdot \left(\frac{1}{(1 - \varepsilon_{GR})} \right)^2 \right]}} \quad (2.26)$$

Esta correlación indica que para conocer la velocidad del líquido en el elevador se han de evaluar la fracción de fase gaseosa en el elevador y en la corona, así como los términos K_T y K_B .

Chisti (23) analizó la importancia relativa de las constantes K_T y K_B e indicó, después de comparar algunos trabajos de diferentes autores, que K_T es mucho menor que K_B y que este término puede ser correlacionado por medio de la siguientes expresión,

$$K_B = 11,40 \cdot \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^{0,79} \quad (2.27)$$

, reconociendo que existen trabajos como los de Bello (43) que no se pueden correlacionar con esta expresión.

Otra necesidad es la de conocer los valores de la fracción del gas en el elevador y en la corona, bien por vía experimental o bien por la aplicación de ecuaciones de correlación.

Así, en muchos trabajos se ha utilizado el modelo de flujo bifásico de deslizamiento de Zuber y Findlay (44), empleando las velocidades superficiales de gas y de líquido en el conducto de elevación.

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [C_A \cdot (U_{GR} + U_{LR})] + C_B \quad (2.28)$$

C_A es un parámetro empírico que permite conocer de forma aproximada la distribución del flujo bifásico. Así, cuando C_A posee valores iguales a la unidad, la distribución de las burbujas es uniforme en la sección del tubo, cuando dichos valores son inferiores las burbujas del gas se concentran en las zonas próximas a la pared del tubo y cuando los valores de dicha constante son superiores a la unidad, las burbujas de gas se sitúan en mayor medida sobre el eje del conducto elevador. que en las paredes del mismo. Por otra parte, se interpreta en este modelo que el parámetro C_B es la velocidad terminal de la fase gaseosa. En el trabajo experimental de Zuber y Findlay (44) se determinaron empíricamente los parámetros C_A y C_B resultando valores de 1,35 y 0,25 respectivamente, para flujo bifásico en tubos de 14 cm de diámetro.

En los trabajos de Merchuk (38) sobre este modelo de flujo bifásico de deslizamiento, también se determinaron las constantes C_A y C_B obteniéndose para cada una de ellas valores de 1,03 y 0,33 respectivamente cuando la suma de velocidades superficiales de líquido y gas en el elevador no fue superior a 1,4 m/s.

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

Para tanques airlifts de circulación interna, Hills (45) propuso una modificación de la ecuación de Zuber y Findlay (44) para sistemas aire – agua con velocidades de líquido en el tubo elevador superiores a 0,3 m/s,

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [1,35.(U_{GR} + U_{LR})^{0,93}] + 0,24 \quad (2.29)$$

Además, Hills (45) propuso también que en los casos en donde hay gas en el conducto de retorno, la fracción de gas en el mismo puede determinarse por alguna de estas ecuaciones,

$$\varepsilon_{GD} = 0,89.\varepsilon_{GR} \quad (2.30)$$

$$\varepsilon_{GD} = 0,79.\varepsilon_{GR} - 0,057 \quad (2.31)$$

$$\varepsilon_{GD} = 0,46.\varepsilon_{GR} - 0,024 \quad (2.32)$$

Cuando se tiene en consideración todas estas expresiones, se observa que la velocidad superficial del líquido en el elevador varía con la velocidad superficial del gas en el conducto; de ahí que en muchas publicaciones aparezcan diferentes gráficas que se han correlacionado con expresiones del tipo,

$$U_{LR} = \omega.U_{GR}^{\gamma} \quad (2.33)$$

en donde ω es un coeficiente dependiente de la geometría del airlift y de las propiedades del líquido, mientras que el exponente γ depende no solo de la geometría del sistema, si no también de las propiedades de líquido y gas.

A modo de resumen en la tabla 2.4.1. se recogen las fluctuaciones que presentan los valores del exponente γ y las variables de las que depende ω recogidos en los trabajos de algunos autores:

AUTORES	ω	γ
El – Gabbani (46)	$D_R, h, D_T, \rho_L, \mu_L.$	0,24 – 0,28
Sano – Mori (47)	$D_R, h, D_T, \rho_L, \varepsilon_{GR}.$	0,33 – 0,50
Chisti (23)	$D_R, h, D_T, \rho_L, \mu_L.$	0,50

Tabla 2.4.1.

Otros autores como Popovic y col.(48) correlacionaron la velocidad del líquido en función de la velocidad del gas en airlift bifásicos con líquidos no newtonianos introduciendo además factores geométricos del tanque, y obtuvieron la expresión siguiente:

$$U_{LR} = 0,23.U_{GR}^{0,32} \cdot \left(\frac{S_R}{S_T}\right)^{0,97} \cdot \mu^{-0,39} \quad (2.34)$$

Choi y Lee (49) obtuvieron una correlación análoga trabajando con líquidos newtonianos en sistemas bifásicos pero introduciendo un factor geométrico más, la relación entre altura del elevador y la altura del líquido; así llegaron a la expresión siguiente:

$$U_{LR} = 0,607.U_{GR}^{0,263} \cdot \left(\frac{S_R}{S_T}\right)^{0,593} \cdot \left(\frac{h}{H}\right)^{0,169} \quad (2.35)$$

2.4.2. MODELIZACION EN AIRLIFTS CON TRES FASES GAS – LIQUIDO - SOLIDO

Muchos autores intentaron explicar el comportamiento de un sistema de tres fases a partir de modelos bifásicos. Como una primera aproximación en la predicción de la velocidad de circulación en sistemas airlift de tres fases con circulación interna, se puede aplicar la ecuación 2.26 asumiendo como una única fase pseudo - homogénea la mezcla formada por la fase líquida y sólida. Para ello es necesario considerar que la densidad media de la mezcla líquido – sólido es uniforme a lo largo de todo el reactor.

Ahora bien, dado que en la expresión del modelo de Chisti y col.(23) expuesto en la ecuación 2.20, no se contempla la densidad de la fase continua pseudo-homogénea, debe deducirse que la concentración de sólidos en suspensión dentro del reactor no influye sobre la velocidad de circulación.

Sin embargo, es bien sabido que en los sistemas airlift con tres fases, para cada carga de sólidos, existe una velocidad superficial de gas por debajo de la cual el reactor se atasca y no existe circulación de fases a pesar de la diferencia de densidades entre el tubo y la zona anular. Por otra parte, investigaciones como las realizadas por Muroyama y col.(10), Fan y col.(14) o Bando y col.(27) demostraron que la velocidad de circulación se ve afectada por la adición de una tercera fase sólida.

Los trabajos de Schoutens y col.(50) se basaron en una extensión de un modelo matemático para sistemas airlifts bifásicos con el que se pretendía explicar un sistema airlift de tres fases considerando al sólido como un inerte que reduce la sección transversal disponible para la circulación del líquido y del gas. Con esta aproximación se llega a predicciones válidas para la concentración del gas con cargas de sólidos de muy bajos y estrechos rangos de valores y sin predecir las condiciones donde se produce el atasco o parada del reactor.

Otros autores como Wen-Jang Lu y col.(51) también ignoraron las condiciones en las que se producen los atascos en el airlift cuando a partir de un modelo matemático para reactores airlifts bifásicos pretendía predecir el comportamiento de sistemas análogos de tres fases.

Evidentemente, aproximaciones de sistemas bifásicos sobre sistemas de tres fases conllevan inherentemente inevitables desviaciones y pero consiguen simplificar considerablemente el tratamiento matemático de los resultados experimentales y pueden ser apropiadas para describir el comportamiento fluidodinámico de los mismos.

2.4.2.1. Modelo hidrodinámico de Livingston y Zhang

Este modelo considera que un sistema airlift de tres fases consta de dos secciones transversales, una determinada por el tubo elevador y otra determinada por la zona anular o corona. Debido a la diferencia de secciones entre estas dos zonas, las velocidades de arrastre del líquido son diferentes en cada una de ellas, provocando distintas densidades efectivas en la mezcla líquido – sólido.

Como en muchos de los modelos para sistemas bifásicos, la expresión matemática del modelo se obtiene identificando la totalidad de las pérdidas de carga producidas en el reactor con las producidas en la zona superior e inferior de inversión de flujo.

Por otra parte, en la elaboración de este modelo no se consideró la posible existencia de lechos fluidizados; y así era capaz de predecir cuando se producían los atascos en el reactor (lecho fijo) a partir de los parámetros mínimos que garantizan la existencia de un lecho circulante.

Con todo ello se obtiene en este modelo la expresión matemática siguiente:

$$U_{LR} = \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot H \cdot [\rho_{LSD} - (\rho_{LSR} \cdot (1 - \varepsilon_{GR}))]}{\left[\frac{\rho_{LSR} \cdot K_T}{(1 - \varepsilon_{GR} - \varepsilon_{SR})^2} \right] + \left[\rho_{LSD} \cdot K_B \cdot \left(\frac{S_R}{S_D} \right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \varepsilon_{SD})^2} \right]}} \quad (2.36)$$

Este modelo de tres fases propuesto por Livingsgton y Zhang **(9)** es una ampliación del modelo bifásico de Chisti **(23)** expuesto en la ecuación 2.20 a la que se añaden variables influyentes en el flujo con tres fases y que corrigen el efecto de la presencia de la fase sólida en el tanque. Estas variables son las densidades promediadas para la fase pseudo – homogénea líquido sólido en el conducto elevador y en la corona y la fracción de sólido en el tubo y en la zona anular y que se definen a continuación;

$$\rho_{LSR} = (\varepsilon_{SR} \cdot \rho_S) + (\varepsilon_{LR} \cdot \rho_L) \quad (2.37)$$

$$\rho_{LSD} = (\varepsilon_{SD} \cdot \rho_S) + (\varepsilon_{LD} \cdot \rho_L) \quad (2.38)$$

$$\varepsilon_{SR} = \frac{V_{SR}}{V_R} \quad (2.9)$$

$$\varepsilon_{SD} = \frac{V_{SD}}{V_D} \quad (2.12)$$

2.4.2.2. Modelo hidrodinámico de Wen-Jang Lu y col.

Wen-Jang Lu y col.**(51)** desarrollaron un modelo matemático para reactores con tres fases a partir de un modelo para gas - líquido, considerando como una fase pseudo - homogénea a la mezcla líquido - sólido.

Cuando se establece un balance de cargas en un sistema con tres fases, considerando los términos de pérdida en la zona superior e inferior de inversión, la fricción en el interior y en el exterior del tubo y las pérdidas por expansión isotérmica del gas en el líquido, se deduce;

$$[\rho_{LSD} \cdot \varepsilon_{LSD} - \rho_{LSR} \varepsilon_{LSR} - \rho_{GR} \cdot \varepsilon_{GR}] g \cdot H = \frac{1}{2} \cdot \rho_{LSD} \cdot U_{LD}^2 \cdot \left[\frac{(K_T + K_{fR})}{(1 - \varepsilon_G)^2} \left(\frac{S_D}{S_R} \right)^2 + (K_B + K_{fD}) \right] \quad (2.39)$$

Donde los coeficientes K_T y K_B son los coeficientes de pérdida por fricción en la zona superior y la zona inferior de inversión de flujo respectivamente, y las constantes de fricción en el tubo elevador y en la zona anular son K_{fR} y K_{fD} , que pueden ser evaluados de la siguiente forma:

$$K_{fR} = 4 \cdot f_R \cdot \frac{h}{D_R} \quad (2.40)$$

$$K_{fD} = 4 \cdot f_D \cdot \frac{H}{(D_T - D_D)} \quad (2.41)$$

Donde f_R y f_D son los factores de fricción para la zona correspondiente al tubo elevador y para la zona anular respectivamente y se evaluaron según la ecuación de Blasius que, si bien es válida para flujo monofásico, también resultó aplicable con pequeños errores al sistema experimental empleado por Wen-Jang Lu (51) dado que la concentración del gas en el tubo nunca es superior al 15% y cuando eso ocurría, la fricción realizada por la fase gaseosa se podía despreciar frente a la fricción originada por la fase continua que en ese caso era una fase pseudo – homogénea constituida por la mezcla líquido – sólido.

La ecuación de Blasius empleada para la determinación de los factores de fricción fue la siguiente:

$$f = 0,0791 \cdot \text{Re}_{LS}^{-0,25} \quad (2.42)$$

Para determinar el número de Reynolds en la fase pseudo – homogénea, se empleó una densidad promediada según las cantidades presentes de sólido y líquido y la viscosidad se determinó mediante la expresión de Oliver donde:

$$\mu_{SL} = \mu_L \cdot \left[\frac{(1 - 0,75 \cdot \varepsilon_S^{0,33})(1 - 2,15 \cdot \varepsilon_S)}{(1 - \varepsilon_S)^2} \right] \quad (2.43)$$

Por otra parte, para la estimación de los coeficientes de fricción K_T y K_B , se empleó el método desarrollado por Chisti y col.(23), donde se concluía que el K_B en un reactor airlift de circulación interna resulta siempre muy superior al K_T y por lo tanto este último resulta despreciable, mientras que el primero se correlacionaba por la expresión siguiente:

$$K_B = 11,4 \cdot \left(\frac{S_D}{S_T} \right)^{0,79} \quad (2.27)$$

2.4.2.3. Correlaciones para la predicción de la velocidad del gas, líquido o sólido y la fracción del gas o sólido en el elevador.

La predicción de la fracción de fase gaseosa existente en tubo elevador resulta siempre de gran interés dado que su valor multiplicado por la altura del líquido da como resultado la carga disponible para inducir la circulación interna de las fases dentro del sistema, siempre que la fracción gaseosa en el flujo de retorno sea nula, aspecto éste que es aplicable a los airlift de los denominados Pachuca o bien a equipos con una relación de diámetros de tubo elevador y tanque favorable a este último.

En los trabajos de Chisti (6) se encuentra una correlación empírica para la predicción de la fracción gaseosa en el conducto elevador en función del peso de sólido arrastrado en dicho tubo y que se recoge a continuación:

$$\varepsilon_{GR} = 0,65.U_{GR}^{0,603+0,078.C_s} \left(1 + \frac{S_D}{S_R}\right)^{-0,258} \quad (2.44)$$

En este sentido se puede destacar que modelos de predicción trifásicos como el realizado por Livingston y Zhang (9) consideran despreciable la fracción de la fase gaseosa presente en la corona dado que por debajo de una velocidad superficial de gas de 0,03 m/s dicha fracción no era perceptible y el posible error producido no afecta a la generalidad del modelo.

Cuando este análisis se extiende al flujo trifásico la forma de la ecuación del modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay (44) puede conservarse, considerando que la fase continua es la líquida y las dos fases discontinuas son la sólida y la gaseosa.

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [C_A.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + C_B \quad (2.45)$$

Autores como Bando y col.(27) correlacionaron con sus datos experimentales la fracción gaseosa en el tubo elevador y en la corona de manera independiente y en función de las velocidades superficiales de cada una de las tres fases que entran en juego, quedando la siguiente expresión:

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [1,1.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + 0,45 \quad (2.46)$$

Resulta evidente entender que debe existir una relación de causa a efecto entre el caudal de gas inyectado que se expande isotérmicamente en el sistema y el caudal de circulación inducido, aunque esta relación esté condicionada por los parámetros geométricos, propiedades de los fluidos y concentración, tamaño y densidad de la fase sólida presente.

En la bibliografía se pueden encontrar numerosos trabajos realizados en sistemas airlifts bifásicos, en los que se presentan curvas experimentales obtenidas para diferentes escalas en donde aparecen los caudales de ambas fases o las velocidades superficiales en cada uno de los ejes. Sin embargo, no existe fundamento teórico sobre las aportaciones de los balances de energía establecidos. En el trabajo de Douek - Livingston (52) se encuentra la mayor parte de las correlaciones empíricas que relacionan las variables influyentes en la

hidrodinámica de los sistemas airlifts con tres fases. Así, se encuentran en dicho trabajo correlaciones para las velocidades de gas y sólidos de forma análoga al modelo de deslizamiento desarrollado para flujo con tres fases que figura en la ecuación 2.45. En dicho trabajo, Douek - Livingston (52) determina dos correlaciones empíricas para la predicción de la velocidad superficial del gas y del sólido en el elevador, en las que el coeficiente C_B es función de la fracción de gas y de la fracción de gas y de sólido respectivamente, tal y como puede observarse en las expresiones 2.47, 2.48.a y 2.48.b.

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = 1,09.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR}) + 0,15.(1 - \varepsilon_{GR})^{-4,35} \quad (2.47)$$

$$\frac{U_{SR}}{\varepsilon_{SR}} = 1,07.(U_{SR} + U_{LR} + U_{SD}) - \left[0,079.(1 - \varepsilon_{SR})^{1,24} (1 - \varepsilon_{GR})^{-4,89} \right] \quad (2.48.a)$$

$$\frac{U_{SD}}{\varepsilon_{SD}} = 0,80.(U_{GD} + U_{LD} + U_{SD}) - 0,12.(1 - \varepsilon_{SD})^{-4,41} \quad (2.48.b)$$

2.4.3. PROPUESTA DE BALANCE DE ENERGIA MECANICA EN AIRLIFT CON TRES FASES

Como ya se ha indicado anteriormente, si se realiza un balance de presiones en los sistemas airlifts de circulación interna entre las zonas de elevación y de descenso, se comprueba que la fuerza que impulsa el movimiento de circulación de las fases se debe a la diferencia de presión existente entre las columnas de fluido anular y del elevador motivada por la diferente fracción de huecos en ambas zonas del reactor.

Esta diferencia de presión se invierte en fricción de superficie en los circuitos de elevación y descenso más la pérdida de presión a la entrada y salida del tubo elevador, debiéndose además añadir un término de pérdida de presión debido a la aceleración del líquido por la expansión del gas en el interior del tubo elevador. La nomenclatura adoptada para las expresiones de la propuesta del modelo de balance de energía en el interior de la etapa de contacto queda determinada por la figura 2.4.3.

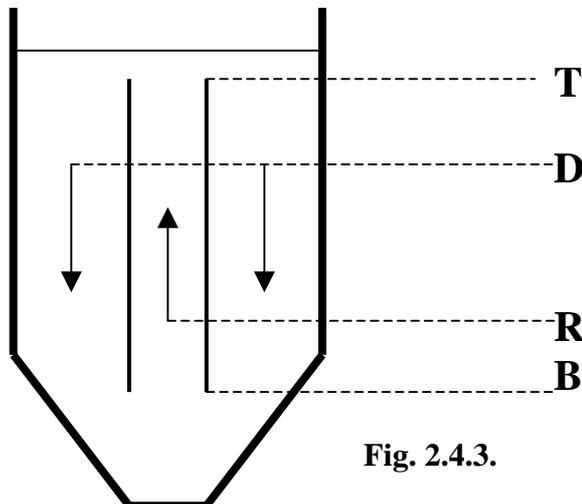


Fig. 2.4.3.

Igualando la diferencia de presión entre la zona del elevador y la zona anular o corona con las pérdidas de presión totales, se obtiene la siguiente expresión,

$$\Delta P = H \cdot g \cdot \left[\bar{\rho}_{LSD} - \left[\bar{\rho}_{LSR} (1 - \varepsilon_{GR}) \right] \right] = \Delta P_B + \Delta P_T + \Delta P_R + \Delta P_D + \Delta P_A \quad (2.49)$$

en la que cada término se corresponde con el siguiente significado:

- Pérdida de presión debida a la contracción en la entrada del conducto ΔP_B :

$$\Delta P_B = K_B \cdot \bar{\rho}_{LSR} \cdot (1 - \varepsilon_{GR}) \cdot \frac{U_{LSR}^2}{2} \quad (2.50)$$

- Pérdida de presión debida a la expansión en la salida del conducto ΔP_T :

$$\Delta P_T = K_T \cdot \bar{\rho}_{LSR} \cdot (1 - \varepsilon_{GR}) \cdot \frac{U_{LSR}^2}{2} \quad (2.51)$$

- Pérdida de presión debida a la fricción en el conducto ΔP_R :

$$\Delta P_R = 4 \cdot f_R \cdot \frac{L_R}{D_R} \cdot \left[(1 - \varepsilon_{GR}) \cdot \bar{\rho}_{LSR} \cdot \frac{U_{LSR}^2}{2} \right] \quad (2.52)$$

- Pérdida de presión debida a la fricción en la zona anular, ΔP_D :

$$\Delta P_D = 4 \cdot f_D \cdot \frac{L_D}{D_D} \cdot \left[\bar{\rho}_{LSD} \cdot \frac{U_{LSD}^2}{2} \right] \quad (2.53)$$

- Pérdida de presión debida a la aceleración en el interior del conducto, ΔP_A :

$$\Delta P_A = \bar{\rho}_{LSR} \cdot U_{LSR} \cdot \left[\frac{U_{LSR}}{(1 - \varepsilon_{GR})} - U_{LSR} \right] \quad (2.54)$$

De este modo quedaría la ecuación general de la siguiente forma:

$$H \cdot g \cdot \left[\bar{\rho}_{LSD} - \left[\bar{\rho}_{LSR} (1 - \varepsilon_{GR}) \right] \right] = \left[K_B \cdot \bar{\rho}_{LSR} \cdot (1 - \varepsilon_{GR}) \cdot \frac{U_{LSR}^2}{2} \right] + \left[K_T \cdot \bar{\rho}_{LSR} \cdot (1 - \varepsilon_{GR}) \cdot \frac{U_{LSR}^2}{2} \right] + \left[4 \cdot f_R \cdot \frac{L_R}{D_R} \cdot \left[(1 - \varepsilon_{GR}) \cdot \bar{\rho}_{LSR} \cdot \frac{U_{LSR}^2}{2} \right] \right] + \left[4 \cdot f_D \cdot \frac{L_D}{D_D} \cdot \left[\bar{\rho}_{LSD} \cdot \frac{U_{LSD}^2}{2} \right] \right] + \left[\bar{\rho}_{LSR} \cdot U_{LSR} \cdot \left[\frac{U_{LSR}}{(1 - \varepsilon_{GR})} - U_{LSR} \right] \right] \quad (2.55)$$

Al igual que en otros trabajos experimentales reseñados en la bibliografía se pueden desprestigiar los términos de disipación de la energía por fricción tanto en el tubo elevador como en la sección anular o corona, con lo que se simplifica la expresión de la siguiente forma:

$$H \cdot g \left[\bar{\rho}_{LSD} - \left[\bar{\rho}_{GLSR} (1 - \varepsilon_{GR}) \right] \right] = (K_B + K_T) \left[\bar{\rho}_{GLSR} (1 - \varepsilon_{GR}) \frac{U_{GLSR}^2}{2} \right] + \left[\bar{\rho}_{GLSR} U_{GLSR} \left[\frac{U_{GLSR}}{(1 - \varepsilon_{GR})} - U_{GLSR} \right] \right] \quad (2.56)$$

Si se compara término a término cada uno de los componentes de este balance energético con el modelo energético expuesto por Chisti (23), se pueden identificar fácilmente cada uno de los términos de ambos balances así como las simplificaciones que han sido realizadas.

A continuación se resumen las diferentes propuestas de modelo encontrados en la bibliografía para evaluar los coeficientes K_B y K_T .

Según la mayoría de los trabajos publicados en la bibliografía, las principales pérdidas energéticas producidas en un reactor airlift bifásico o con tres fases de circulación interna se verifican en las zonas superior e inferior de inversión de flujo. En los sistemas bifásicos se han determinado los coeficientes de pérdida asumiendo el comportamiento del flujo tanto como si se tratara de una sola fase homogénea o de dos fases independientes. Sin embargo, hasta el momento actual en los sistemas trifásicos gas – líquido – sólido, no existen aproximaciones bien desarrolladas para estimar las pérdidas en estos tipos de flujo. En los trabajos de Chisti y col.(23) se calculan, para sistemas bifásicos gas – líquido, los valores del coeficiente de pérdida para la zona inferior (K_B), asumiendo que el coeficiente de pérdida en la zona superior (K_T) es despreciable, y proponiendo una correlación para K_B (2.27) basada en la relación entre el área de la zona anular y el área entre el tubo y la base del reactor.

Ayazi Shamlou y col.(53) señalaron que las formas más significativas de disipación de energía en reactores airlift bifásicos gas – líquido son debidas al movimiento de ascenso de las burbujas que crean una estela de turbulencias en su zona posterior. Este efecto disipador de energía se hace más patente en las zonas superior e inferior de inversión de flujo. La cuantificación de estas pérdidas se realizó empleando expresiones previas tomadas de la bibliografía, sin indicar la mayor o menor importancia de la disipación de energía por las estelas de las burbujas en comparación con otras formas de disipación de la energía. Por otra parte, la concordancia entre su modelo de predicción de la velocidad de circulación del líquido y los resultados experimentales era totalmente dependiente del valor arbitrario adoptado para el coeficiente de pérdida en la inversión del flujo en la zona inferior (K_B).

Para sistemas airlift bifásicos de circulación externa, el parámetro K_B fue evaluado por autores como Bello (54) obteniendo valores de $6,09 \pm 0,96$; o Merchuk (55) obteniendo resultados de $5,43 \pm 0,13$; o Verlaan (22) con resultados de $1,81 \pm 0,08$. Por otra parte, tanto en los trabajos de los sistemas trifásicos de Livingston y Zhang (9) como en los estudios realizados para sistemas bifásicos de Chisti y col.(23), los coeficientes de pérdida en el reactor se estimaron eligiendo valores basados en una medida experimental fiable de las velocidades de circulación. Sin embargo, las expresiones obtenidas tan sólo se aproximan a los valores experimentales en reactores con parámetros y geometría similares.

En los estudios realizados por Fan y col.(14) se consiguió obtener una correlación para el factor de fricción total de un tanque airlift de circulación interna como una función del número de Reynolds. Para ello se empleó una ecuación modificada de Fanning habitualmente empleada en el estudio de las pérdidas de presión en sistemas monofásicos. Sin embargo, esta correlación no distingue entre las contribuciones relativas de las distintas regiones del tanque objeto de estudio.

En el presente Trabajo se ha evaluado la suma de los coeficientes de pérdida K_B y K_T , a partir de datos experimentales aplicados a la ecuación 2.56. Para ello, se realizó un análisis de regresión lineal de los datos donde se identificó la pendiente de la recta resultante con el valor de la suma de ambos coeficientes.

2.5. GRADO DE MEZCLA EN AIRLIFT CON TRES FASES

Como ya se ha mencionado, la dispersión de una fase gaseosa sobre el seno de una fase líquida o pseudo – homogénea líquido – sólido provoca, en la zona central del reactor, una corriente ascendente de flujo con tres fases en el que la formación de burbujas gaseosas arrastra a la fase continua y conjunta líquido – sólido que posteriormente retorna por las zonas periféricas del tanque. Esta es la razón por la que se ha evolucionado hacia la introducción de un tubo elevador en el eje central de estos tanques, lográndose así ordenar el sentido de circulación de la fase continua.

También se ha indicado anteriormente que en las zonas inmediatamente superiores a los dispositivos de inyección de gas se originan altas velocidades en la fase continua debido al fuerte arrastre producido por la expansión del gas. En el caso de que el tanque no estuviera provisto de un tubo elevador central, se produciría un cono invertido que se relaciona con la difusión de la cantidad de movimiento debido a través de un chorro sumergido. Esta circunstancia hace que los perfiles de velocidad tengan una amplia distribución espacial pero que sean de pequeño valor en su módulo, tanto más cuanto más se alejen de la zona de dispersión. Es precisamente en el seno de ese cono donde se localiza un flujo de tres fases con la mayor zona de turbulencia del reactor y por tanto de mayor homogeneización.

Cuando al tanque se le dota de un tubo elevador central se mantiene una zona de flujo con tres fases a lo largo del interior del conducto de elevación, de forma que no hay contribución de importancia a la mezcla en esta zona. Por otra parte, se provoca una turbulencia elevada al trasladarse la aparición del chorro, en forma de tronco de cono, a la zona superior del tanque comprendida entre la finalización del conducto y la superficie libre del líquido. Esto se debe a que en esta zona se produce el desprendimiento de la fase gaseosa y el cambio en la dirección del flujo de la fase pseudo – homogénea líquido – sólido, y todo ello en un espacio muy reducido correspondiente a la diferencia de altura entre el punto superior del tubo y la superficie libre del reactor.

Un modelo simplista del flujo en este tipo de etapas de contacto de tres fases con conducto de elevación, podría resumirse como la suma de dos zonas de contribución a la mezcla y homogeneización; la primera correspondería a la zona superior del tanque donde se localiza una fuerte mezcla por el desarrollo de elevadas turbulencias y una segunda zona de menor contribución a la homogeneización del sistema y que correspondería a las zonas donde se produce la circulación de la fase pseudo – homogénea.

En el momento actual existen muy pocos trabajos que traten sobre los modelos de flujo en tanques airlift. Por otra parte, éstos solo estudian sistemas de tipo bifásico y además solamente unos pocos evalúan los parámetros que determinan el flujo en este tipo de etapas de contacto. Esta circunstancia contrasta con el tratamiento que se da al estudio de modelos de flujo en etapas de contacto de agitación mecánica.

Por este motivo, se harán referencias continuas sobre este tipo de tanques y de manera especial en lo que hace referencia a la contribución a la mezcla, tanto en la zona de turbulencia máxima próxima al agitador como a la contribución que a la misma realiza la circulación inducida a lo largo de todo el tanque.

Como es bien sabido, en un sistema airlift de circulación interna puede distinguirse una fracción de volumen próxima a la zona de descarga del conducto de elevación en la que se observa alta turbulencia y por lo tanto una fuerte contribución de flujo de mezcla. También puede existir una contribución del flujo pistón debido a la circulación que se establece en la fase pseudo - homogénea líquido - sólido, y finalmente también pueden existir fracciones de volúmenes muertos debido a zonas de remanso o regiones de estancamiento de fases.

Por todo ello, se abordará el estudio del grado de mezcla de las fases en sistemas airlift realizando las analogías correspondientes con los modelos observados en la bibliografía sobre tanques agitados mecánicamente.

En la bibliografía se describen diferentes técnicas de trazadores por impulso como el caso del modelo desarrollado por Levenspiel y col. (56), o bien en el empleo de trazadores continuos como los modelos desarrollados por Ando y col. (57), Van de Vusse (58), o Henzler y col. (59) para sistemas agitados mecánicamente o Wendt (60) para columnas de burbujeo.

De manera general, los modelos encontrados en la bibliografía se pueden clasificar como modelos de uno o de dos parámetros según evalúen la fracción de volumen con contribución de flujo de mezcla en exclusiva o con flujo de mezcla y flujo pistón.

Para sistemas agitados mecánicamente, Levenspiel y col. (56) desarrollaron un modelo basado en el empleo de trazador de impulso dentro de un sistema cerrado formado por un tanque con flujo pistón y varios tanques con flujo de mezcla en serie, obteniendo mediante una ecuación de balance la expresión que daría la señal sinusoidal amortiguada del trazador definiendo una variación de la amplitud de dicha señal que decae con el tiempo mediante la expresión siguiente:

$$A = 2.e^{-2\pi^2 \frac{t}{N_T.T}} \quad (2.57)$$

, siendo N_T el número de tanques en serie, lo que permite cuando se representa la amplitud frente al tiempo adimensional t/T en una representación semilogarítmica obtener una línea constante, siempre que se tome como valor paramétrico el número de tanques en serie.

Otro de los modelos de flujo de agitación mecánica, que pueden ser de aplicación a los sistemas airlift de circulación interna, sería el que han propuesto Ando y col. (57) basándose en el empleo de trazador continuo y que presupone

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

diferentes modelos de flujo de mezcla con flujo cruzado entre las diferentes zonas del reactor. Considerando, como caso más simple, un único agitador en el tanque se observarían dos zonas perfectamente mezcladas que intercambian caudal entre sí. De este modo si existieran un número m de agitadores, estos determinarían un número $m+1$ de zonas perfectamente mezcladas intercambiando caudal de fluido dos a dos. Este modelo establece para todas las zonas consideradas como con flujo de mezcla completa, las siguientes ecuaciones de balance:

$$\text{Zona } 1: \quad \frac{V_m}{m+1} \cdot \frac{dc_1}{dt} = Q_m \cdot (c_2 - c_1) \quad (2.58)$$

$$\text{Zona } j: \quad \frac{V_m}{m+1} \cdot \frac{dc_j}{dt} = Q_m \cdot (c_{j-1} - 2c_j + c_{j+1}) \quad (2.59)$$

$$\text{Zona } m+1: \quad \frac{V_m}{m+1} \cdot \frac{dc_{m+1}}{dt} = Q_m \cdot (c_m - c_{m+1}) \quad (2.60)$$

En estas ecuaciones V_m es el volumen de líquido en un tanque con m agitadores; c es la concentración media de trazador en cada zona del tanque; t representa la variable tiempo; y el Q_m es el caudal de líquido que contribuye a la mezcla en todo el tanque.

Al aplicar las condiciones iniciales siguientes donde Θ es el tiempo adimensional,

$$\begin{aligned} \Theta &= 0 \\ c_1 &= 1 \\ c_j &= c_{m+1} = 0 \end{aligned} \quad (2.61)$$

, se obtienen expresiones dependientes del valor m recurriendo a desarrollos en serie de las exponenciales, de modo que el primero de los términos suele tener más peso que los restantes. Por ejemplo, para un valor $m=5$, se obtiene la siguiente expresión:

$$c_1 - c_6 = \left[\frac{(2 + 3^{1/2})}{6} \cdot e^{\left[-6(2-3^{1/2}) \frac{Q_5}{V_5} \cdot \Theta \right]} \right] + \left[\frac{1}{3} \cdot e^{-12 \frac{Q_5}{V_5} \Theta} \right] + \left[\frac{(2 - 3^{1/2})}{6} \cdot e^{\left[-6(2+3^{1/2}) \frac{Q_5}{V_5} \cdot \Theta \right]} \right] \quad (2.62)$$

Por otra parte, Van de Vusse (58) propuso un modelo de tres parámetros para los sistemas de agitación mecánica, extrapolable a sistemas airlift, en el que se incluían tres fracciones de volumen de comportamiento diferente dentro del tanque. La primera de estas fracciones correspondería a un modelo de flujo pistón; la segunda correspondería a un modelo de flujo de mezcla completa dentro de la cual podría existir una porción de volumen muerto o estancado; y por último la tercera zona correspondiente a un volumen de fluido en cortocircuito. La cita bibliográfica resuelve el sistema planteado para un número

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

de tanques comprendido entre 1 y 4; y en la misma se puede revisar para cada situación, la forma de obtener todos y cada uno de los parámetros.

En 1991 Henzler y col, (59) propusieron un modelo de dos parámetros aplicado en tanques agitados mecánicamente para sistemas líquido – gas, en el cual se hacía una división del volumen del tanque de forma que se distinguía una zona de volumen muerto, una zona de flujo de mezcla completa y una zona con intercambio de flujo cruzado entre el de mezcla y este último adyacente. La determinación experimental de los parámetros que definen dicho modelo fue realizada operando con trazador térmico continuo en un depósito, con mezcla perfecta, que contenía la misma cantidad de líquido que la que albergaba el sistema a analizar.

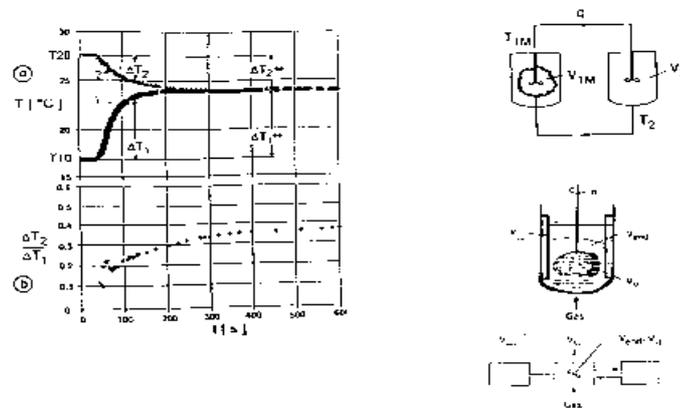


Figura 2.5.

En condiciones de régimen estacionario o para un tiempo igual a infinito, se alcanza la estabilidad de las variables o condición de equilibrio en el balance de energía siguiente donde V_{end} es el volumen que participa en la mezcla; V_2 es el volumen del segundo tanque; ΔT_2 y ΔT_1 son la variación de la temperatura en el tanque 2 y en el tanque 1 respectivamente; T_{1M} es la temperatura inicial en el tanque 1M; y Q_g el caudal volumétrico de gas.

$$t = \infty$$

$$V_{end} = V_2 \cdot \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)_{\infty} \quad (2.63)$$

$$V_2 \cdot \frac{dT_2}{dt} = (T_{1M} - T_2) Q_g \quad (2.64)$$

La correspondiente ecuación de balance queda como figura en la ecuación 2.65.

$$V_{1M} \cdot \frac{dT_{1M}}{dt} = (T_{10} - T_{1M}) V \quad (2.65)$$

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

Donde V_{1M} es volumen del tanque mezclado; y T_{10} es la temperatura inicial del líquido frío. De este modo, imponiendo las siguientes condiciones de contorno o situaciones límite.

$$(T_{20} - T_2)V_2 = (T_{1M} - T_{10})V_{1M} \quad (2.66)$$

$$t = \infty$$

$$T_{1M} = T_2 = \bar{T}$$

Donde T_{20} es la temperatura inicial del líquido caliente; \bar{T} temperatura media de equilibrio. De este modo se obtiene la siguiente expresión como solución:

$$\frac{\bar{T} - T_{1M}}{\bar{T} - T_{10}} = \frac{T_2 - \bar{T}}{T_{20} - \bar{T}} = \exp\left[\frac{V_2 - V_{1M}}{V_{1M}} \cdot Q_g \cdot \frac{t}{V_2}\right] \quad (2.67)$$

, donde el valor V_{1M} representa el volumen de flujo de mezcla perfecta; y el V_{end} , se deduce a partir del gráfico de temperatura y de la ecuación 2.63, donde V_2 es un valor conocido. Es obvio que la evaluación del volumen muerto dentro del reactor queda determinada como la diferencia del volumen total del tanque y el V_{end} .

Otro autor que presenta un estudio sobre el flujo en los sistemas bifásicos es Wendt (60); que muestra un análisis del flujo para columnas de burbujeo con diámetros de hasta 1 m y con alturas de 9,8 m; alcanzando velocidades superficiales de gas de 0,85 m/s y empleando como técnica experimental la de trazadores térmicos. El modelo que empleó fue el de dispersión de balance energía sobre un elemento diferencial a lo largo de una única dirección, la altura.

A la vista de las singularidades de los modelos que se han comentado y con vistas a su extrapolación a los tanques airlifts de tres fases, se ha creído convenientes proponer un modelo un modelo sencillo que permita analizar el comportamiento del mezclado tanto de la fase líquida como de la sólida.

De la información bibliográfica que se ha recogido sobre este tema y como propuesta de modelo para la evaluación de la fracción de volumen del tanque que contribuye a la homogeneización del mismo con flujo de mezcla, se puede indicar lo siguiente:

Si se emplea una técnica de trazador en continuo, conviene definir una concentración adimensional de trazador como la relación entre la concentración del trazador en cada momento frente a la concentración máxima de trazador o concentración a tiempo infinito.

$$F = \frac{C}{C_o} \quad (2.68)$$

2. Etapas de contacto por agitación neumática tipo airlift

Se puede decir que $1-F$ indica la proporción relativa de homogeneización que se ha llevado a cabo en ese momento en el tanque como consecuencia del movimiento del fluido en su interior.

El tiempo medio de residencia será el necesario para recircular todo el volumen del tanque para un caudal de líquido determinado. A partir de este se definirá un tiempo adimensional, expresado como el cociente entre el tiempo y el tiempo medio de residencia anteriormente definido como;

$$t_A = \frac{t}{\frac{V_T}{Q_C}} \quad (2.69)$$

Si se considera que la participación del flujo de mezcla para lograr la homogeneización se produce en una sola etapa, la función F que la define viene dada por la siguiente ecuación que se deduce del correspondiente balance para el trazador, evaluándose el volumen que se emplea en la mezcla, V_M .

$$F = \frac{C}{C_0} = 1 - e^{-\frac{t}{V_M/Q_C}} = 1 - e^{-\frac{t_A V_T}{V_M}} = 1 - e^{-\frac{t_A}{f(V_M)}} \quad (2.70)$$

, por tanto se puede calcular la fracción de volumen de mezcla $f(V_M)$ o proporción relativa del volumen homogeneizado por flujo de mezcla frente al total aplicando la expresión siguiente,

$$1 - F = e^{-\frac{t_A}{f(V_M)}} \quad (2.71)$$

Dependiendo del tipo de curva de respuesta del trazador obtenida, se comprobará si hay o no hay contribución de una cierta fracción de ese volumen del tanque con comportamiento de flujo pistón y el resto, se le asignará como fracción de volumen contributivo prácticamente estancado, ya que;

$$V_T = V_M + V_P + V_d \quad (2.72)$$

, o que

$$1 = f(V_M) + f(V_P) + f(V_d) \quad (2.73)$$

CAPÍTULO 3

INSTALACIONES Y TÉCNICAS INSTRUMENTALES

3.1. INTRODUCCIÓN

En el presente capítulo se describirán la instalación y los equipos con los que se llevó a cabo el trabajo experimental haciendo referencia tanto a las variantes de diseño como a las variantes de operación ensayadas; así como las técnicas empleadas para la medida de la concentración de sólidos, fracción de huecos producidos por las burbujas de aire en el tanque y la velocidad de circulación de líquido. El calibrado de los equipos de medida del caudal de aire y de la concentración de sólidos también se describirán a continuación.

3.2. INSTALACIÓN EXPERIMENTAL

El trabajo experimental se realizó a escala de Planta Piloto empleando el sistema aire – agua - sólido; habiéndose utilizado sólidos de naturaleza diferente y varios tamaños.

Se empleó un único tanque de geometría cilíndrica con base tronco cónica para toda la experimentación. Las dimensiones del mismo quedan definidas en la siguiente figura 3.2.a.

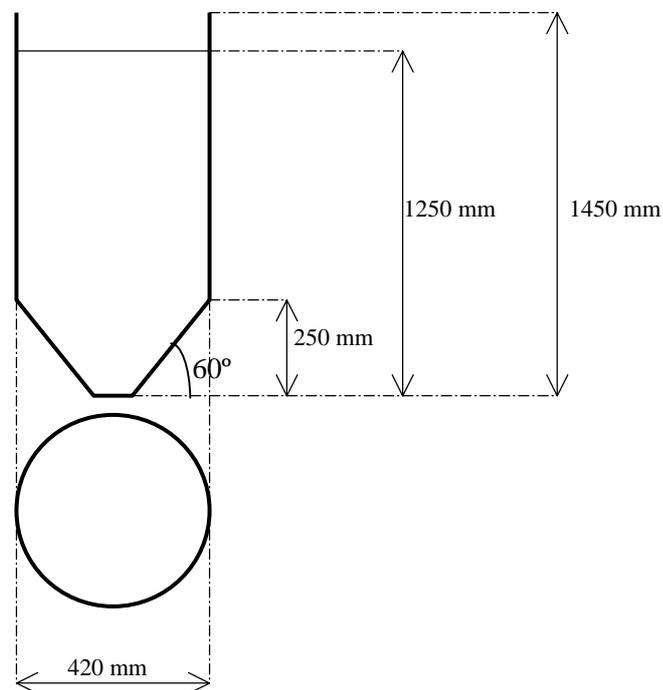


Figura 3.2.a.

En la figura 3.2.b se observa el aspecto general de toda la instalación, pudiéndose apreciar el tanque empleado, el equipo de adquisición de datos y el sistema de control del caudal de aire inyectado. A continuación se describirán detalladamente cada una de las partes de que consta la instalación así como los calibrados de los equipos de medida.

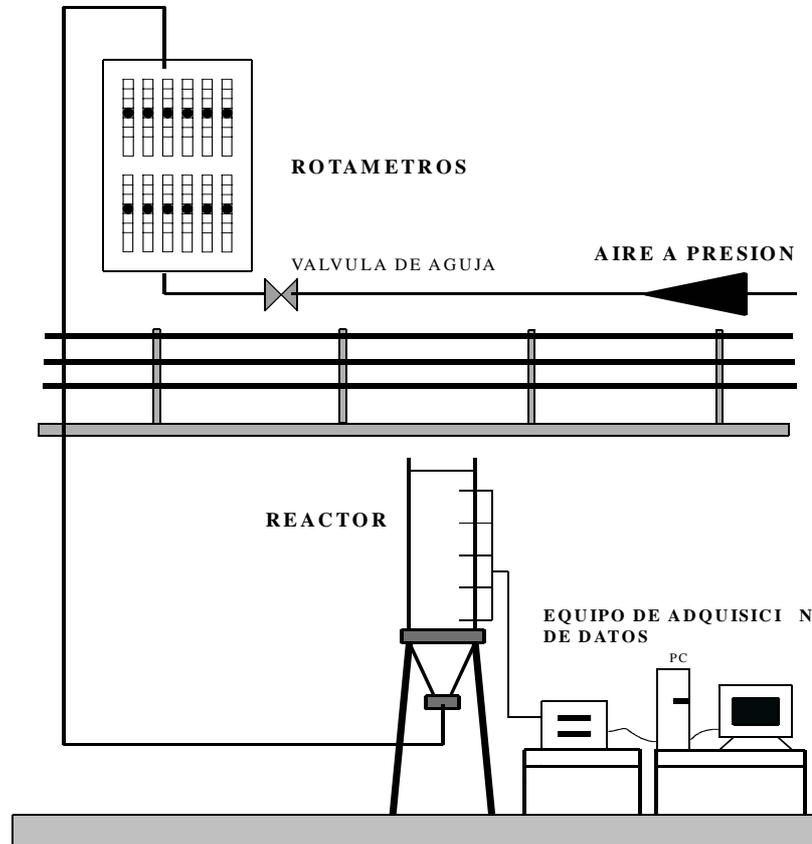


Figura 3.2.b.

3.2.1. CIRCUITO DE IMPULSIÓN DE AIRE Y VARIABLES DE OPERACIÓN

Los caudales de aire empleados se seleccionaron desde la línea de aire comprimido que da servicio a la Planta Piloto y que proporciona aire filtrado a una presión absoluta de 8 kgf/cm^2 . Los caudales de aire se inyectaban en el equipo de simulación mediante una placa con 12 agujas de 1 mm de diámetro situadas en el fondo del tanque y perpendiculares a este; dispuestas sobre un perímetro de circunferencia de 30 mm de diámetro, tal y como se muestra en la figura siguiente:

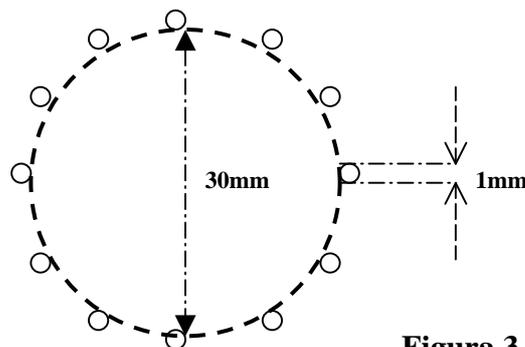


Figura 3.2.1.a.

Los caudales de aire se controlaban mediante una válvula de aguja y se cuantificaban mediante un sistema, previamente calibrado, de 12 rotámetros. La sobrepresión a la que se realizaba la inyección de aire en el tanque quedaba indicada por la presencia de un manómetro de mercurio abierto a la atmósfera situado entre la toma de aire y los rotámetros.

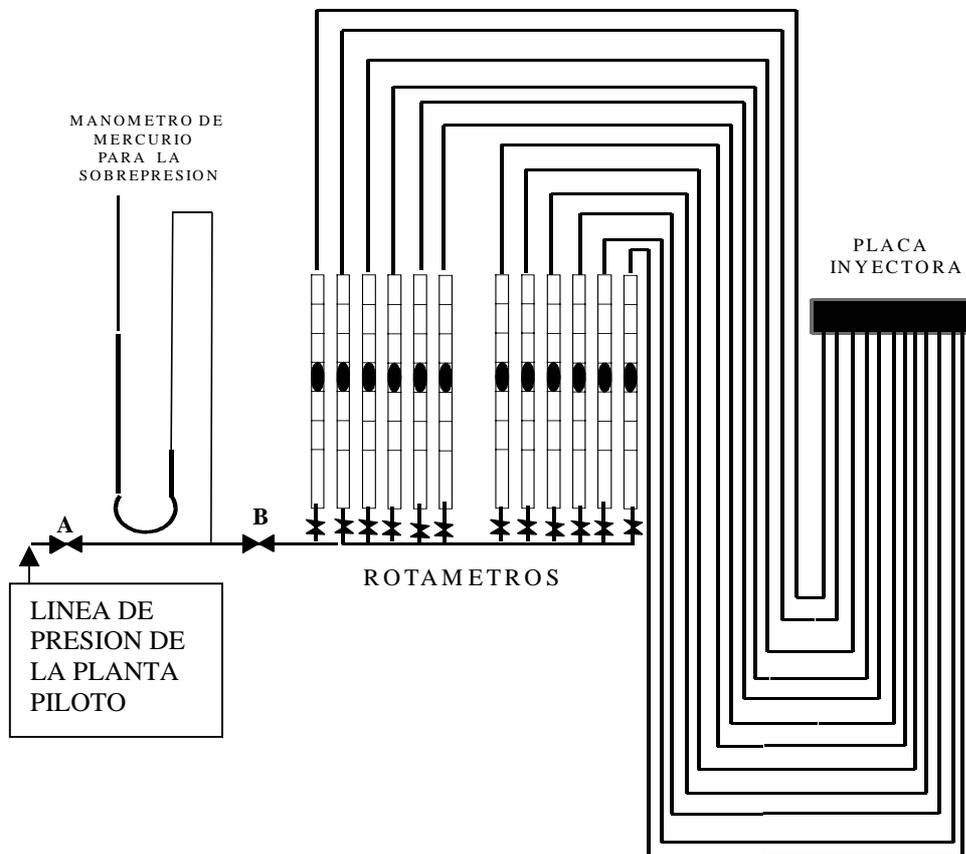


Figura 3.2.1.b

En este circuito de aire, una válvula de compuerta, **A**, abría o cerraba la instalación del circuito general. La regulación fina del caudal a inyectar se efectuaba mediante una válvula de aguja, **B**, que permitía el paso del aire hasta el conjunto de 12 rotámetros; cada uno de los cuales estaban equipados con su correspondiente válvula de aguja lo que permitía unificar el caudal de cada una de las 12 vías que conducen a 12 boquillas inyectoras situadas en la placa basal del reactor.

3.2.1.1. Calibrado del sistema de medida de caudal de aire. Calibrado de los rotámetros

El calibrado de los rotámetros fue suministrado por el propio fabricante aunque se efectuó una comprobación de dicho calibrado mediante la instalación indicada en la figura 3.2.1.d. La instalación constaba de una tubería de 54 mm de diámetro interior en vidrio y, una vez calibrado su volumen, fue conectada por su extremo inferior a un recipiente que contenía una disolución jabonosa, de forma que cuando pasaba un caudal de aire se producía un frente de burbujas

que ascendía por el tubo de vidrio con una velocidad proporcional al caudal de aire que pasaba. Supuesto un flujo pistón en el desplazamiento de los frentes del tensioactivo a través del tubo y conocido el volumen del mismo, se podía determinar el caudal de paso de aire mediante la medida del tiempo empleado en la circulación del frente a lo largo del tubo.

La experimentación se repitió para distintos caudales de aire tomando siempre los tiempos de paso y las alturas marcadas por los flotadores; que por otra parte eran idénticas en todos los rotámetros para los mismos caudales, logrando así una curva de calibrado por ajuste de regresión al representar el caudal volumétrico de aire en m^3/s frente a la posición de los flotadores en mm.

H señales en rotámetros	Qg (m^3/s)
2	0.000042
3	0.000058
4	0.000083
5	0.000117
6	0.000150
7	0.000196
8	0.000237
9	0.000271
10	0.000317
11	0.000354
12	0.000396
13	0.000446
14	0.000483
15	0.000525
16	0.000583
17	0.000633
18	0.000675
19	0.000750
20	0.000825

Tabla 3.2.1.1.

La ecuación de calibrado fue de la forma $Q_G = A \cdot H^B$ donde Q_G es el caudal volumétrico de aire en m^3/s y H la altura a la que se encuentran los flotadores de los rotámetros al paso de aire medido en mm.

La ecuación de calibrado resultó ser, después del ajuste:

$$Q_G = 1,42 \cdot 10^{-5} \cdot H^{1,34} \quad R^2 = 0,997 \quad (3.1)$$

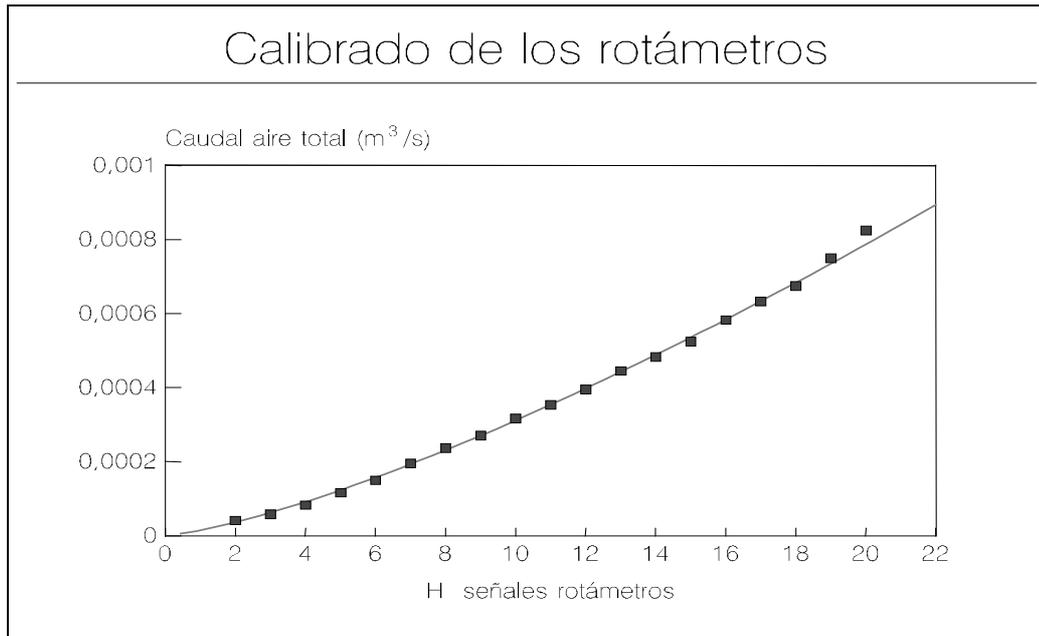


Figura 3.2.1.c

Los caudales de gas que aparecen en los calibrados y sus ecuaciones correspondientes están medidos en condiciones atmosféricas de presión de media 700 mm Hg y temperatura de 20°C; la densidad del aire toma entonces un valor de 1,104 kg/m³. Los caudales de aire se ven modificados en la instalación experimental como consecuencia de la sobrepresión a la que se trabaja, que se mide con un manómetro diferencial de mercurio que tiene una rama abierta a la atmósfera y la otra conectada a la línea de inyección de aire en el tanque. Por lo tanto es necesaria la correspondiente corrección en la expresión del calibrado de los caudales volumétricos por medio de un factor que modifica la expresión de la siguiente forma;

$$Q_{G\text{ corregido}} = Q_G \cdot \sqrt{\frac{700 + p}{700}} \quad (3.2)$$

, siendo p la sobrepresión del aire en mm Hg y las unidades de los caudales de gas en m³/s.

Estos caudales de gas medidos en las condiciones experimentales se referían posteriormente a las condiciones normales de presión y de temperatura (760 mm Hg y 0°C), condiciones en las que la densidad del aire es de 1,2858 kg/m³. La conversión de los caudales de aire se efectuaba por medio de la expresión:

$$Q_{G(C.N.)} = Q_G \cdot \frac{\rho_{G \ 20^\circ C \ 700mmHg}}{\rho_{G \ 0^\circ C \ 760mmHg}} = Q_G \cdot \frac{1,1040}{1,2858} \quad (3.3)$$

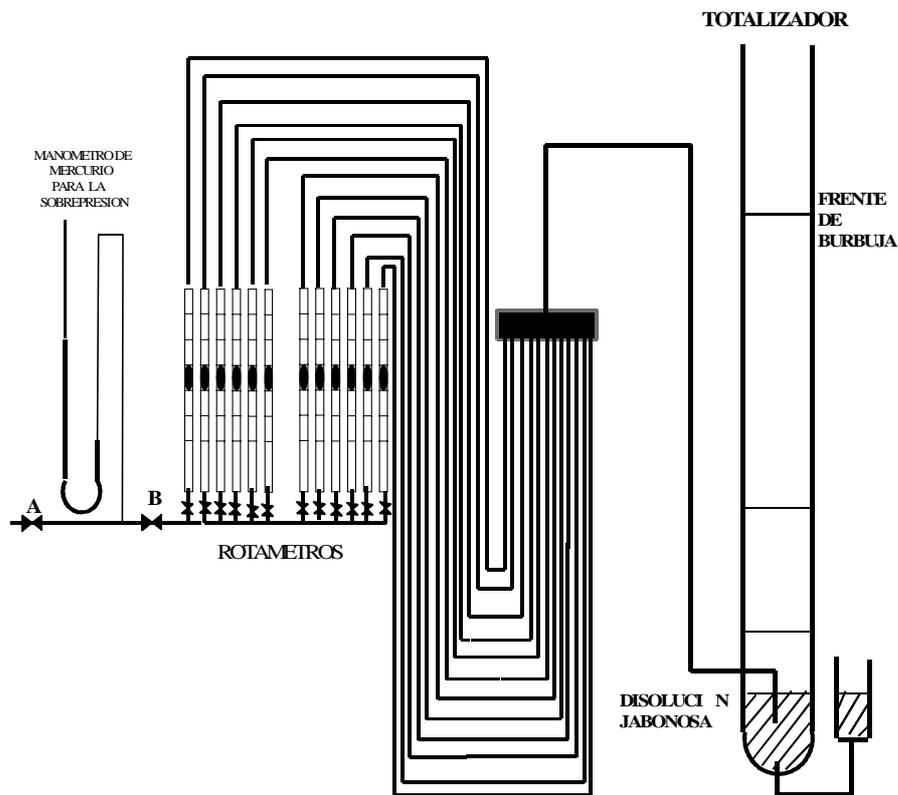


Figura 3.2.1.d

3.2.1.2. Caudales de operación.

Se emplearon los siguientes 7 caudales volumétricos fijos en cada uno de los ensayos experimentales realizados:

Caudal Volumétrico	Q_1						
$\text{m}^3 \cdot 10^{-4}$	1,35	1,78	2,51	3,81	4,84	6,00	7,70

3.2.1.3. Concentración de sólidos como variable de operación.

Se dispuso un número de concentraciones diferentes en cada tipo de sólido, con incrementos de variación de un 1% en volumen de concentración de sólidos sobre el volumen total del reactor.

Para observar la influencia de la densidad y del tamaño de las partículas sólidas en el sistema, se trabajó con 3 tipos de sólidos diferentes; partículas cilíndricas de poliestireno, esferas de vidrio denominado C y esferas de vidrio denominado 30, que se describen en el apartado 3.2.2 de la presente memoria. Las concentraciones empleadas en tanto por ciento sobre el volumen total del reactor quedan definidas en la tabla siguiente:

Tipo de sólido	Concentraciones ensayadas
Poliestireno	Del 1% al 8% (con incrementos del 1%)
Vidrio C	Del 1% al 7% (con incrementos del 1%)
Vidrio 30	Del 1% al 6% (con incrementos del 1%)

3.2.2. VARIABLES DE DISEÑO.

En el estudio experimental se modificaron las siguientes variables de diseño:

- Naturaleza y tamaño de partículas sólidas.
- Configuración de los conductos elevadores.

3.2.2.1. Naturaleza y tamaño de las partículas sólidas.

Se trabajó con tres tipos diferentes de partículas sólidas que se describen a continuación:

- Poliestireno: Partículas cilíndricas de 3 mm de diámetro de base por 3 mm de altura. La densidad absoluta de dichas partículas es de 1 g/cm^3 .
- Vidrio tipo C: Partículas esféricas de radio comprendido entre 0,25 y 0,42 mm con una densidad absoluta de $2,6\text{ g/cm}^3$. Con el tamizado de estos sólidos se comprobó que el 22% de los mismos tenían entre 0,42 y 0,40 mm de diámetro, que el 68% tenían entre 0,40 y 0,30 mm de diámetro y el 10% entre 0,30 y 0,25 mm de diámetro. El diámetro promediado resultante fue 0,35 mm.
- Vidrio tipo 30: Partículas esféricas de radio entre 1,00 y 1,41 mm con una densidad de $2,6\text{ g/cm}^3$. Con el tamizado se comprobó que el 50% de los sólidos tenían un diámetro comprendido entre 1,41 mm y 1,25 mm mientras que el otro 50% lo tenía comprendido entre 1,25 y 1,00 mm. El diámetro promediado es de 1,22 mm.

3.2.2.2. Configuración de los conductos elevadores.

La importancia del tipo de configuración de los elevadores se encuentra en que los distintos diámetros empleados provocan distintas fracciones de gas en su interior para un mismo caudal ensayado. Por otra parte las distintas longitudes ensayadas en los elevadores provocaba una variación de la presión contra la que se descargaba el flujo del elevador sobre la zona superior de inversión del flujo.

Así se empleó como variable de diseño cuatro distintos diámetros (44, 82, 125 y 240 mm) y dos longitudes diferentes de conducto (630 y 1050 mm), y además también se operó sin ningún tipo de tubo elevador.

3.2.3. CLAVES DE IDENTIFICACIÓN DE LA CONFIGURACIÓN DE ENSAYOS.

La nomenclatura empleada para la denominación de los ensayos se proyectó en primer lugar en función de las variables de diseño y en segundo lugar en función de las de operación siguiendo el siguiente orden:

1°.- Diámetro de conducto (*44* para 44 mm, *82* para 82 mm, *125* para 125 mm, *240* para 240 mm y *DL* para ensayos sin tubo).

2°.- Longitud del conducto elevador (*L* para 1050 mm y *C* para 630 mm).

3°.- Tipo de sólido (*PL* para el poliestireno, *C* para el vidrio tipo C y *30* para el vidrio tipo 30)

4°.- Concentración de sólidos totales en el reactor (*1* para el 1%, *2* para el 2%, *3* para el 3%, *4* para el 4%, etc.,)

5°.- Caudal de aire inyectado (*1* para el $1,85 \cdot 10^{-4}$ m³/s, *2* para $2,38 \cdot 10^{-4}$ m³/s, *3* para el $3,29 \cdot 10^{-4}$ m³/s, *4* para el $5,16 \cdot 10^{-4}$ m³/s, *5* para el $6,62 \cdot 10^{-4}$ m³/s, *6* para $8,16 \cdot 10^{-4}$ m³/s y *7* para el $1,062 \cdot 10^{-3}$ m³/s).

Por ejemplo, un ensayo realizado con una configuración en la que se empleó un tubo de 44 mm de diámetro, con una longitud de 630 mm, en el que se emplearon partículas de poliestireno en una cantidad total del 3% sobre el volumen total del tanque y con un caudal de aire de $8,16 \cdot 10^{-4}$ m³/s, recibió la denominación de 44CPL36.

Análogamente, el ensayo denominado 82L3047 corresponde al realizado con un tubo de 82 mm de diámetro, 1050 mm de longitud, con partículas de vidrio grueso en un 4% de volumen sobre el total del tanque y con un caudal de aire de $1,062 \cdot 10^{-3}$ m³/s.

En las siguientes tablas se resumen todas las configuraciones de los ensayos, recogiendo tanto variables de diseño como variables de operación, para cada tipo de partículas sólidas empleadas, así como las claves o nomenclatura utilizada para su identificación.

Así, para las partículas de poliestireno se realizaron ensayos con las siguientes configuraciones de variables:

CLAVES DE LOS ENSAYOS REALIZADOS CON PARTICULAS DE POLIESTIRENO									
DIAMETRO (mm)	LONGITUD (mm)	% SÓLID	CAUDALES ENSAYADOS						
			Q ₁	Q ₂	Q ₃	Q ₄	Q ₅	Q ₆	Q ₇
44	Largo (1050)	1%	44LPL11	44LPL12	44LPL13	44LPL14	44LPL15	44LPL16	44LPL17
		2%	44LPL21	44LPL22	44LPL23	44LPL24	44LPL25	44LPL26	44LPL27
		3%	44LPL31	44LPL32	44LPL33	44LPL34	44LPL35	44LPL36	44LPL37
		4%	44LPL41	44LPL42	44LPL43	44LPL44	44LPL45	44LPL46	44LPL47
		5%	44LPL51	44LPL52	44LPL53	44LPL54	44LPL55	44LPL56	44LPL57
		6%	44LPL61	44LPL62	44LPL63	44LPL64	44LPL65	44LPL66	44LPL67
		7%	44LPL71	44LPL72	44LPL73	44LPL74	44LPL75	44LPL76	44LPL77
		8%	44LPL81	44LPL82	44LPL83	44LPL84	44LPL85	44LPL86	44LPL87
	Corto (630)	1%	44CPL11	44CPL12	44CPL13	44CPL14	44CPL15	44CPL16	44CPL17
		2%	44CPL21	44CPL22	44CPL23	44CPL24	44CPL25	44CPL26	44CPL27
		3%	44CPL31	44CPL32	44CPL33	44CPL34	44CPL35	44CPL36	44CPL37
		4%	44CPL41	44CPL42	44CPL43	44CPL44	44CPL45	44CPL46	44CPL47
		5%	44CPL51	44CPL52	44CPL53	44CPL54	44CPL55	44CPL56	44CPL57
		6%	44CPL61	44CPL62	44CPL63	44CPL64	44CPL65	44CPL66	44CPL67
		7%	44CPL71	44CPL72	44CPL73	44CPL74	44CPL75	44CPL76	44CPL77
		8%	44CPL81	44CPL82	44CPL83	44CPL84	44CPL85	44CPL86	44CPL87
82	Largo (1050)	1%	82LPL11	82LPL12	82LPL13	82LPL14	82LPL15	82LPL16	82LPL17
		2%	82LPL21	82LPL22	82LPL23	82LPL24	82LPL25	82LPL26	82LPL27
		3%	82LPL31	82LPL32	82LPL33	82LPL34	82LPL35	82LPL36	82LPL37
		4%	82LPL41	82LPL42	82LPL43	82LPL44	82LPL45	82LPL46	82LPL47
		5%	82LPL51	82LPL52	82LPL53	82LPL54	82LPL55	82LPL56	82LPL57
		6%	82LPL61	82LPL62	82LPL63	82LPL64	82LPL65	82LPL66	82LPL67
		7%	82LPL71	82LPL72	82LPL73	82LPL74	82LPL75	82LPL76	82LPL77
		8%	82LPL81	82LPL82	82LPL83	82LPL84	82LPL85	82LPL86	82LPL87
	Corto (630)	1%	82CPL11	82CPL12	82CPL13	82CPL14	82CPL15	82CPL16	82CPL17
		2%	82CPL21	82CPL22	82CPL23	82CPL24	82CPL25	82CPL26	82CPL27
		3%	82CPL31	82CPL32	82CPL33	82CPL34	82CPL35	82CPL36	82CPL37
		4%	82CPL41	82CPL42	82CPL43	82CPL44	82CPL45	82CPL46	82CPL47
		5%	82CPL51	82CPL52	82CPL53	82CPL54	82CPL55	82CPL56	82CPL57
		6%	82CPL61	82CPL62	82CPL63	82CPL64	82CPL65	82CPL66	82CPL67
		7%	82CPL71	82CPL72	82CPL73	82CPL74	82CPL75	82CPL76	82CPL77
		8%	82CPL81	82CPL82	82CPL83	82CPL84	82CPL85	82CPL86	82CPL87
125	Largo (1050)	1%	125LPL11	125LPL12	125LPL13	125LPL14	125LPL15	125LPL16	125LPL17
		2%	125LPL21	125LPL22	125LPL23	125LPL24	125LPL25	125LPL26	125LPL27
		3%	125LPL31	125LPL32	125LPL33	125LPL34	125LPL35	125LPL36	125LPL37
		4%	125LPL41	125LPL42	125LPL43	125LPL44	125LPL45	125LPL46	125LPL47
		5%	125LPL51	125LPL52	125LPL53	125LPL54	125LPL55	125LPL56	125LPL57
		6%	125LPL61	125LPL62	125LPL63	125LPL64	125LPL65	125LPL66	125LPL67
		7%	125LPL71	125LPL72	125LPL73	125LPL74	125LPL75	125LPL76	125LPL77
		8%	125LPL81	125LPL82	125LPL83	125LPL84	125LPL85	125LPL86	125LPL87
	Corto (630)	1%	125CPL11	125CPL12	125CPL13	125CPL14	125CPL15	125CPL16	125CPL17
		2%	125CPL21	125CPL22	125CPL23	125CPL24	125CPL25	125CPL26	125CPL27
		3%	125CPL31	125CPL32	125CPL33	125CPL34	125CPL35	125CPL36	125CPL37
		4%	125CPL41	125CPL42	125CPL43	125CPL44	125CPL45	125CPL46	125CPL47
		5%	125CPL51	125CPL52	125CPL53	125CPL54	125CPL55	125CPL56	125CPL57
		6%	125CPL61	125CPL62	125CPL63	125CPL64	125CPL65	125CPL66	125CPL67
		7%	125CPL71	125CPL72	125CPL73	125CPL74	125CPL75	125CPL76	125CPL77
		8%	125CPL81	125CPL82	125CPL83	125CPL84	125CPL85	125CPL86	125CPL87
240	Largo (1050)	1%	240LPL11	240LPL12	240LPL13	240LPL14	240LPL15	240LPL16	240LPL17
		2%	240LPL21	240LPL22	240LPL23	240LPL24	240LPL25	240LPL26	240LPL27
		3%	240LPL31	240LPL32	240LPL33	240LPL34	240LPL35	240LPL36	240LPL37
		4%	240LPL41	240LPL42	240LPL43	240LPL44	240LPL45	240LPL46	240LPL47
		5%	240LPL51	240LPL52	240LPL53	240LPL54	240LPL55	240LPL56	240LPL57
		6%	240LPL61	240LPL62	240LPL63	240LPL64	240LPL65	240LPL66	240LPL67
		7%	240LPL71	240LPL72	240LPL73	240LPL74	240LPL75	240LPL76	240LPL77
		8%	240LPL81	240LPL82	240LPL83	240LPL84	240LPL85	240LPL86	240LPL87
	Corto (630)	1%	240CPL11	240CPL12	240CPL13	240CPL14	240CPL15	240CPL16	240CPL17
		2%	240CPL21	240CPL22	240CPL23	240CPL24	240CPL25	240CPL26	240CPL27
		3%	240CPL31	240CPL32	240CPL33	240CPL34	240CPL35	240CPL36	240CPL37
		4%	240CPL41	240CPL42	240CPL43	240CPL44	240CPL45	240CPL46	240CPL47
		5%	240CPL51	240CPL52	240CPL53	240CPL54	240CPL55	240CPL56	240CPL57
		6%	240CPL61	240CPL62	240CPL63	240CPL64	240CPL65	240CPL66	240CPL67
		7%	240CPL71	240CPL72	240CPL73	240CPL74	240CPL75	240CPL76	240CPL77
		8%	240CPL81	240CPL82	240CPL83	240CPL84	240CPL85	240CPL86	240CPL87
Sin tubo	Dispersión Libre	1%	DLPL11	DLPL12	DLPL13	DLPL14	DLPL15	DLPL16	DLPL17
		2%	DLPL21	DLPL22	DLPL23	DLPL24	DLPL25	DLPL26	DLPL27
		3%	DLPL31	DLPL32	DLPL33	DLPL34	DLPL35	DLPL36	DLPL37
		4%	DLPL41	DLPL42	DLPL43	DLPL44	DLPL45	DLPL46	DLPL47
		5%	DLPL51	DLPL52	DLPL53	DLPL54	DLPL55	DLPL56	DLPL57
		6%	DLPL61	DLPL62	DLPL63	DLPL64	DLPL65	DLPL66	DLPL67
		7%	DLPL71	DLPL72	DLPL73	DLPL74	DLPL75	DLPL76	DLPL77
		8%	DLPL81	DLPL82	DLPL83	DLPL84	DLPL85	DLPL86	DLPL87

(Tabla 3.2.3.a)

Para las esferas de vidrio fino o tipo C, se realizaron ensayos con las siguientes configuraciones de variables:

CLAVES DE LOS ENSAYOS REALIZADOS CON PARTICULAS DE VIDRIO FINO									
DIAMETRO (mm)	LONGITUD (mm)	% SÓLID	CAUDALES ENSAYADOS						
			Q ₁	Q ₂	Q ₃	Q ₄	Q ₅	Q ₆	Q ₇
44	Largo (1050)	1%	44LC11	44LC12	44LC13	44LC14	44LC15	44LC16	44LC17
		2%	44LC21	44LC22	44LC23	44LC24	44LC25	44LC26	44LC27
		3%	44LC31	44LC32	44LC33	44LC34	44LC35	44LC36	44LC37
		4%	44LC41	44LC42	44LC43	44LC44	44LC45	44LC46	44LC47
		5%	44LC51	44LC52	44LC53	44LC54	44LC55	44LC56	44LC57
		6%	44LC61	44LC62	44LC63	44LC64	44LC65	44LC66	44LC67
		7%	44LC71	44LC72	44LC73	44LC74	44LC75	44LC76	44LC77
	Corto (630)	1%	44CC11	44CC12	44CC13	44CC14	44CC15	44CC16	44CC17
		2%	44CC21	44CC22	44CC23	44CC24	44CC25	44CC26	44CC27
		3%	44CC31	44CC32	44CC33	44CC34	44CC35	44CC36	44CC37
		4%	44CC41	44CC42	44CC43	44CC44	44CC45	44CC46	44CC47
		5%	44CC51	44CC52	44CC53	44CC54	44CC55	44CC56	44CC57
		6%	44CC61	44CC62	44CC63	44CC64	44CC65	44CC66	44CC67
		7%	44CC71	44CC72	44CC73	44CC74	44CC75	44CC76	44CC77
82	Largo (1050)	1%	82LC11	82LC12	82LC13	82LC14	82LC15	82LC16	82LC17
		2%	82LC21	82LC22	82LC23	82LC24	82LC25	82LC26	82LC27
		3%	82LC31	82LC32	82LC33	82LC34	82LC35	82LC36	82LC37
		4%	82LC41	82LC42	82LC43	82LC44	82LC45	82LC46	82LC47
		5%	82LC51	82LC52	82LC53	82LC54	82LC55	82LC56	82LC57
		6%	82LC61	82LC62	82LC63	82LC64	82LC65	82LC66	82LC67
		7%	82LC71	82LC72	82LC73	82LC74	82LC75	82LC76	82LC77
	Corto (630)	1%	82CC11	82CC12	82CC13	82CC14	82CC15	82CC16	82CC17
		2%	82CC21	82CC22	82CC23	82CC24	82CC25	82CC26	82CC27
		3%	82CC31	82CC32	82CC33	82CC34	82CC35	82CC36	82CC37
		4%	82CC41	82CC42	82CC43	82CC44	82CC45	82CC46	82CC47
		5%	82CC51	82CC52	82CC53	82CC54	82CC55	82CC56	82CC57
		6%	82CC61	82CC62	82CC63	82CC64	82CC65	82CC66	82CC67
		7%	82CC71	82CC72	82CC73	82CC74	82CC75	82CC76	82CC77
125	Largo (1050)	1%	125LC11	125LC12	125LC13	125LC14	125LC15	125LC16	125LC17
		2%	125LC21	125LC22	125LC23	125LC24	125LC25	125LC26	125LC27
		3%	125LC31	125LC32	125LC33	125LC34	125LC35	125LC36	125LC37
		4%	125LC41	125LC42	125LC43	125LC44	125LC45	125LC46	125LC47
		5%	125LC51	125LC52	125LC53	125LC54	125LC55	125LC56	125LC57
		6%	125LC61	125LC62	125LC63	125LC64	125LC65	125LC66	125LC67
		7%	125LC71	125LC72	125LC73	125LC74	125LC75	125LC76	125LC77
	Corto (630)	1%	125CC11	125CC12	125CC13	125CC14	125CC15	125CC16	125CC17
		2%	125CC21	125CC22	125CC23	125CC24	125CC25	125CC26	125CC27
		3%	125CC31	125CC32	125CC33	125CC34	125CC35	125CC36	125CC37
		4%	125CC41	125CC42	125CC43	125CC44	125CC45	125CC46	125CC47
		5%	125CC51	125CC52	125CC53	125CC54	125CC55	125CC56	125CC57
		6%	125CC61	125CC62	125CC63	125CC64	125CC65	125CC66	125CC67
		7%	125CC71	125CC72	125CC73	125CC74	125CC75	125CC76	125CC77
240	Largo (1050)	1%	240LC11	240LC12	240LC13	240LC14	240LC15	240LC16	240LC17
		2%	240LC21	240LC22	240LC23	240LC24	240LC25	240LC26	240LC27
		3%	240LC31	240LC32	240LC33	240LC34	240LC35	240LC36	240LC37
		4%	240LC41	240LC42	240LC43	240LC44	240LC45	240LC46	240LC47
		5%	240LC51	240LC52	240LC53	240LC54	240LC55	240LC56	240LC57
		6%	240LC61	240LC62	240LC63	240LC64	240LC65	240LC66	240LC67
		7%	240LC71	240LC72	240LC73	240LC74	240LC75	240LC76	240LC77
	Corto (630)	1%	240CC11	240CC12	240CC13	240CC14	240CC15	240CC16	240CC17
		2%	240CC21	240CC22	240CC23	240CC24	240CC25	240CC26	240CC27
		3%	240CC31	240CC32	240CC33	240CC34	240CC35	240CC36	240CC37
		4%	240CC41	240CC42	240CC43	240CC44	240CC45	240CC46	240CC47
		5%	240CC51	240CC52	240CC53	240CC54	240CC55	240CC56	240CC57
		6%	240CC61	240CC62	240CC63	240CC64	240CC65	240CC66	240CC67
		7%	240CC71	240CC72	240CC73	240CC74	240CC75	240CC76	240CC77
Sin tubo	Dispersión Libre	1%	DLC11	DLC12	DLC13	DLC14	DLC15	DLC16	DLC17
		2%	DLC21	DLC22	DLC23	DLC24	DLC25	DLC26	DLC27
		3%	DLC31	DLC32	DLC33	DLC34	DLC35	DLC36	DLC37
		4%	DLC41	DLC42	DLC43	DLC44	DLC45	DLC46	DLC47
		5%	DLC51	DLC52	DLC53	DLC54	DLC55	DLC56	DLC57
		6%	DLC61	DLC62	DLC63	DLC64	DLC65	DLC66	DLC67
		7%	DLC71	DLC72	DLC73	DLC74	DLC75	DLC76	DLC77

(Tabla 3.2.3.b)

Para las esferas de vidrio más grueso o tipo 30, se realizaron ensayos con las siguientes configuraciones de variables:

CLAVES DE LOS ENSAYOS REALIZADOS CON PARTICULAS DE VIDRIO GRUESO									
DIAMETRO (mm)	LONGITUD (mm)	% SÓLID	CAUDALES ENSAYADOS						
			Q ₁	Q ₂	Q ₃	Q ₄	Q ₅	Q ₆	Q ₇
44	Largo (1050)	1%	44L3011	44L3012	44L3013	44L3014	44L3015	44L3016	44L3017
		2%	44L3021	44L3022	44L3023	44L3024	44L3025	44L3026	44L3027
		3%	44L3031	44L3032	44L3033	44L3034	44L3035	44L3036	44L3037
		4%	44L3041	44L3042	44L3043	44L3044	44L3045	44L3046	44L3047
		5%	44L3051	44L3052	44L3053	44L3054	44L3055	44L3056	44L3057
		6%	44L3061	44L3062	44L3063	44L3064	44L3065	44L3066	44L3067
	Corto (630)	1%	44C3011	44C3012	44C3013	44C3014	44C3015	44C3016	44C3017
		2%	44C3021	44C3022	44C3023	44C3024	44C3025	44C3026	44C3027
		3%	44C3031	44C3032	44C3033	44C3034	44C3035	44C3036	44C3037
		4%	44C3041	44C3042	44C3043	44C3044	44C3045	44C3046	44C3047
		5%	44C3051	44C3052	44C3053	44C3054	44C3055	44C3056	44C3057
		6%	44C3061	44C3062	44C3063	44C3064	44C3065	44C3066	44C3067
82	Largo (1050)	1%	82L3011	82L3012	82L3013	82L3014	82L3015	82L3016	82L3017
		2%	82L3021	82L3022	82L3023	82L3024	82L3025	82L3026	82L3027
		3%	82L3031	82L3032	82L3033	82L3034	82L3035	82L3036	82L3037
		4%	82L3041	82L3042	82L3043	82L3044	82L3045	82L3046	82L3047
		5%	82L3051	82L3052	82L3053	82L3054	82L3055	82L3056	82L3057
		6%	82L3061	82L3062	82L3063	82L3064	82L3065	82L3066	82L3067
	Corto (630)	1%	82C3011	82C3012	82C3013	82C3014	82C3015	82C3016	82C3017
		2%	82C3021	82C3022	82C3023	82C3024	82C3025	82C3026	82C3027
		3%	82C3031	82C3032	82C3033	82C3034	82C3035	82C3036	82C3037
		4%	82C3041	82C3042	82C3043	82C3044	82C3045	82C3046	82C3047
		5%	82C3051	82C3052	82C3053	82C3054	82C3055	82C3056	82C3057
		6%	82C3061	82C3062	82C3063	82C3064	82C3065	82C3066	82C3067
125	Largo (1050)	1%	125L3011	125L3012	125L3013	125L3014	125L3015	125L3016	125L3017
		2%	125L3021	125L3022	125L3023	125L3024	125L3025	125L3026	125L3027
		3%	125L3031	125L3032	125L3033	125L3034	125L3035	125L3036	125L3037
		4%	125L3041	125L3042	125L3043	125L3044	125L3045	125L3046	125L3047
		5%	125L3051	125L3052	125L3053	125L3054	125L3055	125L3056	125L3057
		6%	125L3061	125L3062	125L3063	125L3064	125L3065	125L3066	125L3067
	Corto (630)	1%	125C3011	125C3012	125C3013	125C3014	125C3015	125C3016	125C3017
		2%	125C3021	125C3022	125C3023	125C3024	125C3025	125C3026	125C3027
		3%	125C3031	125C3032	125C3033	125C3034	125C3035	125C3036	125C3037
		4%	125C3041	125C3042	125C3043	125C3044	125C3045	125C3046	125C3047
		5%	125C3051	125C3052	125C3053	125C3054	125C3055	125C3056	125C3057
		6%	125C3061	125C3062	125C3063	125C3064	125C3065	125C3066	125C3067
240	Largo (1050)	1%	240L3011	240L3012	240L3013	240L3014	240L3015	240L3016	240L3017
		2%	240L3021	240L3022	240L3023	240L3024	240L3025	240L3026	240L3027
		3%	240L3031	240L3032	240L3033	240L3034	240L3035	240L3036	240L3037
		4%	240L3041	240L3042	240L3043	240L3044	240L3045	240L3046	240L3047
		5%	240L3051	240L3052	240L3053	240L3054	240L3055	240L3056	240L3057
		6%	240L3061	240L3062	240L3063	240L3064	240L3065	240L3066	240L3067
	Corto (630)	1%	240C3011	240C3012	240C3013	240C3014	240C3015	240C3016	240C3017
		2%	240C3021	240C3022	240C3023	240C3024	240C3025	240C3026	240C3027
		3%	240C3031	240C3032	240C3033	240C3034	240C3035	240C3036	240C3037
		4%	240C3041	240C3042	240C3043	240C3044	240C3045	240C3046	240C3047
		5%	240C3051	240C3052	240C3053	240C3054	240C3055	240C3056	240C3057
		6%	240C3061	240C3062	240C3063	240C3064	240C3065	240C3066	240C3067
Sin tubo	Dispersión Libre	1%	DL3011	DL3012	DL3013	DL3014	DL3015	DL3016	DL3017
		2%	DL3021	DL3022	DL3023	DL3024	DL3025	DL3026	DL3027
		3%	DL3031	DL3032	DL3033	DL3034	DL3035	DL3036	DL3037
		4%	DL3041	DL3042	DL3043	DL3044	DL3045	DL3046	DL3047
		5%	DL3051	DL3052	DL3053	DL3054	DL3055	DL3056	DL3057
		6%	DL3061	DL3062	DL3063	DL3064	DL3065	DL3066	DL3067

(Tabla 3.2.3.c)

3.2.4. EQUIPOS DE MEDIDA Y SISTEMAS DE ADQUISICIÓN DE DATOS.

Se emplearon distintas técnicas y equipos para la medida de las magnitudes objeto de estudio; que fueron las siguientes:

- Fracción de huecos o de fase gaseosa. Se determinó como la relación del volumen de paso de gas producida por los caudales de aire inyectados respecto al volumen del tubo elevador y respecto al volumen total del tanque.
- Concentración de sólidos a distintas alturas del reactor mediante conductimetría.
- Velocidad de la fase líquida por trazador térmico de impulso.
- Comportamiento del grado de mezclado de la fase líquida y del sólido.

3.2.4.1. Determinación de la fracción de huecos en el reactor.

Para la medida del volumen de líquido desplazado por el gas en la totalidad del volumen del reactor, se instaló al nivel de la superficie libre del líquido, un sistema de reducción de la sección superior del tanque desde los 420 mm de diámetro interno del reactor hasta los 195 mm de diámetro interno del tubo de metacrilato transparente instalado a continuación; según el esquema de la figura 3.2.4.1. De esta forma quedó definido el volumen ocupado por el gas en el reactor, como el volumen que ocupa el fluido en el tubo totalizador de metacrilato. Este se evaluaba multiplicando la sección del tubo por la altura que alcanzaba el fluido en el interior del tubo en cada uno de los caudales de aire empleados. Así, se realizaron los ensayos correspondientes a las todas las configuraciones que figuran en las tablas 3.2.3.a; 3.2.3.b y 3.2.3.c.

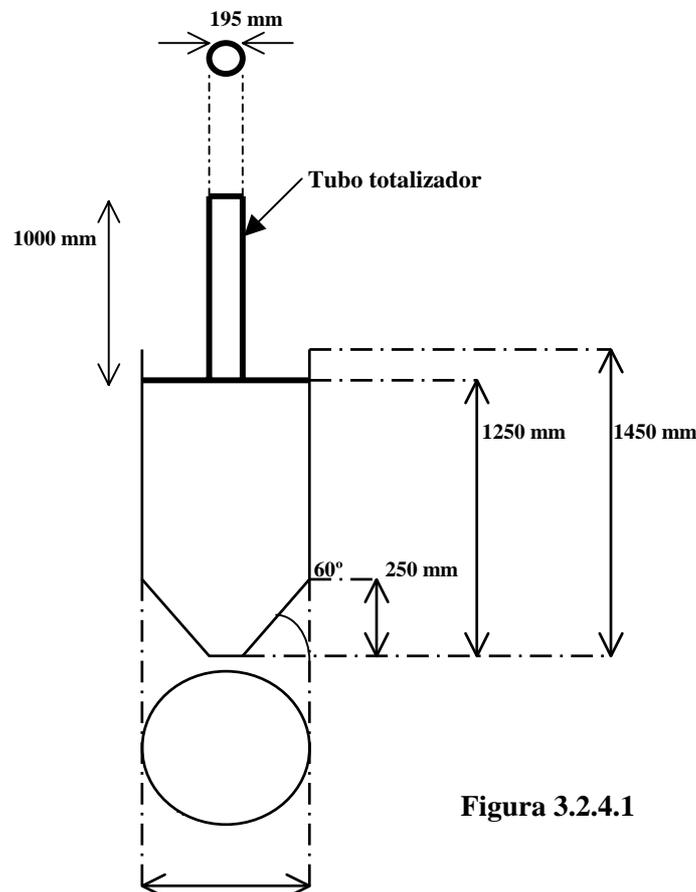


Figura 3.2.4.1

3.2.4.2.- Determinación de la fracción de huecos en el tubo elevador.

Para la valoración de la fracción de gas en el tubo elevador se emplearon técnicas manométricas de medida de presiones. Las tomas manométricas de presión se practicaron a 1 cm del límite superior e inferior de todos los tubos elevadores de modo que las valores obtenidos eran referidos a una diferencia de presiones entre la zona de entrada y de descarga del tubo elevador. Las ramas manométricas y las conexiones fueron realizadas en tubería de plástico transparente.

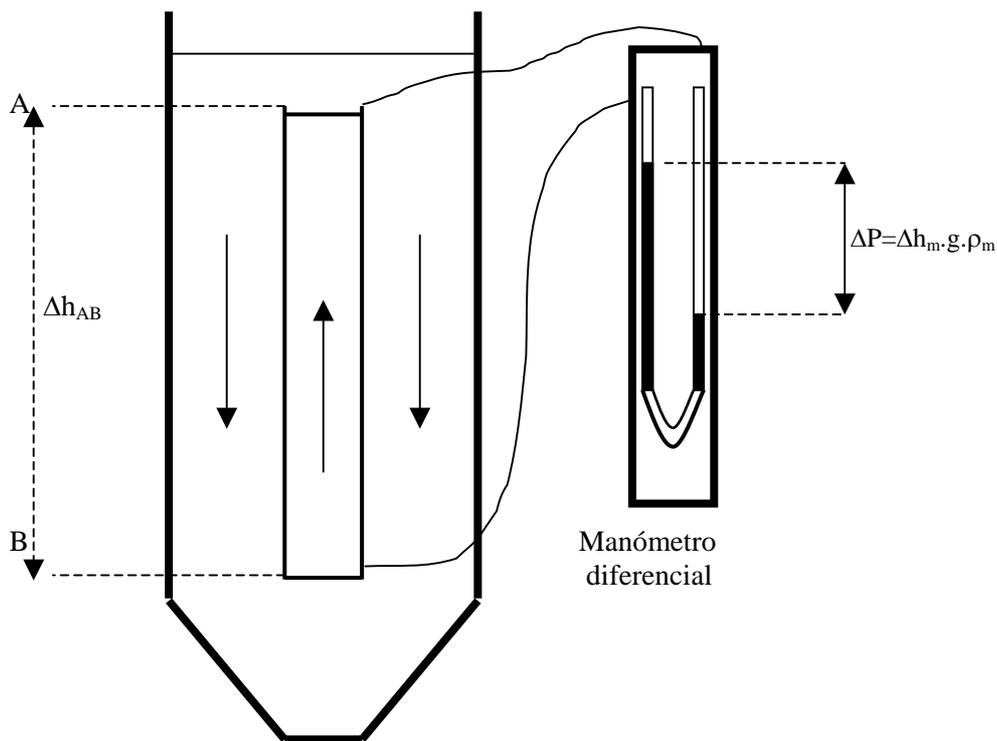


Figura 2.4.1.2.a

En un sistema bifásico líquido – gas el balance de cargas en el tubo elevador queda así:

$$P_A = P_B + \left(\bar{\rho}_{GLR} \cdot g \cdot h_{AB} \right) \quad (3.4)$$

donde la densidad promediada es;

$$\bar{\rho}_{GLR} = (\rho_{GR} \cdot \varepsilon_{GR}) + (\rho_{LR} \cdot \varepsilon_{LR}) \quad (3.5)$$

y donde obviamente al ser un sistema bifásico la suma de las fracciones volumétricas de ambas fases es la unidad,

$$1 = \varepsilon_{GR} + \varepsilon_{LR} \quad (3.6)$$

, por lo tanto, se obtiene la siguiente expresión para la densidad promedio.

$$\bar{\rho}_{GLR} = \varepsilon_{GR} \cdot (\rho_{LR} - \rho_{GR}) + \rho_{LR} \quad (3.7)$$

Cuando existe ascenso de gas, la diferencia de presión entre la salida y la entrada del tubo elevador será,

$$\Delta P = P_A - P_B \quad (3.8)$$

de donde,

$$\Delta P = P_A - P_B = \bar{\rho}_{GLR} \cdot g \cdot h_{AB} \quad (3.9)$$

Cuando no existe flujo gaseoso, la diferencia de presiones entre los mismos puntos será:

$$\Delta P_O = \rho_{LR} \cdot g \cdot h_{AB} \quad (3.10)$$

Igualando las h_{AB} de las ecuaciones 3.9 y 3.10, se deduce que la fracción de gas en el tubo elevador en un sistema gas – líquido es,

$$\varepsilon_{GR} = \left[\frac{\rho_L}{\rho_L - \rho_G} \right] \left[1 - \frac{\Delta P}{\Delta P_O} \right] \quad (3.11)$$

Ahora bien, como la densidad del líquido resulta ser mucho mayor que la densidad del gas, se puede despreciar el valor de esta última frente al valor de la primera, quedando la expresión anterior de la siguiente forma;

$$\varepsilon_{GR} = \left[1 - \frac{\Delta P}{\Delta P_O} \right] \quad (2.15)$$

Por otra parte, en los sistemas trifásicos gas – líquido – sólido, la relación entre las fracciones de las tres fases resulta,

$$1 = \varepsilon_{GR} + \varepsilon_{LR} + \varepsilon_{SR} \quad (3.12)$$

, quedando definida la densidad promediada en el sistema trifásico

$$\bar{\rho}_{GLSR} = (\rho_G \cdot \varepsilon_{GR}) + (\rho_L \cdot \varepsilon_{LR}) + (\rho_S \cdot \varepsilon_{SR}) = (\rho_G \cdot \varepsilon_{GR}) + (\rho_L \cdot \varepsilon_{LR}) + [(1 - \varepsilon_{LR} - \varepsilon_{GR}) \cdot \rho_S] \quad (3.13)$$

, o bien;

$$\bar{\rho}_{GLSR} = [\varepsilon_{SR} \cdot (\rho_S - \rho_L)] + [\varepsilon_{GR} \cdot (\rho_G - \rho_L)] + \rho_L \quad (3.14)$$

Análogamente al sistema bifásico, cuando existen tres fases la medida manométrica quedaría expresada

$$\Delta P = P_A - P_B = \bar{\rho} \cdot g \cdot h_{AB} = \left[\left[\varepsilon_S \cdot (\rho_S - \rho_L) \right] + \left[\varepsilon_G \cdot (\rho_G - \rho_L) + \rho_L \right] \right] g \cdot h_{AB} \quad (3.15)$$

, dividiendo por $(g \cdot h_{AB})$ en ambos miembros, se obtiene

$$\frac{\Delta P}{g \cdot h_{AB}} = \left[\left[\varepsilon_{SR} \cdot (\rho_S - \rho_L) \right] + \left[\varepsilon_{GR} \cdot (\rho_G - \rho_L) + \rho_L \right] \right] \quad (3.16)$$

Teniendo en cuenta la ecuación 2.11, despejando h_{AB} y sustituyendo en la ecuación 2.19, se obtiene la expresión para la fracción de gas que figura en la ecuación 2.20 una vez despreciada la densidad de la fase gaseosa frente a la densidad del sólido.

$$\varepsilon_{GR} = \left[1 - \left(\frac{\Delta P}{\Delta P_O} \right) \right] + \left[\varepsilon_{SR} \cdot \left(\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right) \right] \quad (3.17)$$

Finalmente, teniendo en cuenta la influencia de la fracción de sólidos presente en el tubo elevador, se hace la siguiente propuesta para la medida de la fracción de gas por el método manométrico

$$\varepsilon_{GR} = \left[\frac{h}{Z} \right] + \left[\varepsilon_{SR} \cdot \left(\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right) \right] \quad (3.18)$$

, donde se identifica , el valor de ΔP_O con Z , y $(\Delta P_O - \Delta P)$ con h , siendo el parámetro h la indicación del manómetro diferencial y el parámetro Z la distancia entre los puntos de toma de presión del tubo elevador.

Por otra parte y debido a las pequeñas diferencias de altura que se apreciaban entre las ramas manométricas, se determinó inclinar el manómetro diferencial consiguiendo así una mayor sensibilidad en la señal del mismo situándolo sobre una cota superior a la de la superficie libre del líquido del tanque para que evitar que el contenido del mismo rebosara por las ramas manométricas, tal y como se indica en la figura 3.2.4.2.b.

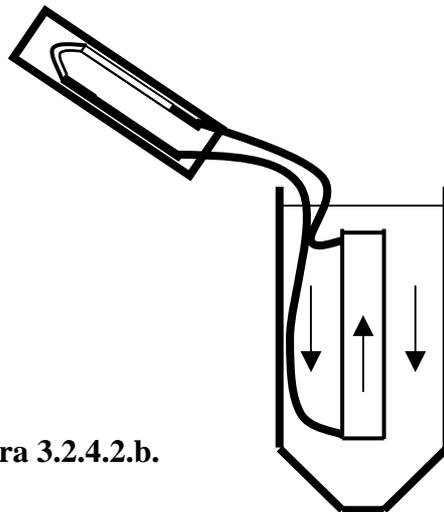


Figura 3.2.4.2.b.

3.2.4.3. Equipo de medida de concentraciones por conductimetría y su calibrado.

El equipo estaba formado básicamente de cuatro partes; un ordenador, un generador de onda cuadrada, una placa electrónica y dos soportes donde se integran los electrodos. Estos soportes se colocaron enfrentados en la superficie interior del reactor.

El generador de onda cuadrada (ICL 8038) producía una onda con una amplitud de 5 voltios distribuida entre $-2,5$ y $+2,5$ voltios para evitar polarizaciones, a una frecuencia de 500Hz. Se hacía pasar, esta onda, a través de la suspensión contenida en el reactor, siendo la conductividad función de la pérdida de amplitud que sufría la onda cuadrada.

La placa electrónica posee un circuito de rectificación y otro de amplificación que son básicamente iguales. En la figura 3.2.4.2.a. se muestra un esquema de los mismos. La ganancia del amplificador era la unidad y su misión consistía en establecer una impedancia elevada en uno de los brazos del circuito de medida. La placa poseía también un circuito similar. La señal de corriente continua era proporcional al potencial medido en la posición B de la figura 3.2.4.3.b.

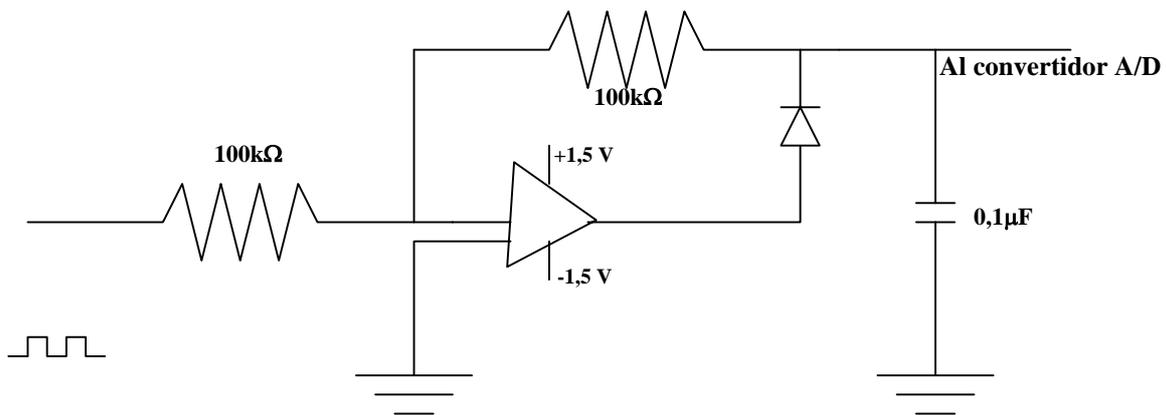


Figura 3.2.4.3.a

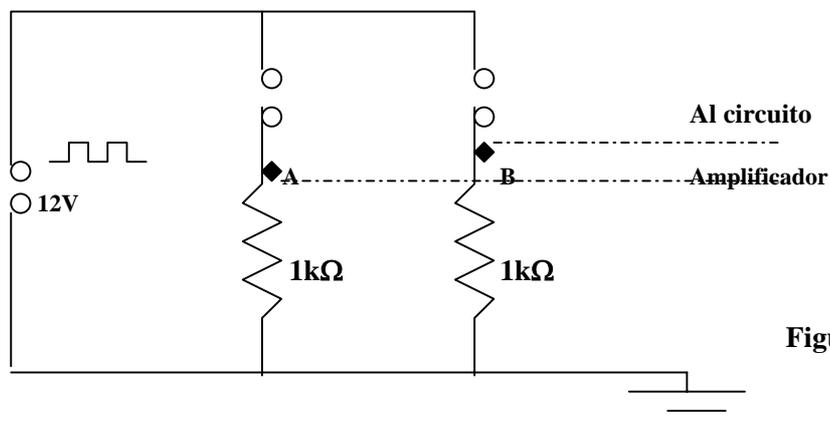


Figura 3.2.4.3.b

Los sensores fueron dispuestos longitudinalmente por parejas en dos filas enfrentadas a lo largo de la altura del reactor. Cada pareja de electrodos equidistaba en altura 9 cm; existiendo 11 parejas en total, lo que permitía 11 medidas de conductividad en 11 distintas alturas del reactor. El esquema de la instalación experimental es el siguiente:

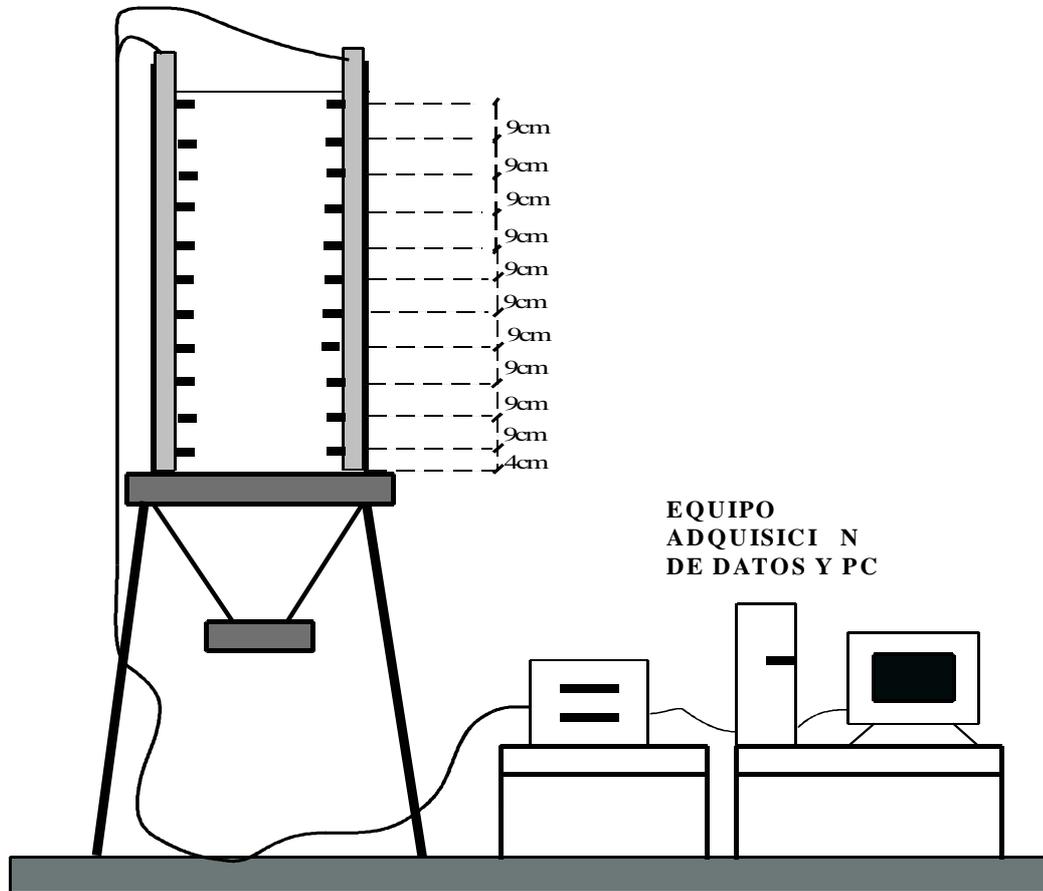


Figura 3.2.4.3.c

El ordenador, con un software adecuado, hizo de gestor del sistema, enviando las señales a los electrodos e interpretando las que le llegan; y almacenando en un fichero los datos obtenidos. El programa permitía la visualización de la onda producida por el generador calculando simultáneamente el voltaje, la frecuencia y simetría de la misma. De la misma manera realizaba una calibración automática de cada electrodo, al comienzo de cada ensayo, ajustando la ganancia a partir del valor de la conductividad de la fase continua medida con un conductímetro convencional. Además permitía fijar entre otros factores, el tiempo de duración del experimento, las unidades de medida, el intervalo de toma de datos, así como las variables necesarias para el almacenamiento y representación de los datos en tiempo real.

En una suspensión la conductividad eléctrica de la fase continua o líquida resulta ser constante cuando la temperatura de la misma permanece constante. Sin embargo, la conductividad del sistema conjunto sólido-líquido, varía con la cantidad de sólido en suspensión existente dado que éste posee distinta

conductividad. En caso de que la conductividad de la fase dispersa (sólido) sea menor que la de la fase continua (líquido), la conductividad del conjunto será tanto menor que la de la fase continua, cuanto mayor cantidad de sólido en suspensión exista.

Para conocer la concentración de sólidos mediante medidas de conductividad eléctrica fue necesario disponer de una relación experimental entre ambas magnitudes. Para ello se realizó un calibrado del equipo para cada tipo de sólido manteniendo la conductividad de la fase continua (líquido) constante.

La relación experimental existente entre conductividad y concentración de sólidos se determinó a partir de suspensiones con concentraciones conocidas de sólidos; dentro de un sistema de agitación que garantizara una mezcla perfectamente homogénea y cuya temperatura permaneciera constante durante el tiempo de medida empleado por el sistema.

El equipo constaba de un recipiente cilíndrico de 42,0 cm de diámetro interno y 40 cm de altura agitado por una pala cuadrada de 30 cm entre extremos y que giraba sobre su eje con la velocidad suficiente como para garantizar una mezcla perfecta de los 42 litros de capacidad. Esto se comprobó al introducir trazadores térmicos en ensayos con distintas concentraciones de sólidos. El tanque de calibrado se presenta en el esquema de la figura 3.2.4.2.d.

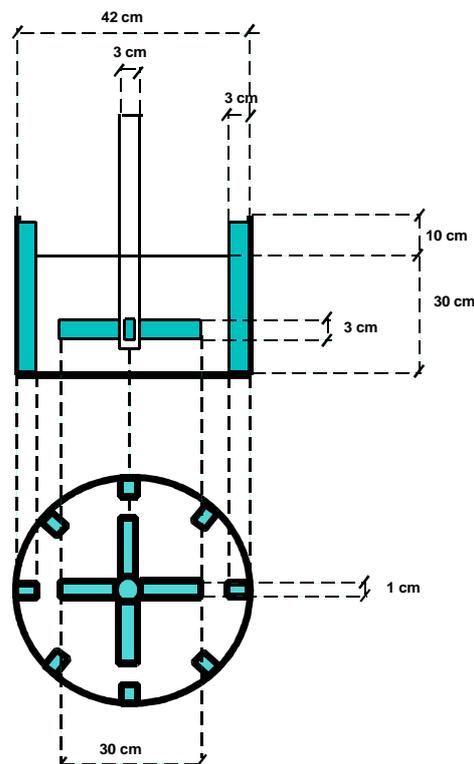


Figura 3.2.4.3.d.

El diámetro del tanque de calibrado era idéntico al del reactor experimental para que la distancia entre electrodos fuese la misma, dado que este parámetro determinaba totalmente la medida de conductividad del conjunto líquido-sólido.

En el tanque de calibración se introdujeron de tres en tres los electrodos, realizándose así las medidas de conductividad para distintas concentraciones de sólidos, observándose que todos los electrodos registraban idéntica conductividad para las mismas concentraciones y tipos de sólidos.

Para lograr que la conductividad de la fase líquida fuera constante resultó imprescindible mantener la temperatura también constante, dado que una variación de esta hace variar la conductividad del sistema conjunto, pudiendo dar lugar a errores en la medida de las concentraciones. Todas las medidas se realizaron a una temperatura de 20°C que se mantuvo constante en todos los ensayos debido a la elevada relación entre la masa del sistema y el tiempo de duración de cada ensayo que era de menos de 1 minuto.

Las curvas de calibrado o la relación conductividad - concentración del conductímetro fueron las siguientes:

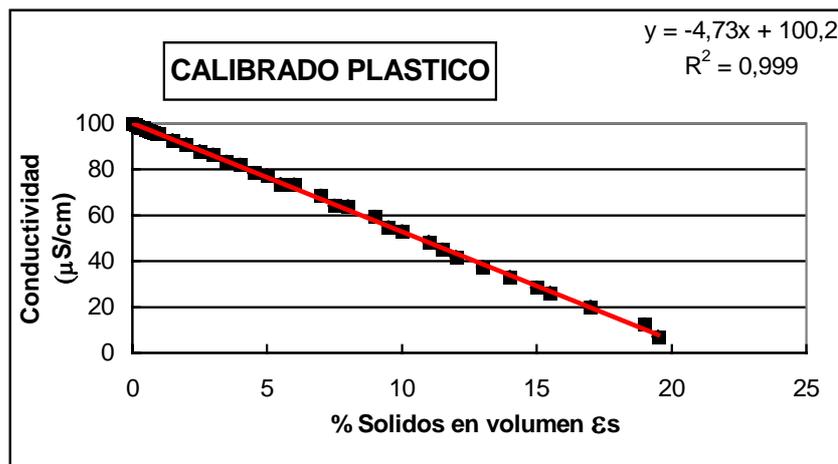


Figura 3.2.4.3.e

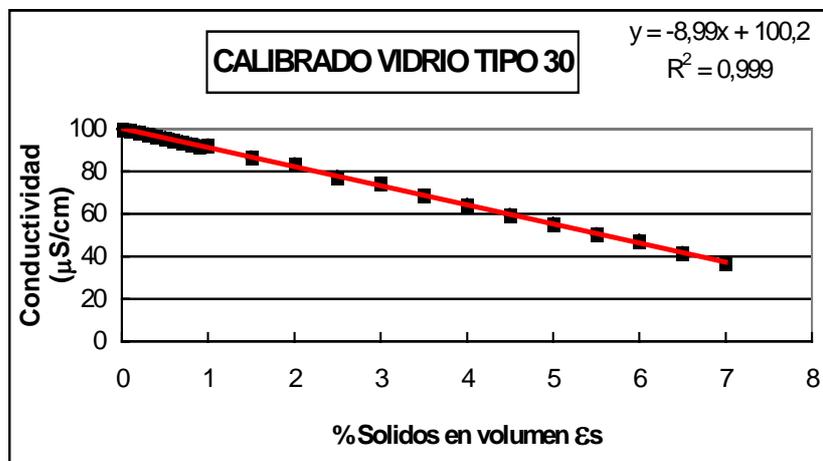


Figura 3.2.4.3.f

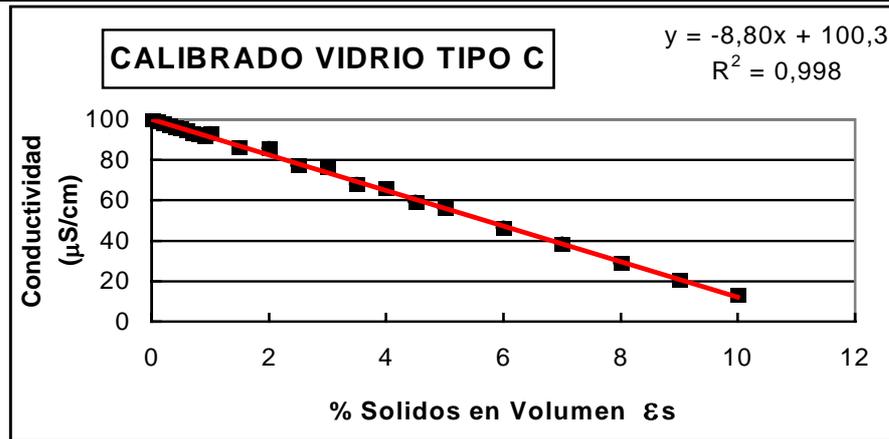


Figura 3.2.4.3.g

Así, las ecuaciones lineales que ligaban la concentración de los distintos tipos de partículas en función de la conductividad del medio resultaron ser las que figuran en la tabla 3.2.4.3.

TIPO DE PARTICULAS	ECUACIÓN DE RELACIÓN
POLIESTIRENO	$\% \text{ Solido}_{\text{Volumen}} = 100,2 - 4,73.\Omega(\mu\text{S} / \text{cm})$ (3.19)
VIDRIO GRUESO	$\% \text{ Solido}_{\text{Volumen}} = 100,2 - 8,99.\Omega(\mu\text{S} / \text{cm})$ (3.20)
VIDRIO FINO	$\% \text{ Solido}_{\text{Volumen}} = 100,3 - 8,80.\Omega(\mu\text{S} / \text{cm})$ (3.21)

Tabla 3.2.4.3

3.2.4.4.- Equipo de medida de temperaturas.

La medida de las temperaturas del interior del reactor se realizaron por medio de 5 termopares situados como se indica en la figura 3.2.4.3.

El equipo de adquisición de datos empleado constaba de los siguientes elementos:

- 5 termopares distribuidos a lo largo del reactor.
- Data-logger y conversor analógico-digital (sistema de adquisición de datos Helio-Fluke).
- Conexión RS-232-C.
- PC.

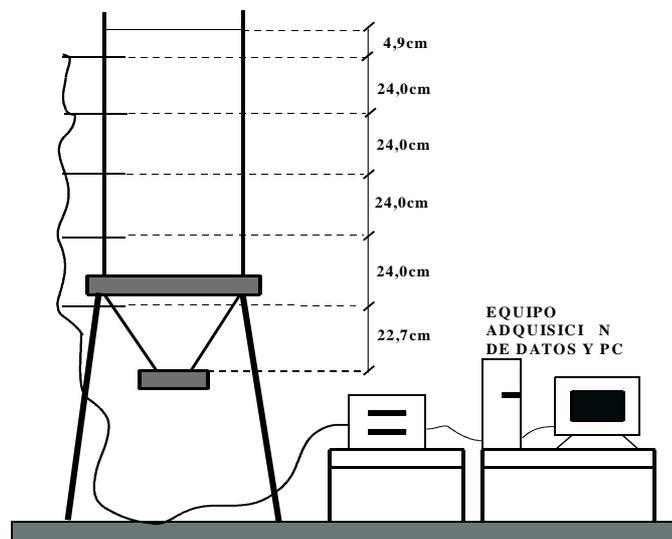


Figura 3.2.4.4

El software usado fue el denominado “Labtech Notebook” y permitía fijar entre otros el tiempo de duración del experimento, las unidades de medida, el intervalo de toma de datos, así como las variables necesarias para el almacenamiento y representación de los datos en tiempo real. De esta forma todos los datos de cada ensayo eran grabados en ficheros de extensión PRN para su posterior tratamiento en una hoja de cálculo Lotus 123. A partir de los registros de estos datos se obtuvieron los perfiles de las temperaturas en el interior del reactor para cada una de las configuraciones.

3.2.4.5. Instalación para la evaluación independiente del grado de mezclado en la fase sólida y líquida.

Básicamente se trataba de producir el desplazamiento de la totalidad del contenido del reactor añadiendo sobre el mismo una suspensión del mismo tipo de sólido y con la misma concentración de sólido suspendida en el reactor. Además, el desplazamiento del contenido se debía realizar de forma lenta y gradual con caudales de entrada y salida bajos.

Para lograr esto se dispuso, sobre el forjado de la Planta Piloto, el tanque descrito en la figura 3.2.4.3.d. y que sirvió previamente para calibrar el equipo de medida de conductividad. En dicho tanque se realizaron las mezclas sólido – líquido, procurándose una agitación mecánica tal que garantizaba su mezcla perfecta, y en las proporciones correspondientes a la cantidad de sólido que el reactor era capaz de suspender con la configuración de cada ensayo.

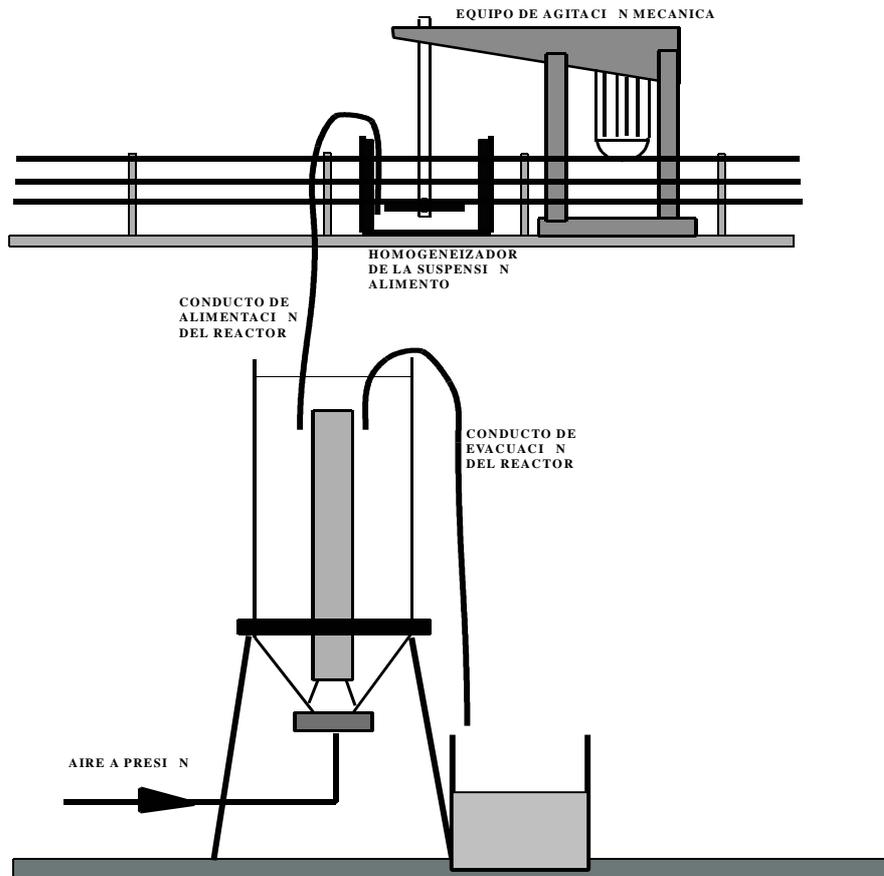


Figura 3.2.4.5.

Desde el tanque situado en el forjado se servía por gravedad el contenido del mismo sobre el tanque que se encontraba en el piso inferior mediante una conducción flexible de 8 mm de diámetro interno. Como quiera que el reactor tenía una capacidad de 160 litros y que el tanque situado sobre el forjado tenía una capacidad de 42 litros, fue necesario descargar 4 veces por ensayo el contenido del tanque sobre el reactor para lograr el desplazamiento del 100% del contenido del reactor.

El caudal que se vertía de un recipiente a otro por gravedad tenía variaciones de menos del 3% debido a la bajada de nivel del tanque superior. El reactor situado sobre el piso evacuaba su contenido mediante una conducción de idéntica composición, diferencia de altura, longitud y diámetro interno. De este modo el nivel de contenido del tanque era constante en todo momento durante cada ensayo, dado que los caudales de entrada y de salida del tanque eran idénticos. Esto se verificaba para cada ensayo con los calibrados de los caudales de entrada y salida.

La mínima concentración de poliestireno producía los caudales de servicio más altos pero nunca superaron los 6 l/min; que marca una duración del ensayo completo de 28 minutos. La máxima concentración de vidrio producía los caudales más bajos que no fueron inferiores a los 5 l/min; que marca una duración del ensayo completo de 34 minutos. En cualquier caso, son caudales suficientemente pequeños como para no modificar sustancialmente la fluidodinámica del reactor.

El punto de descarga del caudal del tanque superior sobre el tanque airlift se encontraba pegado a la pared exterior del tubo elevador y a 2 cm por debajo de la altura máxima de dicho tubo; mientras que el punto de descarga del reactor tenía su toma en la misma disposición pero pegado al otro lado exterior del tubo para evitar cortocircuitos.

3.3. TECNICAS EXPERIMENTALES

En este apartado se presenta una descripción de las técnicas experimentales en cada ensayo para la medida de los parámetros que determinan el estudio del flujo y de las propiedades que gobiernan la hidrodinámica de los sistemas airlift de tres fases.

3.3.1. MEDIDA DE LA VELOCIDAD DEL LÍQUIDO POR TRAZADOR TERMICO.

La medida experimental de la velocidad de circulación de la fase líquida se determinó utilizando la técnica de trazador térmico aplicado por impulso. La forma de operar fue la siguiente:

En primer lugar, se establecía la configuración del ensayo en las correspondientes variables de operación y diseño; que en el caso del prototipo experimental objeto del estudio, fueron la longitud y el diámetro del tubo elevador, el tipo y la cantidad de sólido residente en el tanque y el caudal de gas de operación. A continuación se procedía a la puesta en marcha de la instalación y se observaba su funcionamiento unos instantes hasta que el caudal de gas inyectado se estabilizaba garantizándose así que el sistema alcanzaba el régimen estacionario. Posteriormente, se configuraba el software del equipo de registro y adquisición de datos y se dictaba la orden de inicio de medida de temperaturas en el sistema. Desde ese momento el programa comenzaba a registrar y a almacenar los valores de temperatura que serían tratados posteriormente en una hoja de cálculo. Inmediatamente después, se procedía a introducir el impulso del trazador en el sistema.

Como trazador térmico se emplearon 2 litros de agua a una temperatura aproximada de 90°C, que se alcanzaba previo calentamiento en un recipiente sobre una placa calefactora. Una vez alcanzada la temperatura antes indicada, se vertía el contenido del recipiente sobre la zona central de la superficie libre del reactor, que era la zona donde se producía el desprendimiento de la fase gaseosa. Un típico registro de temperaturas en función del tiempo es el que se muestra a continuación:

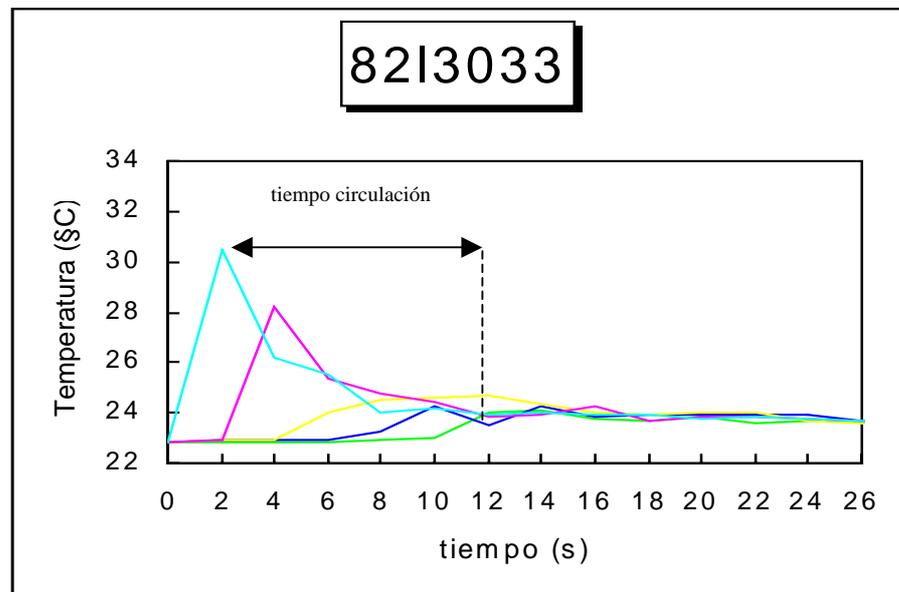


Figura 3.3.1.a

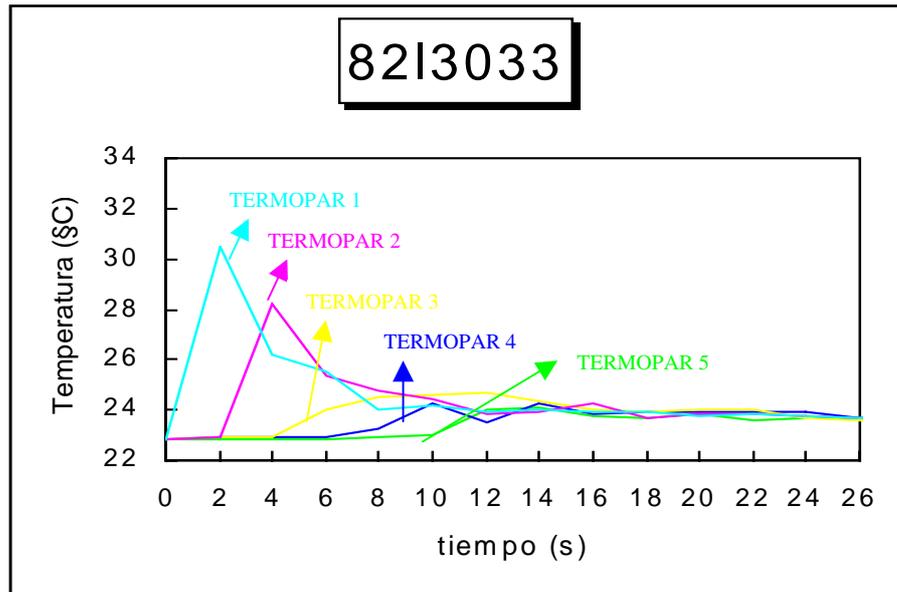


Figura 3.3.1.b

En el gráfico presentado en la figura 3.3.1.b se presenta un ejemplo de cómo se visualizaba el desarrollo de un ensayo cualquiera, sabiendo que el termopar asignado con el número 1 corresponde al más próximo a la superficie libre del líquido y el número 5 al más próximo a la base del reactor. Se puede observar como se producen los saltos térmicos a las distintas alturas del reactor según avanza el frente del trazador y como consecuencia de dicho avance se va amortiguando la señal que se origina debido a la transferencia de calor producida desde la fracción de agua caliente sobre el resto del contenido del tanque que se encuentra a menor temperatura.

En el presente trabajo experimental y mediante esta técnica se han determinado los tiempos de circulación de la fase líquida en el sistema airlift de circulación interna con tres fases. Se identificó el tiempo de circulación con el tiempo que transcurre entre el salto térmico del primer termopar y el salto del último termopar que es el más próximo a la base del tanque. La forma de realizar esta evaluación puede realizarse midiendo gráficamente la distancia entre saltos, como en el ejemplo de la figura 3.3.1.a, o bien puede determinarse analíticamente a través de la hoja de cálculo que genera la correspondiente representación gráfica.

Dado que la distancia entre los distintos termopares es conocida y constante en todos los ensayos y después de haber determinado los tiempos de circulación de todas las experiencias desarrolladas; se puede determinar de forma simple la velocidad promedio de circulación del líquido o velocidad media de avance del frente térmico, como la relación existente entre la distancia entre los termopares primero y último, y el tiempo de circulación correspondiente a cada ensayo.

$$U_L = \frac{\Delta l}{t_{\text{circulacion}}} \quad (3.24)$$

3.3.2. TÉCNICA EXPERIMENTAL PARA LA MEDIDA DE LA CONCENTRACIÓN DEL SÓLIDO.

La medida de la concentración de sólido en suspensión que era capaz de elevar y poner en movimiento el reactor se realizó por técnica conductimétrica sobre la zona de la corona o zona anular del reactor. Obviamente, se eligió esta zona del tanque para la medida del sólido por hacer más fiable la medida y el calibrado del conductivímetro, dado que en esta zona se verificó que no existía arrastre de fase gaseosa y por lo tanto tan sólo existía la fase líquida o continua y las partículas sólidas en suspensión.

Por lo tanto, la mayor o menor bajada en la conductividad de la fase continua o líquida solamente sería atribuible a la mayor o menor concentración de partículas sólidas. Así se estableció, en la calibración del equipo de adquisición de datos, la ecuación lineal que determinaba la relación que la concentración de cada tipo de sólido mantenía con la medida de la conductividad, de forma que el valor de la segunda permitía el conocimiento de la primera. Estas relaciones quedan definidas en los gráficos de las figuras 3.2.4.2.e, 3.2.4.2.f, y 3.2.4.2.g, correspondientes a los calibrados de los tres tipos de sólidos experimentados en el sistema de homogeneización y mezcla.

Al inicio de cada ensayo, antes de inyectar el caudal de aire y suspender las partículas sólidas, se afinaba la ganancia del equipo de adquisición de datos así como se ajustaba la conductividad del agua del reactor sobre el valor de 100 μS . Esto último se lograba variando la temperatura del agua e incluso en ocasiones fue necesario disolver ínfimas cantidades de cloruro sódico cuando no se alcanzaban estos valores de conductividad en el tanque.

El equipo de adquisición de datos tomaba medidas de conductividad en cada uno de los sensores en intervalos de 3 segundos; por este motivo se consideró que 5 minutos era un periodo de tiempo suficiente para que se obtuvieran datos representativos de las concentraciones de sólidos que se producían en cada ensayo. Así, se obtuvieron 100 registros de conductividad por sensor, y como además existían 12 sensores a distintas alturas del reactor, el total de datos de conductividad registrados por ensayo alcanzaba la cifra de 1200. Estos valores de conductividad se archivaban en una hoja de cálculo a la que posteriormente se aplicaban las ecuaciones que relacionaban la conductividad del tanque con la concentración de sólidos.

De este modo, se generaron las series de valores de concentración de sólidos a diferentes alturas del reactor; y de estas se observó que la variación de la cantidad de sólidos en función de la altura del tanque era absolutamente despreciable dado que los datos fluctuaban en porcentajes inferiores al 1%, y por ello se optó por calcular el valor promediado de la cantidad de sólidos en suspensión para de ahí determinar la fracción de sólidos en volumen existente en la zona anular para la configuración de cada ensayo.

Como consecuencia de todo esto se consideró que las segregaciones del campo de velocidades también deberían ser absolutamente despreciables. Este último extremo se pudo verificar al determinar la velocidad de circulación en el reactor como se ha expresado en el apartado 3.3.1 de la presente Memoria.

3.3.3. TECNICA EXPERIMENTAL PARA LA MEDIDA DE LA FRACCION DE GAS.

En el presente trabajo experimental se consideraron 3 zonas del airlift bien diferenciadas donde se podría encontrar una concentración apreciable de fase gaseosa. Estas 3 zonas se corresponden con la zona del interior del tubo elevador, la zona de la corona o zona anular y la zona superior de inversión del flujo donde descarga el tubo elevador y se produce la separación de la fase gaseosa del resto de fases existentes en el reactor.

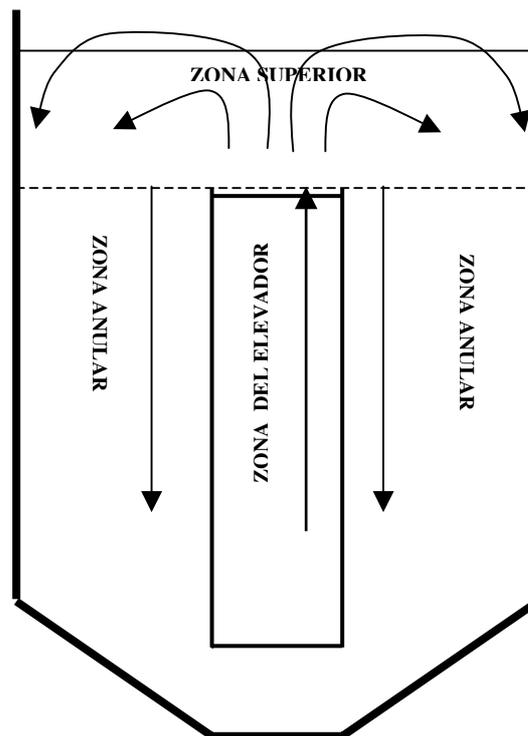


Figura 3.3.3

Se puede establecer de forma sencilla la ecuación de balance para la concentración de gas en el reactor relacionando las distintas fracciones presentes en cada una de las zonas descritas anteriormente de la siguiente forma;

$$V_T \cdot \varepsilon_{GT} = (V_R \cdot \varepsilon_{GR}) + (V_D \cdot \varepsilon_{GD}) + (V_A \cdot \varepsilon_{GA}) \quad (3.22)$$

Se apreció por simple observación visual que no existía fracción gaseosa en la zona anular o de corona; no obstante, se comprobó por conductimetría que en esta zona exterior no se verificaba la presencia de ningún frente de burbujas; por lo que se concluyó que la fase gaseosa se desprendía totalmente en la zona superior.

3.3.3.1. Evaluación de la concentración de gas en la totalidad del reactor.

En cada una de las configuraciones ensayadas en el reactor, se realizó la medida de la fracción de huecos en la totalidad del volumen del tanque, mediante el sistema descrito en el apartado 3.2.4.1. de la presente Memoria.

Una vez instalado en el tanque el tubo de longitud y diámetro previamente establecidos y añadidos la cantidad y tipo de sólido elegido, se procedía al llenado del tanque hasta enrasar la superficie libre del líquido con la base inferior del conducto instalado sobre el tanque. A continuación se inyectaba el caudal de aire elegido hasta y se medía la altura que alcanzaba el líquido en el tubo del sistema instalado en la parte superior del tanque.

Medida la altura de columna de líquido en dicho conducto y conocido su diámetro se determinó el volumen de líquido que contenía el tubo y que se correspondería con el volumen de gas retenido en el tanque. Por lo tanto, la fracción de gas en la totalidad del tanque se determinó de la siguiente forma:

$$\varepsilon_{GT} = \frac{H \cdot \left(\frac{\pi}{4}\right) D_R^2}{V_T} \quad (3.23)$$

3.3.3.2. Evaluación de la concentración de gas en el interior de los tubos elevadores.

Para cada configuración ensayada, se realizó la medida de la fracción de huecos en el interior del tubo elevador, mediante el sistema manométrico descrito en el apartado 3.2.4.2. de la presente Memoria, donde se llega a la ecuación 3.21 que tiene en consideración la influencia que la fracción de la fase sólida presente ejerce sobre la fracción volumétrica de la fase gaseosa en el tubo elevador. La expresión utilizada fue:

$$\varepsilon_{GR} = \left[\frac{h}{Z} \right] + \left[\varepsilon_{SR} \cdot \left(\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right) \right] \quad (3.18)$$

, donde el parámetro h es la indicación del manómetro diferencial y el parámetro Z es la distancia entre los puntos de toma de presión del tubo elevador.

3.3.3.3. Evaluación de la concentración de gas en la zona superior de inversión del flujo.

Una vez conocidas y valoradas las fracciones de huecos en el interior de los tubos y en la totalidad del reactor, aplicando un balance para la fase gaseosa y considerando que no existe inversión del flujo gaseoso en la zona de la corona, se puede deducir la fracción de gas que reside en la zona superior de inversión del flujo donde descarga el tubo elevador con la siguiente expresión,

$$\varepsilon_{GA} = \frac{(V_T \cdot \varepsilon_{GT}) - (V_R \cdot \varepsilon_{GR})}{V_A} \quad (3.24)$$

3.3.4. TECNICA DE MEDIDA DEL GRADO DE MEZCLA INDEPENDIENTE EN LA FASE LIQUIDA Y SOLIDA

La caracterización y evaluación del tipo de flujo del reactor se hizo de forma independiente para la fase sólida y líquida. Sin embargo, las medidas necesarias para la determinación del tipo de flujo de ambas fases se pudieron realizar sin necesidad de duplicar los ensayos para ambas fases. Esto fue posible porque se emplearon trazadores para la fase líquida y la sólida cuyas señales no interfieren entre sí.

Como ya se ha indicado anteriormente, para el estudio del tipo de flujo era necesario producir el desplazamiento del contenido de la fase sólida y de la fase líquida del reactor añadiendo sobre el mismo de forma lenta y gradual una suspensión del mismo tipo de sólido y con la misma concentración de sólido suspendida en el reactor.

La instalación descrita en el apartado 3.2.4.4. de la presente Memoria constaba de un depósito superior, situado sobre el forjado de la Planta Piloto, desde donde se descargaba una suspensión, perfectamente homogeneizada y de idéntica concentración de sólidos que la que producía el reactor. Dicha suspensión contenía los trazadores de la fase sólida y líquida. El desplazamiento de la totalidad del volumen del airlift se producía con cuatro descargas del depósito superior.

La conductividad del agua del depósito superior se ajustaba a 5 mS por adición de una pequeña cantidad de cloruro sódico, que en ningún caso hacía variar sustancialmente la densidad del líquido. Por otra parte, se añadía a dicho depósito la misma concentración de sólido que era capaz de suspender el reactor en la configuración y el caudal del ensayo que se iba a realizar.

Una vez preparada la mezcla de agua, sal y partículas sólidas perfectamente homogeneizada por una fuerte agitación mecánica en el depósito superior, se procedía a iniciar el ensayo. Para ello, ya se encontraba en plena operación de mezcla el airlift que había sido configurado para el ensayo en cuanto a la carga y tipo de sólido, caudal de gas inyectado y tipo de tubo elevador empleado.

El ensayo se iniciaba cuando de forma simultánea y por medio de dos conductos de goma flexible de igual diámetro comenzaba a descargar su contenido el depósito superior sobre el airlift y este descargaba a su vez al exterior. Se comprobó que los caudales de carga y descarga del airlift eran idénticos en todo momento, dado que las alturas entre la superficie libre de ambos depósitos y sus correspondientes puntos de descarga eran iguales, así como también eran idénticas en material, diámetro y longitud ambas conducciones de goma.

Para garantizar que no existían cortocircuitos entre el punto de carga y el punto de descarga del airlift, se colocó el punto de entrada en la zona de inversión superior del flujo o zona de despegue de la fase gaseosa y sobre un lateral del tubo elevador, mientras que el punto de salida se situó al otro lado del tubo junto a la pared exterior del mismo y a un centímetro por debajo de la zona de separación de la fase gaseosa.

Cada 7 minutos se tomaba una muestra de 2 litros de la descarga del airlift, para posteriormente separar la fase líquida de la sólida por decantación, secar el sólido y finalmente realizar un análisis por separado de la conductividad del líquido y de la composición del sólido seco.

Así, se obtenían 6 muestras a analizar por cada carga del depósito superior; y dado que para desplazar el volumen completo del airlift se requieren 4 descargas del depósito superior, el total de valores registrados tanto para la fase líquida como para la fase sólida era de 24 por cada configuración del airlift.

3.3.4.1.- Evaluación del grado de mezcla en la fase líquida:

El análisis de la fase líquida consistía simplemente en la medida de la conductividad de líquido separado del sólido por decantación. Los valores de la conductividad siempre fueron superiores a 0,1 mS/cm que era el valor aproximado de la conductividad del líquido en el airlift e inferiores a 5 mS/cm que era el valor del agua del depósito superior.

Con los datos de todos los ensayos se generaba una hoja de cálculo para realizar un ajuste de dichos valores que permitiera conocer los coeficientes A y B de la ecuación deducida a partir de la ecuación 2.70, y que quedo con la siguiente forma;

$$C = C_0 \cdot \left[1 - A e^{-\left(\frac{t_A}{f(V_M)}\right)} \right] = C_0 \cdot \left[1 - A e^{-B\left(\frac{t_A}{1}\right)} \right] \quad (3.25)$$

, donde A es un parámetro de ajuste de la curva y B es el inverso de la fracción de volumen del tanque que contribuye a la homogeneización con flujo de mezcla perfecta.

De este modo, con los datos experimentales del tiempo de medio de residencia y la concentración del trazador conductivimétrico medido en cada momento, se consiguió estimar la fracción de volumen del reactor que presentaba flujo de mezcla completa.

Así, se obtuvieron gráficos para todos los ensayos como el siguiente:

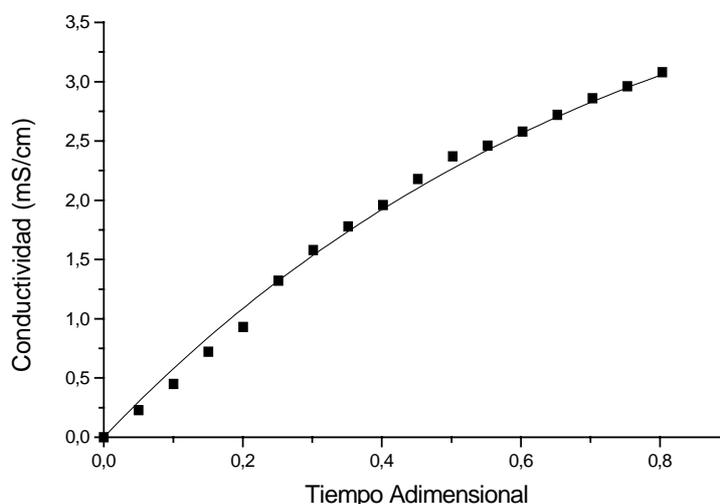


Figura 3.3.4.1

3.3.4.2.- Evaluación del grado de mezcla en la fase sólida

Para el análisis de la fase sólida se emplearon dos técnicas distintas dependiendo que se tratase de las partículas de vidrio o de las partículas de poliestireno.

El problema fundamental que se planteaba en el estudio del flujo para la fase sólida residía en la forma de discernir entre las partículas que inicialmente residían en el airlift y las partículas que procedían del depósito superior. Este punto se solucionó de forma distinta según se tratara de vidrio o plástico.

****Análisis de flujo de las partículas de vidrio:**

Para el análisis del flujo de las partículas de vidrio, ya fueran gruesas o menudas, se determinó emplear como trazador sólido partículas de carbonato cálcico cristalizado (dolomitas) con la misma granulometría que el vidrio empleado en el ensayo. La razón de la elección de este tipo de sólido reside en que la densidad del mismo ($\rho = 2,70 \text{ g/cm}^3$) es muy similar a la del vidrio empleado ($\rho = 2,60 \text{ g/cm}^3$) y además este carbonato se puede solubilizar fácilmente en presencia de ácidos.

La forma de operar consistía en emplear las partículas de vidrio en el airlift y las dolomitas en el depósito superior desde donde se descargarían sobre el airlift desplazando a las de vidrio del mismo.

Para conocer el grado de desplazamiento en cada momento, se secó y se pesó el residuo sólido de cada muestra, que era mezcla de partículas de carbonato cálcico cristalizado y de vidrio. Posteriormente, se trató dicha mezcla con ácido nítrico comercial del 60% a ebullición al objeto de conseguir la disolución total del carbonato cálcico cristalizado. El ácido nítrico se empleó

dado que los nitratos cálcicos que se podían originar son muy solubles en agua; esto hace que se consiguiera separar el vidrio de los carbonatos cálcicos de las dolomitas por ataque ácido sobre las mismas. A continuación, se realizó una operación de lavado con agua abundante y posterior secado de las partículas resistentes al ataque del nítrico y que obviamente eran las de vidrio.

Por diferencia de pesadas, entre la correspondiente a la mezcla de sólidos inicial y la posterior exclusiva de vidrio, se puede obtener el número de gramos de carbonato cálcico presente en cada muestra; y dividiendo este valor por el peso total de la mezcla de sólidos inicial se puede obtener el tanto por ciento en peso y por lo tanto en volumen del carbonato cálcico residente en el airlift sobre el total de sólidos.

La ecuación deducida a partir de la ecuación 2.65 para la determinación de la fracción de volumen del reactor que contribuye a la mezcla con flujo de mezcla perfecta quedaría con una forma análoga a la anterior, sustituyendo las conductividades por concentraciones de dolomitas, que en este caso son las empleadas como trazador sólido.

$$[Dolomita]_{AIRLIFT} = [Dolomita]_{Deposito} \left[1 - Ae^{-B\left(\frac{t}{i}\right)} \right] \quad (3.25)$$

Y también de manera similar, con los datos del análisis del residuo sólido se obtuvieron los gráficos de ajuste para la determinación de las constantes A y B de la ecuación de evaluación de la fracción de volumen que contribuye a la homogeneización con flujo de mezcla perfecta.

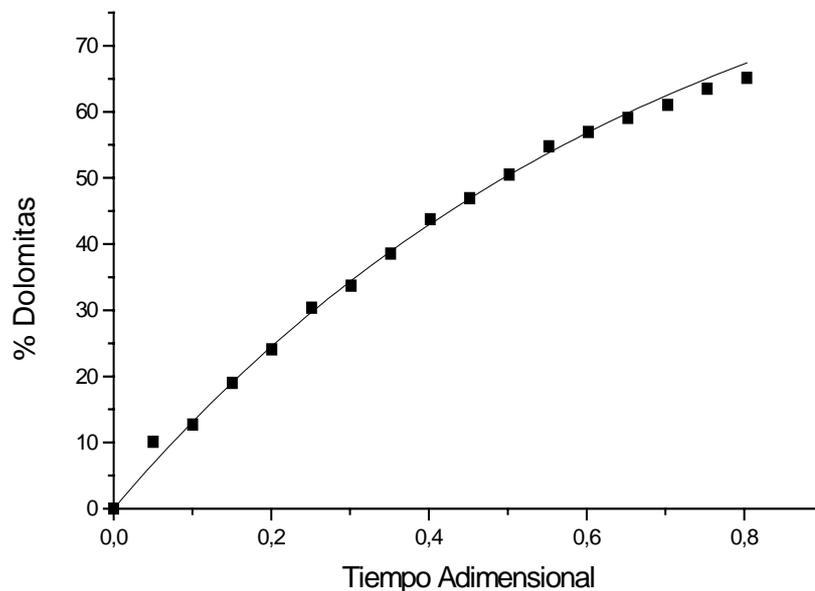


Figura 3.3.4.2.a

**** Análisis de flujo para las partículas de poliestireno:**

En el caso de las partículas de poliestireno, se determinó emplear como trazador sólido en el depósito superior el mismo tipo de partículas teñidas previamente. También se comprobó que las partículas coloreadas no tenían una diferencia de densidad apreciable respecto a las partículas originales.

Las muestras sólidas recogidas a la salida del airlift se separaron y se contabilizaron manualmente para, de forma análoga al vidrio, poder determinar posteriormente el porcentaje de desplazamiento de la fase sólida mediante el ajuste de los valores obtenidos en cada muestra sobre la ecuación de Danckwerts, que para este caso tendría la expresión:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Partículas} \\ \text{coloreadas} \end{array} \right]_{\text{AIRLIFT}} = \left[\begin{array}{c} \text{Partículas} \\ \text{coloreadas} \end{array} \right]_{\text{Deposito}} \cdot \left[1 - Ae^{-B\left(\frac{t}{i}\right)} \right] \quad (3.26)$$

Con todo ello y de forma análoga, se obtuvieron los gráficos correspondientes a cada ensayo como el ejemplo siguiente:

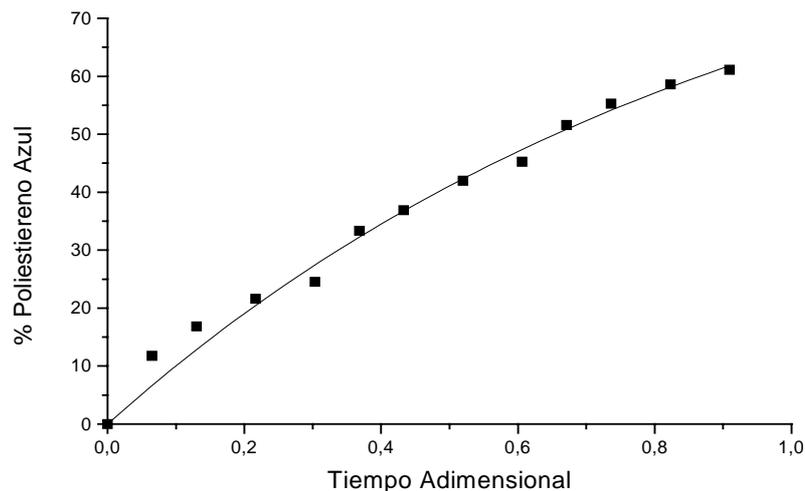


Figura 3.3.4.2.b

Como ya se ha indicado, el empleo de estas técnicas en la evaluación del tipo de flujo para la fase sólida y líquida, implicaba una toma de muestras heterogéneas donde se recogían las partículas sólidas existentes sobre 2 litros totales de suspensión. Obviamente, se evaluó la proporción de líquido y sólido total existentes en cada muestra obtenida y se compararon los resultados obtenidos con los valores de concentración de sólidos que se obtuvieron por medio de la técnica de conductividad empleada anteriormente.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS EXPERIMENTALES

4.1. INTRODUCCIÓN

En este capítulo se presentan los valores de las variables obtenidos por medida directa en la experimentación y los valores calculadas a partir de los primeros para variables no cuantificadas de forma directa. Los resultados se dan de forma ordenada mediante tablas.

Se presentan los valores experimentales obtenidos por la técnica de trazador térmico tales como la velocidad de circulación del líquido en el tanque; los valores obtenidos por la técnica manométrica para la obtención de la fracción de gas en el elevador y los valores de la fracción gaseosa en la totalidad del tanque; los valores de concentración de partículas sólidas obtenidos por medidas de conductividad en régimen estacionario sobre el volumen total del tanque; y la variación con respecto al tiempo de los valores de conductividad para el líquido y de concentración de para el sólido correspondientes al análisis de flujo en la etapa de contacto.

4.2. DATOS OBTENIDOS MEDIANTE LA TÉCNICA DE TRAZADOR TERMICO

4.2.1.- Velocidad del líquido en la corona y en el elevador

Siguiendo las técnicas descritas en el capítulo anterior, a lo largo de la experimentación se obtuvieron registros de todos los ensayos realizados para todas las configuraciones del tanque. Estos valores se agruparon en unas tablas a partir de las cuales se realizaron los gráficos representativos de la evolución del campo de temperaturas frente al tiempo en el interior del tanque y que se encuentran en el Anexo de la presente Memoria.

A partir del análisis de estos gráficos y según lo ya explicado en el punto 3.3.1 del capítulo anterior se evaluaron los tiempos de circulación para cada ensayo y conocida la distancia entre termopares instalados en el tanque se determinó la velocidad de descenso del líquido en la corona del reactor mediante la ecuación 3.24.

A partir de los valores de velocidad superficial en la corona y de los valores obtenidos posteriormente de la fracción de sólido en la zona anular, se determinaron los valores de las velocidades para el líquido en la corona u_{LD} definida como,

$$u_{LD} = \frac{U_{LD}}{(1 - \varepsilon_{SD})} \quad (4.1)$$

De este modo, se obtuvieron las velocidades del líquido en m/s en la corona para todos los ensayos realizados y agrupados en las tablas 4.2.1.f; 4.2.1.g; 4.2.1.h; y 4.2.1.i.

Los valores de la velocidad superficial del líquido en la corona del tanque se introducen en la ecuación de continuidad de la fase líquida, deduciéndose el valor de la velocidad superficial del líquido en el elevador para cada ensayo

$$U_{LR} = U_{LD} \left(\frac{D_T^2 - D_R^2}{D_R^2} \right) \quad (4.2)$$

A partir de los valores de velocidad superficial en el tubo y de los valores obtenidos posteriormente de la fracción de sólido y de la fracción de gas en el tubo, se pueden determinar los valores de velocidades para el líquido u_{LR} que se definen como

$$u_{LR} = \frac{U_{LR}}{(1 - \varepsilon_{SR} - \varepsilon_{GR})} \quad (4.3)$$

Así se obtuvieron las velocidades del líquido en m/s para todos los ensayos realizados y agrupados en las tablas 4.2.1.a; 4.2.1.b; 4.2.1.c; 4.2.1.d; y 4.2.1.e.

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL LÍQUIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 44 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	4,10	4,55	4,82	5,12	5,46	5,46	6,83
44C302	3,41	4,10	4,55	4,81	5,12	5,46	6,83
44C303	3,15	3,72	4,10	4,31	4,55	5,12	6,30
44C304	3,41	3,72	3,56	4,10	4,10	4,31	5,85
44C305	4,10	3,72	4,10	4,31	4,81	5,46	5,85
44C306	4,31	4,10	4,32	4,55	4,81	5,46	5,85
44C307	4,31	4,10	4,31	4,55	4,81	5,46	5,85
44CC1	4,55	5,12	5,85	5,85	6,30	6,83	8,19
44CC2	3,41	3,72	4,55	4,55	5,12	5,85	8,19
44CC3	3,41	4,10	4,31	4,55	5,12	5,85	8,19
44CC4	3,41	4,10	4,10	4,55	5,85	6,30	8,19
44CC5	4,10	4,55	4,55	5,12	5,12	5,85	8,19
44CC6	4,10	4,55	4,55	5,12	5,85	5,85	6,83
44CC7	4,55	4,55	4,82	5,12	5,85	5,85	6,83
44CC8	5,12	4,55	5,12	5,46	5,85	5,85	6,83
44CPL1	6,83	7,45	9,11	9,11	11,71	13,66	16,39
44CPL2	6,30	7,45	9,11	9,11	10,25	10,24	16,39
44CPL3	3,90	6,83	7,45	9,11	10,25	10,24	13,66
44CPL4	3,03	6,83	6,83	9,11	10,25	10,24	11,77
44CPL5	3,03	4,81	5,85	8,20	9,11	9,11	11,71
44CPL6	2,92	4,55	5,13	8,20	8,20	9,11	10,25
44CPL7	3,15	4,10	5,46	6,83	8,20	9,11	10,25
44CPL8	3,41	4,10	5,12	5,85	6,83	8,20	10,25
44CPL9	3,72	4,10	5,12	5,85	6,83	8,20	10,25
44L301	3,41	3,72	4,55	5,12	5,46	5,85	8,20
44L302	3,15	3,56	4,10	4,31	4,55	5,46	6,83
44L303	2,92	3,28	3,90	4,10	4,31	5,12	5,85
44L304	2,56	3,03	3,72	3,90	4,10	4,55	5,46
44L305	2,73	3,72	4,10	4,31	4,31	4,81	5,46
44L306	2,73	3,72	4,10	4,31	4,55	4,81	5,46
44L307	2,73	3,72	4,10	4,31	4,55	4,81	5,46
44LC1	4,55	5,12	5,46	5,85	6,30	6,83	6,83
44LC2	3,72	4,55	5,12	5,46	5,85	6,83	6,83
44LC3	3,41	3,72	4,1	4,31	4,55	6,30	6,83
44LC4	3,0	3,41	3,72	4,10	4,31	5,85	6,30
44LC5	4,10	4,10	4,31	4,81	5,12	5,12	6,30
44LC6	4,10	4,31	4,55	4,81	5,12	5,12	5,85
44LC7	4,10	4,31	4,55	4,81	5,12	5,12	5,85
44LC8	4,10	4,31	4,55	4,81	5,12	5,12	5,85
44LPL1	5,85	6,83	7,45	9,11	11,71	13,65	16,38
44LPL2	5,12	6,30	6,83	7,45	8,20	10,25	13,66
44LPL3	4,10	4,81	6,30	6,83	8,20	10,25	13,66
44LPL4	3,72	4,55	5,85	6,83	8,20	10,25	11,71
44LPL5	3,41	4,10	5,12	5,85	8,20	10,25	10,25
44LPL6	3,28	3,41	4,81	5,85	8,20	10,25	10,25
44LPL7	3,28	3,56	4,10	5,85	8,20	10,25	10,25
44LPL8	3,28	3,56	4,10	5,85	7,45	8,20	8,20
44LPL9	3,15	3,72	4,31	5,85	7,45	8,20	8,20

Tabla 4.2.1.a

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL LÍQUIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 82 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	0,98	1,07	1,39	1,57	1,69	1,97	2,36
82C302	0,90	1,03	1,18	1,48	1,57	1,69	1,97
82C303	0,78	0,98	1,13	1,48	1,57	1,69	1,82
82C304	0,81	1,07	1,24	1,39	1,57	1,69	1,69
82C305	0,84	1,18	1,31	1,39	1,48	1,57	1,69
82C306	0,98	1,18	1,39	1,39	1,48	1,57	1,57
82C307	0,98	1,18	1,39	1,39	1,48	1,57	1,57
82CC1	1,12	1,18	1,31	1,48	1,82	1,97	2,36
82CC2	0,98	1,13	1,31	1,39	1,48	1,82	1,97
82CC3	0,94	1,07	1,24	1,31	1,48	1,69	1,82
82CC4	0,90	0,94	1,03	1,18	1,24	1,39	1,57
82CC5	0,94	1,13	1,18	1,31	1,31	1,48	1,57
82CC6	1,07	1,18	1,24	1,31	1,39	1,48	1,57
82CC7	1,07	1,18	1,18	1,31	1,39	1,48	1,57
82CC8	1,07	1,18	1,24	1,31	1,39	1,48	1,57
82CPL1	1,81	1,97	2,15	2,36	2,36	3,93	5,90
82CPL2	1,57	1,82	1,97	2,15	2,36	3,37	5,90
82CPL3	1,38	1,69	1,69	1,82	1,97	2,36	2,95
82CPL4	1,31	1,48	1,57	1,82	1,97	1,97	2,36
82CPL5	1,18	1,31	1,39	1,48	1,82	1,97	2,36
82CPL6	1,02	1,24	1,31	1,48	1,82	1,97	2,36
82CPL7	1,02	1,18	1,39	1,57	1,97	1,97	2,36
82CPL8	1,18	1,24	1,39	1,57	1,82	1,97	2,36
82CPL9	1,18	1,24	1,39	1,57	1,82	1,97	2,36
82L301	0,98	1,07	1,13	1,48	1,57	1,69	1,97
82L302	0,98	1,03	1,07	1,24	1,31	1,48	1,69
82L303	1,02	1,13	1,18	1,24	1,39	1,57	1,82
82L304	1,07	1,18	1,24	1,31	1,48	1,69	1,97
82L305	1,12	1,18	1,24	1,31	1,48	1,69	1,97
82L306	1,12	1,18	1,24	1,31	1,48	1,69	1,97
82L307	1,12	1,18	1,24	1,31	1,48	1,69	1,97
82LC1	1,02	1,18	1,39	1,69	1,97	2,15	2,36
82LC2	0,98	1,13	1,18	1,31	1,69	1,97	2,15
82LC3	0,94	1,07	1,18	1,24	1,48	1,82	2,15
82LC4	0,90	0,98	1,07	1,18	1,39	1,69	1,97
82LC5	0,98	1,07	1,13	1,18	1,31	1,57	1,97
82LC6	0,98	1,13	1,18	1,31	1,48	1,82	2,15
82LC7	0,98	1,13	1,18	1,31	1,48	1,82	2,15
82LC8	0,98	1,13	1,18	1,31	1,48	1,82	2,15
82LPL1	1,07	1,18	1,31	1,57	1,97	2,15	2,62
82LPL2	1,07	1,13	1,24	1,31	1,97	2,15	2,62
82LPL3	1,02	1,13	1,18	1,31	1,97	2,15	2,36
82LPL4	0,98	1,07	1,18	1,31	1,69	1,82	2,15
82LPL5	0,87	0,98	1,13	1,24	1,69	1,82	1,97
82LPL6	0,87	1,03	1,18	1,31	1,69	1,82	1,97
82LPL7	0,90	0,98	1,18	1,31	1,48	1,82	1,97
82LPL8	0,90	1,03	1,13	1,24	1,48	1,69	1,97
82LPL9	0,90	1,03	1,13	1,24	1,48	1,69	1,97

Tabla 4.2.1.b

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL LÍQUIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 125 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	0,44	0,51	0,51	0,68	0,78	1,02	1,45
125C302	0,39	0,46	0,51	0,68	0,73	0,92	1,02
125C303	0,39	0,44	0,48	0,68	0,73	0,85	1,02
125C304	0,39	0,41	0,46	0,51	0,60	0,85	1,02
125C305	0,44	0,54	0,51	0,51	0,60	0,68	0,85
125C306	0,46	0,51	0,51	0,60	0,60	0,68	0,78
125C307	0,46	0,51	0,51	0,60	0,60	0,64	0,68
125CC1	0,48	0,54	0,56	0,60	0,68	0,78	1,02
125CC2	0,44	0,46	0,51	0,60	0,64	0,78	1,02
125CC3	0,42	0,44	0,48	0,54	0,60	0,78	0,92
125CC4	0,42	0,44	0,48	0,51	0,56	0,73	0,85
125CC5	0,42	0,44	0,46	0,51	0,56	0,73	0,78
125CC6	0,48	0,51	0,54	0,56	0,73	0,78	0,78
125CC7	0,48	0,54	0,56	0,60	0,64	0,73	0,78
125CC8	0,48	0,54	0,56	0,60	0,68	0,73	0,78
125CPL1	0,68	0,73	0,78	1,02	1,02	1,27	1,69
125CPL2	0,56	0,64	0,68	0,85	0,92	1,13	1,27
125CPL3	0,56	0,64	0,68	0,73	0,85	1,13	1,27
125CPL4	0,54	0,56	0,60	0,68	0,78	0,85	1,02
125CPL5	0,51	0,51	0,56	0,64	0,68	0,78	0,85
125CPL6	0,51	0,51	0,54	0,60	0,68	0,73	0,92
125CPL7	0,54	0,56	0,60	0,64	0,73	0,85	1,02
125CPL8	0,56	0,60	0,64	0,68	0,73	0,92	1,02
125CPL9	0,56	0,60	0,73	0,85	0,92	1,02	1,02
125L301	0,51	0,56	0,60	0,64	0,68	0,78	0,85
125L302	0,46	0,51	0,56	0,64	0,64	0,73	0,78
125L303	0,39	0,41	0,46	0,54	0,60	0,64	0,78
125L304	0,34	0,36	0,44	0,51	0,60	0,64	0,73
125L305	0,34	0,36	0,46	0,51	0,56	0,64	0,78
125L306	0,30	0,34	0,41	0,46	0,51	0,64	0,73
125L307	0,30	0,34	0,41	0,46	0,51	0,64	0,73
125LC1	0,44	0,46	0,54	0,56	0,64	0,73	1,02
125LC2	0,42	0,44	0,51	0,54	0,60	0,64	0,85
125LC3	0,44	0,48	0,54	0,56	0,64	0,68	0,85
125LC4	0,46	0,51	0,56	0,60	0,64	0,68	0,85
125LC5	0,51	0,54	0,56	0,60	0,64	0,68	0,85
125LC6	0,51	0,54	0,56	0,60	0,64	0,68	0,85
125LC7	0,51	0,54	0,56	0,60	0,64	0,68	0,85
125LC8	0,51	0,54	0,56	0,60	0,64	0,68	0,85
125LPL1	0,56	0,60	0,64	0,68	0,73	0,85	1,27
125LPL2	0,51	0,54	0,56	0,64	0,68	0,85	1,27
125LPL3	0,51	0,51	0,56	0,60	0,68	0,85	1,27
125LPL4	0,44	0,46	0,51	0,56	0,64	0,78	1,02
125LPL5	0,42	0,46	0,51	0,56	0,64	0,73	1,02
125LPL6	0,42	0,46	0,51	0,54	0,60	0,68	0,92
125LPL7	0,42	0,46	0,48	0,51	0,56	0,64	0,85
125LPL8	0,42	0,46	0,48	0,51	0,56	0,64	0,73
125LPL9	0,42	0,46	0,48	0,51	0,56	0,64	0,73

Tabla 4.2.1.c

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL LÍQUIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 240 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	0,17	0,20	0,23	0,25	0,28	0,46	0,46
240CC2	0,16	0,18	0,21	0,23	0,28	0,39	0,46
240CC3	0,14	0,15	0,20	0,23	0,28	0,34	0,46
240CC4	0,13	0,14	0,17	0,21	0,28	0,31	0,39
240CC5	0,11	0,14	0,15	0,17	0,23	0,28	0,34
240CC6	0,11	0,13	0,14	0,15	0,23	0,25	0,31
240CC7	0,11	0,13	0,14	0,15	0,21	0,23	0,28
240CC8	0,11	0,13	0,14	0,15	0,20	0,23	0,28
240CPL1	0,28	0,31	0,34	0,39	0,46	0,55	0,69
240CPL2	0,23	0,28	0,34	0,39	0,46	0,55	0,69
240CPL3	0,23	0,28	0,34	0,39	0,46	0,55	0,69
240CPL4	0,20	0,28	0,34	0,39	0,46	0,46	0,69
240CPL5	0,20	0,28	0,34	0,39	0,46	0,46	0,55
240CPL6	0,17	0,23	0,31	0,34	0,39	0,46	0,46
240CPL7	0,16	0,20	0,28	0,31	0,34	0,39	0,46
240CPL8	0,15	0,18	0,28	0,28	0,31	0,34	0,39
240CPL9	0,15	0,18	0,23	0,28	0,31	0,34	0,39
240LC1	0,20	0,20	0,21	0,23	0,28	0,31	0,34
240LC2	0,17	0,18	0,20	0,21	0,23	0,28	0,34
240LC3	0,13	0,14	0,15	0,15	0,20	0,23	0,31
240LC4	0,11	0,13	0,14	0,15	0,17	0,20	0,28
240LC5	0,11	0,13	0,14	0,15	0,16	0,18	0,25
240LC6	0,11	0,11	0,13	0,15	0,15	0,17	0,23
240LC7	0,11	0,11	0,13	0,15	0,15	0,17	0,21
240LC8	0,11	0,11	0,13	0,15	0,15	0,17	0,20
240LPL1	0,23	0,28	0,31	0,34	0,46	0,55	0,69
240LPL2	0,20	0,23	0,28	0,34	0,46	0,55	0,69
240LPL3	0,20	0,23	0,28	0,34	0,46	0,55	0,69
240LPL4	0,17	0,20	0,23	0,31	0,39	0,46	0,55
240LPL5	0,16	0,18	0,23	0,28	0,34	0,46	0,55
240LPL6	0,16	0,17	0,21	0,28	0,34	0,39	0,46
240LPL7	0,15	0,17	0,20	0,23	0,28	0,34	0,46
240LPL8	0,15	0,17	0,20	0,23	0,28	0,34	0,46
240LPL9	0,15	0,16	0,18	0,21	0,28	0,34	0,39

Tabla 4.2.1.d

VELOCIDAD DEL LÍQUIDO EN DISPERSION LIBRE O SIN ELEVADOR (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
DLC1	0,06	0,06	0,08	0,09	0,10	0,11	0,15
DLC2	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11	0,13
DLC3	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,10	0,13
DLC4	0,06	0,06	0,07	0,08	0,08	0,09	0,11
DLC5	0,05	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11
DLC6	0,05	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11
DLC7	0,05	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11
DLC8	0,05	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11
DLPL1	0,06	0,08	0,09	0,11	0,15	0,15	0,23
DLPL2	0,06	0,08	0,09	0,11	0,15	0,15	0,23
DLPL3	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11	0,13	0,15
DLPL4	0,06	0,06	0,08	0,09	0,11	0,13	0,15
DLPL5	0,06	0,06	0,08	0,08	0,10	0,11	0,13
DLPL6	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11	0,13
DLPL7	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11	0,13
DLPL8	0,06	0,06	0,07	0,08	0,09	0,11	0,13
DLPL9	0,06	0,06	0,07	0,08	0,09	0,11	0,13

Tabla 4.2.1.e

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL LÍQUIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 44 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	0,045	0,050	0,053	0,056	0,060	0,060	0,075
44C302	0,038	0,045	0,050	0,053	0,056	0,060	0,075
44C303	0,035	0,041	0,045	0,047	0,050	0,056	0,069
44C304	0,038	0,041	0,039	0,045	0,045	0,047	0,064
44C305	0,045	0,041	0,045	0,047	0,053	0,060	0,064
44C306	0,047	0,045	0,047	0,050	0,053	0,060	0,064
44C307	0,047	0,045	0,047	0,050	0,053	0,060	0,064
44CC1	0,050	0,056	0,064	0,064	0,069	0,075	0,090
44CC2	0,038	0,041	0,050	0,050	0,056	0,064	0,090
44CC3	0,038	0,045	0,047	0,050	0,056	0,064	0,090
44CC4	0,038	0,045	0,045	0,050	0,064	0,069	0,090
44CC5	0,045	0,050	0,050	0,056	0,056	0,064	0,090
44CC6	0,045	0,050	0,050	0,056	0,064	0,064	0,075
44CC7	0,050	0,050	0,053	0,056	0,064	0,064	0,075
44CC8	0,056	0,050	0,056	0,060	0,064	0,064	0,075
44CPL1	0,075	0,082	0,100	0,100	0,129	0,150	0,180
44CPL2	0,069	0,082	0,100	0,100	0,113	0,113	0,180
44CPL3	0,043	0,075	0,082	0,100	0,113	0,113	0,150
44CPL4	0,033	0,075	0,075	0,100	0,113	0,113	0,129
44CPL5	0,033	0,053	0,064	0,090	0,100	0,100	0,129
44CPL6	0,032	0,050	0,056	0,090	0,090	0,100	0,113
44CPL7	0,035	0,045	0,060	0,075	0,090	0,100	0,113
44CPL8	0,038	0,045	0,056	0,064	0,075	0,090	0,113
44CPL9	0,041	0,045	0,056	0,064	0,075	0,090	0,113
44L301	0,038	0,041	0,050	0,056	0,060	0,064	0,090
44L302	0,035	0,039	0,045	0,047	0,050	0,060	0,075
44L303	0,032	0,036	0,043	0,045	0,047	0,056	0,064
44L304	0,028	0,033	0,041	0,043	0,045	0,050	0,060
44L305	0,030	0,041	0,045	0,047	0,047	0,053	0,060
44L306	0,030	0,041	0,045	0,047	0,050	0,053	0,060
44L307	0,030	0,041	0,045	0,047	0,050	0,053	0,060
44LC1	0,050	0,056	0,060	0,064	0,069	0,075	0,075
44LC2	0,041	0,050	0,056	0,060	0,064	0,075	0,075
44LC3	0,038	0,041	0,045	0,047	0,050	0,069	0,075
44LC4	0,033	0,038	0,041	0,045	0,047	0,064	0,069
44LC5	0,045	0,045	0,047	0,053	0,056	0,056	0,069
44LC6	0,045	0,047	0,050	0,053	0,056	0,056	0,064
44LC7	0,045	0,047	0,050	0,053	0,056	0,056	0,064
44LC8	0,045	0,047	0,050	0,053	0,056	0,056	0,064
44LPL1	0,064	0,075	0,082	0,100	0,129	0,150	0,180
44LPL2	0,056	0,069	0,075	0,082	0,090	0,113	0,150
44LPL3	0,045	0,053	0,069	0,075	0,090	0,113	0,150
44LPL4	0,041	0,050	0,064	0,075	0,090	0,113	0,129
44LPL5	0,038	0,045	0,056	0,064	0,090	0,113	0,113
44LPL6	0,036	0,038	0,053	0,064	0,090	0,113	0,113
44LPL7	0,036	0,039	0,045	0,064	0,090	0,113	0,113
44LPL8	0,036	0,039	0,045	0,064	0,082	0,090	0,090
44LPL9	0,035	0,041	0,047	0,064	0,082	0,090	0,090

Tabla 4.2.1.f

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL LÍQUIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 82 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	0,038	0,041	0,053	0,060	0,064	0,075	0,090
82C302	0,035	0,039	0,045	0,056	0,060	0,064	0,075
82C303	0,030	0,038	0,043	0,056	0,060	0,064	0,069
82C304	0,031	0,041	0,047	0,053	0,060	0,064	0,064
82C305	0,032	0,045	0,050	0,053	0,056	0,060	0,064
82C306	0,038	0,045	0,053	0,053	0,056	0,060	0,060
82C307	0,038	0,045	0,053	0,053	0,056	0,060	0,060
82CC1	0,043	0,045	0,050	0,056	0,069	0,075	0,090
82CC2	0,038	0,043	0,050	0,053	0,056	0,069	0,075
82CC3	0,036	0,041	0,047	0,050	0,056	0,064	0,069
82CC4	0,035	0,036	0,039	0,045	0,047	0,053	0,060
82CC5	0,036	0,043	0,045	0,050	0,050	0,056	0,060
82CC6	0,041	0,045	0,047	0,050	0,053	0,056	0,060
82CC7	0,041	0,045	0,045	0,050	0,053	0,056	0,060
82CC8	0,041	0,045	0,047	0,050	0,053	0,056	0,060
82CPL1	0,069	0,075	0,082	0,090	0,090	0,150	0,225
82CPL2	0,060	0,069	0,075	0,082	0,090	0,129	0,225
82CPL3	0,053	0,064	0,064	0,069	0,075	0,090	0,113
82CPL4	0,050	0,056	0,060	0,069	0,075	0,075	0,090
82CPL5	0,045	0,050	0,053	0,056	0,069	0,075	0,090
82CPL6	0,039	0,047	0,050	0,056	0,069	0,075	0,090
82CPL7	0,039	0,045	0,053	0,060	0,075	0,075	0,090
82CPL8	0,045	0,047	0,053	0,060	0,069	0,075	0,090
82CPL9	0,045	0,047	0,053	0,060	0,069	0,075	0,090
82L301	0,038	0,041	0,043	0,056	0,060	0,064	0,075
82L302	0,038	0,039	0,041	0,047	0,050	0,056	0,064
82L303	0,039	0,043	0,045	0,047	0,053	0,060	0,069
82L304	0,041	0,045	0,047	0,050	0,056	0,064	0,075
82L305	0,043	0,045	0,047	0,050	0,056	0,064	0,075
82L306	0,043	0,045	0,047	0,050	0,056	0,064	0,075
82L307	0,043	0,045	0,047	0,050	0,056	0,064	0,075
82LC1	0,039	0,045	0,053	0,064	0,075	0,082	0,090
82LC2	0,038	0,043	0,045	0,050	0,064	0,075	0,082
82LC3	0,036	0,041	0,045	0,047	0,056	0,069	0,082
82LC4	0,035	0,038	0,041	0,045	0,053	0,064	0,075
82LC5	0,038	0,041	0,043	0,045	0,050	0,060	0,075
82LC6	0,038	0,043	0,045	0,050	0,056	0,069	0,082
82LC7	0,038	0,043	0,045	0,050	0,056	0,069	0,082
82LC8	0,038	0,043	0,045	0,050	0,056	0,069	0,082
82LPL1	0,041	0,045	0,050	0,060	0,075	0,082	0,100
82LPL2	0,041	0,043	0,047	0,050	0,075	0,082	0,100
82LPL3	0,039	0,043	0,045	0,050	0,075	0,082	0,090
82LPL4	0,038	0,041	0,045	0,050	0,064	0,069	0,082
82LPL5	0,033	0,038	0,043	0,047	0,064	0,069	0,075
82LPL6	0,033	0,039	0,045	0,050	0,064	0,069	0,075
82LPL7	0,035	0,038	0,045	0,050	0,056	0,069	0,075
82LPL8	0,035	0,039	0,043	0,047	0,056	0,064	0,075
82LPL9	0,035	0,039	0,043	0,047	0,056	0,064	0,075

Tabla 4.2.1.g

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL LÍQUIDO EN CORONA CON ELEVADORES DE 125 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	0,039	0,045	0,045	0,060	0,069	0,090	0,129
125C302	0,035	0,041	0,045	0,060	0,064	0,082	0,090
125C303	0,035	0,039	0,043	0,060	0,064	0,075	0,090
125C304	0,035	0,036	0,041	0,045	0,053	0,075	0,090
125C305	0,039	0,047	0,045	0,045	0,053	0,060	0,075
125C306	0,041	0,045	0,045	0,053	0,053	0,060	0,069
125C307	0,041	0,045	0,045	0,053	0,053	0,056	0,060
125CC1	0,043	0,047	0,050	0,053	0,060	0,069	0,090
125CC2	0,039	0,041	0,045	0,053	0,056	0,069	0,090
125CC3	0,038	0,039	0,043	0,047	0,053	0,069	0,082
125CC4	0,038	0,039	0,043	0,045	0,050	0,064	0,075
125CC5	0,038	0,039	0,041	0,045	0,050	0,064	0,069
125CC6	0,043	0,045	0,047	0,050	0,064	0,069	0,069
125CC7	0,043	0,047	0,050	0,053	0,056	0,064	0,069
125CC8	0,043	0,047	0,050	0,053	0,060	0,064	0,069
125CPL1	0,060	0,064	0,069	0,090	0,090	0,113	0,150
125CPL2	0,050	0,056	0,060	0,075	0,082	0,100	0,113
125CPL3	0,050	0,056	0,060	0,064	0,075	0,100	0,113
125CPL4	0,047	0,050	0,053	0,060	0,069	0,075	0,090
125CPL5	0,045	0,045	0,050	0,056	0,060	0,069	0,075
125CPL6	0,045	0,045	0,047	0,053	0,060	0,064	0,082
125CPL7	0,047	0,050	0,053	0,056	0,064	0,075	0,090
125CPL8	0,050	0,053	0,056	0,060	0,064	0,082	0,090
125CPL9	0,050	0,053	0,064	0,075	0,082	0,090	0,090
125L301	0,045	0,050	0,053	0,056	0,060	0,069	0,075
125L302	0,041	0,045	0,050	0,056	0,056	0,064	0,069
125L303	0,035	0,036	0,041	0,047	0,053	0,056	0,069
125L304	0,030	0,032	0,039	0,045	0,053	0,056	0,064
125L305	0,030	0,032	0,041	0,045	0,050	0,056	0,069
125L306	0,027	0,030	0,036	0,041	0,045	0,056	0,064
125L307	0,027	0,030	0,036	0,041	0,045	0,056	0,064
125LC1	0,039	0,041	0,047	0,050	0,056	0,064	0,090
125LC2	0,038	0,039	0,045	0,047	0,053	0,056	0,075
125LC3	0,039	0,043	0,047	0,050	0,056	0,060	0,075
125LC4	0,041	0,045	0,050	0,053	0,056	0,060	0,075
125LC5	0,045	0,047	0,050	0,053	0,056	0,060	0,075
125LC6	0,045	0,047	0,050	0,053	0,056	0,060	0,075
125LC7	0,045	0,047	0,050	0,053	0,056	0,060	0,075
125LC8	0,045	0,047	0,050	0,053	0,056	0,060	0,075
125LPL1	0,050	0,053	0,056	0,060	0,064	0,075	0,113
125LPL2	0,045	0,047	0,050	0,056	0,060	0,075	0,113
125LPL3	0,045	0,045	0,050	0,053	0,060	0,075	0,113
125LPL4	0,039	0,041	0,045	0,050	0,056	0,069	0,090
125LPL5	0,038	0,041	0,045	0,050	0,056	0,064	0,090
125LPL6	0,038	0,041	0,045	0,047	0,053	0,060	0,082
125LPL7	0,038	0,041	0,043	0,045	0,050	0,056	0,075
125LPL8	0,038	0,041	0,043	0,045	0,050	0,056	0,064
125LPL9	0,038	0,041	0,043	0,045	0,050	0,056	0,064

Tabla 4.2.1.h

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL LÍQUIDO EN CORONA CON ELEVADORES DE 240 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	0,056	0,064	0,075	0,082	0,090	0,150	0,150
240CC2	0,053	0,060	0,069	0,075	0,090	0,129	0,150
240CC3	0,045	0,050	0,064	0,075	0,090	0,113	0,150
240CC4	0,041	0,045	0,056	0,069	0,090	0,100	0,129
240CC5	0,038	0,045	0,050	0,056	0,075	0,090	0,113
240CC6	0,035	0,043	0,045	0,050	0,075	0,082	0,100
240CC7	0,035	0,043	0,045	0,050	0,069	0,075	0,090
240CC8	0,036	0,043	0,045	0,050	0,064	0,075	0,090
240CPL1	0,090	0,100	0,113	0,129	0,150	0,180	0,225
240CPL2	0,075	0,090	0,113	0,129	0,150	0,180	0,225
240CPL3	0,075	0,090	0,113	0,129	0,150	0,180	0,225
240CPL4	0,064	0,090	0,113	0,129	0,150	0,150	0,225
240CPL5	0,064	0,090	0,113	0,129	0,150	0,150	0,180
240CPL6	0,056	0,075	0,100	0,113	0,129	0,150	0,150
240CPL7	0,053	0,064	0,090	0,100	0,113	0,129	0,150
240CPL8	0,050	0,060	0,090	0,090	0,100	0,113	0,129
240CPL9	0,050	0,060	0,075	0,090	0,100	0,113	0,129
240LC1	0,064	0,064	0,069	0,075	0,090	0,100	0,113
240LC2	0,056	0,060	0,064	0,069	0,075	0,090	0,113
240LC3	0,041	0,045	0,047	0,050	0,064	0,075	0,100
240LC4	0,038	0,041	0,045	0,047	0,056	0,064	0,090
240LC5	0,036	0,041	0,045	0,047	0,053	0,060	0,082
240LC6	0,035	0,038	0,041	0,047	0,050	0,056	0,075
240LC7	0,035	0,038	0,041	0,047	0,050	0,056	0,069
240LC8	0,035	0,038	0,041	0,047	0,050	0,056	0,064
240LPL1	0,075	0,090	0,100	0,113	0,150	0,180	0,225
240LPL2	0,064	0,075	0,090	0,113	0,150	0,180	0,225
240LPL3	0,064	0,075	0,090	0,113	0,150	0,180	0,225
240LPL4	0,056	0,064	0,075	0,100	0,129	0,150	0,180
240LPL5	0,053	0,060	0,075	0,090	0,113	0,150	0,180
240LPL6	0,053	0,056	0,069	0,090	0,113	0,129	0,150
240LPL7	0,050	0,056	0,064	0,075	0,090	0,113	0,150
240LPL8	0,050	0,056	0,064	0,075	0,090	0,113	0,150
240LPL9	0,047	0,053	0,060	0,069	0,090	0,113	0,129

Tabla 4.2.1.i

4.2.2.- Velocidad de la fase sólida en el elevador y en la corona.

Por otra parte, a partir de la velocidad de descenso del líquido en la corona se puede determinar la velocidad del sólido en dicha zona según la ecuación 2.2 y de forma análoga se puede determinar la velocidad de ascenso del sólido en el interior del tubo elevador con la ecuación 2.1, donde, en ambos casos, v_t es la velocidad de sedimentación de un conjunto de partículas sólidas en el seno de un fluido en reposo.

La expresión de la velocidad de sedimentación libre de una partícula en el seno de un fluido es bien conocida y está definida por la ecuación 2.18, donde la constante de sedimentación C_D se determina mediante la ecuación 2.19. Para conocer dicha constante es necesario determinar previamente el número de Reynolds de partícula según la expresión 2.22. Pero para el cálculo de esta relación adimensional es necesario conocer previamente la velocidad de sedimentación de la partícula.

Para su determinación fue necesaria la realización de un tanteo para cada tipo de partícula, salvo para el caso de las partículas de poliestireno pues su densidad es prácticamente igual a la del líquido y su velocidad de sedimentación libre sería cero.

De este modo, se realizaron los cálculos para determinación de la velocidad de sedimentación libre de una partícula de vidrio grueso y de una partícula de vidrio fino mediante los siguientes tanteos:

Vidrio Grueso (Tipo 30)				
$Re_p = \frac{v_{T \rightarrow \infty} \cdot \rho_{SL} \cdot D_S}{\mu_{SL}}$	50	240	2202	210
$C_D = \frac{18,5}{Re_p^{0,6}}$	0.6730	0.6903	0.7273	0.7479
$v_{t \rightarrow \infty} = \sqrt{\frac{g}{C_D} \cdot \left(\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right) \cdot \frac{4}{3} \cdot D_S}$ (m/s)	0.1860	0.1870	0.1780	<u>0.1755</u>
$Re_p = \frac{v_{T \rightarrow \infty} \cdot \rho_{SL} \cdot D_S}{\mu_{SL}}$	222	219	213	210

Tabla 4.2.2.a

Vidrio Fino (Tipo C)				
$Re_p = \frac{v_{T \rightarrow \infty} \cdot \rho_{SL} \cdot D_S}{\mu_{SL}}$	100	50	10	9
$C_D = \frac{18,5}{Re_p^{0,6}}$	1.1672	1.7692	4.6470	4.9500
$v_{t \rightarrow \infty} = \sqrt{\frac{g}{C_D} \cdot \left(\frac{\rho_S - \rho_L}{\rho_L} \right) \cdot \frac{4}{3} \cdot D_S}$ (m/s)	0.0674	0.0547	0.0380	<u>0.0327</u>
$Re_p = \frac{v_{T \rightarrow \infty} \cdot \rho_{SL} \cdot D_S}{\mu_{SL}}$	18.63	15.14	9.34	9.05

Tabla 4.2.2.b

Con los valores obtenidos de la velocidad de sedimentación libre para cada tipo de sólido, se calculó el valor de la velocidad de sedimentación del conjunto de sólidos en el seno de un fluido en reposo mediante las ecuaciones 2.20, 2.21, 2.22, 2.23 y 2.24, a las que se aplicaron los parámetros geométricos del presente sistema, así como las medidas experimentales de las fracciones de la fase líquida y sólida.

De esta forma se obtuvieron las velocidades de la fase sólida tanto en el elevador como en la zona de la corona. Estos resultados se agrupan por baterías de ensayos en las tablas 4.2.2.c, 4.2.2.d, 4.2.2.e, 4.2.2.f, 4.2.2.g, 4.2.2.h, 4.2.2.i, 4.2.2.j, y 4.2.2.k.

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL SOLIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 44 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	3,93	4,38	4,65	4,96	5,29	5,29	6,66
44C302	3,24	3,93	4,38	4,65	4,96	5,29	6,66
44C303	2,98	3,55	3,93	4,14	4,38	4,96	6,13
44C304	3,24	3,55	3,39	3,93	3,93	4,14	5,68
44C305	3,93	3,55	3,93	4,14	4,65	5,29	5,68
44C306	4,14	3,93	4,14	4,38	4,65	5,29	5,68
44C307	4,14	3,93	4,14	4,38	4,65	5,29	5,68
44CC1	4,52	5,10	5,83	5,83	6,27	6,80	8,17
44CC2	3,39	3,70	4,52	4,52	5,10	5,83	8,17
44CC3	3,39	4,07	4,29	4,52	5,10	5,83	8,17
44CC4	3,39	4,07	4,07	4,53	5,83	6,27	8,17
44CC5	4,07	4,52	4,52	5,10	5,10	5,83	8,17
44CC6	4,07	4,52	4,52	5,10	5,83	5,83	6,80
44CC7	4,52	4,52	4,79	5,10	5,83	5,83	6,80
44CC8	5,10	4,52	5,10	5,44	5,83	5,83	6,80
44CPL1	6,83	7,45	9,11	9,11	11,72	13,67	16,40
44CPL2	6,30	7,45	9,11	9,11	10,25	10,25	16,40
44CPL3	3,91	6,83	7,45	9,11	10,25	10,25	13,67
44CPL4	3,03	6,83	6,83	9,11	10,25	10,25	11,72
44CPL5	3,03	4,82	5,86	8,20	9,11	9,11	11,72
44CPL6	2,92	4,56	5,13	8,20	8,20	9,11	10,25
44CPL7	3,15	4,10	5,47	6,83	8,20	9,11	10,25
44CPL8	3,42	4,10	5,13	5,86	6,83	8,20	10,25
44CPL9	3,73	4,10	5,13	5,86	6,83	8,20	10,25
44L301	3,24	3,55	4,38	4,96	5,29	5,68	8,03
44L302	2,98	3,39	3,93	4,14	4,38	5,29	6,66
44L303	2,75	3,11	3,74	3,93	4,15	4,96	5,69
44L304	2,39	2,86	3,55	3,73	3,93	4,38	5,29
44L305	2,56	3,55	3,93	4,14	4,14	4,65	5,29
44L306	2,56	3,55	3,93	4,14	4,38	4,65	5,29
44L307	2,56	3,55	3,93	4,14	4,38	4,65	5,29
44LC1	4,52	5,10	5,43	5,83	6,27	6,80	6,80
44LC2	3,69	4,52	5,10	5,43	5,83	6,80	6,80
44LC3	3,39	3,70	4,07	4,29	4,52	6,27	6,80
44LC4	3,00	3,39	3,70	4,07	4,29	5,83	6,27
44LC5	4,07	4,07	4,29	4,79	5,10	5,10	6,27
44LC6	4,07	4,29	4,52	4,79	5,10	5,10	5,83
44LC7	4,07	4,29	4,52	4,79	5,10	5,10	5,83
44LC8	4,07	4,29	4,52	4,79	5,10	5,10	5,83
44LPL1	5,86	6,83	7,45	9,11	11,72	13,67	16,40
44LPL2	5,13	6,30	6,83	7,45	8,20	10,25	13,67
44LPL3	4,10	4,82	6,30	6,83	8,20	10,25	13,67
44LPL4	3,73	4,56	5,86	6,83	8,20	10,25	11,72
44LPL5	3,42	4,10	5,13	5,86	8,20	10,25	10,25
44LPL6	3,28	3,42	4,82	5,86	8,20	10,25	10,25
44LPL7	3,28	3,56	4,10	5,86	8,20	10,25	10,25
44LPL8	3,28	3,56	4,10	5,86	7,45	8,20	8,20
44LPL9	3,15	3,73	4,32	5,86	7,45	8,20	8,20

Tabla 4.2.2.c

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL SOLIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 82 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	0,81	0,90	1,21	1,40	1,51	1,79	2,19
82C302	0,73	0,85	1,01	1,31	1,40	1,51	1,79
82C303	0,61	0,81	0,95	1,30	1,40	1,51	1,64
82C304	0,64	0,90	1,07	1,21	1,40	1,51	1,51
82C305	0,67	1,01	1,14	1,21	1,30	1,40	1,51
82C306	0,81	1,01	1,21	1,21	1,30	1,40	1,40
82C307	0,81	1,01	1,21	1,21	1,30	1,40	1,40
82CC1	1,09	1,15	1,28	1,44	1,78	1,94	2,33
82CC2	0,95	1,09	1,28	1,36	1,45	1,78	1,94
82CC3	0,91	1,04	1,21	1,28	1,45	1,66	1,79
82CC4	0,88	0,91	1,00	1,15	1,21	1,36	1,54
82CC5	0,91	1,10	1,15	1,28	1,28	1,45	1,54
82CC6	1,04	1,15	1,21	1,28	1,36	1,45	1,54
82CC7	1,04	1,15	1,15	1,28	1,36	1,45	1,54
82CC8	1,04	1,15	1,21	1,28	1,36	1,45	1,54
82CPL1	1,82	1,97	2,15	2,36	2,36	3,93	5,90
82CPL2	1,57	1,82	1,97	2,15	2,36	3,37	5,90
82CPL3	1,39	1,69	1,69	1,82	1,97	2,36	2,95
82CPL4	1,31	1,48	1,57	1,82	1,97	1,97	2,36
82CPL5	1,18	1,31	1,39	1,48	1,82	1,97	2,36
82CPL6	1,03	1,24	1,31	1,48	1,82	1,97	2,36
82CPL7	1,03	1,18	1,39	1,57	1,97	1,97	2,36
82CPL8	1,18	1,24	1,39	1,57	1,82	1,97	2,36
82CPL9	1,18	1,24	1,39	1,57	1,82	1,97	2,36
82L301	0,81	0,90	0,95	1,30	1,40	1,51	1,79
82L302	0,81	0,85	0,90	1,07	1,14	1,30	1,51
82L303	0,85	0,95	1,01	1,07	1,21	1,40	1,64
82L304	0,90	1,01	1,07	1,14	1,30	1,51	1,79
82L305	0,95	1,01	1,07	1,14	1,30	1,51	1,79
82L306	0,95	1,01	1,07	1,14	1,30	1,51	1,79
82L307	0,95	1,01	1,07	1,14	1,30	1,51	1,79
82LC1	0,99	1,15	1,36	1,65	1,94	2,11	2,33
82LC2	0,95	1,09	1,15	1,28	1,66	1,94	2,11
82LC3	0,91	1,04	1,15	1,21	1,45	1,79	2,12
82LC4	0,88	0,95	1,04	1,15	1,36	1,66	1,94
82LC5	0,95	1,04	1,10	1,15	1,28	1,54	1,94
82LC6	0,95	1,10	1,15	1,28	1,45	1,79	2,12
82LC7	0,95	1,10	1,15	1,28	1,45	1,79	2,12
82LC8	0,95	1,10	1,15	1,28	1,45	1,79	2,12
82LPL1	1,07	1,18	1,31	1,57	1,97	2,15	2,62
82LPL2	1,07	1,13	1,24	1,31	1,97	2,15	2,62
82LPL3	1,03	1,13	1,18	1,31	1,97	2,15	2,36
82LPL4	0,98	1,07	1,18	1,31	1,69	1,82	2,15
82LPL5	0,87	0,98	1,13	1,24	1,69	1,82	1,97
82LPL6	0,87	1,03	1,18	1,31	1,69	1,82	1,97
82LPL7	0,91	0,98	1,18	1,31	1,48	1,82	1,97
82LPL8	0,91	1,03	1,13	1,24	1,48	1,69	1,97
82LPL9	0,91	1,03	1,13	1,24	1,48	1,69	1,97

Tabla 4.2.2.d

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL SOLIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 125 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	0,27	0,33	0,33	0,50	0,61	0,84	1,28
125C302	0,22	0,29	0,33	0,50	0,55	0,75	0,84
125C303	0,22	0,27	0,31	0,50	0,55	0,67	0,84
125C304	0,22	0,23	0,29	0,33	0,42	0,67	0,84
125C305	0,27	0,36	0,33	0,33	0,42	0,50	0,67
125C306	0,29	0,33	0,33	0,42	0,42	0,50	0,61
125C307	0,29	0,33	0,33	0,42	0,42	0,46	0,50
125CC1	0,45	0,50	0,53	0,57	0,65	0,75	0,98
125CC2	0,41	0,43	0,48	0,57	0,60	0,75	0,98
125CC3	0,39	0,41	0,45	0,50	0,57	0,75	0,89
125CC4	0,39	0,41	0,45	0,48	0,53	0,70	0,82
125CC5	0,39	0,41	0,43	0,48	0,53	0,70	0,75
125CC6	0,45	0,48	0,50	0,53	0,70	0,75	0,75
125CC7	0,45	0,50	0,53	0,57	0,61	0,70	0,75
125CC8	0,45	0,50	0,53	0,57	0,65	0,70	0,75
125CPL1	0,68	0,73	0,78	1,02	1,02	1,27	1,69
125CPL2	0,56	0,64	0,68	0,85	0,92	1,13	1,27
125CPL3	0,56	0,64	0,68	0,73	0,85	1,13	1,27
125CPL4	0,54	0,56	0,60	0,68	0,78	0,85	1,02
125CPL5	0,51	0,51	0,56	0,64	0,68	0,78	0,85
125CPL6	0,51	0,51	0,54	0,60	0,68	0,73	0,92
125CPL7	0,54	0,56	0,60	0,64	0,73	0,85	1,02
125CPL8	0,56	0,60	0,64	0,68	0,73	0,92	1,02
125CPL9	0,56	0,60	0,73	0,85	0,92	1,02	1,02
125L301	0,33	0,39	0,42	0,46	0,50	0,61	0,67
125L302	0,29	0,33	0,39	0,46	0,46	0,55	0,61
125L303	0,22	0,23	0,29	0,36	0,42	0,46	0,61
125L304	0,16	0,19	0,27	0,33	0,42	0,46	0,55
125L305	0,16	0,19	0,29	0,33	0,39	0,46	0,61
125L306	0,12	0,16	0,23	0,29	0,33	0,46	0,55
125L307	0,12	0,16	0,23	0,29	0,33	0,46	0,55
125LC1	0,41	0,43	0,50	0,53	0,60	0,69	0,98
125LC2	0,39	0,41	0,48	0,50	0,57	0,60	0,82
125LC3	0,41	0,45	0,51	0,53	0,61	0,65	0,82
125LC4	0,43	0,48	0,53	0,57	0,61	0,65	0,82
125LC5	0,48	0,51	0,53	0,57	0,61	0,65	0,82
125LC6	0,48	0,51	0,53	0,57	0,61	0,65	0,82
125LC7	0,48	0,51	0,53	0,57	0,61	0,65	0,82
125LC8	0,48	0,51	0,53	0,57	0,61	0,65	0,82
125LPL1	0,56	0,60	0,64	0,68	0,73	0,85	1,27
125LPL2	0,51	0,54	0,56	0,64	0,68	0,85	1,27
125LPL3	0,51	0,51	0,56	0,60	0,68	0,85	1,27
125LPL4	0,44	0,46	0,51	0,56	0,64	0,78	1,02
125LPL5	0,42	0,46	0,51	0,56	0,64	0,73	1,02
125LPL6	0,42	0,46	0,51	0,54	0,60	0,68	0,92
125LPL7	0,42	0,46	0,48	0,51	0,56	0,64	0,85
125LPL8	0,42	0,46	0,48	0,51	0,56	0,64	0,73
125LPL9	0,42	0,46	0,48	0,51	0,56	0,64	0,73

Tabla 4.2.2.e

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL SOLIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 240 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	0,14	0,16	0,20	0,22	0,24	0,43	0,43
240CC2	0,13	0,15	0,18	0,20	0,24	0,36	0,43
240CC3	0,11	0,12	0,17	0,20	0,24	0,31	0,43
240CC4	0,09	0,11	0,14	0,18	0,24	0,28	0,36
240CC5	0,08	0,11	0,12	0,14	0,20	0,25	0,31
240CC6	0,08	0,10	0,11	0,12	0,20	0,22	0,28
240CC7	0,08	0,10	0,11	0,12	0,18	0,20	0,25
240CC8	0,08	0,10	0,11	0,12	0,17	0,20	0,25
240CPL1	0,28	0,31	0,34	0,39	0,46	0,55	0,69
240CPL2	0,23	0,28	0,34	0,39	0,46	0,55	0,69
240CPL3	0,23	0,28	0,34	0,39	0,46	0,55	0,69
240CPL4	0,20	0,28	0,34	0,39	0,46	0,46	0,69
240CPL5	0,20	0,28	0,34	0,39	0,46	0,46	0,55
240CPL6	0,17	0,23	0,31	0,34	0,39	0,46	0,46
240CPL7	0,16	0,20	0,28	0,31	0,34	0,39	0,46
240CPL8	0,15	0,18	0,28	0,28	0,31	0,34	0,39
240CPL9	0,15	0,18	0,23	0,28	0,31	0,34	0,39
240LC1	0,16	0,16	0,18	0,20	0,24	0,27	0,31
240LC2	0,14	0,15	0,17	0,18	0,20	0,24	0,31
240LC3	0,09	0,11	0,11	0,12	0,17	0,20	0,28
240LC4	0,08	0,10	0,11	0,12	0,14	0,17	0,25
240LC5	0,08	0,10	0,11	0,12	0,13	0,15	0,22
240LC6	0,08	0,08	0,10	0,12	0,12	0,14	0,20
240LC7	0,08	0,08	0,10	0,12	0,12	0,14	0,18
240LC8	0,08	0,08	0,10	0,12	0,12	0,14	0,17
240LPL1	0,23	0,28	0,31	0,34	0,46	0,55	0,69
240LPL2	0,20	0,23	0,28	0,34	0,46	0,55	0,69
240LPL3	0,20	0,23	0,28	0,34	0,46	0,55	0,69
240LPL4	0,17	0,20	0,23	0,31	0,39	0,46	0,55
240LPL5	0,16	0,18	0,23	0,28	0,34	0,46	0,55
240LPL6	0,16	0,17	0,21	0,28	0,34	0,39	0,46
240LPL7	0,15	0,17	0,20	0,23	0,28	0,34	0,46
240LPL8	0,15	0,17	0,20	0,23	0,28	0,34	0,46
240LPL9	0,15	0,16	0,18	0,21	0,28	0,34	0,39

Tabla 4.2.2.f

VELOCIDAD DEL SOLIDO EN DISPERSION LIBRE O SIN ELEVADOR (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
DLC1	0,03	0,03	0,04	0,06	0,07	0,08	0,12
DLC2	0,03	0,03	0,04	0,05	0,06	0,08	0,10
DLC3	0,03	0,03	0,04	0,05	0,06	0,07	0,10
DLC4	0,03	0,03	0,04	0,04	0,05	0,06	0,08
DLC5	0,02	0,03	0,03	0,04	0,05	0,06	0,08
DLC6	0,01	0,03	0,03	0,04	0,05	0,06	0,08
DLC7	0,02	0,03	0,03	0,04	0,05	0,06	0,08
DLC8	0,01	0,03	0,03	0,04	0,05	0,06	0,08
DLPL1	0,06	0,08	0,09	0,11	0,15	0,15	0,23
DLPL2	0,06	0,08	0,09	0,11	0,15	0,15	0,23
DLPL3	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11	0,13	0,15
DLPL4	0,06	0,06	0,08	0,09	0,11	0,13	0,15
DLPL5	0,06	0,06	0,08	0,08	0,10	0,11	0,13
DLPL6	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11	0,13
DLPL7	0,06	0,06	0,08	0,08	0,09	0,11	0,13
DLPL8	0,06	0,06	0,07	0,08	0,09	0,11	0,13
DLPL9	0,06	0,06	0,07	0,08	0,09	0,11	0,13

Tabla 4.2.2.g

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL SOLIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 44 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	0,220	0,220	0,230	0,230	0,230	0,230	0,250
44C302	0,210	0,220	0,220	0,230	0,230	0,230	0,250
44C303	0,210	0,220	0,220	0,220	0,220	0,230	0,240
44C304	0,210	0,220	0,210	0,220	0,220	0,220	0,240
44C305	0,220	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230	0,240
44C306	0,220	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230	0,240
44C307	0,220	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230	0,240
44CC1	0,080	0,090	0,100	0,100	0,100	0,110	0,120
44CC2	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100	0,120
44CC3	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,100	0,120
44CC4	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,100	0,120
44CC5	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100	0,120
44CC6	0,080	0,080	0,080	0,090	0,100	0,100	0,110
44CC7	0,080	0,080	0,080	0,090	0,100	0,100	0,110
44CC8	0,090	0,080	0,090	0,090	0,100	0,100	0,110
44CPL1	0,080	0,080	0,100	0,100	0,130	0,150	0,180
44CPL2	0,070	0,080	0,100	0,100	0,110	0,110	0,180
44CPL3	0,040	0,080	0,080	0,100	0,110	0,110	0,150
44CPL4	0,030	0,080	0,080	0,100	0,110	0,110	0,130
44CPL5	0,030	0,050	0,060	0,090	0,100	0,100	0,130
44CPL6	0,030	0,050	0,060	0,090	0,090	0,100	0,110
44CPL7	0,030	0,050	0,060	0,080	0,090	0,100	0,110
44CPL8	0,040	0,050	0,060	0,060	0,080	0,090	0,110
44CPL9	0,040	0,050	0,060	0,060	0,080	0,090	0,110
44L301	0,210	0,210	0,220	0,230	0,230	0,240	0,260
44L302	0,210	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,250
44L303	0,210	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,240
44L304	0,200	0,210	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230
44L305	0,200	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230
44L306	0,200	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230
44L307	0,200	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230
44LC1	0,080	0,090	0,090	0,100	0,100	0,110	0,110
44LC2	0,070	0,080	0,090	0,090	0,100	0,110	0,110
44LC3	0,070	0,070	0,080	0,080	0,080	0,100	0,110
44LC4	0,060	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100
44LC5	0,080	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
44LC6	0,080	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
44LC7	0,080	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
44LC8	0,080	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
44LPL1	0,060	0,080	0,080	0,100	0,130	0,150	0,180
44LPL2	0,060	0,070	0,080	0,080	0,090	0,110	0,150
44LPL3	0,050	0,050	0,070	0,080	0,090	0,110	0,150
44LPL4	0,040	0,050	0,060	0,080	0,090	0,110	0,130
44LPL5	0,040	0,050	0,060	0,060	0,090	0,110	0,110
44LPL6	0,040	0,040	0,050	0,060	0,090	0,110	0,110
44LPL7	0,040	0,040	0,050	0,060	0,090	0,110	0,110
44LPL8	0,040	0,040	0,050	0,060	0,080	0,090	0,090
44LPL9	0,030	0,040	0,050	0,060	0,080	0,090	0,090

Tabla 4.2.2.h

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL SOLIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 82 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	0,210	0,220	0,230	0,230	0,240	0,250	0,260
82C302	0,210	0,210	0,220	0,230	0,230	0,240	0,250
82C303	0,200	0,210	0,220	0,230	0,230	0,240	0,240
82C304	0,210	0,220	0,220	0,230	0,230	0,240	0,240
82C305	0,210	0,220	0,220	0,230	0,230	0,230	0,240
82C306	0,210	0,220	0,230	0,230	0,230	0,230	0,230
82C307	0,210	0,220	0,230	0,230	0,230	0,230	0,230
82CC1	0,080	0,080	0,080	0,090	0,100	0,110	0,120
82CC2	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100	0,110
82CC3	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
82CC4	0,060	0,070	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090
82CC5	0,070	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,090
82CC6	0,070	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090
82CC7	0,070	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,090
82CC8	0,070	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090
82CPL1	0,070	0,080	0,080	0,090	0,090	0,150	0,230
82CPL2	0,060	0,070	0,080	0,080	0,090	0,130	0,230
82CPL3	0,050	0,060	0,060	0,070	0,080	0,090	0,110
82CPL4	0,050	0,060	0,060	0,070	0,080	0,080	0,090
82CPL5	0,050	0,050	0,050	0,060	0,070	0,080	0,090
82CPL6	0,040	0,050	0,050	0,060	0,070	0,080	0,090
82CPL7	0,040	0,050	0,050	0,060	0,080	0,080	0,090
82CPL8	0,050	0,050	0,050	0,060	0,070	0,080	0,090
82CPL9	0,050	0,050	0,050	0,060	0,070	0,080	0,090
82L301	0,210	0,220	0,220	0,230	0,230	0,240	0,250
82L302	0,210	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,240
82L303	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230	0,240
82L304	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,240	0,250
82L305	0,220	0,220	0,220	0,220	0,230	0,240	0,250
82L306	0,220	0,220	0,220	0,220	0,230	0,240	0,250
82L307	0,220	0,220	0,220	0,220	0,230	0,240	0,250
82LC1	0,070	0,080	0,090	0,100	0,110	0,110	0,120
82LC2	0,070	0,070	0,080	0,080	0,100	0,110	0,110
82LC3	0,070	0,070	0,070	0,080	0,090	0,100	0,110
82LC4	0,060	0,070	0,070	0,070	0,080	0,090	0,100
82LC5	0,070	0,070	0,070	0,070	0,080	0,090	0,100
82LC6	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100	0,110
82LC7	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100	0,110
82LC8	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100	0,110
82LPL1	0,040	0,050	0,050	0,060	0,080	0,080	0,100
82LPL2	0,040	0,040	0,050	0,050	0,080	0,080	0,100
82LPL3	0,040	0,040	0,050	0,050	0,080	0,080	0,090
82LPL4	0,040	0,040	0,050	0,050	0,060	0,070	0,080
82LPL5	0,030	0,040	0,040	0,050	0,060	0,070	0,080
82LPL6	0,030	0,040	0,050	0,050	0,060	0,070	0,080
82LPL7	0,030	0,040	0,050	0,050	0,060	0,070	0,080
82LPL8	0,030	0,040	0,040	0,050	0,060	0,060	0,080
82LPL9	0,030	0,040	0,040	0,050	0,060	0,060	0,080

Tabla 4.2.2.i

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL SOLIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 125 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	0,210	0,220	0,220	0,230	0,240	0,260	0,300
125C302	0,210	0,210	0,220	0,230	0,240	0,260	0,260
125C303	0,210	0,210	0,220	0,230	0,240	0,250	0,260
125C304	0,210	0,210	0,220	0,220	0,230	0,250	0,260
125C305	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230	0,250
125C306	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230	0,230	0,240
125C307	0,220	0,220	0,220	0,230	0,230	0,230	0,230
125CC1	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100	0,120
125CC2	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100	0,120
125CC3	0,070	0,070	0,070	0,080	0,080	0,100	0,110
125CC4	0,070	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,110
125CC5	0,070	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100
125CC6	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,100	0,100
125CC7	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
125CC8	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
125CPL1	0,060	0,060	0,070	0,090	0,090	0,110	0,150
125CPL2	0,050	0,060	0,060	0,080	0,080	0,100	0,110
125CPL3	0,050	0,060	0,060	0,060	0,080	0,100	0,110
125CPL4	0,050	0,050	0,050	0,060	0,070	0,080	0,090
125CPL5	0,050	0,050	0,050	0,060	0,060	0,070	0,080
125CPL6	0,050	0,050	0,050	0,050	0,060	0,060	0,080
125CPL7	0,050	0,050	0,050	0,060	0,060	0,080	0,090
125CPL8	0,050	0,050	0,060	0,060	0,060	0,080	0,090
125CPL9	0,050	0,050	0,060	0,080	0,080	0,090	0,090
125L301	0,220	0,220	0,230	0,230	0,230	0,240	0,250
125L302	0,210	0,220	0,220	0,230	0,230	0,240	0,240
125L303	0,210	0,210	0,220	0,220	0,230	0,230	0,240
125L304	0,200	0,210	0,210	0,220	0,230	0,230	0,240
125L305	0,200	0,210	0,220	0,220	0,220	0,230	0,240
125L306	0,200	0,200	0,210	0,220	0,220	0,230	0,240
125L307	0,200	0,200	0,210	0,220	0,220	0,230	0,240
125LC1	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100	0,120
125LC2	0,070	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,110
125LC3	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
125LC4	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
125LC5	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
125LC6	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
125LC7	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
125LC8	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,090	0,100
125LPL1	0,050	0,050	0,060	0,060	0,060	0,080	0,110
125LPL2	0,050	0,050	0,050	0,060	0,060	0,080	0,110
125LPL3	0,050	0,050	0,050	0,050	0,060	0,080	0,110
125LPL4	0,040	0,040	0,050	0,050	0,060	0,070	0,090
125LPL5	0,040	0,040	0,050	0,050	0,060	0,060	0,090
125LPL6	0,040	0,040	0,050	0,050	0,050	0,060	0,080
125LPL7	0,040	0,040	0,040	0,050	0,050	0,060	0,080
125LPL8	0,040	0,040	0,040	0,050	0,050	0,060	0,060
125LPL9	0,040	0,040	0,040	0,050	0,050	0,060	0,060

Tabla 4.2.2.j

4. Resultados Experimentales

VELOCIDAD DEL SOLIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 240 mm DE DIÁMETRO (m/s)							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	0,090	0,100	0,110	0,110	0,120	0,180	0,180
240CC2	0,080	0,090	0,100	0,110	0,120	0,160	0,180
240CC3	0,080	0,080	0,100	0,110	0,120	0,140	0,180
240CC4	0,070	0,080	0,090	0,100	0,120	0,130	0,160
240CC5	0,070	0,080	0,080	0,090	0,110	0,120	0,140
240CC6	0,070	0,070	0,080	0,080	0,110	0,110	0,130
240CC7	0,070	0,070	0,080	0,080	0,100	0,110	0,120
240CC8	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,110	0,120
240CPL1	0,090	0,100	0,110	0,130	0,150	0,180	0,230
240CPL2	0,080	0,090	0,110	0,130	0,150	0,180	0,230
240CPL3	0,080	0,090	0,110	0,130	0,150	0,180	0,230
240CPL4	0,060	0,090	0,110	0,130	0,150	0,150	0,230
240CPL5	0,060	0,090	0,110	0,130	0,150	0,150	0,180
240CPL6	0,060	0,080	0,100	0,110	0,130	0,150	0,150
240CPL7	0,050	0,060	0,090	0,100	0,110	0,130	0,150
240CPL8	0,050	0,060	0,090	0,090	0,100	0,110	0,130
240CPL9	0,050	0,060	0,080	0,090	0,100	0,110	0,130
240LC1	0,100	0,100	0,100	0,110	0,120	0,130	0,140
240LC2	0,090	0,090	0,100	0,100	0,110	0,120	0,140
240LC3	0,070	0,080	0,080	0,080	0,090	0,110	0,130
240LC4	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,090	0,120
240LC5	0,070	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,110
240LC6	0,060	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100
240LC7	0,060	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,100
240LC8	0,060	0,070	0,070	0,080	0,080	0,090	0,090
240LPL1	0,080	0,090	0,100	0,110	0,150	0,180	0,230
240LPL2	0,060	0,080	0,090	0,110	0,150	0,180	0,230
240LPL3	0,060	0,080	0,090	0,110	0,150	0,180	0,230
240LPL4	0,060	0,060	0,080	0,100	0,130	0,150	0,180
240LPL5	0,050	0,060	0,080	0,090	0,110	0,150	0,180
240LPL6	0,050	0,060	0,070	0,090	0,110	0,130	0,150
240LPL7	0,050	0,060	0,060	0,080	0,090	0,110	0,150
240LPL8	0,050	0,060	0,060	0,080	0,090	0,110	0,150
240LPL9	0,050	0,050	0,060	0,070	0,090	0,110	0,130

Tabla 4.2.2.k

4.3. DATOS OBTENIDOS MEDIANTE LA TÉCNICA DE MEDIDA DE LA CONDUCTIVIMETRIA.

Con el equipo descrito en el punto 3.2.4.3. y operando según se ha expuesto en el apartado 3.3.2 de la presente Memoria, se realizaron las medidas de concentración de sólidos a partir de las medidas de conductividad desarrolladas en cada ensayo.

La evaluación experimental de la conductividad y por lo tanto de la concentración de los sólidos se realizó sobre la zona de la corona, por lo que para conocer la cantidad de sólidos que en cada momento estaban presentes en el interior del tubo elevador fue necesario realizar un balance de materia en el que se consideró que al existir arrastre de sólidos, no debería haber ninguna fracción de los mismos que permaneciera en el interior del tubo en régimen de fluidización sin ser arrastrado.

Así se estableció la siguiente ecuación de balance para la determinación de la fracción de sólido existente para cada configuración del reactor en el tubo elevador

$$V_D \cdot \varepsilon_{SD} = V_R \cdot \varepsilon_{SR} \quad (4.4)$$

. de donde

$$\varepsilon_{SR} = \varepsilon_{SD} \cdot \left[\left(\frac{D_T}{D_R} \right)^2 - 1 \right] \quad (4.5)$$

De la misma forma se estableció un balance para la determinación del porcentaje de sólido en la totalidad del volumen del tanque.

$$V_T \cdot \varepsilon_{ST} = (V_R \cdot \varepsilon_{SR}) + (V_D \cdot \varepsilon_{SD}) \quad (4.6)$$

, quedando expresada la concentración de sólido como porcentaje del mismo en volumen de la siguiente manera

$$\varepsilon_{ST} = \left[\left[\frac{D_{SR}}{D_{ST}} \right]^2 \cdot \varepsilon_{SR} \right] + \left[\left[1 - \left(\frac{D_{SR}}{D_{ST}} \right)^2 \right] \cdot \varepsilon_{SD} \right] \quad (4.7)$$

Los resultados obtenidos para la concentración de la fase sólida promediada en forma de porcentaje en volumen en la corona y en el elevador, se han agrupado en las tablas 4.3.a, 4.3.b, 4.3.c, 4.3.d, 4.3.e, 4.3.f, 4.3.g, 4.3.h, 4.3.i, 4.3.j y 4.3.k.

Obviamente, a partir de los valores experimentales de concentración de sólidos que figuran en estas tablas, se pudieron calcular otras variables como las velocidades superficiales del líquido, las velocidades de sólidos o las pérdidas por fricción en el tanque.

% SOLIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 44 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	0,11	0,12	0,14	0,14	0,15	0,17	0,19
44C302	0,13	0,14	0,16	0,17	0,19	0,21	0,26
44C303	0,14	0,16	0,17	0,18	0,20	0,25	0,26
44C304	0,14	0,16	0,17	0,18	0,20	0,25	0,26
44C305	0,14	0,16	0,17	0,18	0,20	0,25	0,26
44C306	0,14	0,16	0,17	0,18	0,20	0,25	0,26
44C307	0,14	0,16	0,17	0,18	0,20	0,25	0,26
44CC1	0,27	0,29	0,30	0,33	0,36	0,38	0,43
44CC2	0,27	0,29	0,30	0,33	0,36	0,38	0,43
44CC3	0,27	0,29	0,30	0,33	0,36	0,38	0,43
44CC4	0,27	0,29	0,30	0,33	0,36	0,38	0,43
44CC5	0,27	0,29	0,30	0,33	0,36	0,38	0,43
44CC6	0,27	0,29	0,30	0,33	0,36	0,38	0,43
44CC7	0,27	0,29	0,30	0,33	0,36	0,38	0,43
44CC8	0,27	0,29	0,30	0,33	0,36	0,38	0,43
44CPL1	0,26	0,26	0,27	0,29	0,30	0,30	0,32
44CPL2	0,36	0,42	0,42	0,46	0,46	0,46	0,47
44CPL3	0,38	0,40	0,46	0,47	0,50	0,50	0,51
44CPL4	0,39	0,40	0,48	0,52	0,53	0,53	0,53
44CPL5	0,44	0,48	0,53	0,60	0,58	0,65	0,67
44CPL6	0,47	0,53	0,60	0,70	0,70	0,73	0,77
44CPL7	0,48	0,57	0,65	0,70	0,76	0,80	0,88
44CPL8	0,52	0,57	0,65	0,75	0,81	0,84	0,88
44CPL9	0,55	0,61	0,68	0,77	0,86	0,88	0,93
44L301	0,11	0,12	0,14	0,14	0,15	0,17	0,19
44L302	0,12	0,13	0,15	0,16	0,18	0,22	0,24
44L303	0,14	0,14	0,15	0,16	0,19	0,19	0,22
44L304	0,14	0,14	0,15	0,16	0,19	0,19	0,22
44L305	0,14	0,14	0,15	0,16	0,19	0,19	0,22
44L306	0,14	0,14	0,15	0,16	0,19	0,19	0,22
44L307	0,14	0,14	0,15	0,16	0,19	0,19	0,22
44LC1	0,13	0,17	0,18	0,21	0,22	0,26	0,27
44LC2	0,27	0,28	0,29	0,31	0,33	0,34	0,34
44LC3	0,27	0,28	0,29	0,31	0,33	0,34	0,34
44LC4	0,27	0,28	0,29	0,31	0,33	0,34	0,34
44LC5	0,27	0,28	0,29	0,31	0,33	0,34	0,34
44LC6	0,27	0,28	0,29	0,31	0,33	0,34	0,34
44LC7	0,27	0,28	0,29	0,31	0,33	0,34	0,34
44LC8	0,27	0,28	0,29	0,31	0,33	0,34	0,34
44LPL1	0,25	0,24	0,25	0,25	0,27	0,30	0,30
44LPL2	0,34	0,32	0,37	0,37	0,40	0,40	0,43
44LPL3	0,36	0,40	0,41	0,43	0,43	0,46	0,50
44LPL4	0,47	0,48	0,57	0,57	0,58	0,58	0,61
44LPL5	0,60	0,65	0,65	0,71	0,71	0,71	0,78
44LPL6	0,73	0,78	0,85	0,85	0,90	0,90	0,95
44LPL7	0,73	0,78	0,85	0,85	0,90	0,90	0,95
44LPL8	0,73	0,78	0,85	0,85	0,90	0,90	0,95
44LPL9	0,73	0,78	0,85	0,85	0,90	0,90	0,95

Tabla 4.3.a.

% SOLIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 82 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	0,08	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,14
82C302	0,09	0,10	0,10	0,11	0,12	0,14	0,14
82C303	0,11	0,12	0,13	0,13	0,13	0,14	0,14
82C304	0,11	0,12	0,13	0,13	0,13	0,14	0,14
82C305	0,11	0,12	0,13	0,13	0,13	0,14	0,14
82C306	0,11	0,12	0,13	0,13	0,13	0,14	0,14
82C307	0,11	0,12	0,13	0,13	0,13	0,14	0,14
82CC1	0,09	0,21	0,30	0,33	0,40	0,50	0,52
82CC2	0,12	0,20	0,33	0,36	0,45	0,53	0,57
82CC3	0,16	0,26	0,35	0,40	0,47	0,55	0,60
82CC4	0,16	0,26	0,35	0,40	0,47	0,55	0,60
82CC5	0,16	0,26	0,35	0,40	0,47	0,55	0,60
82CC6	0,16	0,26	0,35	0,40	0,47	0,55	0,60
82CC7	0,16	0,26	0,35	0,40	0,47	0,55	0,60
82CC8	0,16	0,26	0,35	0,40	0,47	0,55	0,60
82CPL1	0,25	0,25	0,27	0,30	0,32	0,39	0,43
82CPL2	0,71	0,78	0,78	0,80	0,83	0,85	0,94
82CPL3	0,90	0,90	0,96	1,05	1,12	1,14	1,14
82CPL4	1,00	1,05	1,13	1,36	1,37	1,38	1,41
82CPL5	1,03	1,13	1,30	1,50	1,50	1,58	1,59
82CPL6	1,56	1,61	1,75	1,95	2,04	2,05	2,09
82CPL7	2,06	2,09	2,33	2,59	2,62	2,66	2,82
82CPL8	2,07	2,08	2,33	2,60	2,62	2,70	2,83
82CPL9	2,06	2,08	2,32	2,60	2,63	2,67	2,83
82L301	0,08	0,11	0,12	0,12	0,13	0,15	0,16
82L302	0,10	0,10	0,11	0,12	0,13	0,14	0,16
82L303	0,15	0,15	0,17	0,18	0,18	0,20	0,22
82L304	0,15	0,15	0,17	0,18	0,18	0,20	0,22
82L305	0,15	0,15	0,17	0,18	0,18	0,20	0,22
82L306	0,15	0,15	0,17	0,18	0,18	0,20	0,22
82L307	0,15	0,15	0,17	0,18	0,18	0,20	0,22
82LC1	0,11	0,12	0,13	0,13	0,14	0,15	0,17
82LC2	0,17	0,18	0,19	0,19	0,21	0,18	0,25
82LC3	0,19	0,20	0,21	0,21	0,22	0,24	0,28
82LC4	0,19	0,20	0,21	0,21	0,22	0,24	0,28
82LC5	0,19	0,20	0,21	0,21	0,22	0,24	0,28
82LC6	0,19	0,20	0,21	0,21	0,22	0,24	0,28
82LC7	0,19	0,20	0,21	0,21	0,22	0,24	0,28
82LC8	0,19	0,20	0,21	0,21	0,22	0,24	0,28
82LPL1	0,39	0,43	0,47	0,49	0,52	0,55	0,57
82LPL2	0,47	0,49	0,55	0,59	0,61	0,66	0,68
82LPL3	0,59	0,67	0,74	0,76	0,77	0,80	0,82
82LPL4	0,73	0,81	0,82	0,84	0,86	0,89	0,90
82LPL5	1,02	1,09	1,09	1,13	1,16	1,17	1,17
82LPL6	1,28	1,39	0,80	1,52	1,54	1,55	1,56
82LPL7	1,42	1,46	1,62	1,63	1,67	1,72	1,75
82LPL8	1,67	1,81	1,99	2,12	2,11	2,12	2,15
82LPL9	1,77	1,82	1,99	2,15	2,17	2,18	2,20

Tabla 4.3.b

% SOLIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 125 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	0,11	0,13	0,13	0,13	0,14	0,16	0,18
125C302	0,11	0,13	0,13	0,13	0,14	0,16	0,18
125C303	0,11	0,13	0,13	0,13	0,14	0,16	0,18
125C304	0,11	0,13	0,13	0,13	0,14	0,16	0,18
125C305	0,11	0,13	0,13	0,13	0,14	0,16	0,18
125C306	0,11	0,13	0,13	0,13	0,14	0,16	0,18
125C307	0,11	0,13	0,13	0,13	0,14	0,16	0,18
125CC1	0,34	0,35	0,37	0,39	0,42	0,43	0,46
125CC2	0,44	0,45	0,47	0,48	0,49	0,51	0,53
125CC3	0,44	0,45	0,47	0,48	0,49	0,51	0,53
125CC4	0,44	0,45	0,47	0,48	0,49	0,51	0,53
125CC5	0,44	0,45	0,47	0,48	0,49	0,51	0,53
125CC6	0,44	0,45	0,47	0,48	0,49	0,51	0,53
125CC7	0,44	0,45	0,47	0,48	0,49	0,51	0,53
125CC8	0,44	0,45	0,47	0,48	0,49	0,51	0,53
125CPL1	0,39	0,38	0,39	0,41	0,43	0,43	0,43
125CPL2	0,51	0,51	0,53	0,53	0,56	0,59	0,60
125CPL3	0,70	0,70	0,72	0,79	0,82	0,81	0,84
125CPL4	1,05	1,21	1,29	1,37	1,38	1,45	1,48
125CPL5	1,20	1,28	1,41	1,59	1,63	1,64	1,74
125CPL6	1,27	1,38	1,51	1,68	1,89	1,77	1,96
125CPL7	1,27	1,38	1,51	1,68	1,89	1,77	1,96
125CPL8	1,27	1,38	1,51	1,68	1,89	1,77	1,96
125CPL9	1,27	1,38	1,51	1,68	1,89	1,77	1,96
125L301	0,13	0,14	0,14	0,17	0,17	0,18	0,20
125L302	0,14	0,14	0,14	0,17	0,17	0,17	0,17
125L303	0,14	0,14	0,14	0,17	0,17	0,17	0,17
125L304	0,14	0,14	0,14	0,17	0,17	0,17	0,17
125L305	0,14	0,14	0,14	0,17	0,17	0,17	0,17
125L306	0,14	0,14	0,14	0,17	0,17	0,17	0,17
125L307	0,14	0,14	0,14	0,17	0,17	0,17	0,17
125LC1	0,15	0,16	0,16	0,16	0,18	0,19	0,21
125LC2	0,17	0,18	0,18	0,18	0,19	0,19	0,22
125LC3	0,17	0,18	0,18	0,18	0,19	0,19	0,22
125LC4	0,17	0,18	0,18	0,18	0,19	0,19	0,22
125LC5	0,17	0,18	0,18	0,18	0,19	0,19	0,22
125LC6	0,17	0,18	0,18	0,18	0,19	0,19	0,22
125LC7	0,17	0,18	0,18	0,18	0,19	0,19	0,22
125LC8	0,17	0,18	0,18	0,18	0,19	0,19	0,22
125LPL1	0,36	0,37	0,38	0,40	0,41	0,42	0,42
125LPL2	0,53	0,56	0,56	0,58	0,58	0,58	0,58
125LPL3	0,88	0,89	0,90	0,89	0,90	0,95	0,99
125LPL4	1,10	1,15	1,16	1,24	1,29	1,34	1,37
125LPL5	2,28	2,31	2,40	2,48	2,48	2,58	2,83
125LPL6	2,39	2,39	2,58	2,70	2,76	2,85	2,93
125LPL7	2,56	2,57	2,70	2,92	3,00	3,05	3,08
125LPL8	2,64	2,75	3,07	3,13	3,23	3,24	3,27
125LPL9	2,93	3,12	3,19	3,31	3,40	3,48	3,63

Tabla 4.3.c

% SOLIDO EN LA CORONA CON ELEVADORES DE 240 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	0,19	0,19	0,27	0,29	0,32	0,32	0,36
240CC2	0,24	0,36	0,41	0,49	0,58	0,64	0,74
240CC3	0,24	0,36	0,41	0,49	0,58	0,64	0,74
240CC4	0,24	0,36	0,41	0,49	0,58	0,64	0,74
240CC5	0,24	0,36	0,41	0,49	0,58	0,64	0,74
240CC6	0,24	0,36	0,41	0,49	0,58	0,64	0,74
240CC7	0,24	0,36	0,41	0,49	0,58	0,64	0,74
240CC8	0,24	0,36	0,41	0,49	0,58	0,64	0,74
240CPL1	0,44	0,46	0,47	0,50	0,55	0,56	0,58
240CPL2	0,55	0,56	0,59	0,63	0,64	0,65	0,70
240CPL3	0,63	0,67	0,72	0,75	0,81	0,82	0,86
240CPL4	0,78	0,84	0,85	0,89	0,93	0,94	0,95
240CPL5	0,83	0,93	1,00	1,08	1,10	1,14	1,16
240CPL6	0,90	1,04	1,17	1,26	1,25	1,27	1,28
240CPL7	0,93	1,05	1,20	1,33	1,33	1,34	1,36
240CPL8	1,01	1,15	1,22	1,38	1,41	1,45	1,50
240CPL9	1,20	1,34	1,43	1,60	1,65	1,68	1,72
240LC1	0,28	0,29	0,30	0,33	0,34	0,35	0,35
240LC2	0,37	0,41	0,46	0,53	0,60	0,66	0,70
240LC3	0,37	0,41	0,46	0,53	0,60	0,66	0,70
240LC4	0,37	0,41	0,46	0,53	0,60	0,66	0,70
240LC5	0,37	0,41	0,46	0,53	0,60	0,66	0,70
240LC6	0,37	0,41	0,46	0,53	0,60	0,66	0,70
240LC7	0,37	0,41	0,46	0,53	0,60	0,66	0,70
240LC8	0,37	0,41	0,46	0,53	0,60	0,66	0,70
240LPL1	0,37	0,37	0,42	0,44	0,47	0,53	0,57
240LPL2	0,54	0,58	0,64	0,68	0,69	0,75	0,77
240LPL3	0,64	0,67	0,70	0,72	0,76	0,78	0,79
240LPL4	0,68	0,73	0,79	0,83	0,94	0,97	0,99
240LPL5	0,77	0,81	0,90	0,95	1,08	1,09	1,15
240LPL6	0,83	0,88	0,95	1,00	1,12	1,19	1,26
240LPL7	0,91	0,99	1,04	1,11	1,26	1,31	1,34
240LPL8	0,98	1,05	1,08	1,18	1,29	1,39	1,46
240LPL9	1,14	1,19	1,27	1,42	1,44	1,46	1,56

Tabla 4.3.d.

% SOLIDO EN DISPERSION LIBRE O SIN TUBO ELEVADOR							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
DLC1	0,46	0,47	0,47	0,48	0,49	0,50	0,55
DLC2	0,57	0,64	0,70	0,73	0,85	1,10	1,07
DLC3	1,31	1,33	1,37	1,40	1,45	1,48	1,51
DLC4	1,59	1,62	1,65	1,69	1,73	1,77	1,78
DLC5	1,52	1,53	1,59	1,63	1,67	1,69	1,77
DLC6	1,52	1,53	1,59	1,63	1,67	1,69	1,77
DLC7	1,52	1,53	1,59	1,63	1,67	1,69	1,77
DLC8	1,52	1,53	1,59	1,63	1,67	1,69	1,77
DLPL1	0,51	0,55	0,58	0,63	0,66	0,78	0,80
DLPL2	1,22	1,31	1,31	1,37	1,43	1,48	1,49
DLPL3	1,36	1,38	1,44	1,50	1,59	1,60	1,67
DLPL4	1,27	1,45	1,62	1,73	1,91	1,93	1,94
DLPL5	1,38	1,58	1,82	1,95	1,99	1,99	2,04
DLPL6	1,39	1,54	1,82	2,17	2,30	2,43	2,50
DLPL7	1,39	1,54	1,82	2,17	2,30	2,43	2,50
DLPL8	1,39	1,54	1,82	2,17	2,30	2,43	2,50
DLPL9	1,39	1,54	1,82	2,17	2,30	2,43	2,50

Tabla 4.3.e

% SOLIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 44 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	10,00	11,09	12,44	12,98	13,79	15,50	16,94
44C302	11,55	12,85	14,25	15,00	17,25	19,05	23,25
44C303	13,00	14,75	15,00	16,75	18,50	22,25	23,75
44C304	13,00	14,75	15,00	16,75	18,50	22,25	23,75
44C305	13,00	14,75	15,00	16,75	18,50	22,25	23,75
44C306	13,00	14,75	15,00	16,75	18,50	22,25	23,75
44C307	13,00	14,75	15,00	16,75	18,50	22,25	23,75
44CC1	24,81	26,01	27,63	29,86	32,92	34,72	38,81
44CC2	24,81	26,01	27,63	29,86	32,92	34,72	38,81
44CC3	24,81	26,01	27,63	29,86	32,92	34,72	38,81
44CC4	24,81	26,01	27,63	29,86	32,92	34,72	38,81
44CC5	24,81	26,01	27,63	29,86	32,92	34,72	38,81
44CC6	24,81	26,01	27,63	29,86	32,92	34,72	38,81
44CC7	24,81	26,01	27,63	29,86	32,92	34,72	38,81
44CC8	24,81	26,01	27,63	29,86	32,92	34,72	38,81
44CPL1	23,55	23,55	24,45	26,13	26,84	27,66	28,80
44CPL2	33,07	38,20	38,59	41,69	41,72	42,04	42,94
44CPL3	34,83	36,40	41,41	42,90	45,60	45,80	46,50
44CPL4	35,18	36,67	43,29	47,13	47,76	48,07	48,46
44CPL5	39,84	43,76	47,72	54,26	52,97	58,85	61,24
44CPL6	42,98	47,99	54,11	63,31	63,70	66,64	69,62
44CPL7	43,21	52,22	58,77	63,59	68,80	72,44	79,53
44CPL8	47,52	51,95	58,92	68,21	73,54	76,28	80,04
44CPL9	50,34	55,55	61,82	70,09	78,00	79,92	84,70
44L301	10,00	11,09	12,44	12,98	13,79	15,50	16,94
44L302	11,25	11,75	13,25	14,50	16,75	19,50	21,50
44L303	12,50	12,95	13,50	14,75	17,00	17,50	20,00
44L304	12,50	12,95	13,50	14,75	17,00	17,50	20,00
44L305	12,50	12,95	13,50	14,75	17,00	17,50	20,00
44L306	12,50	12,95	13,50	14,75	17,00	17,50	20,00
44L307	12,50	12,95	13,50	14,75	17,00	17,50	20,00
44LC1	12,07	15,80	16,70	18,62	20,00	23,61	24,15
44LC2	24,29	25,15	26,29	27,97	29,66	31,30	31,26
44LC3	24,29	25,15	26,29	27,97	29,66	31,30	31,26
44LC4	24,29	25,15	26,29	27,97	29,66	31,30	31,26
44LC5	24,29	25,15	26,29	27,97	29,66	31,30	31,26
44LC6	24,29	25,15	26,29	27,97	29,66	31,30	31,26
44LC7	24,29	25,15	26,29	27,97	29,66	31,30	31,26
44LC8	24,29	25,15	26,29	27,97	29,66	31,30	31,26
44LPL1	22,49	22,06	22,29	22,72	24,29	27,35	27,03
44LPL2	31,03	29,31	33,89	33,93	36,16	36,36	39,22
44LPL3	32,40	36,36	37,38	38,71	39,14	42,19	45,41
44LPL4	42,39	43,92	51,87	51,99	52,34	52,38	54,97
44LPL5	54,61	58,65	58,96	64,17	64,80	64,60	70,56
44LPL6	66,41	71,03	77,46	77,49	81,37	81,53	86,23
44LPL7	66,41	71,01	77,49	77,49	81,37	81,55	86,24
44LPL8	66,41	71,01	77,49	77,49	81,37	81,55	86,24
44LPL9	66,41	71,01	77,49	77,49	81,37	81,55	86,24

Tabla 4.3.f

% SOLIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 82 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	1,99	2,42	2,45	2,47	2,50	2,62	3,63
82C302	2,17	2,42	2,55	2,78	3,10	3,51	3,61
82C303	2,78	2,93	3,20	3,25	3,28	3,51	3,61
82C304	2,78	2,93	3,20	3,25	3,28	3,51	3,61
82C305	2,78	2,93	3,20	3,25	3,28	3,51	3,61
82C306	2,78	2,93	3,20	3,25	3,28	3,51	3,61
82C307	2,78	2,93	3,20	3,25	3,28	3,51	3,61
82CC1	2,25	5,25	7,50	8,25	10,00	12,70	13,05
82CC2	2,95	5,00	8,25	9,00	11,25	13,25	14,50
82CC3	4,01	6,50	8,75	10,00	11,75	13,75	15,25
82CC4	4,01	6,50	8,75	10,00	11,75	13,75	15,25
82CC5	4,01	6,50	8,75	10,00	11,75	13,75	15,25
82CC6	4,01	6,50	8,75	10,00	11,75	13,75	15,25
82CC7	4,01	6,50	8,75	10,00	11,75	13,75	15,25
82CC8	4,01	6,50	8,75	10,00	11,75	13,75	15,25
82CPL1	6,28	6,31	6,81	7,59	8,15	9,74	10,77
82CPL2	17,96	19,58	19,73	20,08	20,99	21,37	23,67
82CPL3	22,68	22,76	24,17	26,54	28,36	28,66	28,89
82CPL4	25,31	26,42	28,61	34,39	34,49	34,72	35,52
82CPL5	26,06	28,48	32,90	37,82	37,95	39,86	40,09
82CPL6	39,43	40,52	44,30	49,30	51,62	51,77	52,73
82CPL7	52,05	52,83	58,84	65,45	66,05	67,24	71,17
82CPL8	52,15	52,63	58,86	65,52	66,10	68,12	71,38
82CPL9	52,05	52,60	58,61	65,62	66,35	67,34	71,53
82L301	2,12	2,70	3,10	2,93	3,33	3,73	3,94
82L302	2,57	2,60	2,78	3,03	3,33	3,58	4,01
82L303	3,83	3,76	4,36	4,52	4,64	5,12	5,63
82L304	3,83	3,76	4,36	4,52	4,64	5,12	5,63
82L305	3,83	3,76	4,36	4,52	4,64	5,12	5,63
82L306	3,83	3,76	4,36	4,52	4,64	5,12	5,63
82L307	3,83	3,76	4,36	4,52	4,64	5,12	5,63
82LC1	2,87	3,01	3,16	3,24	3,58	3,90	4,19
82LC2	4,30	4,51	4,74	4,86	5,37	4,50	6,28
82LC3	4,73	4,96	5,21	5,34	5,48	5,96	6,95
82LC4	4,73	4,96	5,21	5,34	5,48	5,96	6,95
82LC5	4,73	4,96	5,21	5,34	5,48	5,96	6,95
82LC6	4,73	4,96	5,21	5,34	5,48	5,96	6,95
82LC7	4,73	4,96	5,21	5,34	5,48	5,96	6,95
82LC8	4,73	4,96	5,21	5,34	5,48	5,96	6,95
82LPL1	9,78	10,88	11,76	12,34	13,07	13,92	14,36
82LPL2	11,80	12,44	13,97	14,93	15,50	16,60	17,09
82LPL3	14,88	16,95	18,69	19,30	19,49	20,11	20,57
82LPL4	18,37	20,45	20,64	21,14	21,82	22,55	22,71
82LPL5	25,73	27,39	27,56	28,55	29,37	29,44	29,49
82LPL6	32,22	35,15	20,10	38,28	38,98	39,06	39,29
82LPL7	35,72	36,87	40,91	41,24	42,26	43,40	44,16
82LPL8	42,07	45,57	50,29	53,64	53,31	53,54	54,20
82LPL9	44,68	45,99	50,27	54,38	54,81	55,07	55,51

Tabla 4.3.g

% SOLIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 125 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	1,10	1,34	1,35	1,37	1,43	1,64	1,87
125C302	1,10	1,34	1,35	1,37	1,43	1,64	1,87
125C303	1,10	1,34	1,35	1,37	1,43	1,64	1,87
125C304	1,10	1,34	1,35	1,37	1,43	1,64	1,87
125C305	1,10	1,34	1,35	1,37	1,43	1,64	1,87
125C306	1,10	1,34	1,35	1,37	1,43	1,64	1,87
125C307	1,10	1,34	1,35	1,37	1,43	1,64	1,87
125CC1	3,54	3,62	3,79	4,04	4,29	4,46	4,77
125CC2	4,54	4,64	4,78	4,91	5,04	5,22	5,41
125CC3	4,54	4,64	4,78	4,91	5,04	5,22	5,41
125CC4	4,54	4,64	4,78	4,91	5,04	5,22	5,41
125CC5	4,54	4,64	4,78	4,91	5,04	5,22	5,41
125CC6	4,54	4,64	4,78	4,91	5,04	5,22	5,41
125CC7	4,54	4,64	4,78	4,91	5,04	5,22	5,41
125CC8	4,54	4,64	4,78	4,91	5,04	5,22	5,41
125CPL1	3,99	3,91	3,99	4,24	4,39	4,44	4,47
125CPL2	5,21	5,26	5,44	5,47	5,77	6,08	6,14
125CPL3	7,22	7,21	7,37	8,09	8,41	8,35	8,66
125CPL4	10,82	12,42	13,31	14,08	14,20	14,91	15,21
125CPL5	12,31	13,17	14,53	16,36	16,75	16,82	17,90
125CPL6	13,10	14,22	15,58	17,26	19,46	18,19	20,19
125CPL7	13,10	14,22	15,58	17,26	19,46	18,19	20,19
125CPL8	13,10	14,22	15,58	17,26	19,46	18,19	20,19
125CPL9	13,10	14,22	15,58	17,26	19,46	18,19	20,19
125L301	1,32	1,39	1,40	1,73	1,72	1,89	2,03
125L302	1,42	1,46	1,46	1,73	1,73	1,73	1,75
125L303	1,42	1,46	1,46	1,73	1,73	1,73	1,75
125L304	1,42	1,46	1,46	1,73	1,73	1,73	1,75
125L305	1,42	1,46	1,46	1,73	1,73	1,73	1,75
125L306	1,42	1,46	1,46	1,73	1,73	1,73	1,75
125L307	1,42	1,46	1,46	1,73	1,73	1,73	1,75
125LC1	1,52	1,62	1,63	1,66	1,80	1,90	2,15
125LC2	1,79	1,82	1,82	1,86	1,92	1,96	2,22
125LC3	1,79	1,82	1,82	1,86	1,92	1,96	2,22
125LC4	1,79	1,82	1,82	1,86	1,92	1,96	2,22
125LC5	1,79	1,82	1,82	1,86	1,92	1,96	2,22
125LC6	1,79	1,82	1,82	1,86	1,92	1,96	2,22
125LC7	1,79	1,82	1,82	1,86	1,92	1,96	2,22
125LC8	1,79	1,82	1,82	1,86	1,92	1,96	2,22
125LPL1	3,75	3,81	3,89	4,15	4,25	4,30	4,35
125LPL2	5,46	5,71	5,78	5,94	5,94	5,97	5,98
125LPL3	9,00	9,14	9,23	9,13	9,25	9,75	10,23
125LPL4	11,29	11,78	11,96	12,72	13,26	13,78	14,06
125LPL5	23,49	23,74	24,67	25,49	25,55	26,53	29,09
125LPL6	24,59	24,60	26,59	27,74	28,38	29,29	30,16
125LPL7	26,30	26,40	27,79	30,00	30,83	31,36	31,67
125LPL8	27,14	28,30	31,55	32,17	33,22	33,29	33,67
125LPL9	30,17	32,09	32,81	34,07	34,98	35,77	37,39

Tabla 4.3.h.

% SOLIDO EN INTERIOR DE ELEVADORES DE 240 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	0,38	0,39	0,55	0,59	0,65	0,66	0,74
240CC2	0,50	0,75	0,85	1,01	1,21	1,33	1,52
240CC3	0,50	0,75	0,85	1,01	1,21	1,33	1,52
240CC4	0,50	0,75	0,85	1,01	1,21	1,33	1,52
240CC5	0,50	0,75	0,85	1,01	1,21	1,33	1,52
240CC6	0,50	0,75	0,85	1,01	1,21	1,33	1,52
240CC7	0,50	0,75	0,85	1,01	1,21	1,33	1,52
240CC8	0,50	0,75	0,85	1,01	1,21	1,33	1,52
240CPL1	0,90	0,96	0,98	1,02	1,13	1,15	1,20
240CPL2	1,14	1,15	1,21	1,29	1,31	1,34	1,44
240CPL3	1,31	1,38	1,49	1,56	1,67	1,70	1,78
240CPL4	1,60	1,74	1,75	1,84	1,91	1,93	1,95
240CPL5	1,72	1,92	2,07	2,22	2,27	2,35	2,38
240CPL6	1,85	2,14	2,41	2,59	2,58	2,62	2,64
240CPL7	1,91	2,16	2,47	2,74	2,75	2,77	2,80
240CPL8	2,08	2,37	2,52	2,84	2,90	2,98	3,09
240CPL9	2,46	2,75	2,96	3,30	3,40	3,45	3,56
240LC1	0,58	0,61	0,61	0,68	0,69	0,71	0,72
240LC2	0,76	0,85	0,95	1,10	1,25	1,36	1,45
240LC3	0,76	0,85	0,95	1,10	1,25	1,36	1,45
240LC4	0,76	0,85	0,95	1,10	1,25	1,36	1,45
240LC5	0,76	0,85	0,95	1,10	1,25	1,36	1,45
240LC6	0,76	0,85	0,95	1,10	1,25	1,36	1,45
240LC7	0,76	0,85	0,95	1,10	1,25	1,36	1,45
240LC8	0,76	0,85	0,95	1,10	1,25	1,36	1,45
240LPL1	0,76	0,77	0,86	0,92	0,96	1,09	1,18
240LPL2	1,10	1,20	1,32	1,40	1,42	1,55	1,58
240LPL3	1,32	1,38	1,44	1,49	1,56	1,61	1,63
240LPL4	1,40	1,50	1,62	1,72	1,93	2,00	2,05
240LPL5	1,60	1,66	1,85	1,97	2,23	2,25	2,36
240LPL6	1,71	1,81	1,96	2,05	2,32	2,45	2,59
240LPL7	1,88	2,04	2,14	2,29	2,59	2,69	2,76
240LPL8	2,02	2,17	2,23	2,44	2,65	2,87	3,02
240LPL9	2,35	2,46	2,61	2,93	2,98	3,01	3,22

Tabla 4.3.i.

4.4.- VALORES OBTENIDOS PARA LA FRACCION DE GAS EN LAS DISTINTAS ZONAS DEL TANQUE

El diseño del equipo empleado para la evaluación de la concentración del gas en la totalidad del volumen del reactor ha sido explicado en el apartado 3.2.4.1 y la forma de operar para calcular la fracción de huecos total en el punto 3.3.3.1.

De la misma forma, se ha descrito el equipo y la forma de operar en la evaluación de la fracción de huecos en el interior del tubo elevador en los apartados 3.2.4.2 y 3.3.3.2 respectivamente

De manera análoga y mediante la ecuación de balance de la fase gaseosa en el tanque expuesta en el apartado 3.3.3.3 de la presente Memoria, se ha descrito el cálculo de la fracción de huecos en la zona superior de inversión del flujo.

Todos los valores obtenidos para las concentraciones de gas con estas técnicas y cálculos se presentan en forma de porcentajes sobre los volúmenes totales de las zonas estudiadas y agrupados en las tablas 4.4.a, 4.4.b, 4.4.c, 4.4.d, 4.4.e, 4.4.f, 4.4.g, 4.4.h, 4.4.i, 4.4.j, 4.4.k, 4.4.L, y 4.4.m, en función de la configuración del tanque y de los caudales de gas inyectados en el mismo.

% GAS EN EL TANQUE CON ELEVADORES DE 44 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	0,17	0,18	0,21	0,24	0,28	0,30	0,34
44C302	0,16	0,17	0,20	0,22	0,27	0,28	0,33
44C303	0,15	0,16	0,18	0,22	0,27	0,27	0,31
44C304	0,15	0,16	0,18	0,22	0,27	0,27	0,31
44C305	0,15	0,16	0,18	0,22	0,27	0,27	0,31
44C306	0,15	0,16	0,18	0,22	0,27	0,27	0,31
44C307	0,15	0,16	0,18	0,22	0,27	0,27	0,31
44CC1	0,18	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,38
44CC2	0,18	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,38
44CC3	0,18	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,38
44CC4	0,18	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,38
44CC5	0,18	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,38
44CC6	0,18	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,38
44CC7	0,18	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,38
44CC8	0,18	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,38
44CPL1	0,19	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,39
44CPL2	0,19	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,39
44CPL3	0,19	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,39
44CPL4	0,19	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,39
44CPL5	0,19	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,39
44CPL6	0,19	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,39
44CPL7	0,19	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,39
44CPL8	0,19	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,39
44CPL9	0,19	0,21	0,24	0,27	0,30	0,34	0,39
44L301	0,30	0,35	0,37	0,40	0,45	0,49	0,55
44L302	0,29	0,33	0,35	0,39	0,43	0,45	0,53
44L303	0,29	0,33	0,35	0,39	0,43	0,45	0,53
44L304	0,29	0,33	0,35	0,39	0,43	0,45	0,53
44L305	0,29	0,33	0,35	0,39	0,43	0,45	0,53
44L306	0,29	0,33	0,35	0,39	0,43	0,45	0,53
44L307	0,29	0,33	0,35	0,39	0,43	0,45	0,53
44LC1	0,30	0,35	0,37	0,40	0,46	0,50	0,56
44LC2	0,29	0,33	0,36	0,38	0,42	0,48	0,54
44LC3	0,29	0,33	0,36	0,38	0,42	0,48	0,54
44LC4	0,29	0,33	0,36	0,38	0,42	0,48	0,54
44LC5	0,29	0,33	0,36	0,38	0,42	0,48	0,54
44LC6	0,29	0,33	0,36	0,38	0,42	0,48	0,54
44LC7	0,29	0,33	0,36	0,38	0,42	0,48	0,54
44LC8	0,29	0,33	0,36	0,38	0,42	0,48	0,54
44LPL1	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63
44LPL2	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63
44LPL3	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63
44LPL4	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63
44LPL5	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63
44LPL6	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63
44LPL7	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63
44LPL8	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63
44LPL9	0,30	0,34	0,39	0,44	0,50	0,56	0,63

Tabla 4.4.a

% GAS EN TANQUE CON ELEVADORES DE 82 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	0,15	0,25	0,31	0,42	0,50	0,57	0,66
82C302	0,13	0,23	0,29	0,39	0,47	0,55	0,63
82C303	0,11	0,21	0,27	0,38	0,46	0,53	0,62
82C304	0,11	0,21	0,27	0,38	0,46	0,53	0,62
82C305	0,11	0,21	0,27	0,38	0,46	0,53	0,62
82C306	0,11	0,21	0,27	0,38	0,46	0,53	0,62
82C307	0,11	0,21	0,27	0,38	0,46	0,53	0,62
82CC1	0,15	0,25	0,31	0,39	0,47	0,56	0,57
82CC2	0,14	0,23	0,30	0,34	0,42	0,54	0,56
82CC3	0,14	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC4	0,14	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC5	0,14	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC6	0,14	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC7	0,14	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC8	0,14	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CPL1	0,16	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,61
82CPL2	0,16	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,61
82CPL3	0,16	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,61
82CPL4	0,16	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,61
82CPL5	0,16	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,61
82CPL6	0,16	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,61
82CPL7	0,16	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,61
82CPL8	0,16	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,61
82CPL9	0,16	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,61
82L301	0,39	0,42	0,49	0,59	0,65	0,70	0,76
82L302	0,38	0,41	0,48	0,58	0,63	0,68	0,74
82L303	0,37	0,40	0,46	0,56	0,62	0,67	0,73
82L304	0,37	0,40	0,46	0,56	0,62	0,67	0,73
82L305	0,37	0,40	0,46	0,56	0,62	0,67	0,73
82L306	0,37	0,40	0,46	0,56	0,62	0,67	0,73
82L307	0,37	0,40	0,46	0,56	0,62	0,67	0,73
82LC1	0,38	0,41	0,49	0,59	0,65	0,70	0,76
82LC2	0,36	0,39	0,46	0,56	0,62	0,67	0,72
82LC3	0,33	0,35	0,45	0,52	0,57	0,63	0,69
82LC4	0,32	0,34	0,40	0,48	0,55	0,60	0,66
82LC5	0,31	0,34	0,40	0,48	0,55	0,59	0,65
82LC6	0,31	0,34	0,40	0,48	0,55	0,59	0,65
82LC7	0,31	0,34	0,40	0,48	0,55	0,59	0,65
82LC8	0,31	0,34	0,40	0,48	0,55	0,59	0,65
82LPL1	0,40	0,44	0,51	0,62	0,64	0,68	0,69
82LPL2	0,40	0,44	0,51	0,62	0,64	0,68	0,69
82LPL3	0,40	0,44	0,51	0,62	0,64	0,68	0,69
82LPL4	0,40	0,44	0,51	0,62	0,64	0,68	0,69
82LPL5	0,40	0,44	0,51	0,62	0,64	0,68	0,69
82LPL6	0,40	0,44	0,51	0,62	0,64	0,68	0,69
82LPL7	0,40	0,44	0,51	0,62	0,64	0,68	0,69
82LPL8	0,40	0,44	0,51	0,62	0,64	0,68	0,69
82LPL9	0,40	0,44	0,51	0,62	0,64	0,68	0,69

Tabla 4.4.b

% GAS EN TANQUE CON ELEVADORES DE 125 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	0,20	0,33	0,44	0,61	0,74	0,87	1,09
125C302	0,19	0,31	0,41	0,60	0,72	0,84	1,06
125C303	0,18	0,28	0,39	0,57	0,70	0,82	1,04
125C304	0,18	0,26	0,38	0,56	0,70	0,81	1,02
125C305	0,18	0,26	0,37	0,54	0,67	0,79	1,00
125C306	0,17	0,26	0,37	0,53	0,66	0,78	0,99
125C307	0,17	0,26	0,37	0,53	0,66	0,78	0,99
125CC1	0,41	0,45	0,48	0,66	0,80	0,93	1,15
125CC2	0,63	0,70	0,82	0,88	0,97	1,04	1,21
125CC3	0,63	0,70	0,82	0,88	0,97	1,04	1,21
125CC4	0,63	0,70	0,82	0,88	0,97	1,04	1,21
125CC5	0,63	0,70	0,82	0,88	0,97	1,04	1,21
125CC6	0,63	0,70	0,82	0,88	0,97	1,04	1,21
125CC7	0,63	0,70	0,82	0,88	0,97	1,04	1,21
125CC8	0,63	0,70	0,82	0,88	0,97	1,04	1,21
125CPL1	0,57	0,63	0,70	0,74	0,80	1,04	1,25
125CPL2	0,57	0,63	0,70	0,74	0,80	1,04	1,25
125CPL3	0,57	0,63	0,70	0,74	0,80	1,04	1,25
125CPL4	0,57	0,63	0,70	0,74	0,80	1,04	1,25
125CPL5	0,57	0,63	0,70	0,74	0,80	1,04	1,25
125CPL6	0,57	0,63	0,70	0,74	0,80	1,04	1,25
125CPL7	0,57	0,63	0,70	0,74	0,80	1,04	1,25
125CPL8	0,57	0,63	0,70	0,74	0,80	1,04	1,25
125CPL9	0,57	0,63	0,70	0,74	0,80	1,04	1,25
125L301	0,85	0,88	1,07	1,30	1,50	1,63	1,95
125L302	0,81	0,85	1,04	0,96	1,24	1,46	1,82
125L303	0,81	0,85	1,04	0,96	1,24	1,46	1,82
125L304	0,81	0,85	1,04	0,96	1,24	1,46	1,82
125L305	0,81	0,85	1,04	0,96	1,24	1,46	1,82
125L306	0,81	0,85	1,04	0,96	1,24	1,46	1,82
125L307	0,81	0,85	1,04	0,96	1,24	1,46	1,82
125LC1	0,55	0,72	0,91	1,07	1,36	1,63	1,79
125LC2	0,52	0,68	0,85	0,96	1,24	1,46	1,69
125LC3	0,52	0,68	0,85	0,96	1,24	1,46	1,69
125LC4	0,52	0,68	0,85	0,96	1,24	1,46	1,69
125LC5	0,52	0,68	0,85	0,96	1,24	1,46	1,69
125LC6	0,52	0,68	0,85	0,96	1,24	1,46	1,69
125LC7	0,52	0,68	0,85	0,96	1,24	1,46	1,69
125LC8	0,52	0,68	0,85	0,96	1,24	1,46	1,69
125LPL1	1,04	1,11	1,43	1,50	1,63	1,89	2,28
125LPL2	1,04	1,11	1,43	1,50	1,63	1,89	2,28
125LPL3	1,04	1,11	1,43	1,50	1,63	1,89	2,28
125LPL4	1,04	1,11	1,43	1,50	1,63	1,89	2,28
125LPL5	1,04	1,11	1,43	1,50	1,63	1,89	2,28
125LPL6	1,04	1,11	1,43	1,50	1,63	1,89	2,28
125LPL7	1,04	1,11	1,43	1,50	1,63	1,89	2,28
125LPL8	1,04	1,11	1,43	1,50	1,63	1,89	2,28
125LPL9	1,04	1,11	1,43	1,50	1,63	1,89	2,28

Tabla 4.4.c.

% GAS EN EL TANQUE CON ELEVADORES DE 240 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	0,13	0,16	0,23	0,25	0,29	0,34	0,39
240CC2	0,12	0,16	0,22	0,25	0,28	0,32	0,38
240CC3	0,12	0,16	0,22	0,25	0,28	0,32	0,38
240CC4	0,12	0,16	0,22	0,25	0,28	0,32	0,38
240CC5	0,12	0,16	0,22	0,25	0,28	0,32	0,38
240CC6	0,12	0,16	0,22	0,25	0,28	0,32	0,38
240CC7	0,12	0,16	0,22	0,25	0,28	0,32	0,38
240CC8	0,12	0,16	0,22	0,25	0,28	0,32	0,38
240CPL1	0,16	0,22	0,27	0,36	0,43	0,50	0,57
240CPL2	0,16	0,22	0,27	0,36	0,43	0,50	0,57
240CPL3	0,16	0,22	0,27	0,36	0,43	0,50	0,57
240CPL4	0,16	0,22	0,27	0,36	0,43	0,50	0,57
240CPL5	0,16	0,22	0,27	0,36	0,43	0,50	0,57
240CPL6	0,16	0,22	0,27	0,36	0,43	0,50	0,57
240CPL7	0,16	0,22	0,27	0,36	0,43	0,50	0,57
240CPL8	0,16	0,22	0,27	0,36	0,43	0,50	0,57
240CPL9	0,16	0,22	0,27	0,36	0,43	0,50	0,57
240LC1	0,24	0,28	0,31	0,36	0,44	0,53	0,59
240LC2	0,16	0,24	0,30	0,35	0,42	0,51	0,57
240LC3	0,16	0,24	0,30	0,35	0,42	0,51	0,57
240LC4	0,16	0,24	0,30	0,35	0,42	0,51	0,57
240LC5	0,16	0,24	0,30	0,35	0,42	0,51	0,57
240LC6	0,16	0,24	0,30	0,35	0,42	0,51	0,57
240LC7	0,16	0,24	0,30	0,35	0,42	0,51	0,57
240LC8	0,16	0,24	0,30	0,35	0,42	0,51	0,57
240LPL1	0,36	0,48	0,55	0,74	1,07	1,40	1,89
240LPL2	0,36	0,48	0,55	0,74	1,07	1,40	1,89
240LPL3	0,36	0,48	0,55	0,74	1,07	1,40	1,89
240LPL4	0,36	0,48	0,55	0,74	1,07	1,40	1,89
240LPL5	0,36	0,48	0,55	0,74	1,07	1,40	1,89
240LPL6	0,36	0,48	0,55	0,74	1,07	1,40	1,89
240LPL7	0,36	0,48	0,55	0,74	1,07	1,40	1,89
240LPL8	0,36	0,48	0,55	0,74	1,07	1,40	1,89
240LPL9	0,36	0,48	0,55	0,74	1,07	1,40	1,89

Tabla 4.4.d.

% GAS EN EL TANQUE EN DISPERSION LIBRE O SIN TUBO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
DLC1	0,52	0,57	0,84	1,00	1,25	1,54	1,95
DLC2	0,49	0,57	0,82	1,00	1,25	1,54	1,95
DLC3	0,49	0,57	0,79	1,00	1,15	1,54	1,93
DLC4	0,49	0,52	0,77	1,00	1,10	1,50	1,90
DLC5	0,49	0,52	0,77	1,00	1,10	1,50	1,85
DLC6	0,49	0,52	0,77	1,00	1,10	1,50	1,85
DLC7	0,49	0,52	0,77	1,00	1,10	1,50	1,85
DLC8	0,49	0,52	0,77	1,00	1,10	1,50	1,85
DLPL1	0,52	0,65	0,84	1,05	1,25	1,54	1,97
DLPL2	0,52	0,65	0,84	1,05	1,25	1,54	1,97
DLPL3	0,52	0,65	0,84	1,05	1,25	1,54	1,97
DLPL4	0,52	0,65	0,84	1,05	1,25	1,54	1,97
DLPL5	0,52	0,65	0,84	1,05	1,25	1,54	1,97
DLPL6	0,52	0,65	0,84	1,05	1,25	1,54	1,97
DLPL7	0,52	0,65	0,84	1,05	1,25	1,54	1,97
DLPL8	0,52	0,65	0,84	1,05	1,25	1,54	1,97
DLPL9	0,52	0,65	0,84	1,05	1,25	1,54	1,97

Tabla 4.4.e.

% GAS EN EL ELEVADOR 44 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	3,35	3,98	5,31	6,94	9,05	13,47	15,49
44C302	3,11	3,75	4,94	6,47	8,76	12,80	14,62
44C303	2,99	3,59	4,53	6,25	8,53	12,12	14,14
44C304	2,99	3,59	4,53	6,25	8,53	12,12	14,14
44C305	2,99	3,59	4,53	6,25	8,53	12,12	14,14
44C306	2,99	3,59	4,53	6,25	8,53	12,12	14,14
44C307	2,99	3,59	4,53	6,25	8,53	12,12	14,14
44CC1	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44CC2	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44CC3	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44CC4	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44CC5	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44CC6	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44CC7	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44CC8	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44CPL1	3,83	4,64	5,99	7,86	9,58	15,45	17,51
44CPL2	3,83	4,64	5,99	7,86	9,58	15,45	17,51
44CPL3	3,83	4,64	5,99	7,86	9,58	15,45	17,51
44CPL4	3,83	4,64	5,99	7,86	9,58	15,45	17,51
44CPL5	3,83	4,64	5,99	7,86	9,58	15,45	17,51
44CPL6	3,83	4,64	5,99	7,86	9,58	15,45	17,51
44CPL7	3,83	4,64	5,99	7,86	9,58	15,45	17,51
44CPL8	3,83	4,64	5,99	7,86	9,58	15,45	17,51
44CPL9	3,83	4,64	5,99	7,86	9,58	15,45	17,51
44L301	3,59	4,61	5,54	6,94	8,62	13,20	14,82
44L302	3,53	4,31	5,28	6,81	8,24	12,19	14,21
44L303	3,53	4,31	5,28	6,81	8,24	12,19	14,21
44L304	3,53	4,31	5,28	6,81	8,24	12,19	14,21
44L305	3,53	4,31	5,28	6,81	8,24	12,19	14,21
44L306	3,53	4,31	5,28	6,81	8,24	12,19	14,21
44L307	3,53	4,31	5,28	6,81	8,24	12,19	14,21
44LC1	3,62	4,63	5,61	6,94	8,91	13,47	15,15
44LC2	3,53	4,35	5,38	6,64	8,11	12,93	14,62
44LC3	3,53	4,35	5,38	6,64	8,11	12,93	14,62
44LC4	3,53	4,35	5,38	6,64	8,11	12,93	14,62
44LC5	3,53	4,35	5,38	6,64	8,11	12,93	14,62
44LC6	3,53	4,35	5,38	6,64	8,11	12,93	14,62
44LC7	3,53	4,35	5,38	6,64	8,11	12,93	14,62
44LC8	3,53	4,35	5,38	6,64	8,11	12,93	14,62
44LPL1	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44LPL2	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44LPL3	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44LPL4	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44LPL5	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44LPL6	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44LPL7	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44LPL8	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04
44LPL9	3,65	4,54	5,87	7,73	9,58	15,15	17,04

Tabla 4.4.f.

% GAS EN EL ELEVADOR DE 82 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	2,75	4,99	6,20	8,32	9,94	11,39	13,10
82C302	2,28	4,57	5,74	7,86	9,36	10,94	12,68
82C303	2,01	4,26	5,47	7,59	9,15	10,60	12,31
82C304	2,01	4,26	5,47	7,59	9,15	10,60	12,31
82C305	2,01	4,26	5,47	7,59	9,15	10,60	12,31
82C306	2,01	4,26	5,47	7,59	9,15	10,60	12,31
82C307	2,01	4,26	5,47	7,59	9,15	10,60	12,31
82CC1	2,62	4,99	6,24	7,69	9,36	11,12	11,33
82CC2	2,53	4,55	5,93	6,76	8,32	10,71	11,23
82CC3	2,43	4,26	5,82	6,76	8,32	10,40	11,02
82CC4	2,43	4,26	5,82	6,76	8,32	10,40	11,02
82CC5	2,43	4,26	5,82	6,76	8,32	10,40	11,02
82CC6	2,43	4,26	5,82	6,76	8,32	10,40	11,02
82CC7	2,43	4,26	5,82	6,76	8,32	10,40	11,02
82CC8	2,43	4,26	5,82	6,76	8,32	10,40	11,02
82CPL1	2,81	5,20	6,45	8,61	10,29	11,77	12,27
82CPL2	2,81	5,20	6,45	8,61	10,29	11,77	12,27
82CPL3	2,81	5,20	6,45	8,61	10,29	11,77	12,27
82CPL4	2,81	5,20	6,45	8,61	10,29	11,77	12,27
82CPL5	2,81	5,20	6,45	8,61	10,29	11,77	12,27
82CPL6	2,81	5,20	6,45	8,61	10,29	11,77	12,27
82CPL7	2,81	5,20	6,45	8,61	10,29	11,77	12,27
82CPL8	2,81	5,20	6,45	8,61	10,29	11,77	12,27
82CPL9	2,81	5,20	6,45	8,61	10,29	11,77	12,27
82L301	6,99	8,32	9,81	11,85	13,00	13,97	15,17
82L302	6,86	8,21	9,53	11,61	12,65	13,65	14,84
82L303	6,71	8,04	9,25	11,26	12,44	13,38	14,52
82L304	6,71	8,04	9,25	11,26	12,44	13,38	14,52
82L305	6,71	8,04	9,25	11,26	12,44	13,38	14,52
82L306	6,71	8,04	9,25	11,26	12,44	13,38	14,52
82L307	6,71	8,04	9,25	11,26	12,44	13,38	14,52
82LC1	6,86	8,25	9,70	11,85	12,89	13,90	15,14
82LC2	6,39	7,80	9,25	11,24	12,34	13,34	14,44
82LC3	5,90	6,97	9,08	10,45	11,48	12,50	13,75
82LC4	5,68	6,76	7,97	9,66	11,08	11,94	13,13
82LC5	5,48	6,76	7,97	9,66	11,08	11,71	12,93
82LC6	5,48	6,76	7,97	9,66	11,08	11,71	12,93
82LC7	5,48	6,76	7,97	9,66	11,08	11,71	12,93
82LC8	5,48	6,76	7,97	9,66	11,08	11,71	12,93
82LPL1	7,17	8,71	10,25	12,39	12,86	13,56	13,88
82LPL2	7,17	8,71	10,25	12,39	12,86	13,56	13,88
82LPL3	7,17	8,71	10,25	12,39	12,86	13,56	13,88
82LPL4	7,17	8,71	10,25	12,39	12,86	13,56	13,88
82LPL5	7,17	8,71	10,25	12,39	12,86	13,56	13,88
82LPL6	7,17	8,71	10,25	12,39	12,86	13,56	13,88
82LPL7	7,17	8,71	10,25	12,39	12,86	13,56	13,88
82LPL8	7,17	8,71	10,25	12,39	12,86	13,56	13,88
82LPL9	7,17	8,71	10,25	12,39	12,86	13,56	13,88

Tabla 4.4.g.

% GAS EN EL ELEVADOR DE 125 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	1,37	2,66	3,94	5,52	6,64	7,84	9,77
125C302	1,31	2,50	3,69	5,41	6,50	7,59	9,49
125C303	1,29	2,25	3,52	5,13	6,33	7,38	9,32
125C304	1,26	2,09	3,42	4,99	6,30	7,28	9,14
125C305	1,26	2,09	3,30	4,85	6,05	7,14	8,96
125C306	1,15	2,09	3,30	4,78	5,98	7,03	8,89
125C307	1,15	2,09	3,30	4,78	5,98	7,03	8,89
125CC1	2,87	3,59	4,29	5,96	7,20	8,41	10,38
125CC2	4,38	5,63	7,38	7,91	8,75	9,32	10,90
125CC3	4,38	5,63	7,38	7,91	8,75	9,32	10,90
125CC4	4,38	5,63	7,38	7,91	8,75	9,32	10,90
125CC5	4,38	5,63	7,38	7,91	8,75	9,32	10,90
125CC6	4,38	5,63	7,38	7,91	8,75	9,32	10,90
125CC7	4,38	5,63	7,38	7,91	8,75	9,32	10,90
125CC8	4,38	5,63	7,38	7,91	8,75	9,32	10,90
125CPL1	3,96	5,00	6,29	6,64	7,20	9,32	11,25
125CPL2	3,96	5,00	6,29	6,64	7,20	9,32	11,25
125CPL3	3,96	5,00	6,29	6,64	7,20	9,32	11,25
125CPL4	3,96	5,00	6,29	6,64	7,20	9,32	11,25
125CPL5	3,96	5,00	6,29	6,64	7,20	9,32	11,25
125CPL6	3,96	5,00	6,29	6,64	7,20	9,32	11,25
125CPL7	3,96	5,00	6,29	6,64	7,20	9,32	11,25
125CPL8	3,96	5,00	6,29	6,64	7,20	9,32	11,25
125CPL9	3,96	5,00	6,29	6,64	7,20	9,32	11,25
125L301	3,55	4,22	5,80	7,03	8,09	8,79	10,55
125L302	3,42	4,06	5,63	5,17	6,68	7,91	9,84
125L303	3,42	4,06	5,63	5,17	6,68	7,91	9,84
125L304	3,42	4,06	5,63	5,17	6,68	7,91	9,84
125L305	3,42	4,06	5,63	5,17	6,68	7,91	9,84
125L306	3,42	4,06	5,63	5,17	6,68	7,91	9,84
125L307	3,42	4,06	5,63	5,17	6,68	7,91	9,84
125LC1	2,32	3,44	4,92	5,80	7,35	8,79	9,67
125LC2	2,19	3,28	4,57	5,17	6,68	7,91	9,14
125LC3	2,19	3,28	4,57	5,17	6,68	7,91	9,14
125LC4	2,19	3,28	4,57	5,17	6,68	7,91	9,14
125LC5	2,19	3,28	4,57	5,17	6,68	7,91	9,14
125LC6	2,19	3,28	4,57	5,17	6,68	7,91	9,14
125LC7	2,19	3,28	4,57	5,17	6,68	7,91	9,14
125LC8	2,19	3,28	4,57	5,17	6,68	7,91	9,14
125LPL1	4,38	5,31	7,73	8,09	8,79	10,20	12,30
125LPL2	4,38	5,31	7,73	8,09	8,79	10,20	12,30
125LPL3	4,38	5,31	7,73	8,09	8,79	10,20	12,30
125LPL4	4,38	5,31	7,73	8,09	8,79	10,20	12,30
125LPL5	4,38	5,31	7,73	8,09	8,79	10,20	12,30
125LPL6	4,38	5,31	7,73	8,09	8,79	10,20	12,30
125LPL7	4,38	5,31	7,73	8,09	8,79	10,20	12,30
125LPL8	4,38	5,31	7,73	8,09	8,79	10,20	12,30
125LPL9	4,38	5,31	7,73	8,09	8,79	10,20	12,30

Tabla 4.4.h.

% GAS EN EL ELEVADOR DE 240 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	0,31	0,39	0,57	0,63	0,71	0,84	0,98
240CC2	0,31	0,39	0,55	0,62	0,69	0,81	0,96
240CC3	0,31	0,39	0,55	0,62	0,69	0,81	0,96
240CC4	0,31	0,39	0,55	0,62	0,69	0,81	0,96
240CC5	0,31	0,39	0,55	0,62	0,69	0,81	0,96
240CC6	0,31	0,39	0,55	0,62	0,69	0,81	0,96
240CC7	0,31	0,39	0,55	0,62	0,69	0,81	0,96
240CC8	0,31	0,39	0,55	0,62	0,69	0,81	0,96
240CPL1	0,41	0,55	0,67	0,89	1,07	1,25	1,43
240CPL2	0,41	0,55	0,67	0,89	1,07	1,25	1,43
240CPL3	0,41	0,55	0,67	0,89	1,07	1,25	1,43
240CPL4	0,41	0,55	0,67	0,89	1,07	1,25	1,43
240CPL5	0,41	0,55	0,67	0,89	1,07	1,25	1,43
240CPL6	0,41	0,55	0,67	0,89	1,07	1,25	1,43
240CPL7	0,41	0,55	0,67	0,89	1,07	1,25	1,43
240CPL8	0,41	0,55	0,67	0,89	1,07	1,25	1,43
240CPL9	0,41	0,55	0,67	0,89	1,07	1,25	1,43
240LC1	0,36	0,42	0,47	0,53	0,66	0,79	0,88
240LC2	0,24	0,37	0,45	0,53	0,63	0,77	0,86
240LC3	0,24	0,37	0,45	0,53	0,63	0,77	0,86
240LC4	0,24	0,37	0,45	0,53	0,63	0,77	0,86
240LC5	0,24	0,37	0,45	0,53	0,63	0,77	0,86
240LC6	0,24	0,37	0,45	0,53	0,63	0,77	0,86
240LC7	0,24	0,37	0,45	0,53	0,63	0,77	0,86
240LC8	0,24	0,37	0,45	0,53	0,63	0,77	0,86
240LPL1	0,53	0,71	0,82	1,11	1,60	2,09	2,38
240LPL2	0,53	0,71	0,82	1,11	1,60	2,09	2,38
240LPL3	0,53	0,71	0,82	1,11	1,60	2,09	2,38
240LPL4	0,53	0,71	0,82	1,11	1,60	2,09	2,38
240LPL5	0,53	0,71	0,82	1,11	1,60	2,09	2,38
240LPL6	0,53	0,71	0,82	1,11	1,60	2,09	2,38
240LPL7	0,53	0,71	0,82	1,11	1,60	2,09	2,38
240LPL8	0,53	0,71	0,82	1,11	1,60	2,09	2,38
240LPL9	0,53	0,71	0,82	1,11	1,60	2,09	2,38

Tabla 4.4.i.

% GAS EN EL SEPARADOR CON ELEVADORES DE 44 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	0,25	0,27	0,31	0,34	0,39	0,38	0,43
44C302	0,24	0,26	0,29	0,32	0,38	0,36	0,41
44C303	0,23	0,24	0,27	0,31	0,37	0,34	0,40
44C304	0,23	0,24	0,27	0,31	0,37	0,34	0,40
44C305	0,23	0,24	0,27	0,31	0,37	0,34	0,40
44C306	0,23	0,24	0,27	0,31	0,37	0,34	0,40
44C307	0,23	0,24	0,27	0,31	0,37	0,34	0,40
44CC1	0,28	0,31	0,34	0,38	0,42	0,42	0,48
44CC2	0,28	0,31	0,34	0,38	0,42	0,42	0,48
44CC3	0,28	0,31	0,34	0,38	0,42	0,42	0,48
44CC4	0,28	0,31	0,34	0,38	0,42	0,42	0,48
44CC5	0,28	0,31	0,34	0,38	0,42	0,42	0,48
44CC6	0,28	0,31	0,34	0,38	0,42	0,42	0,48
44CC7	0,28	0,31	0,34	0,38	0,42	0,42	0,48
44CC8	0,28	0,31	0,34	0,38	0,42	0,42	0,48
44CPL1	0,29	0,32	0,35	0,39	0,42	0,43	0,49
44CPL2	0,29	0,32	0,35	0,39	0,42	0,43	0,49
44CPL3	0,29	0,32	0,35	0,39	0,42	0,43	0,49
44CPL4	0,29	0,32	0,35	0,39	0,42	0,43	0,49
44CPL5	0,29	0,32	0,35	0,39	0,42	0,43	0,49
44CPL6	0,29	0,32	0,35	0,39	0,42	0,43	0,49
44CPL7	0,29	0,32	0,35	0,39	0,42	0,43	0,49
44CPL8	0,29	0,32	0,35	0,39	0,42	0,43	0,49
44CPL9	0,29	0,32	0,35	0,39	0,42	0,43	0,49
44L301	0,66	0,76	0,77	0,79	0,85	0,75	0,84
44L302	0,65	0,71	0,73	0,77	0,81	0,69	0,80
44L303	0,65	0,71	0,73	0,77	0,81	0,69	0,80
44L304	0,65	0,71	0,73	0,77	0,81	0,69	0,80
44L305	0,65	0,71	0,73	0,77	0,81	0,69	0,80
44L306	0,65	0,71	0,73	0,77	0,81	0,69	0,80
44L307	0,65	0,71	0,73	0,77	0,81	0,69	0,80
44LC1	0,67	0,76	0,78	0,79	0,88	0,76	0,86
44LC2	0,65	0,71	0,75	0,75	0,80	0,73	0,83
44LC3	0,65	0,71	0,75	0,75	0,80	0,73	0,83
44LC4	0,65	0,71	0,75	0,75	0,80	0,73	0,83
44LC5	0,65	0,71	0,75	0,75	0,80	0,73	0,83
44LC6	0,65	0,71	0,75	0,75	0,80	0,73	0,83
44LC7	0,65	0,71	0,75	0,75	0,80	0,73	0,83
44LC8	0,65	0,71	0,75	0,75	0,80	0,73	0,83
44LPL1	0,68	0,75	0,82	0,88	0,94	0,86	0,97
44LPL2	0,68	0,75	0,82	0,88	0,94	0,86	0,97
44LPL3	0,68	0,75	0,82	0,88	0,94	0,86	0,97
44LPL4	0,68	0,75	0,82	0,88	0,94	0,86	0,97
44LPL5	0,68	0,75	0,82	0,88	0,94	0,86	0,97
44LPL6	0,68	0,75	0,82	0,88	0,94	0,86	0,97
44LPL7	0,68	0,75	0,82	0,88	0,94	0,86	0,97
44LPL8	0,68	0,75	0,82	0,88	0,94	0,86	0,97
44LPL9	0,68	0,75	0,82	0,88	0,94	0,86	0,97

Tabla 4.4.j

% GAS EN EL SEPARADOR CON ELEVADORES DE 82 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	0,16	0,25	0,31	0,42	0,50	0,57	0,66
82C302	0,14	0,23	0,29	0,40	0,47	0,55	0,64
82C303	0,12	0,21	0,28	0,38	0,46	0,53	0,62
82C304	0,12	0,21	0,28	0,38	0,46	0,53	0,62
82C305	0,12	0,21	0,28	0,38	0,46	0,53	0,62
82C306	0,12	0,21	0,28	0,38	0,46	0,53	0,62
82C307	0,12	0,21	0,28	0,38	0,46	0,53	0,62
82CC1	0,16	0,25	0,31	0,39	0,47	0,56	0,57
82CC2	0,15	0,23	0,30	0,34	0,42	0,54	0,57
82CC3	0,15	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC4	0,15	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC5	0,15	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC6	0,15	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC7	0,15	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CC8	0,15	0,21	0,29	0,34	0,42	0,52	0,55
82CPL1	0,17	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,62
82CPL2	0,17	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,62
82CPL3	0,17	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,62
82CPL4	0,17	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,62
82CPL5	0,17	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,62
82CPL6	0,17	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,62
82CPL7	0,17	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,62
82CPL8	0,17	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,62
82CPL9	0,17	0,26	0,32	0,43	0,52	0,59	0,62
82L301	0,68	0,59	0,70	0,84	0,92	0,99	1,08
82L302	0,66	0,58	0,68	0,82	0,90	0,97	1,05
82L303	0,65	0,57	0,66	0,80	0,88	0,95	1,03
82L304	0,65	0,57	0,66	0,80	0,88	0,95	1,03
82L305	0,65	0,57	0,66	0,80	0,88	0,95	1,03
82L306	0,65	0,57	0,66	0,80	0,88	0,95	1,03
82L307	0,65	0,57	0,66	0,80	0,88	0,95	1,03
82LC1	0,66	0,59	0,69	0,84	0,91	0,99	1,07
82LC2	0,62	0,55	0,66	0,80	0,88	0,95	1,02
82LC3	0,57	0,49	0,64	0,74	0,81	0,89	0,98
82LC4	0,55	0,48	0,57	0,69	0,79	0,85	0,93
82LC5	0,53	0,48	0,57	0,69	0,79	0,83	0,92
82LC6	0,53	0,48	0,57	0,69	0,79	0,83	0,92
82LC7	0,53	0,48	0,57	0,69	0,79	0,83	0,92
82LC8	0,53	0,48	0,57	0,69	0,79	0,83	0,92
82LPL1	0,69	0,62	0,73	0,88	0,91	0,96	0,99
82LPL2	0,69	0,62	0,73	0,88	0,91	0,96	0,99
82LPL3	0,69	0,62	0,73	0,88	0,91	0,96	0,99
82LPL4	0,69	0,62	0,73	0,88	0,91	0,96	0,99
82LPL5	0,69	0,62	0,73	0,88	0,91	0,96	0,99
82LPL6	0,69	0,62	0,73	0,88	0,91	0,96	0,99
82LPL7	0,69	0,62	0,73	0,88	0,91	0,96	0,99
82LPL8	0,69	0,62	0,73	0,88	0,91	0,96	0,99
82LPL9	0,69	0,62	0,73	0,88	0,91	0,96	0,99

Tabla 4.4.k.

% GAS EN EL SEPARADOR CON ELEVADORES DE 125 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	0,15	0,21	0,22	0,31	0,38	0,45	0,56
125C302	0,15	0,20	0,21	0,31	0,37	0,43	0,54
125C303	0,14	0,18	0,20	0,29	0,36	0,42	0,53
125C304	0,14	0,17	0,19	0,28	0,36	0,41	0,52
125C305	0,14	0,17	0,19	0,28	0,34	0,41	0,51
125C306	0,13	0,17	0,19	0,27	0,34	0,40	0,51
125C307	0,13	0,17	0,19	0,27	0,34	0,40	0,51
125CC1	0,32	0,29	0,24	0,34	0,41	0,48	0,59
125CC2	0,49	0,45	0,42	0,45	0,50	0,53	0,62
125CC3	0,49	0,45	0,42	0,45	0,50	0,53	0,62
125CC4	0,49	0,45	0,42	0,45	0,50	0,53	0,62
125CC5	0,49	0,45	0,42	0,45	0,50	0,53	0,62
125CC6	0,49	0,45	0,42	0,45	0,50	0,53	0,62
125CC7	0,49	0,45	0,42	0,45	0,50	0,53	0,62
125CC8	0,49	0,45	0,42	0,45	0,50	0,53	0,62
125CPL1	0,44	0,40	0,36	0,38	0,41	0,53	0,64
125CPL2	0,44	0,40	0,36	0,38	0,41	0,53	0,64
125CPL3	0,44	0,40	0,36	0,38	0,41	0,53	0,64
125CPL4	0,44	0,40	0,36	0,38	0,41	0,53	0,64
125CPL5	0,44	0,40	0,36	0,38	0,41	0,53	0,64
125CPL6	0,44	0,40	0,36	0,38	0,41	0,53	0,64
125CPL7	0,44	0,40	0,36	0,38	0,41	0,53	0,64
125CPL8	0,44	0,40	0,36	0,38	0,41	0,53	0,64
125CPL9	0,44	0,40	0,36	0,38	0,41	0,53	0,64
125L301	2,13	2,18	2,63	3,19	3,67	3,99	4,79
125L302	2,05	2,10	2,55	2,34	3,03	3,59	4,47
125L303	2,05	2,10	2,55	2,34	3,03	3,59	4,47
125L304	2,05	2,10	2,55	2,34	3,03	3,59	4,47
125L305	2,05	2,10	2,55	2,34	3,03	3,59	4,47
125L306	2,05	2,10	2,55	2,34	3,03	3,59	4,47
125L307	2,05	2,10	2,55	2,34	3,03	3,59	4,47
125LC1	1,40	1,78	2,23	2,63	3,33	3,99	4,39
125LC2	1,31	1,70	2,07	2,34	3,03	3,59	4,15
125LC3	1,31	1,70	2,07	2,34	3,03	3,59	4,15
125LC4	1,31	1,70	2,07	2,34	3,03	3,59	4,15
125LC5	1,31	1,70	2,07	2,34	3,03	3,59	4,15
125LC6	1,31	1,70	2,07	2,34	3,03	3,59	4,15
125LC7	1,31	1,70	2,07	2,34	3,03	3,59	4,15
125LC8	1,31	1,70	2,07	2,34	3,03	3,59	4,15
125LPL1	2,63	2,75	3,51	3,67	3,99	4,63	5,58
125LPL2	2,63	2,75	3,51	3,67	3,99	4,63	5,58
125LPL3	2,63	2,75	3,51	3,67	3,99	4,63	5,58
125LPL4	2,63	2,75	3,51	3,67	3,99	4,63	5,58
125LPL5	2,63	2,75	3,51	3,67	3,99	4,63	5,58
125LPL6	2,63	2,75	3,51	3,67	3,99	4,63	5,58
125LPL7	2,63	2,75	3,51	3,67	3,99	4,63	5,58
125LPL8	2,63	2,75	3,51	3,67	3,99	4,63	5,58
125LPL9	2,63	2,75	3,51	3,67	3,99	4,63	5,58

Tabla 4.4.L.

% GAS EN EL SEPARADOR CON ELEVADORES DE 240 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	0,12	0,15	0,22	0,24	0,27	0,32	0,37
240CC2	0,12	0,15	0,21	0,24	0,26	0,31	0,37
240CC3	0,12	0,15	0,21	0,24	0,26	0,31	0,37
240CC4	0,12	0,15	0,21	0,24	0,26	0,31	0,37
240CC5	0,12	0,15	0,21	0,24	0,26	0,31	0,37
240CC6	0,12	0,15	0,21	0,24	0,26	0,31	0,37
240CC7	0,12	0,15	0,21	0,24	0,26	0,31	0,37
240CC8	0,12	0,15	0,21	0,24	0,26	0,31	0,37
240CPL1	0,16	0,21	0,26	0,34	0,41	0,48	0,55
240CPL2	0,16	0,21	0,26	0,34	0,41	0,48	0,55
240CPL3	0,16	0,21	0,26	0,34	0,41	0,48	0,55
240CPL4	0,16	0,21	0,26	0,34	0,41	0,48	0,55
240CPL5	0,16	0,21	0,26	0,34	0,41	0,48	0,55
240CPL6	0,16	0,21	0,26	0,34	0,41	0,48	0,55
240CPL7	0,16	0,21	0,26	0,34	0,41	0,48	0,55
240CPL8	0,16	0,21	0,26	0,34	0,41	0,48	0,55
240CPL9	0,16	0,21	0,26	0,34	0,41	0,48	0,55
240LC1	0,62	0,72	0,80	0,92	1,13	1,35	1,51
240LC2	0,42	0,63	0,76	0,91	1,08	1,32	1,46
240LC3	0,42	0,63	0,76	0,91	1,08	1,32	1,46
240LC4	0,42	0,63	0,76	0,91	1,08	1,32	1,46
240LC5	0,42	0,63	0,76	0,91	1,08	1,32	1,46
240LC6	0,42	0,63	0,76	0,91	1,08	1,32	1,46
240LC7	0,42	0,63	0,76	0,91	1,08	1,32	1,46
240LC8	0,42	0,63	0,76	0,91	1,08	1,32	1,46
240LPL1	0,92	1,22	1,41	1,91	2,75	3,58	4,08
240LPL2	0,92	1,22	1,41	1,91	2,75	3,58	4,08
240LPL3	0,92	1,22	1,41	1,91	2,75	3,58	4,08
240LPL4	0,92	1,22	1,41	1,91	2,75	3,58	4,08
240LPL5	0,92	1,22	1,41	1,91	2,75	3,58	4,08
240LPL6	0,92	1,22	1,41	1,91	2,75	3,58	4,08
240LPL7	0,92	1,22	1,41	1,91	2,75	3,58	4,08
240LPL8	0,92	1,22	1,41	1,91	2,75	3,58	4,08
240LPL9	0,92	1,22	1,41	1,91	2,75	3,58	4,08

Tabla 4.4.m

4.5.- MODELO DE BALANCE DE CARGAS EN EL TANQUE.

Las pérdidas que generalmente se tienen en cuenta en el estudio de los reactores airlift son aquellas que tienen lugar en las zonas superior e inferior de inversión de flujo y en las pérdidas debidas a la fricción con las paredes. Otras pérdidas como los efectos de las aceleraciones son usualmente despreciables en comparación con las anteriores.

En la bibliografía, los coeficientes de pérdida de las zonas de inversión de flujo (K_B y K_T) han sido evaluados con una fuerte dependencia sobre la geometría del reactor por medio de una expresión puramente empírica de modo que tan sólo es aplicable a la geometría experimental empleada.

En ausencia de métodos para predecir los coeficientes de pérdida, y basándose en la ecuación de balance expresada en términos de energía específica propuesto en el apartado 2.4.3. de la presente Memoria, se obtenía la expresión 2.56.

$$H.g \left[\bar{\rho}_{LSD} - \left[\bar{\rho}_{GLSR} (1 - \varepsilon_{GR}) \right] \right] = (K_B + K_T) \left[\bar{\rho}_{GLSR} (1 - \varepsilon_{GR}) \cdot \frac{U_{GLSR}^2}{2} \right] + \left[\bar{\rho}_{GLSR} U_{GLSR} \left[\frac{U_{GLSR}}{(1 - \varepsilon_{GR})} - U_{GLSR} \right] \right] \quad (2.56)$$

Esta expresión puede transformarse en la ecuación de una recta que pasa por el origen de coordenadas de la siguiente forma,

$$H.g \left[\frac{\bar{\rho}_{LSD}}{\bar{\rho}_{LSR} (1 - \varepsilon_{GR})} - 1 \right] - \left[\frac{U_{LSR}^2}{1 - \varepsilon_{GR}} \left(\frac{1}{1 - \varepsilon_{GR}} - 1 \right) \right] = (K_B + K_T) \cdot \frac{U_{LSR}^2}{2} \quad (4.9)$$

, donde como puede observarse, la pendiente es la suma de los coeficientes de fricción en las dos zonas, superior e inferior, de inversión de flujo del reactor. Por lo tanto, evaluados de forma empírica las fracciones y las velocidades de las fases en cada región del tanque, se puede evaluar de forma conjunta la suma de los coeficientes de pérdida K_B y K_T por simple análisis de regresión lineal.

De este modo, se pudo evaluar la K_{TOTAL} como la pendiente de la recta que surge de la representación del primer miembro de la ecuación frente al cuadrado de la velocidad del líquido en el tubo. Expresando el primer miembro de la ecuación 4.9 como el parámetro Y según la ecuación 4.10

$$H.g. \left[\frac{\bar{\rho}_{LSD}}{\bar{\rho}_{LSR} \cdot (1 - \varepsilon_{GR})} - 1 \right] - \left[\frac{U_{LSR}^2}{1 - \varepsilon_{GR}} \cdot \left(\frac{1}{1 - \varepsilon_{GR}} - 1 \right) \right] = Y \quad (4.10)$$

, se obtuvieron las siguientes representaciones para los distintos tipos de sólidos, diámetros y alturas de elevadores,

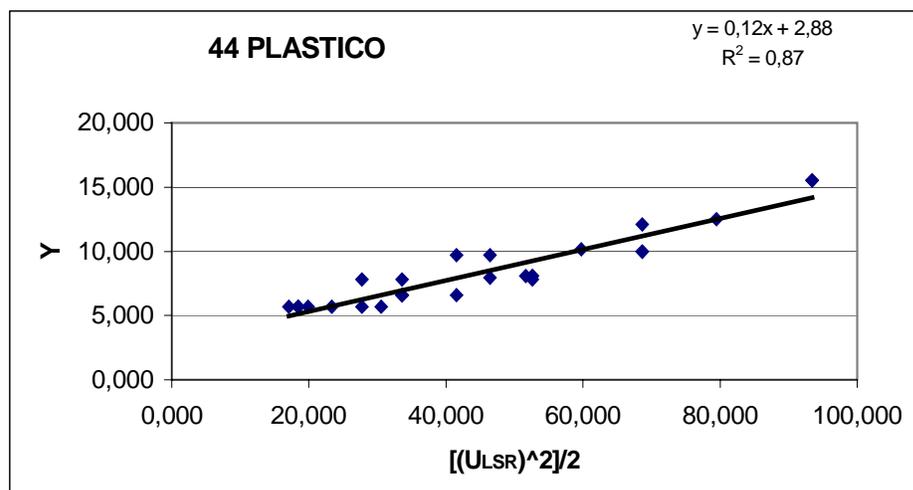


Figura 4.5.a

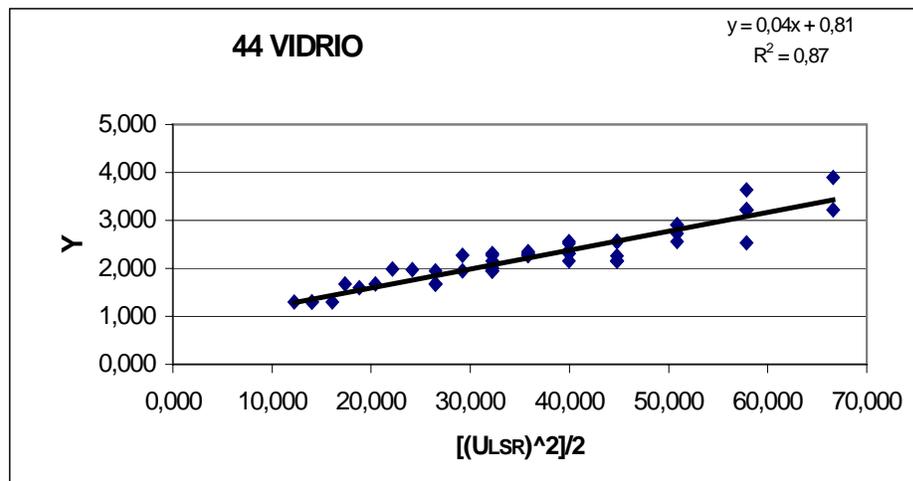


Figura 4.5.b

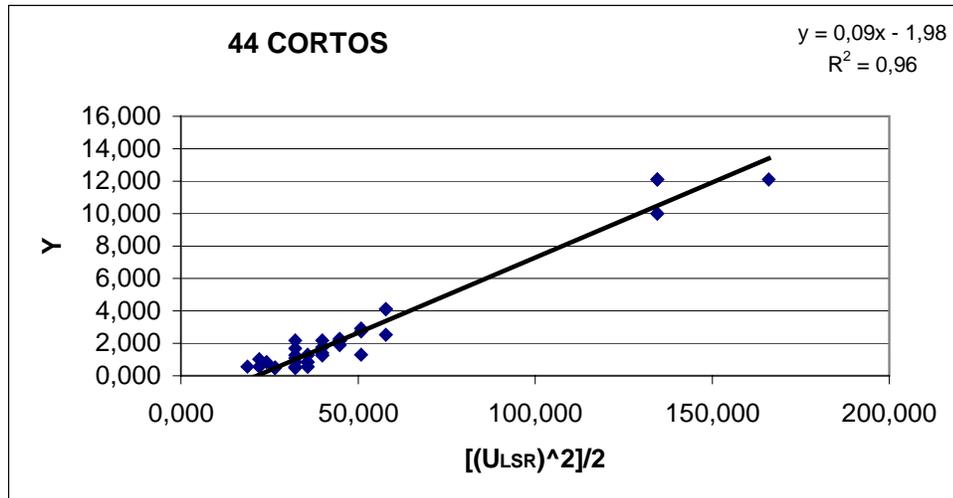


Figura 4.5.c

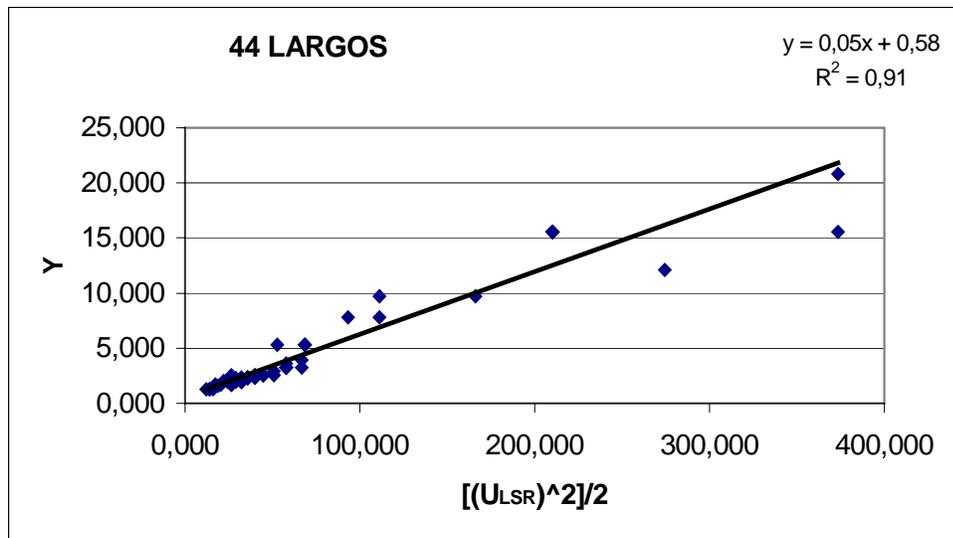


Figura 4.5.d

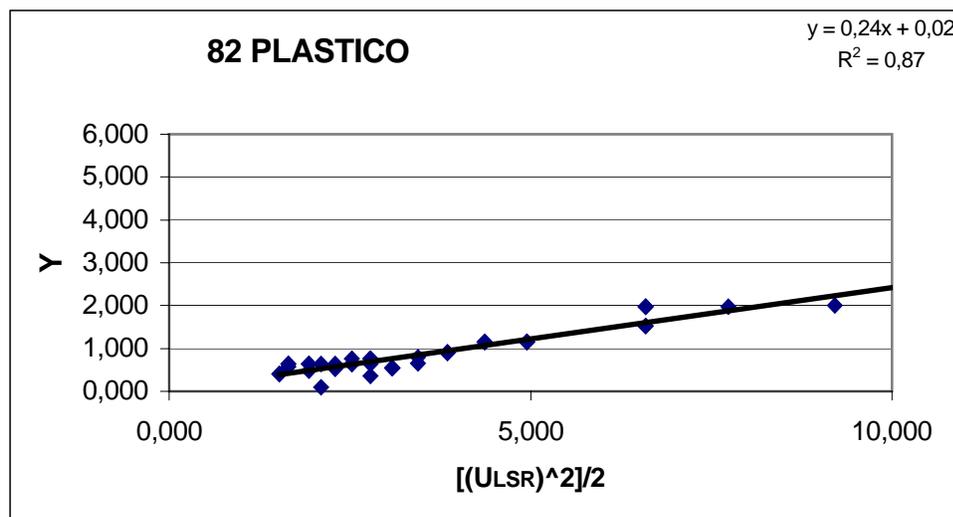


Figura 4.5.e

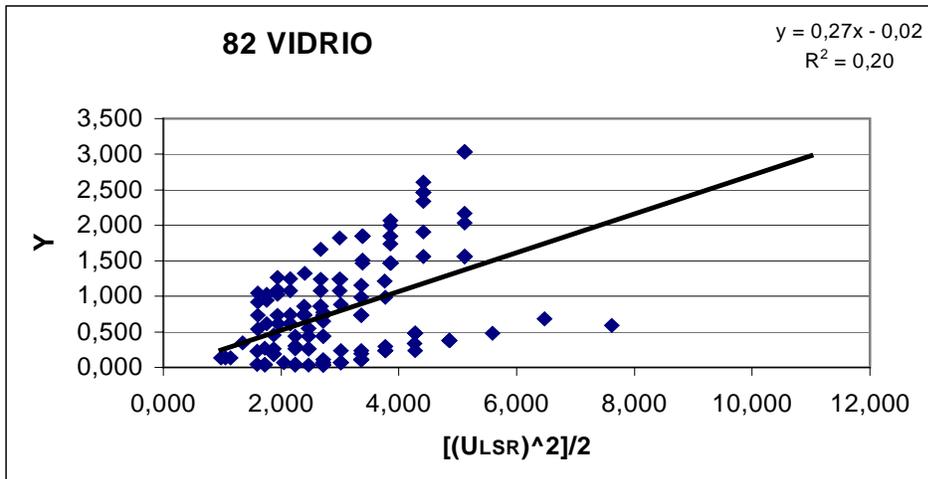


Figura 4.5.f

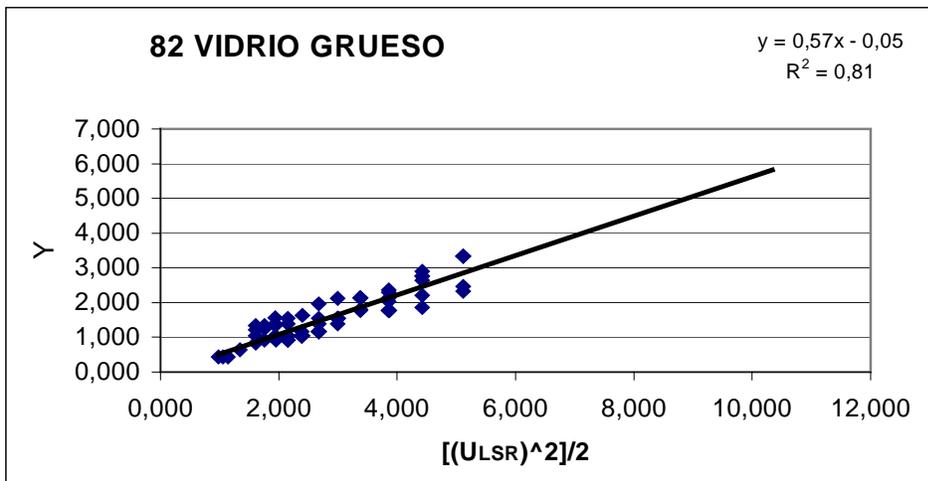


Figura 4.5.g

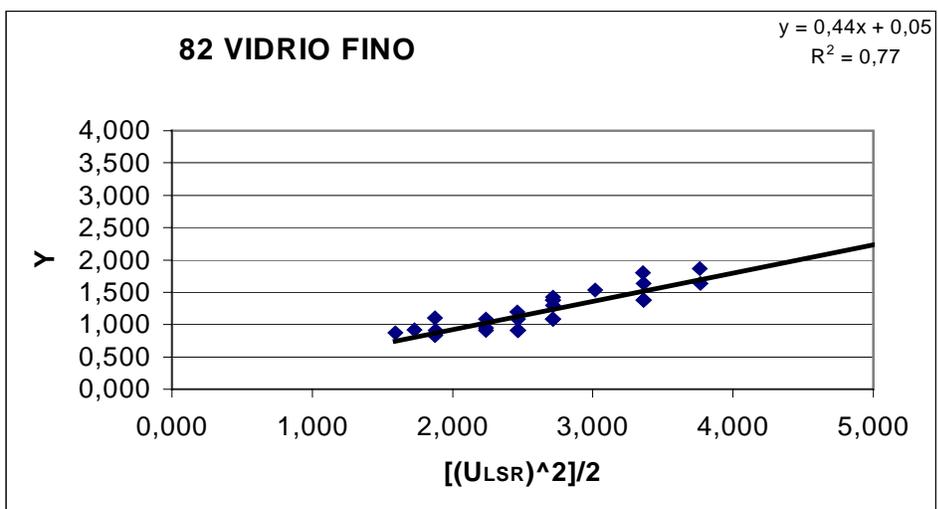


Figura 4.5.h.

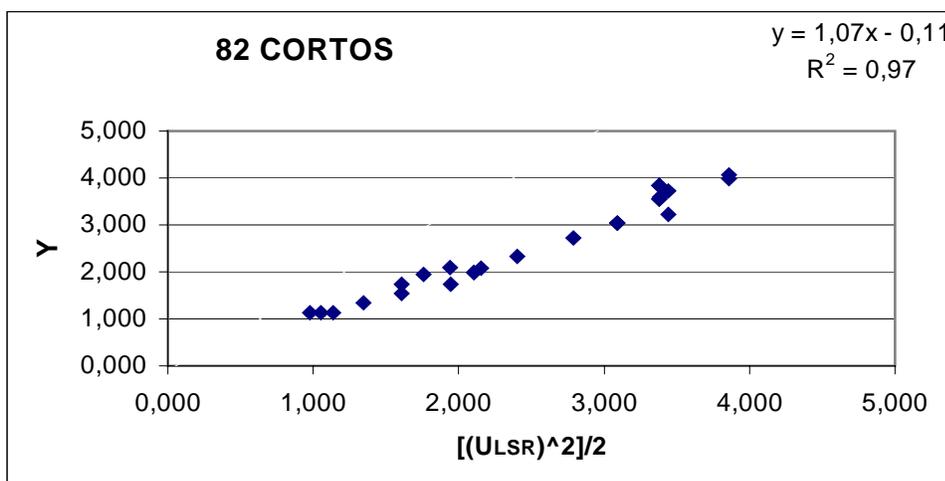


Figura 4.5.i

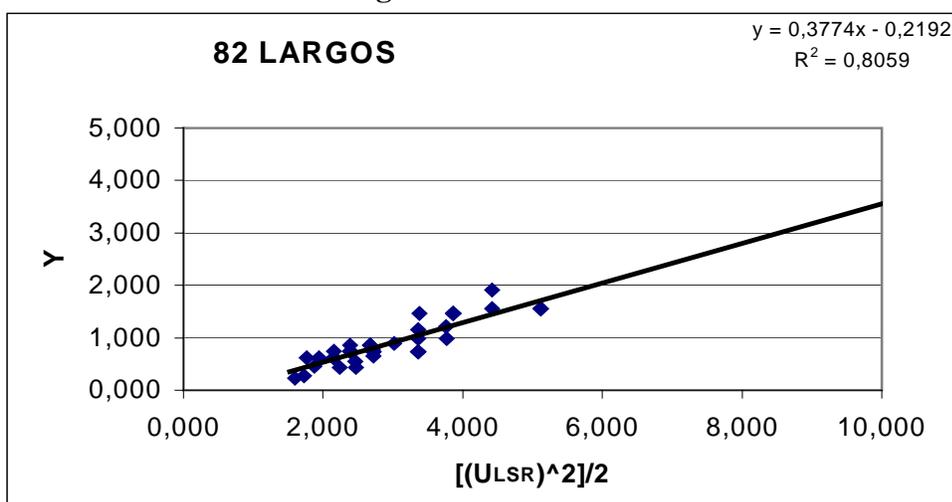


Figura 4.5.j.

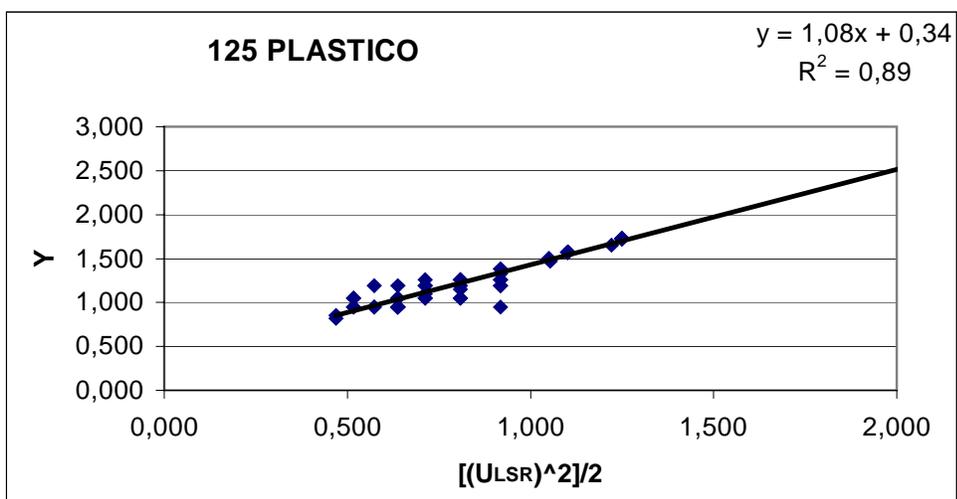


Figura 4.5.k.

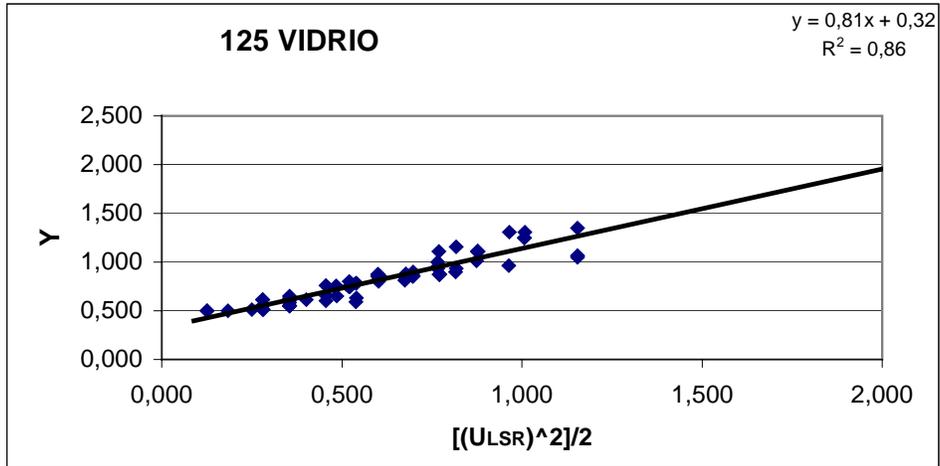


Figura 4.5.L.

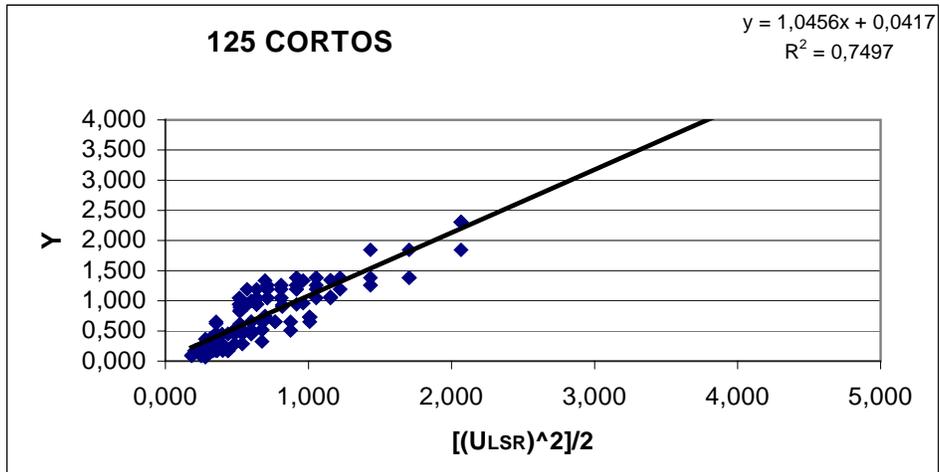


Figura 4.5.m.

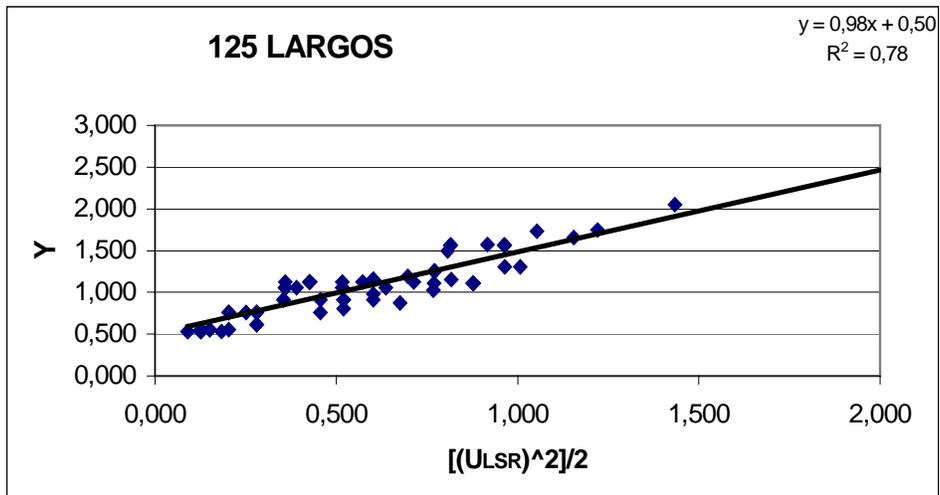


Figura 4.5.n.

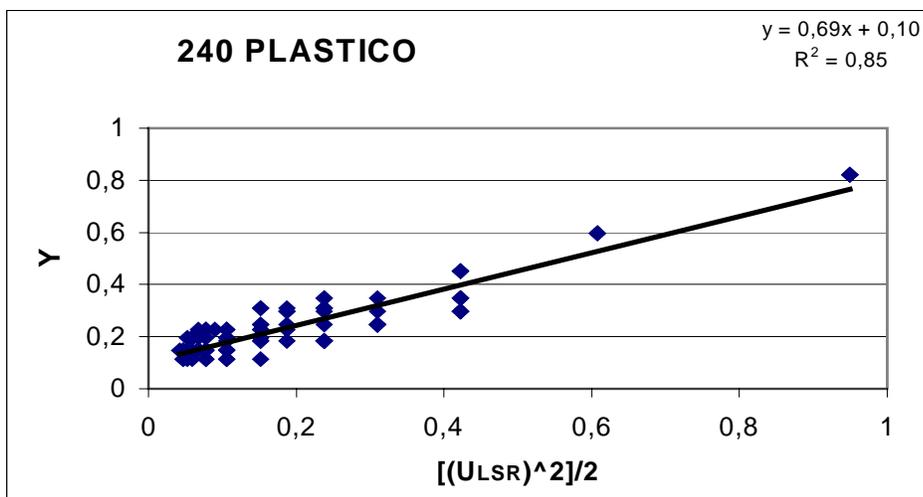


Figura 4.5.o.

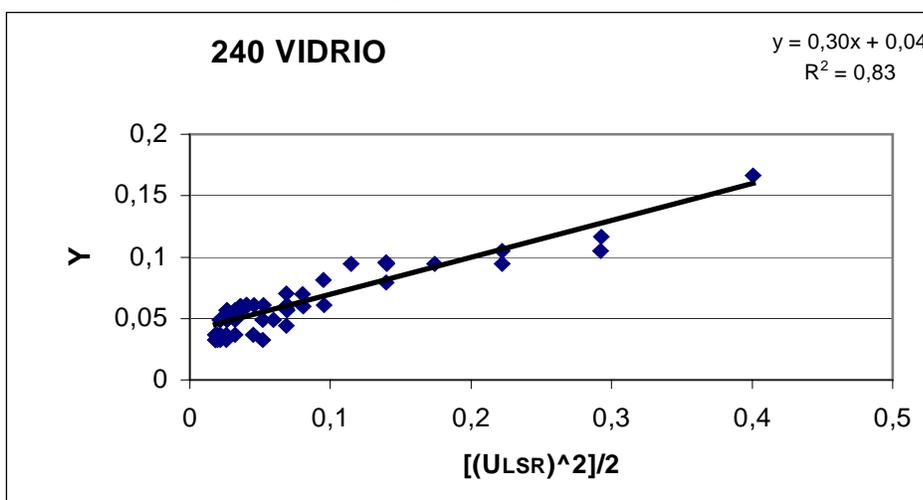


Figura 4.5.p.

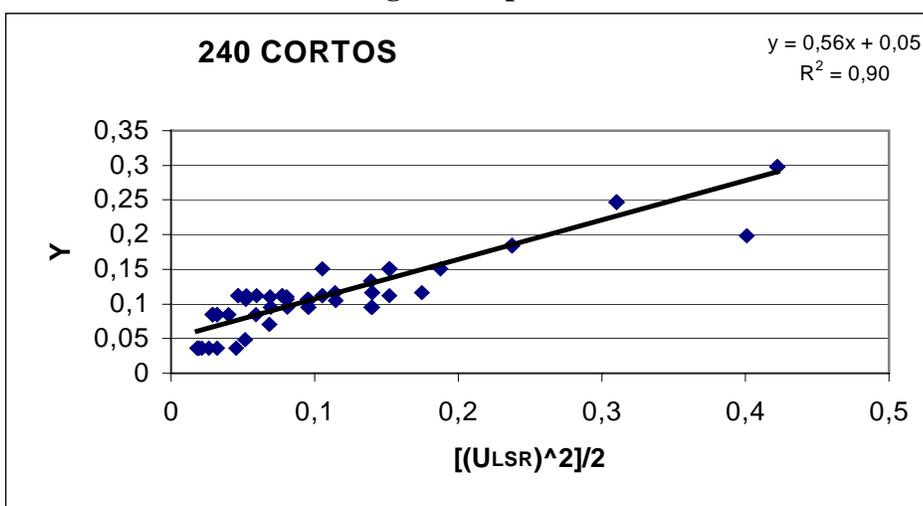


Figura 4.5.q.

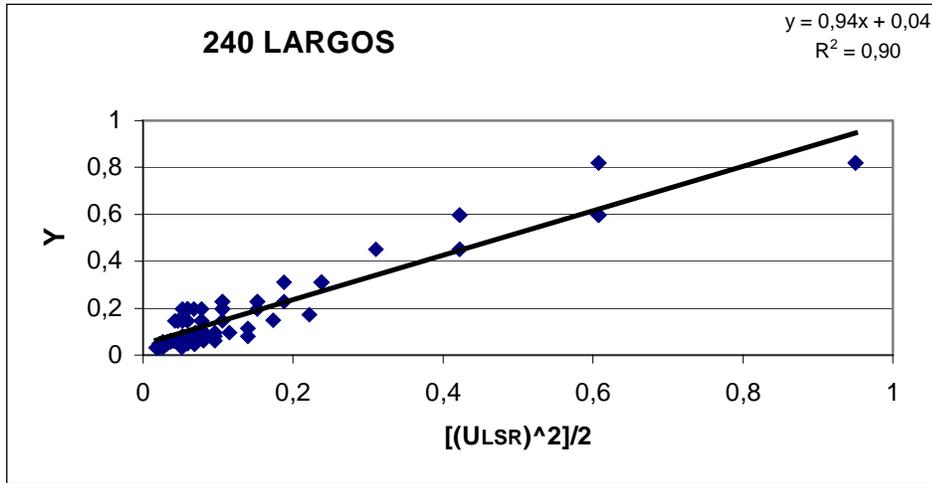


Figura 4.5.r.

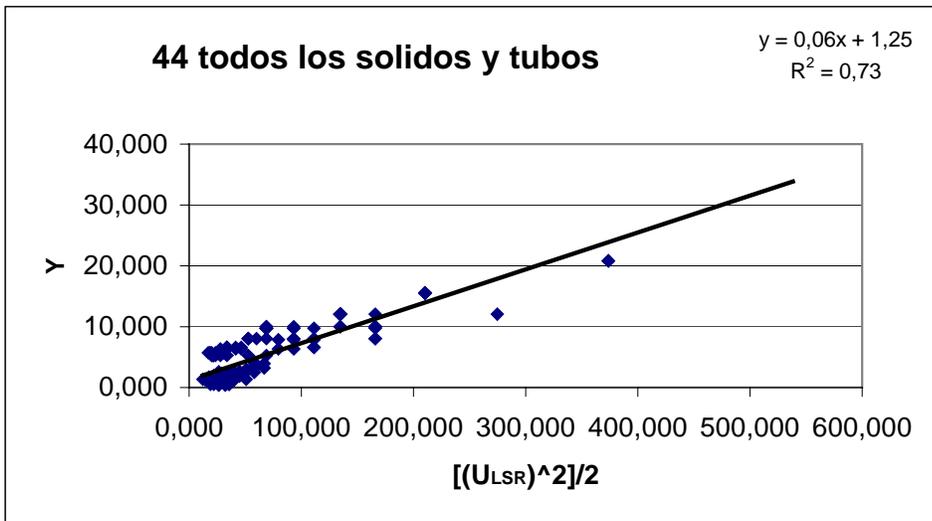


Figura 4.5.s.

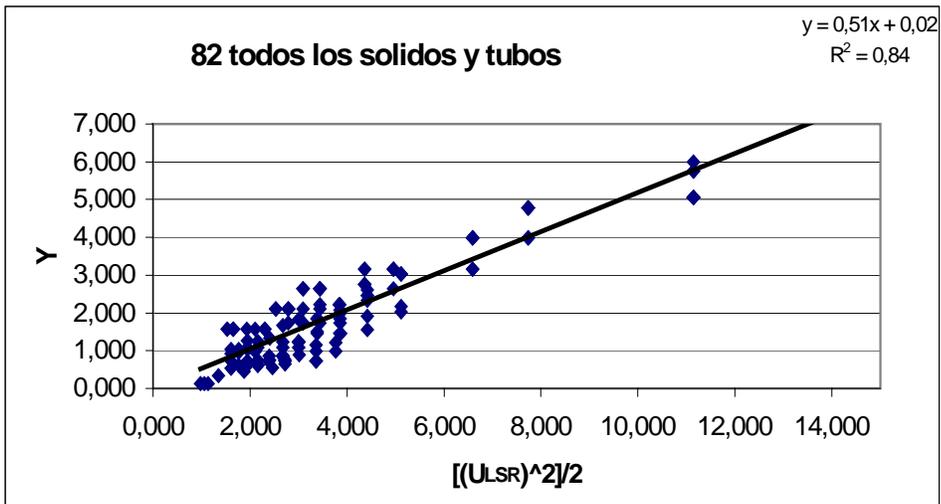


Figura 4.5.t

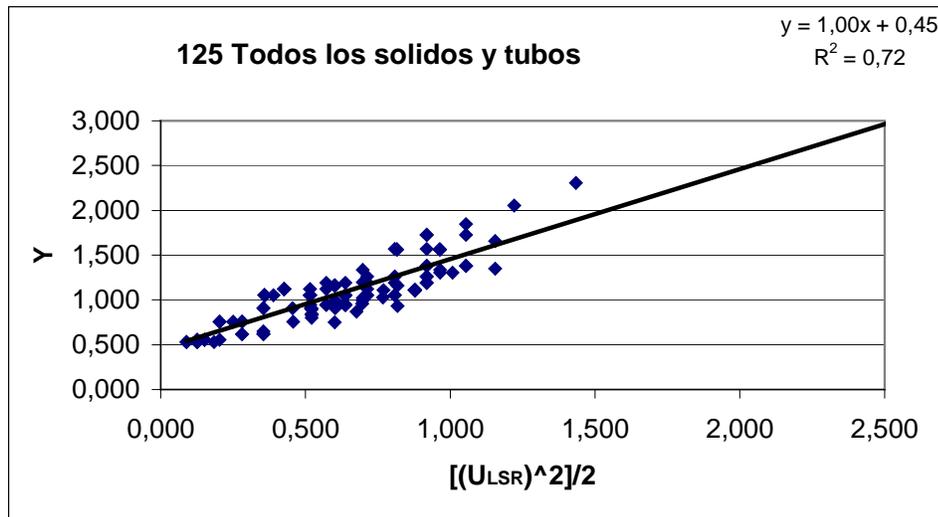


Figura 4.5.u.

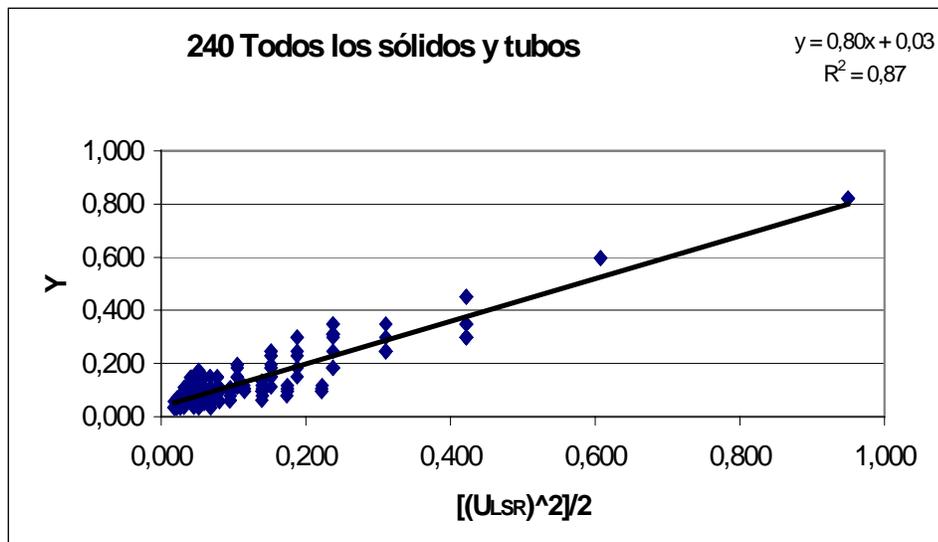


Figura 4.5.v.

Los resultados experimentales obtenidos para las diferentes K pueden resumirse en la tabla 4.5.a.

DIAMETRO ELEVADOR (mm)	LONGITUD ELEVADOR		TIPO DE SOLIDOS		GLOBAL
	CORTOS (630 mm)	LARGOS (1050 mm)	VIDRIO		
			FINO	GRUESO	
44 mm	0.0927	0.0568	0.0393		0.0606
82 mm	1.0741	0.3774	0.4373	0.5682	0.2398
			0.5173		
125 mm	1.0456	0.9813	0.8154		1.0047
240 mm	0.5689	0.9494	0.3007		0.6958

Tabla 4.5.a.

En las tablas siguientes se relacionan los valores de las pérdidas de presión para cada una de las configuraciones ensayadas en el tanque aplicando las K_{GLOBALES} a la ecuación 4.9.

PERDIDA DE PRESIÓN (Pa) CON ELEVADORES DE 44 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
44C301	1272,77	1764,15	2428,28	3375,28	4820,10	7150,22	13172,14
44C302	867,31	1412,98	2116,74	2903,72	4328,79	7141,88	13510,57
44C303	737,64	1167,39	1635,52	2325,44	3393,82	6219,02	11181,18
44C304	866,46	1167,39	1234,74	2095,98	2749,06	4408,17	9653,91
44C305	1247,75	1167,39	1635,52	2325,44	3798,89	7063,29	9653,91
44C306	1384,35	1413,20	1814,58	2587,56	3798,89	7063,29	9653,91
44C307	1384,35	1413,20	1814,58	2587,56	3798,89	7063,29	9653,91
44CC1	1997,93	2941,71	4673,76	5942,40	8570,97	16136,81	27710,48
44CC2	1123,82	1552,49	2826,05	3593,16	5673,32	11860,82	27710,48
44CC3	1123,82	1879,39	2539,77	3593,16	5673,32	11860,82	27710,48
44CC4	1123,82	1879,39	2289,16	3593,16	7400,23	13737,24	27710,48
44CC5	1618,36	2320,18	2826,05	4555,69	5673,32	11860,82	27710,48
44CC6	1618,36	2320,18	2826,05	4555,69	7400,23	11860,82	19243,67
44CC7	1997,93	2320,18	3163,36	4555,69	7400,23	11860,82	19243,67
44CC8	2533,14	2320,18	3583,10	5174,14	7400,23	11860,82	19243,67
44CPL1	3274,43	4385,65	7804,35	9596,41	18704,55	39788,69	65239,54
44CPL2	2787,52	4385,65	7804,35	9596,41	14314,49	22381,25	65239,54
44CPL3	1071,32	3686,85	5222,08	9596,41	14314,49	22381,25	45305,24
44CPL4	645,51	3686,85	4390,01	9596,41	14314,49	22381,25	33300,01
44CPL5	645,51	1834,15	3226,73	7773,09	11310,16	17683,86	33300,01
44CPL6	599,80	1638,58	2473,74	7773,09	9161,23	17683,86	25484,32
44CPL7	696,88	1327,28	2809,57	5398,06	9161,23	17683,86	25484,32
44CPL8	818,58	1327,28	2473,74	3967,66	6362,06	14323,93	25484,32
44CPL9	973,76	1327,28	2473,74	3967,66	6362,06	14323,93	25484,32
44L301	919,20	1294,93	2234,89	3375,28	4623,73	8047,57	18106,43
44L302	788,78	1143,98	1770,11	2407,99	3220,31	6849,76	12817,67
44L303	690,76	986,06	1614,25	2177,84	2903,85	5868,86	9233,07
44L304	529,35	843,70	1467,26	1979,25	2617,32	4628,88	8039,39
44L305	603,35	1272,73	1776,22	2416,26	2903,85	5181,36	8039,39
44L306	603,35	1272,73	1776,22	2416,26	3231,18	5181,36	8039,39
44L307	603,35	1272,73	1776,22	2416,26	3231,18	5181,36	8039,39
44LC1	1690,44	2624,55	3440,70	4751,73	6881,70	12474,58	14193,07
44LC2	1303,06	2234,19	3312,81	4483,73	6170,41	13151,00	14923,13
44LC3	1095,41	1494,95	2116,48	2798,28	3731,02	11195,42	14923,13
44LC4	863,81	1256,71	1748,34	2522,16	3353,07	9666,20	12704,03
44LC5	1577,45	1809,74	2348,19	3485,34	4730,49	7410,50	12704,03
44LC6	1577,45	2007,86	2612,88	3485,34	4730,49	7410,50	10968,75
44LC7	1577,45	2007,86	2612,88	3485,34	4730,49	7410,50	10968,75
44LC8	1577,45	2007,86	2612,88	3485,34	4730,49	7410,50	10968,75
44LPL1	2340,09	3635,56	5146,76	9469,48	18704,55	39007,66	63392,38
44LPL2	1794,01	3094,94	4326,69	6336,26	9161,23	21941,92	44022,48
44LPL3	1146,15	1808,63	3683,30	5326,66	9161,23	21941,92	44022,48
44LPL4	946,79	1615,78	3180,19	5326,66	9161,23	21941,92	32357,17
44LPL5	795,91	1308,81	2438,06	3915,18	9161,23	21941,92	24762,77
44LPL6	733,54	908,86	2152,46	3915,18	9161,23	21941,92	24762,77
44LPL7	733,54	988,09	1557,62	3915,18	9161,23	21941,92	24762,77
44LPL8	733,54	988,09	1557,62	3915,18	7567,90	14042,76	15848,09
44LPL9	677,57	1081,16	1728,15	3915,18	7567,90	14042,76	15848,09

Tabla 4.5.b.

PERDIDA DE PRESIÓN (Pa) CON ELEVADORES DE 82 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
82C301	58,53	99,20	193,36	312,75	417,93	643,84	1076,40
82C302	45,75	85,58	132,57	264,26	348,92	463,09	724,22
82C303	32,89	75,91	117,69	258,97	343,25	450,08	599,36
82C304	35,12	90,30	143,67	228,67	343,25	450,08	517,50
82C305	37,66	109,32	159,86	228,67	302,20	391,89	517,50
82C306	51,39	109,32	178,95	228,67	302,20	391,89	450,60
82C307	51,39	109,32	178,95	228,67	302,20	391,89	450,60
82CC1	75,12	125,60	187,91	283,16	517,72	739,00	1088,39
82CC2	57,06	107,01	183,07	228,51	315,79	612,53	765,49
82CC3	52,46	95,43	163,52	207,16	318,10	518,60	647,12
82CC4	48,46	73,94	111,27	167,82	225,49	351,03	486,50
82CC5	52,46	105,00	147,40	207,16	250,91	397,55	486,50
82CC6	67,71	115,54	163,52	207,16	280,87	397,55	486,50
82CC7	67,71	115,54	147,40	207,16	280,87	397,55	486,50
82CC8	67,71	115,54	163,52	207,16	280,87	397,55	486,50
82CPL1	195,08	329,56	456,89	693,89	808,09	2534,14	5926,92
82CPL2	146,66	280,54	384,11	573,20	808,09	1862,67	5926,92
82CPL3	114,01	242,23	282,32	410,21	561,20	912,29	1481,73
82CPL4	101,85	185,69	245,82	410,21	561,20	633,57	948,29
82CPL5	82,50	146,46	191,09	271,52	477,72	633,57	948,29
82CPL6	62,28	131,63	170,71	271,52	477,72	633,57	948,29
82CPL7	62,28	118,65	191,09	308,40	561,20	633,57	948,29
82CPL8	82,50	131,63	191,09	308,40	477,72	633,57	948,29
82CPL9	82,50	131,63	191,09	308,40	477,72	633,57	948,29
82L301	105,74	145,88	185,79	378,32	472,41	586,14	869,53
82L302	105,01	131,66	163,78	263,58	319,58	438,03	625,74
82L303	114,59	158,83	198,40	262,78	360,04	500,92	728,95
82L304	125,38	174,77	220,11	292,40	407,76	575,30	856,33
82L305	137,95	174,77	220,11	292,40	407,76	575,30	856,33
82L306	137,95	174,77	220,11	292,40	407,76	575,30	856,33
82L307	137,95	174,77	220,11	292,40	407,76	575,30	856,33
82LC1	114,73	176,30	279,99	496,11	735,27	946,67	1255,02
82LC2	102,36	156,88	199,64	293,58	534,33	772,28	1024,07
82LC3	89,60	131,43	198,00	248,90	383,43	632,65	986,00
82LC4	80,55	107,92	146,73	209,29	327,67	522,99	792,13
82LC5	92,24	128,38	161,44	209,29	292,72	447,14	780,39
82LC6	92,24	141,26	177,64	258,36	371,10	594,77	928,25
82LC7	92,24	141,26	177,64	258,36	371,10	594,77	928,25
82LC8	92,24	141,26	177,64	258,36	371,10	594,77	928,25
82LPL1	123,77	175,16	248,56	425,33	688,44	861,66	1317,34
82LPL2	123,77	159,19	223,38	295,37	688,44	861,66	1317,34
82LPL3	113,11	159,19	201,35	295,37	688,44	861,66	1067,05
82LPL4	104,04	144,68	201,35	295,37	506,00	616,65	881,45
82LPL5	82,05	121,62	182,99	265,45	506,00	616,65	741,04
82LPL6	82,05	132,23	201,35	295,37	506,00	616,65	741,04
82LPL7	88,58	121,62	201,35	295,37	387,89	616,65	741,04
82LPL8	88,58	132,23	182,99	265,45	387,89	532,43	741,04
82LPL9	88,58	132,23	182,99	265,45	387,89	532,43	741,04

Tabla 4.5.c

PERDIDA DE PRESIÓN (Pa) CON ELEVADORES DE 125 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
125C301	8,76	15,20	18,83	41,66	63,43	122,51	301,81
125C302	6,77	12,19	18,11	41,08	53,88	98,61	144,15
125C303	6,73	10,62	16,01	39,61	52,83	81,10	141,93
125C304	6,69	8,72	14,33	21,87	35,64	80,24	139,59
125C305	8,54	15,11	17,00	21,47	34,60	50,58	95,33
125C306	9,10	13,63	17,00	29,37	34,31	49,97	80,62
125C307	9,10	13,63	17,00	29,37	34,31	44,00	60,60
125CC1	14,86	20,50	25,46	35,71	53,17	80,36	163,71
125CC2	15,95	20,69	30,74	44,98	55,48	88,71	172,90
125CC3	14,68	18,91	27,93	36,11	48,98	88,71	142,82
125CC4	14,68	18,91	27,93	32,56	43,76	76,58	120,08
125CC5	14,68	18,91	25,39	32,56	43,76	76,58	102,22
125CC6	19,21	25,05	34,09	40,19	72,36	88,71	102,22
125CC7	19,21	27,78	37,94	44,98	55,48	76,58	102,22
125CC8	19,21	27,78	37,94	44,98	63,02	76,58	102,22
125CPL1	32,82	43,70	59,47	104,71	111,39	214,68	450,44
125CPL2	22,79	33,50	44,70	72,73	92,01	169,63	253,36
125CPL3	22,79	33,50	44,70	53,44	77,36	169,63	253,36
125CPL4	20,48	26,43	34,75	46,54	65,86	95,43	162,16
125CPL5	18,47	21,41	31,04	40,97	49,51	81,24	112,62
125CPL6	18,47	21,41	27,90	36,17	49,51	70,12	133,95
125CPL7	20,48	26,43	34,75	40,97	56,85	95,43	162,16
125CPL8	22,79	29,58	39,36	46,54	56,85	113,50	162,16
125CPL9	22,79	29,58	51,33	72,73	92,01	137,40	162,16
125L301	17,70	24,25	33,54	44,06	55,92	79,89	110,16
125L302	14,34	19,20	29,38	35,27	42,38	63,07	87,76
125L303	10,26	12,29	19,66	25,00	37,41	48,35	87,76
125L304	7,72	9,77	17,96	22,54	37,41	48,35	75,76
125L305	7,72	9,77	19,66	22,54	33,43	48,35	87,76
125L306	6,02	8,53	15,23	18,62	27,08	48,35	75,76
125L307	6,02	8,53	15,23	18,62	27,08	48,35	75,76
125LC1	10,79	14,44	24,14	30,10	45,67	68,97	147,21
125LC2	9,72	12,89	20,80	25,05	37,53	48,54	97,53
125LC3	10,57	15,51	23,07	27,88	42,51	55,13	97,53
125LC4	11,57	17,08	25,68	31,20	42,51	55,13	97,53
125LC5	14,00	18,94	25,68	31,20	42,51	55,13	97,53
125LC6	14,00	18,94	25,68	31,20	42,51	55,13	97,53
125LC7	14,00	18,94	25,68	31,20	42,51	55,13	97,53
125LC8	14,00	18,94	25,68	31,20	42,51	55,13	97,53
125LPL1	24,25	30,81	46,09	54,29	66,75	103,18	275,12
125LPL2	19,65	24,73	36,35	47,80	58,13	103,18	275,12
125LPL3	19,65	22,30	36,35	42,20	58,13	103,18	275,12
125LPL4	14,83	18,42	29,45	37,70	51,17	87,83	176,09
125LPL5	13,64	18,42	29,45	37,70	51,17	75,82	176,09
125LPL6	13,64	18,42	29,45	33,88	45,18	66,02	145,45
125LPL7	13,64	18,42	26,76	30,55	40,37	58,13	122,30
125LPL8	13,64	18,42	26,76	30,55	40,37	58,13	89,87
125LPL9	13,64	18,42	26,76	30,55	40,37	58,13	89,87

Tabla 4.5.d.

PERDIDA DE PRESIÓN (Pa) CON ELEVADORES DE 240 mm DE DIÁMETRO							
CAUDALES	1	2	3	4	5	6	7
240CC1	3,37	10,94	12,89	14,18	15,60	17,16	18,87
240CC2	3,28	7,81	12,64	13,90	15,29	16,82	18,51
240CC3	3,26	5,96	12,60	13,86	15,25	16,77	18,45
240CC4	3,25	4,72	9,27	10,20	11,22	12,34	13,57
240CC5	2,26	3,83	7,10	7,81	8,59	9,45	10,40
240CC6	2,26	3,17	5,61	6,17	6,79	7,47	8,21
240CC7	1,93	2,68	4,56	5,02	5,52	6,07	6,68
240CC8	1,67	2,68	4,56	5,02	5,52	6,07	6,68
240CPL1	13,84	23,27	41,45	45,60	50,15	55,17	60,69
240CPL2	13,72	23,13	41,35	45,49	50,03	55,04	60,54
240CPL3	13,67	23,05	41,21	45,33	49,86	54,85	60,34
240CPL4	13,58	16,09	41,14	45,25	49,78	54,76	60,23
240CPL5	13,53	16,03	26,50	29,15	32,07	35,27	38,80
240CPL6	9,92	15,85	18,43	20,27	22,30	24,53	26,98
240CPL7	7,59	11,63	18,28	20,11	22,12	24,33	26,76
240CPL8	6,00	8,91	13,53	14,88	16,37	18,01	19,81
240CPL9	5,97	8,86	13,31	14,64	16,11	17,72	19,49
240LC1	3,19	4,68	6,57	7,23	7,95	8,74	9,62
240LC2	2,10	3,70	6,42	7,06	7,77	8,55	9,40
240LC3	1,53	2,55	5,03	5,53	6,09	6,69	7,36
240LC4	1,18	1,88	4,08	4,49	4,94	5,43	5,97
240LC5	1,04	1,65	3,39	3,73	4,10	4,51	4,96
240LC6	0,93	1,45	2,84	3,12	3,44	3,78	4,16
240LC7	0,93	1,45	2,43	2,67	2,94	3,23	3,56
240LC8	0,93	1,45	2,11	2,32	2,55	2,81	3,09
240LPL1	20,54	38,61	68,44	75,28	82,81	91,09	100,20
240LPL2	20,37	38,26	68,01	74,81	82,29	90,52	99,57
240LPL3	20,34	38,24	67,98	74,78	82,26	90,48	99,53
240LPL4	14,90	26,46	43,35	47,69	52,45	57,70	63,47
240LPL5	11,39	26,36	43,21	47,53	52,28	57,51	63,26
240LPL6	11,38	19,36	30,00	33,00	36,30	39,93	43,92
240LPL7	7,30	14,83	29,90	32,89	36,18	39,80	43,78
240LPL8	7,29	14,80	29,82	32,80	36,08	39,69	43,66
240LPL9	7,25	14,76	21,91	24,10	26,51	29,16	32,08

Tabla 4.5.e.

4.6. DETERMINACIÓN DEL GRADO DE MEZCLA DE LAS FASES SÓLIDA Y LÍQUIDA EN EL TANQUE.

En el apartado 3.2.4.5 y en el 3.3.4. de la presente Memoria se han descrito los equipos y los procedimientos que se han empleado para la evaluación de la fracción de volumen del tanque con flujo de mezcla. Para ello se ha empleado un modelo sencillo, explicado en el apartado 2.5 de la presente Memoria, donde la fracción de volumen mezclado del tanque se determinaba mediante la expresión:

$$1 - F = A.e^{-\left(\frac{t_A}{f(V_M)}\right)} \quad (2.71)$$

Se realizaron tratamientos independientes en el análisis de la fracción de volumen de mezcla para la fase sólida y para la fase líquida en el tanque tal y como se describe en el apartado 3.3.4. Así, se obtuvieron los valores del grado de desplazamiento de la fase líquida y de la fase sólida en el tanque en cada instante para cada ensayo. Con los datos de cada ensayo se realizaron gráficas como las expuestas en el apartado 3.3.4., que figuran en el Anexo II de la presente Memoria y de cuyo análisis se obtuvieron las ecuaciones correspondientes a las curvas. De estas ecuaciones se determinó el valor de la fracción de volumen de mezcla del tanque para cada fase y en cada una de las configuraciones del reactor que se experimentaron.

Sin embargo, los datos de interés en la investigación se centran en aquellos valores calculados de porcentajes de volumen de mezcla correspondientes a aquellas configuraciones que conseguían suspender mayores cantidades de partículas sólidas.

Los valores obtenidos de la fracción de volumen de mezcla para el líquido y los distintos tipos de sólidos empleados quedan relacionados en la tabla 4.6.a.

% VOLUMEN MEZCLADO DEL TANQUE						
TIPO DE FASE	SÓLIDO			LÍQUIDO		
TIPO DE PARTICULA	PLÁSTICO	VIDRIO FINO	VIDRIO GRUESO	PLÁSTICO	VIDRIO FINO	VIDRIO GRUESO
TUBO 44 CORTO	94.25	79.98	80.01	92.45	75.95	80.15
TUBO 44 LARGO	94.15	63.16	63.05	91.25	75.81	76.14
TUBO 82 CORTO	94.50	83.97	83.93	93.15	75.37	75.78
TUBO 82 LARGO	94.4	72.20	72.03	92.85	76.25	76.30
TUBO 125 CORTO	94.30	83.75	83.56	92.85	78.84	78.94
TUBO 125 LARGO	94.17	70.45	70.10	91.95	76.1	76.35
TUBO 240 CORTO	94.00	82.76	82.85	92.5	79.8	80.17
TUBO 240 LARGO	94.00	66.55	66.95	91.36	76.71	76.98
SIN TUBO	93,6	61.29	61.05	92.40	78,50	78.23

Tabla 4.6.a.

En los gráficos de los que se obtuvieron los valores de la tabla 4.6.a, se observó que no se existe una traslación de un valor determinado en el eje del tiempo sobre el origen de coordenadas, de lo que se dedujo que la fracción de volumen que contribuye a la homogeneización del tanque con flujo pistón sería despreciable frente al volumen mezclado. Por este motivo, el resto del volumen del tanque se consideró volumen muerto.

Los valores de volúmenes muertos determinados en el tanque se recogen en la tabla 4.6.b.

% VOLUMEN MUERTO EN EL TANQUE						
TIPO DE FASE	SOLIDO			LIQUIDO		
TIPO DE PARTICULA	PLASTICO	VIDRIO FINO	VIDRIO GRUESO	PLASTICO	VIDRIO FINO	VIDRIO GRUESO
TUBO 44 CORTO	5.75	20.02	19.99	7.55	24.05	19.85
TUBO 44 LARGO	5.85	36.84	36.95	8.75	24.19	23.86
TUBO 82 CORTO	5.50	16.03	16.07	6.85	24.63	24.22
TUBO 82 LARGO	5.60	27.08	27.97	7.15	23.75	23.70
TUBO 125 CORTO	5.80	16.25	16.44	7.15	21.16	21.06
TUBO 125 LARGO	5.83	29.55	29.90	8.05	23.90	23.65
TUBO 240 CORTO	6.00	17.24	17.15	7.50	20.20	19.83
TUBO 240 LARGO	6.00	33.45	33.05	8.64	23.29	23.02
SIN TUBO	6.40	38.71	38.95	7.60	21.50	21.77

Tabla 4.6.b

CAPÍTULO 5

INTERPRETACIÓN DE LOS RESULTADOS

5.1.INTRODUCCION

En este capítulo se aborda la interpretación de los resultados experimentales tratando en primer lugar resultados referentes a las variables que influyen sobre aspectos fluidodinámicos del tanque.

A continuación se aportan las correlaciones obtenidas para la predicción de las fracciones de gas y de sólido en los tubos elevadores y los valores deducidos para las pérdidas de carga. Por otra parte, se contrastan los modelos fluidodinámicos de otros autores citados en el capítulo 2 con el modelo obtenido a partir de los datos experimentales de este trabajo.

Finalmente, se recogen los resultados experimentales que hacen referencia a la contribución de los modelos de flujo en el volumen total del tanque determinados para la fase líquida y las partículas sólidas.

5.2. RESULTADOS EXPERIMENTALES EN LA HIDRODINAMICA DE LOS TANQUES AIRLIFTS.

En este apartado se van a exponer las variaciones de las principales variables que intervienen en la hidrodinámica de los tanques, proponiendo ecuaciones de correlación que permitan la predicción de las mismas.

5.2.1. Variación de la fracción de gas en los elevadores de los tanques airlifts.

Se han representado gráficamente los resultados experimentales de las fracciones de gas en el tubo frente a la velocidad superficial del gas en el tubo de forma separada para cada diámetro y longitud de tubo elevador, para cada tipo de sólido y en conjunto para todo tipo de configuraciones del tanque como se puede apreciar en las siguientes figuras.

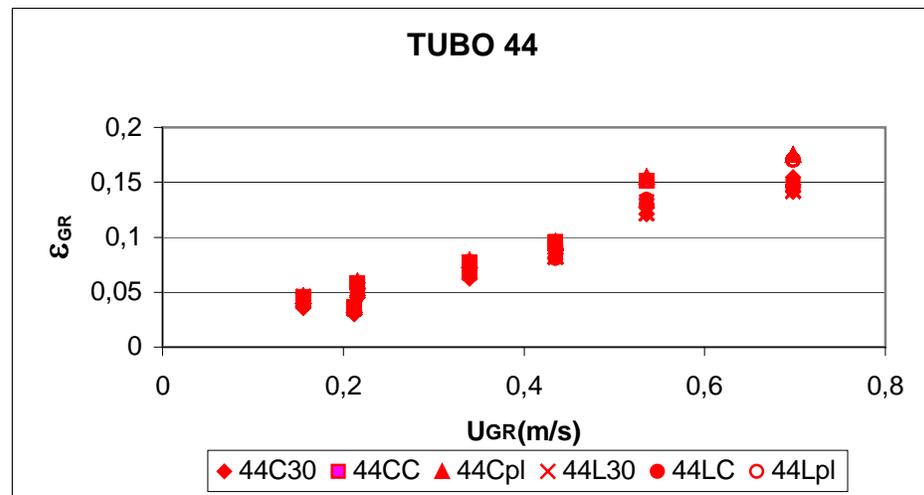


Figura 5.2.1.a

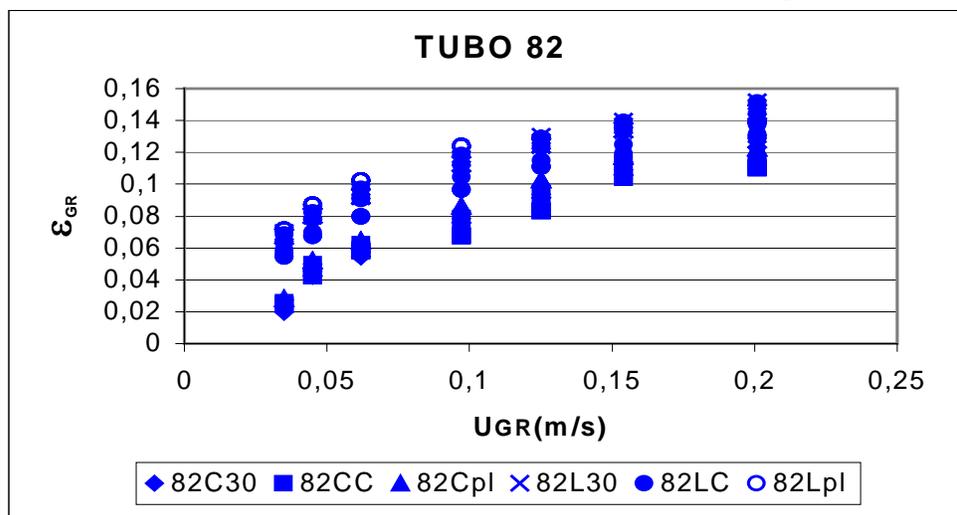


Figura 5.2.1.b

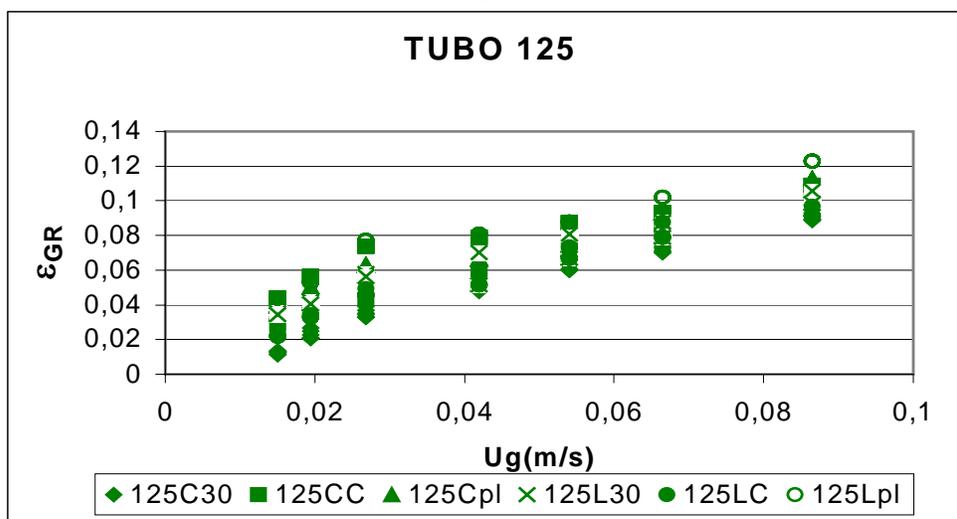


Figura 5.2.1.c

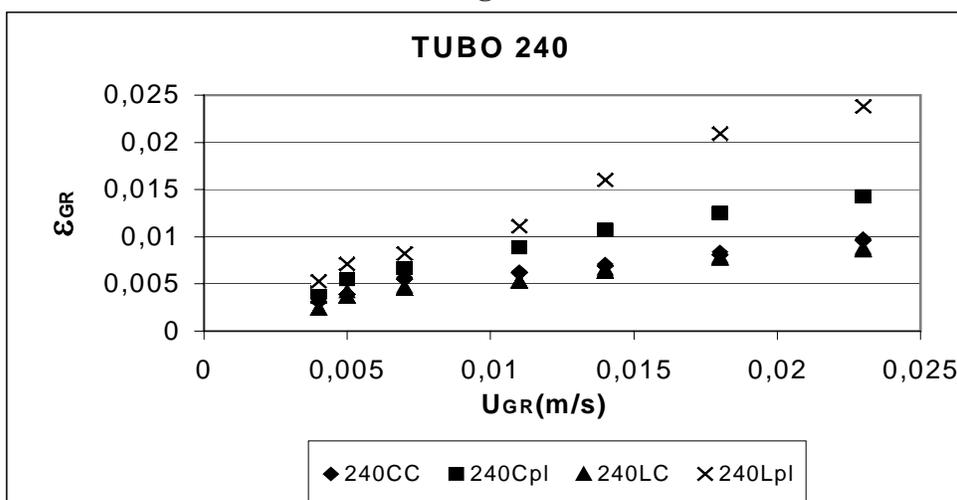


Figura 5.2.1.d

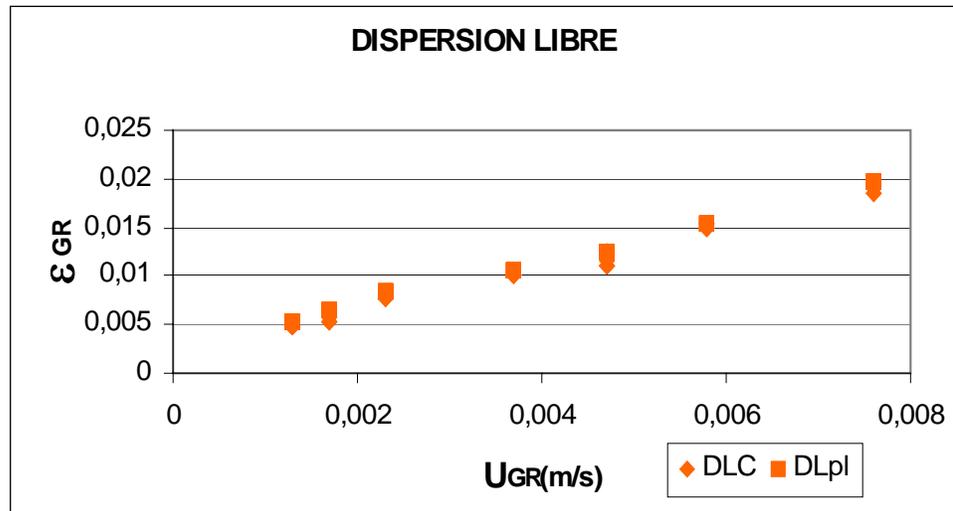


Figura 5.2.1.e

Como se puede apreciar en las figuras 5.2.1.a – e, existe un aumento de la fracción de gas en el elevador cuando se incrementa el caudal del mismo y por lo tanto la velocidad superficial del gas en el tubo. Los resultados comparativos entre los distintos diámetros de tubo elevador muestran una tendencia lineal en los valores obtenidos para los tubos de 44 mm de diámetro y de dispersión libre, mientras que para el resto de diámetros la tendencia es claramente potencial.

Por otra parte, para los ensayos realizados con distintos tipos de partículas sólidas, se observa también una mayor dispersión en los puntos experimentales obtenidos cuando las velocidades superficiales del gas se hacen mayores (figuras 5.2.1.a –e). Esta amplitud es más acusada en los tubos con diámetro de 240 mm, mientras que para el resto de los diámetros resulta prácticamente constante. También es importante reseñar la baja influencia que los aumentos de los contenidos de sólidos añadidos al tanque ejercen sobre la fracción de huecos en el tubo elevador.

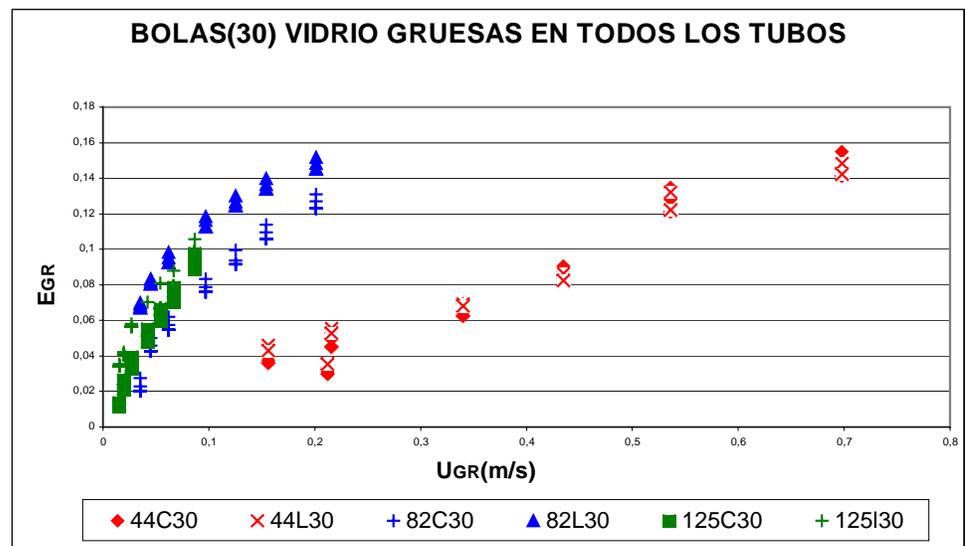


Figura 5.2.1.f

La figura 5.2.1.f, representa los valores de la fracción de gas frente a la velocidad superficial de gas en el tubo cuando en el tanque se han introducido partículas de vidrio gruesas. En esta gráfica se puede observar una pronunciada discontinuidad entre los valores obtenidos en los tubos de 82 mm de diámetro y los de 44 mm de diámetro debido a que la fracción de huecos de este último es menor que la que debería corresponderle para los cuatro caudales más bajos.

Este fenómeno puede explicarse debido a que el reducido tamaño de los tubos elevadores de 44 mm de diámetro produce un comportamiento hidrodinámico marcadamente diferente al que se da cuando se trabaja con el resto de los tubos elevadores. La reducida sección de estos elevadores produce unas pérdidas de carga que, desde el punto de vista del flujo interno son debidas al efecto de la contracción brusca y que son de mayor entidad que para el resto de los tubos.

Este sensible aumento de la pérdida de carga hace que, desde el punto de vista del flujo externo, la presión disponible para el arrastre de los sólidos se haga menor y aparezca un fenómeno de lecho fluidizado con arrastre, que tiende a desaparecer cuando los caudales de gas inyectados son mayores debido a que se pone en servicio una mayor diferencia de presión que es capaz de producir el arrastre de la fracción de sólidos que permanecían en el interior del tubo conformando el lecho fluidizado.

Por otra parte, es necesario indicar que no se realizaron los ensayos correspondientes a las configuraciones del tanque sin elevador ni con tubos de 240 mm de diámetro dado que no se producía el arrastre de estas esferas de vidrio debido a que la gran superficie del tubo elevador impedía alcanzar la velocidad mínima para el arrastre de las partículas de sólidos.

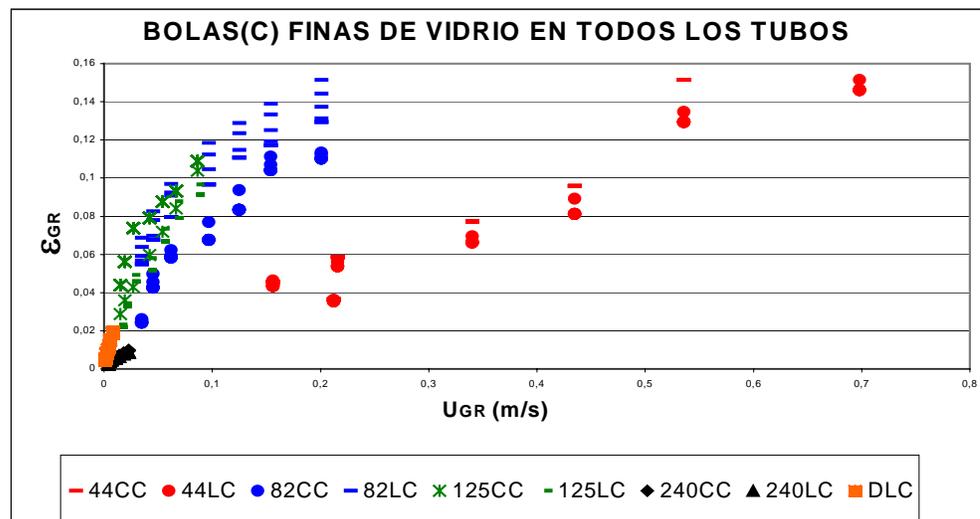


Figura 5.2.1.g

En los ensayos realizados con las partículas de vidrio más finas se emplearon todas las configuraciones del tanque y como se puede observar en la figura 5.2.1.g., además de ser notable la discontinuidad entre los valores del diámetro 44 mm y el resto de tubos, existe una mayor dispersión para los valores más altos de la fracción

del gas en los tubos de 82 mm de diámetro, denotando una mayor influencia ejercida por la cantidad neta de sólidos servidos en el tanque para este tipo de partículas.

Al igual que en el caso de los ensayos realizados con vidrio grueso, se puede explicar la existencia de la discontinuidad existente entre el tubo de 44 mm y el resto de tubos elevadores, por la aparición de un fenómeno de lecho fluidizado con arrastre parcial debido a las notables pérdidas de carga producidas por el efecto producido por la contracción brusca en la embocadura del conducto elevador.

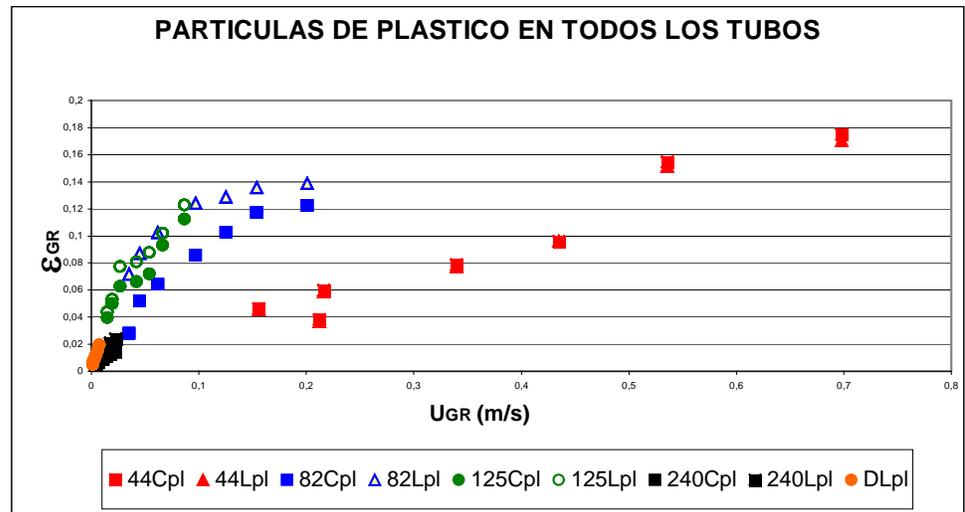


Figura 5.2.1.h

En el caso de los ensayos realizados con partículas de plástico se puede observar en la figura 5.2.1.h. una discontinuidad similar a las anteriores entre los valores de la fracción de huecos en los tubos de 82 mm y de 44 mm, pero sin embargo no se hace tan notoria la dispersión de los valores pertenecientes a las dos longitudes del elevador de 82 mm de diámetro lo que denota una menor influencia de la cantidad total de sólidos del tanque sobre la fracción de huecos. La discontinuidad entre la fracción de huecos del tubo de 44 mm y el resto de los tubos está presente en los ensayos realizados con partículas de plástico de igual manera que en los anteriormente comentados con partículas de vidrio. En este caso, también existe una pérdida de presión debida a la misma contracción brusca en la embocadura del conducto elevador. Sin embargo, la explicación del fenómeno se debe hacer desde el punto de vista del flujo externo, cuando se trabaja con partículas de plástico, existe una mayor cantidad de sólido en el tubo y además las partículas son de mayor tamaño que en el caso del vidrio. Esto hace que la fracción de la fase sólida en el conducto elevador sea mayor, lo que provoca mayores pérdidas de presión por fricción debido a la aparición de un lecho sólido dilatado que hace que la fracción de huecos en el interior del tubo elevador sea menor que la que le correspondería en los caudales más bajos. Cuando los caudales de gas se hacen mayores el arrastre de las partículas de plástico a lo largo del tubo es completo y las fracciones de gas en el tubo se aproximan a valores de saturación de gas en el mismo, observándose así la continuidad respecto a los valores del resto de los tubos.

Cuando se representan las mismas variables agrupando los valores de las mismas por separado para los tubos de 630 mm y 1050 mm de longitud, se pueden observar idénticos hábitos para cada uno de los distintos diámetros independientemente del tipo de partículas sólidas empleadas. Sin embargo, se aprecia una menor dispersión de datos en la gráfica de los tubos largos que en la de los tubos de menor longitud.

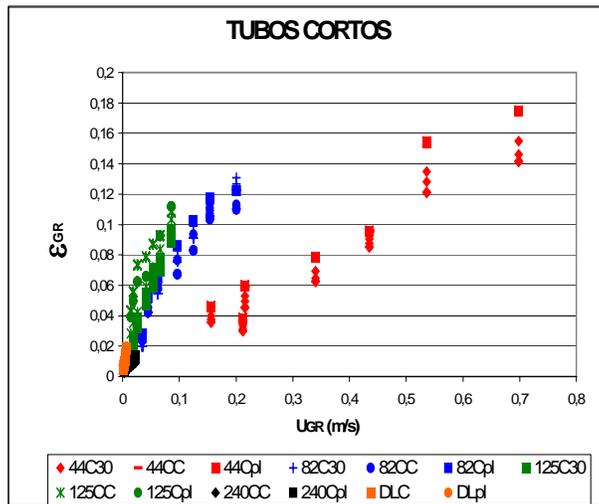


Figura 5.2.1.i

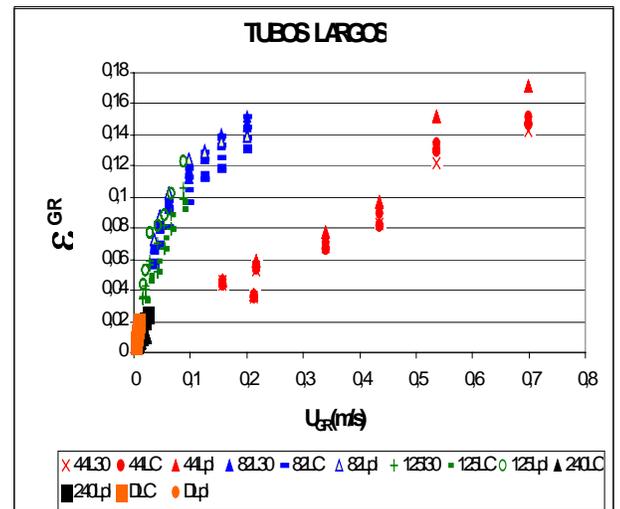


Figura 5.2.1.j

Como resumen de todo lo expuesto, se representa la velocidad superficial del gas frente a la fracción de huecos del tubo para la totalidad de las experiencias.

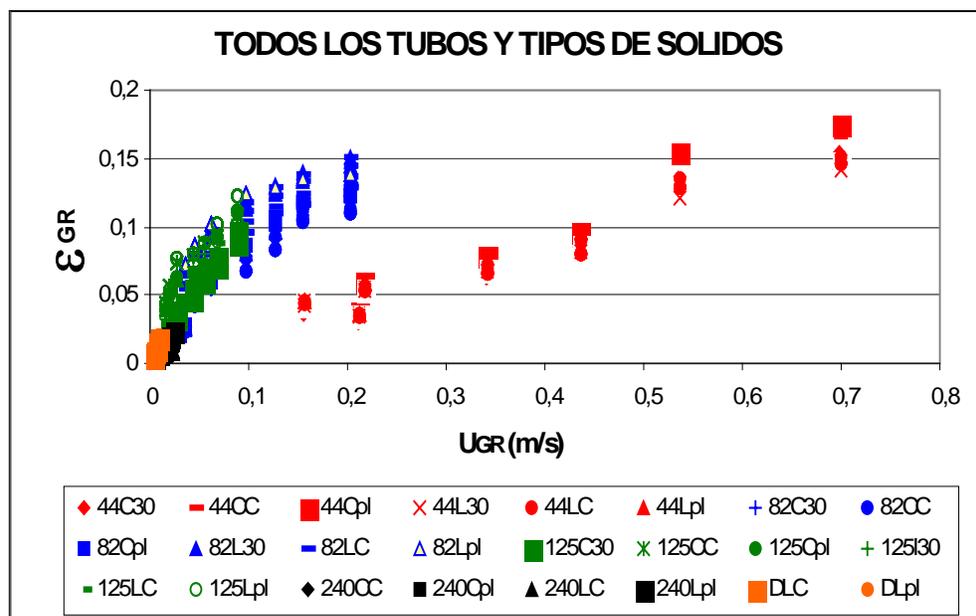


Figura 5.2.1.k

5.2.2. Variación de la fracción de sólidos en los elevadores de los tanques airlifts.

La velocidad superficial del gas en el tubo elevador se ha obtenido a partir del caudal volumétrico de gas inyectado en el tanque y la concentración de los sólidos en el elevador se ha determinado a partir de los valores experimentales de conductividad en la corona deduciéndose a continuación la concentración de partículas en dicha zona. Posteriormente y aplicando la ecuación de continuidad como ha sido descrito en el apartado 4.3. de la presente Memoria se obtuvieron los valores de la fracción de sólidos en el interior del tubo elevador.

Cuando se representa la velocidad superficial del gas en el conducto frente a la fracción del sólido la tendencia observada en todos los tanques es de tipo potencial de forma que en todos los casos según aumenta la velocidad de gas se hace mayor la fracción de sólidos en el interior del conducto elevador.

Cuando se agrupan los resultados por diámetros de conductos elevadores se pueden observar que la fracción de sólidos suspendidos es tanto mayor cuanto menor es el diámetro del tubo, lo que no implica que el total de partículas sólidas en suspensión en el seno del tanque sea superior cuando se emplean tubos de menor diámetro. Todo esto se puede apreciar en las figuras 5.2.2.a – d.

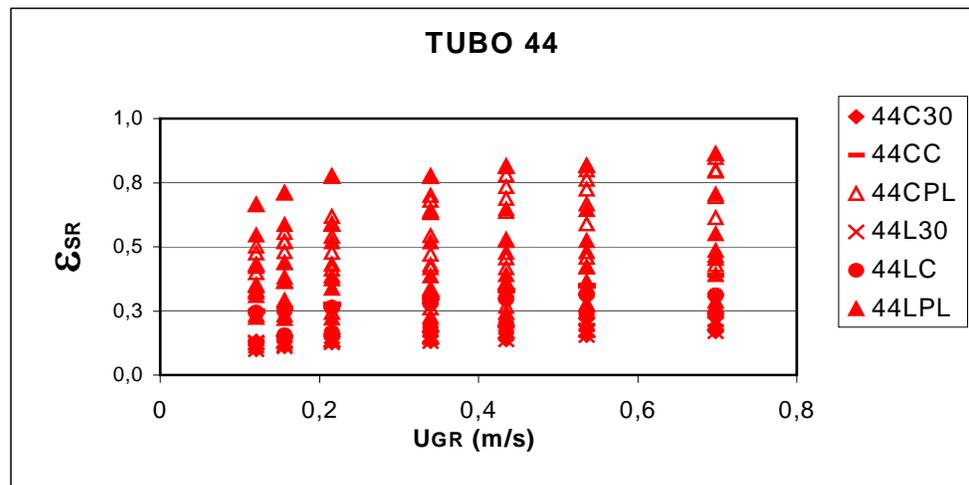


Figura 5.2.2.a

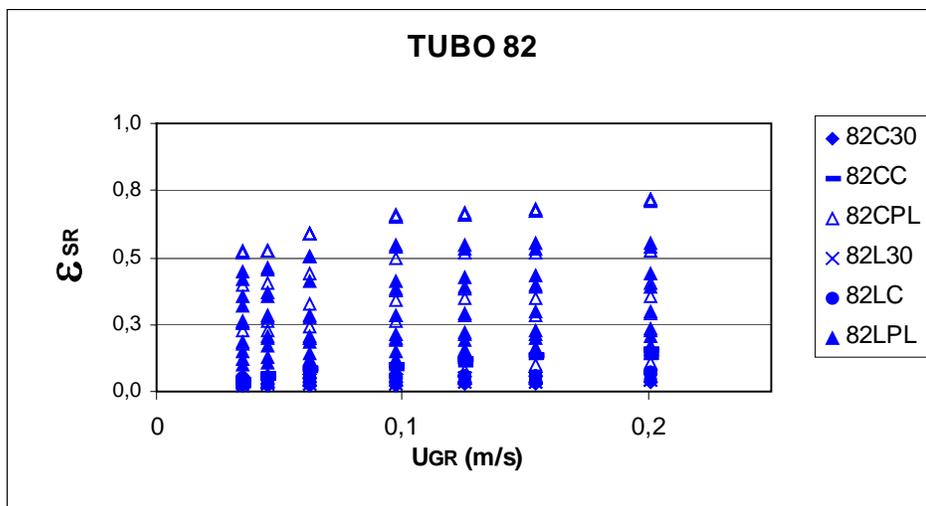


Figura 5.2.2.b

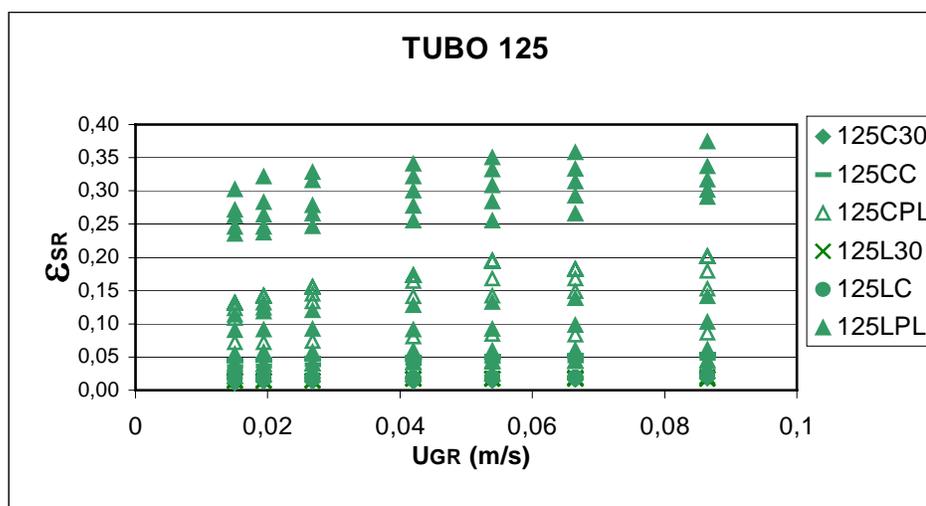


Figura 5.2.2.c

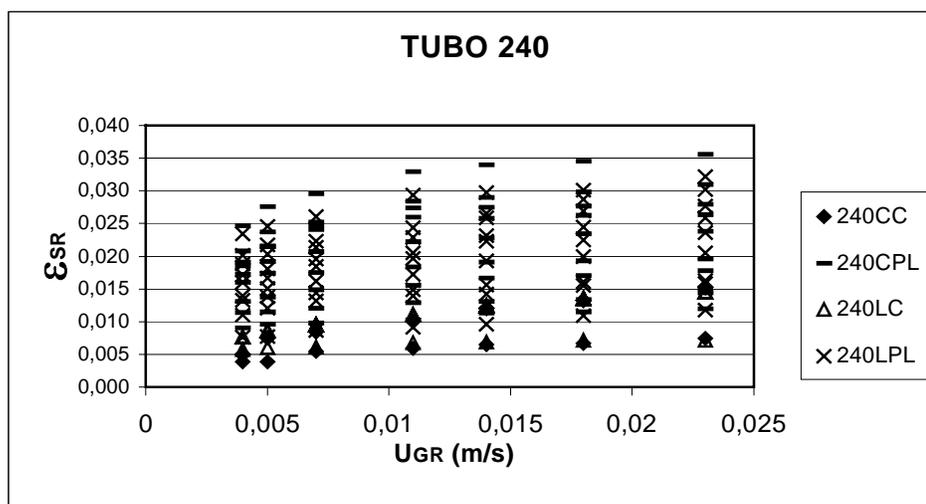


Figura 5.2.2.d

Por otra parte, cuando se agrupan los resultados atendiendo exclusivamente a las partículas de vidrio, que son 2,65 veces más densas que el líquido, aparecen segregaciones muy claras entre las fracciones de sólido de distintos tamaños arrastradas por los tubos elevadores de diferentes longitudes, sobre todo cuando las velocidades de gas son máximas, como puede observarse en las figuras 5.2.2.e-h.

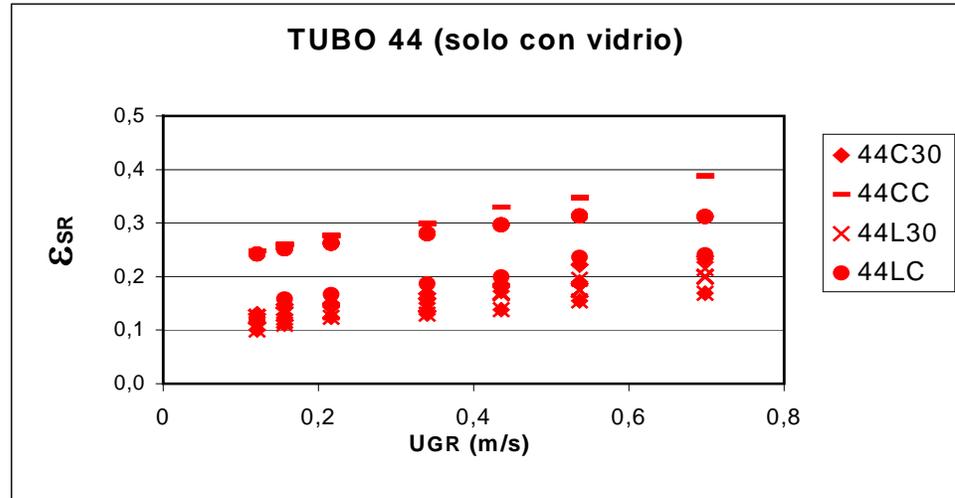


Figura 5.2.2.e

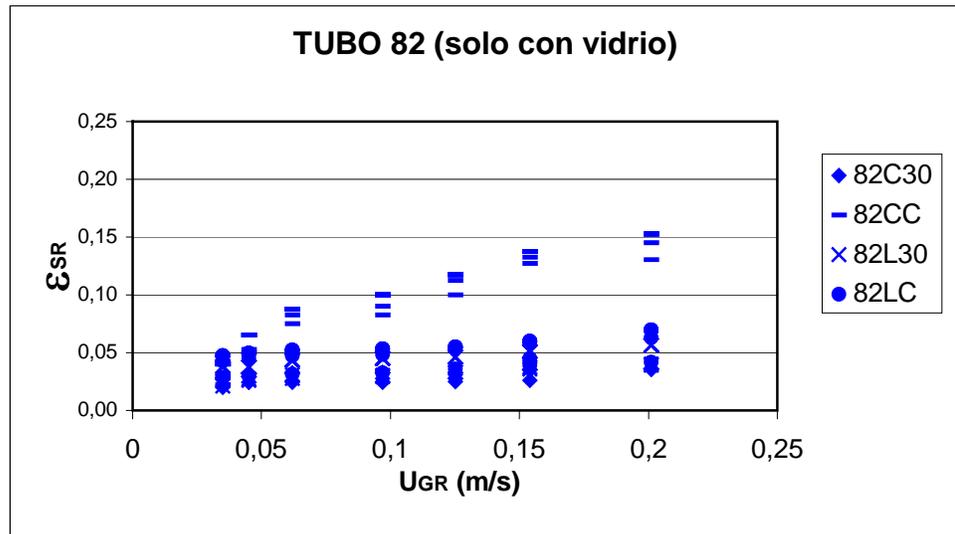


Figura 5.2.2.f

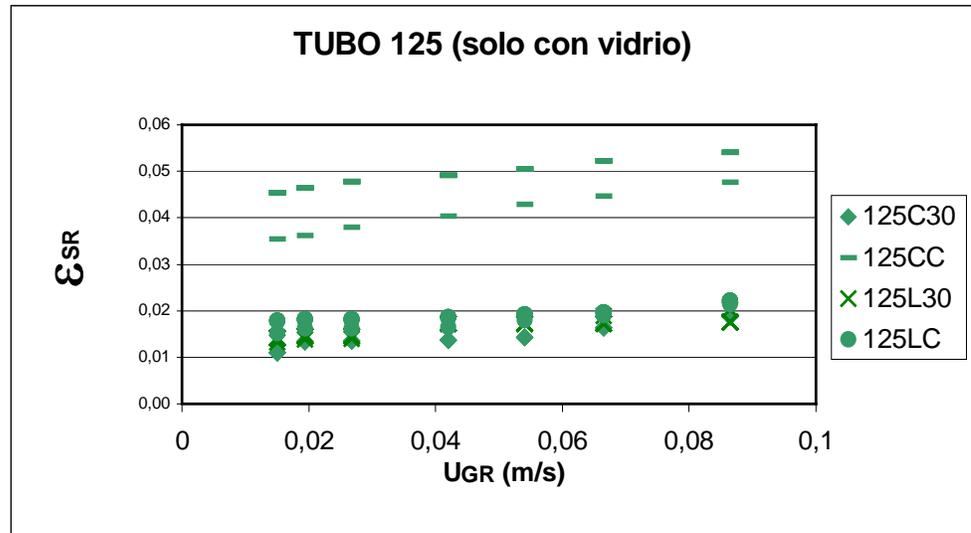


Figura 5.2.2.g

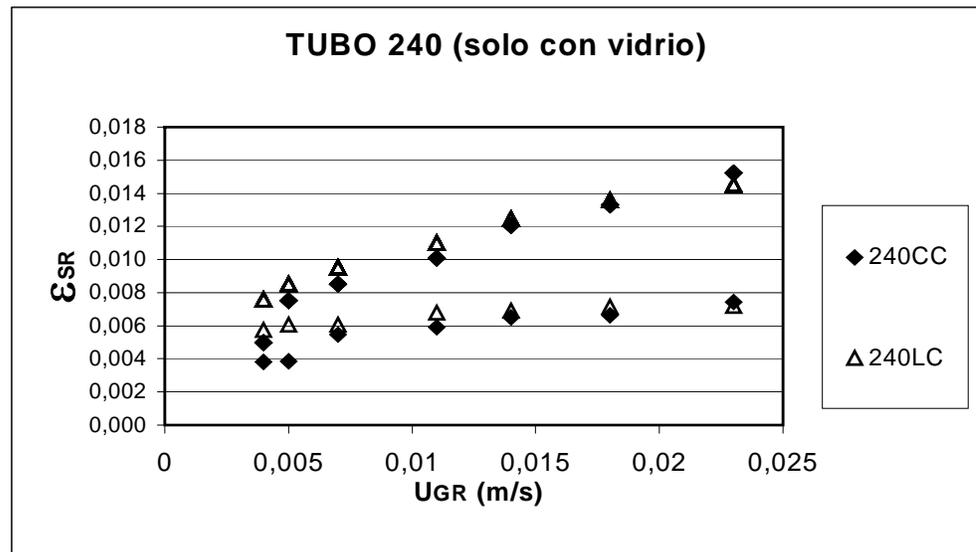


Figura 5.2.2.h

De modo general, puede asegurarse que las configuraciones del tanque con tubos cortos y con las partículas de vidrio más finas son las que producen mayores fracciones de sólido en el interior del tubo. Esto se hace más patente cuanto menor es el diámetro del tubo, mientras que para el máximo diámetro de elevador ensayado (240 mm) se observa que las concentraciones del sólido en el elevador son independientes de la longitud del mismo y del tipo de sólido con que opere como se observa en la figura 5.2.2.h. La segregación de valores que se produce en este caso es consecuencia de la cantidad neta de sólido servido en el tanque dado que este alcanza un máximo arrastre de partículas sólidas a partir del cual no se consiguen mayores suspensiones por añadir mayores cantidades de sólido al tanque.

Por otra parte, cuando se observan las mismas representaciones considerando sólo los valores obtenidos para los ensayos realizados con plástico, se advierte que la fracción de sólido aumenta cuando lo hace la cantidad de partículas totales añadidas

al tanque desapareciendo las segregaciones que se contemplaban en los ensayos realizados con vidrio según puede apreciarse en las figuras 5.2.2.i - l.

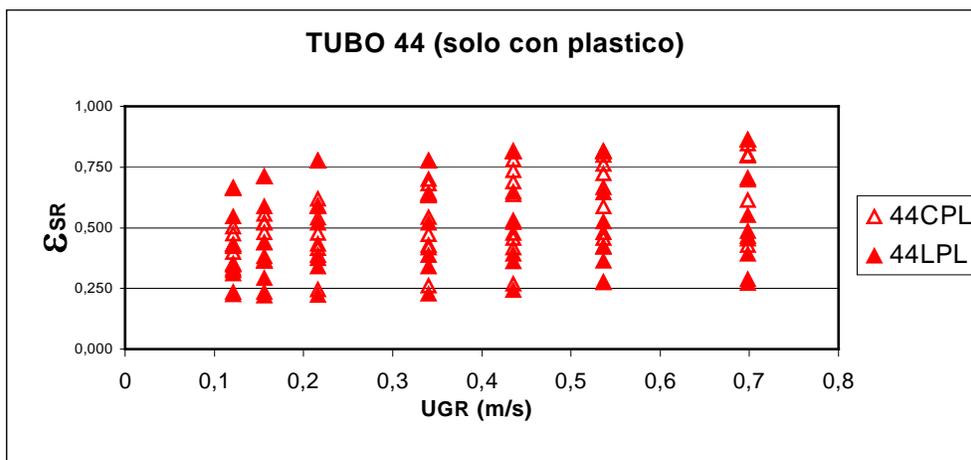


Figura 5.2.2.i.

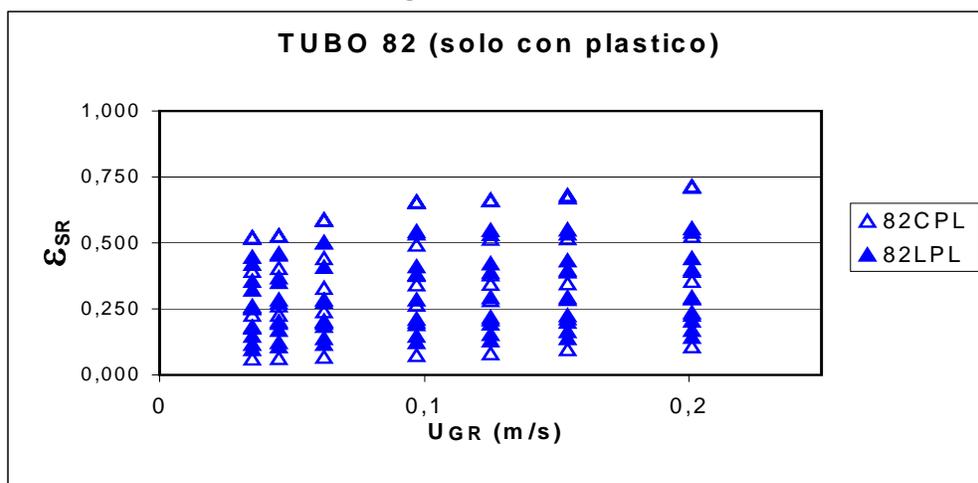


Figura 5.2.2.j.

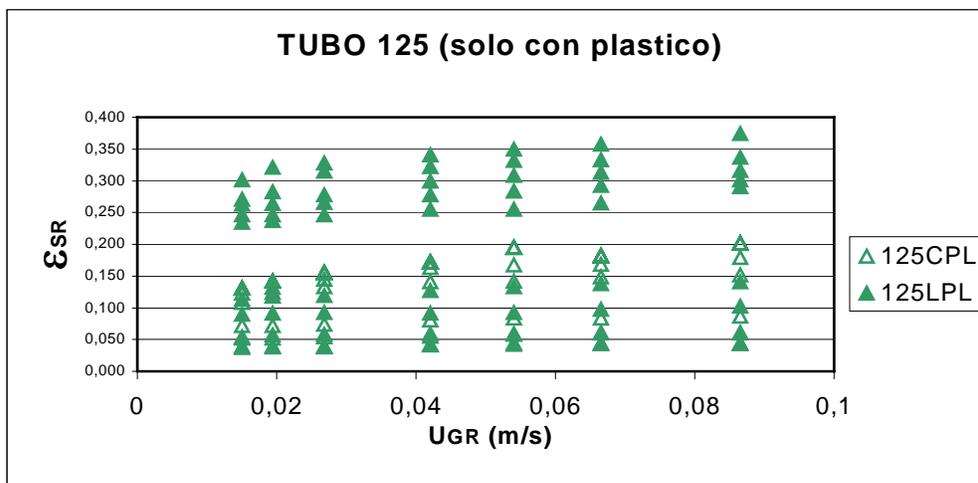


Figura 5.2.2.k

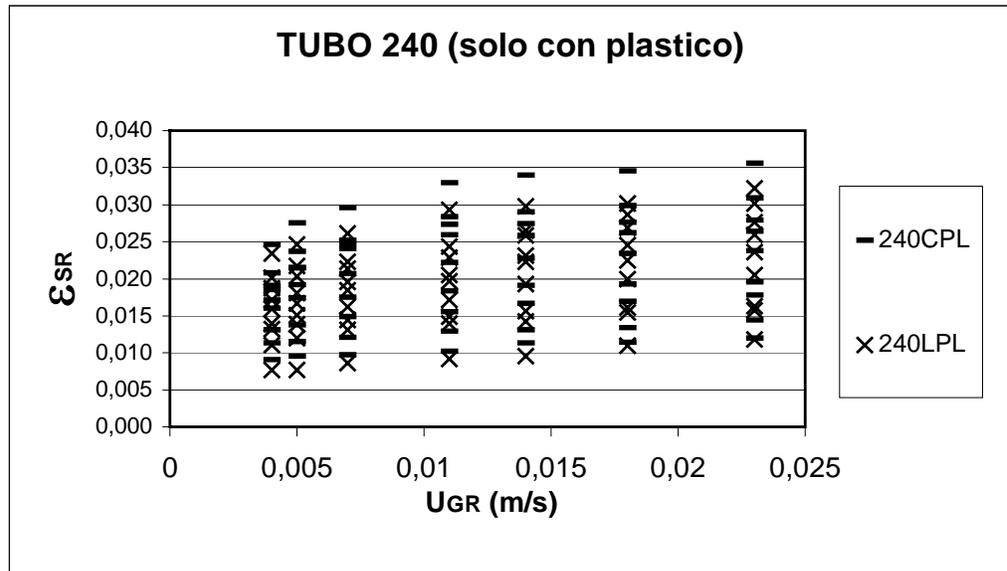


Figura 5.2.2.l

En las figuras 5.2.2.m - n se agrupan las experiencias por longitudes de tubo elevador y de ellas se pueden advertir las tendencias y los rangos de valores correspondientes a cada diámetro de tubo y a cada tipo de partícula.

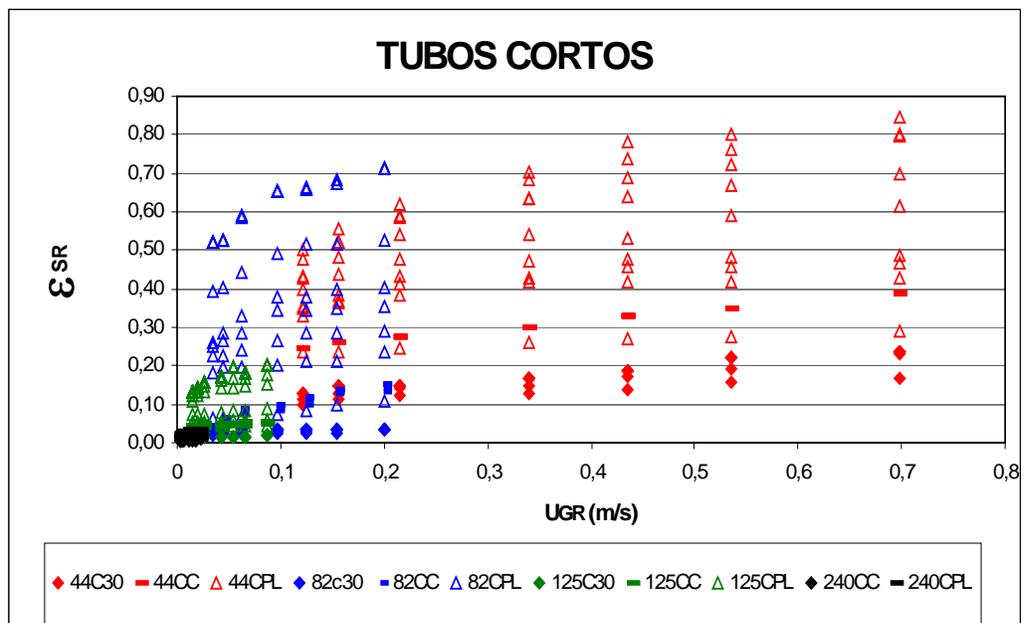


Figura 5.2.2.m

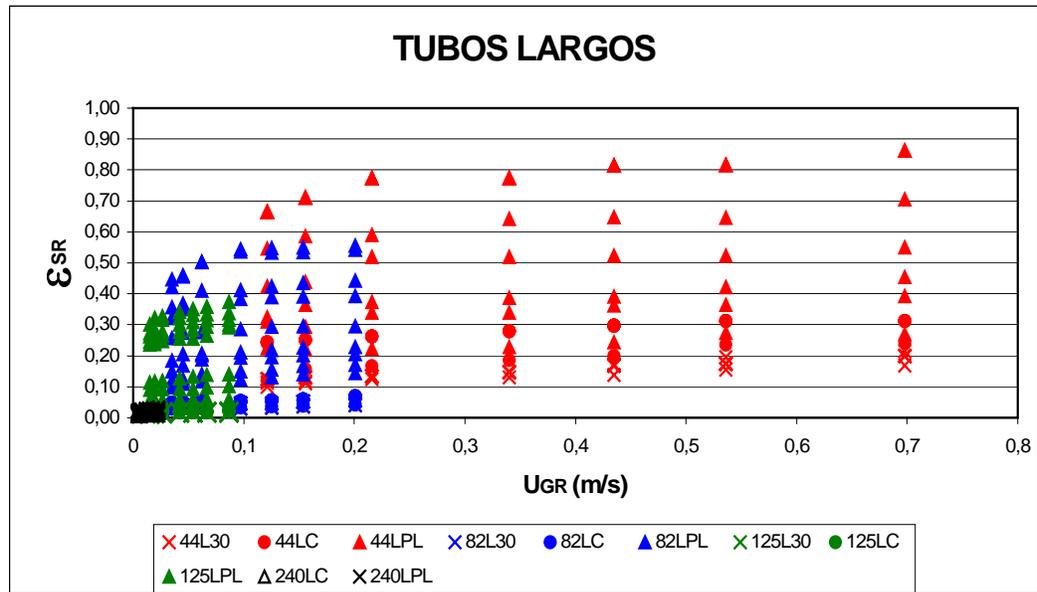


Figura 5.2.2.n

En estas dos últimas figuras se pueden apreciar que los elevadores de 44 mm de diámetro producen mayores fracciones de sólido cuando la longitud del tubo es máxima; sin embargo para el resto de diámetros la menor longitud del elevador es la que produce a iguales velocidades de gas mayores fracciones de sólido en el interior del tubo.

Al agrupar los resultados por tipo de partículas se obtienen las representaciones de las figuras 5.2.2.o y 5.2.2.p, donde se aprecia que cuando se opera con partículas de vidrio se obtienen fracciones de sólido considerablemente menores en los elevadores de cualquier diámetro, aunque comparativamente entre las distintas partículas de vidrio ensayadas se obtienen mayores valores de fracción de sólidos con las partículas más menudas o de tipo C.

De las figuras 5.2.2.o y 5.2.2.p, se puede deducir que cuando se opera con partículas de plástico se consiguen mayores fracciones de sólido en el interior de todos los conductos, siendo las mayores fracciones las pertenecientes a los elevadores de 44 mm de diámetro seguido por los elevadores de 82 mm y después los de 125 mm quedando como los elevadores con menores fracciones de sólido los de mayor diámetro. Este orden es el proporcional al orden de velocidades de gas alcanzado en los conductos elevadores. Ahora bien, se advierte que la dispersión de datos es mayor en el caso del plástico debido a que al añadir mayor cantidad de sólido al tanque se consiguen mayores suspensiones.

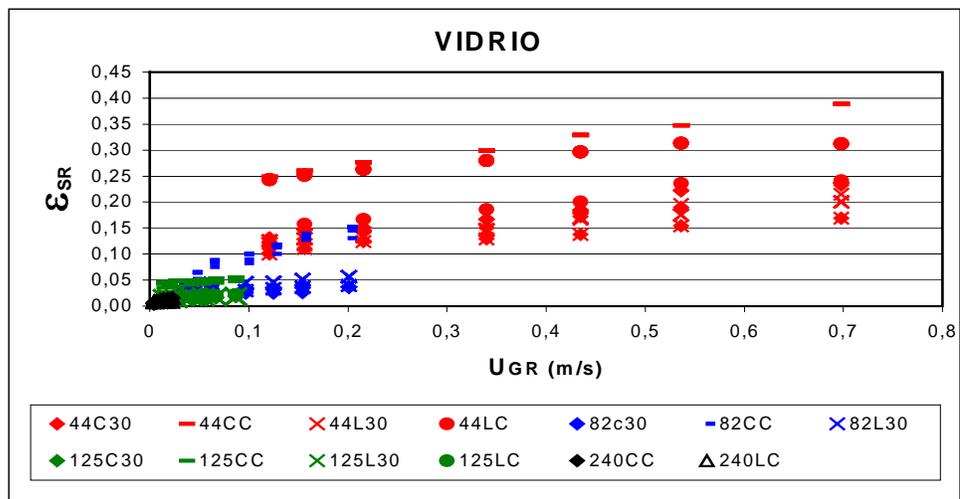


Figura 5.2.2.o.

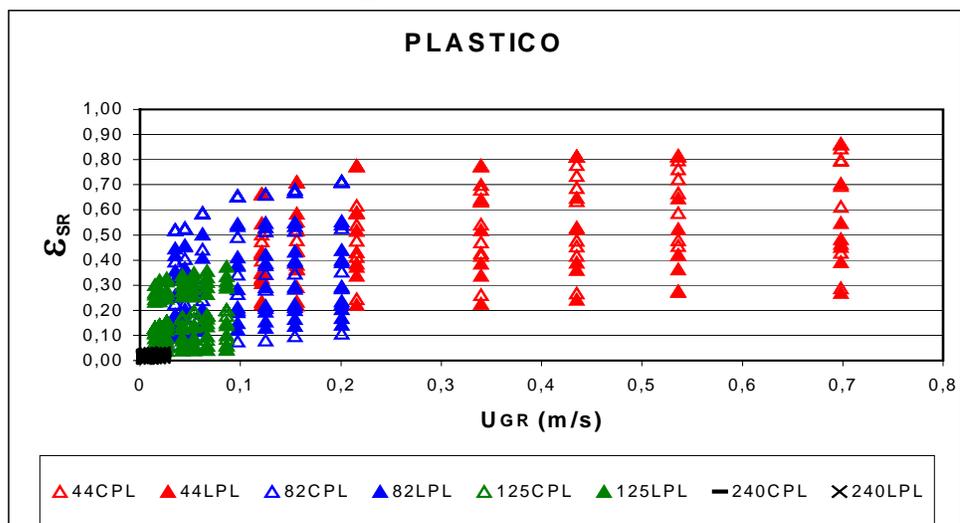


Figura 5.2.2.p

Si se agrupan todos los valores se obtiene la gráfica de la figura 5.2.2.q.

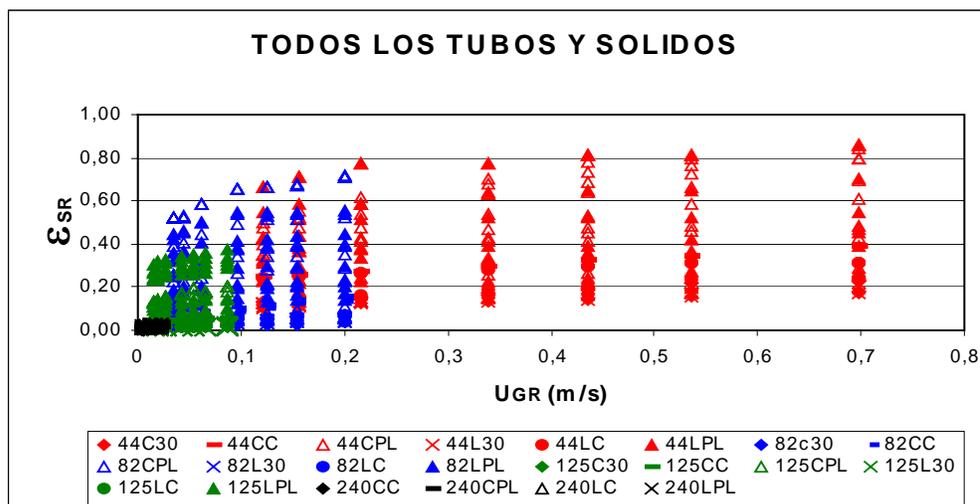


Figura 5.2.2.q

5.2.3. Variación de la fracción de sólidos en la corona de los tanques airlifts.

La velocidad superficial del gas en el tubo elevador se ha obtenido a partir del caudal volumétrico de gas inyectado en el tanque y la concentración de los sólidos en la zona anular se ha medido directamente por la técnica conductivimétrica descrita en el apartado 3.3.2 de la presente Memoria.

Cuando se representa la velocidad superficial del gas en el conducto frente a la fracción del sólido en la corona del tanque, la tendencia observada en todos los casos es de tipo potencial, de forma que siempre que aumenta la velocidad de gas se hace mayor la fracción de sólidos en la zona anular del tanque. Estas tendencias pueden observarse en las figuras 5.2.3.a – e, donde se agrupan las experiencias por diámetros de los elevadores.

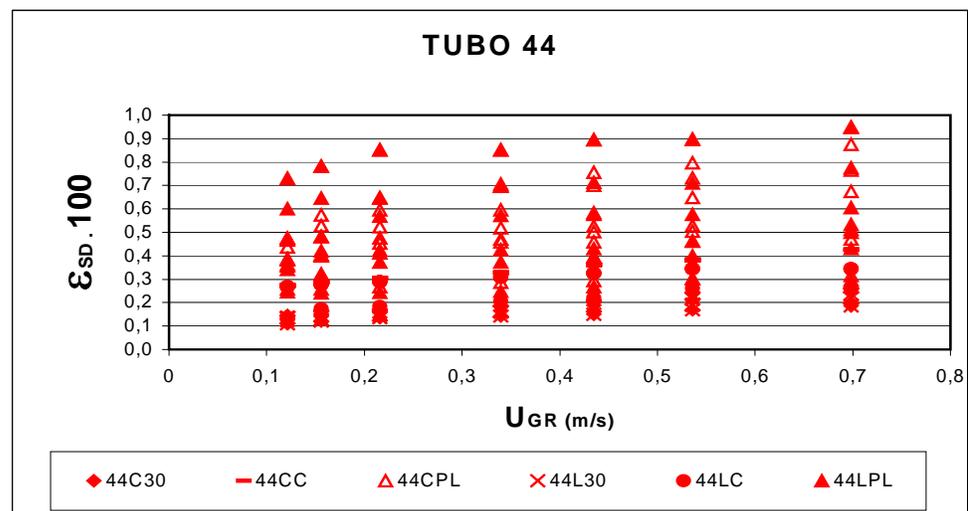


Figura 5.2.3.a

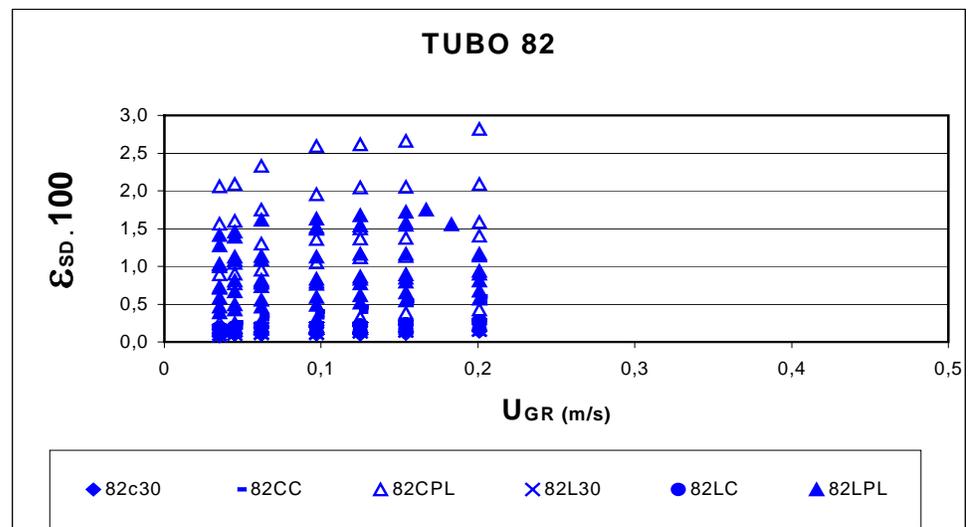


Figura 5.2.3.b.

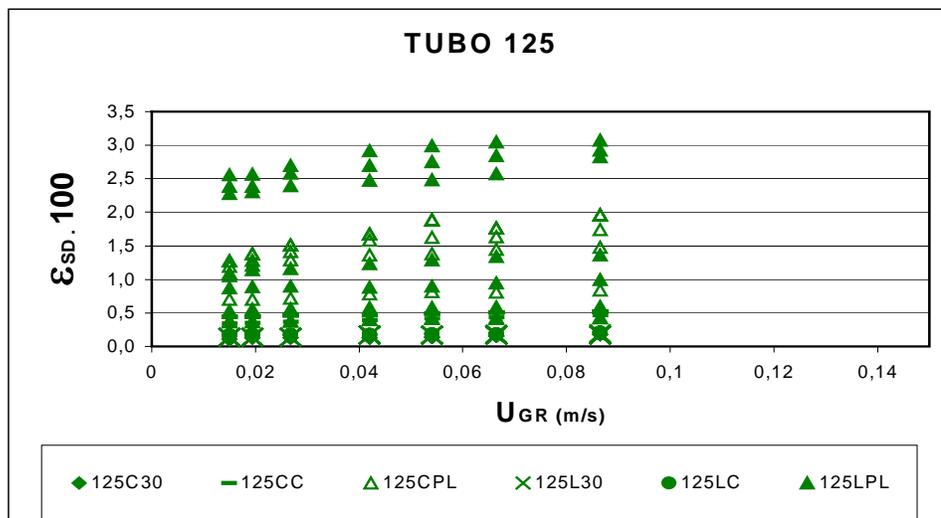


Figura 5.2.3.c

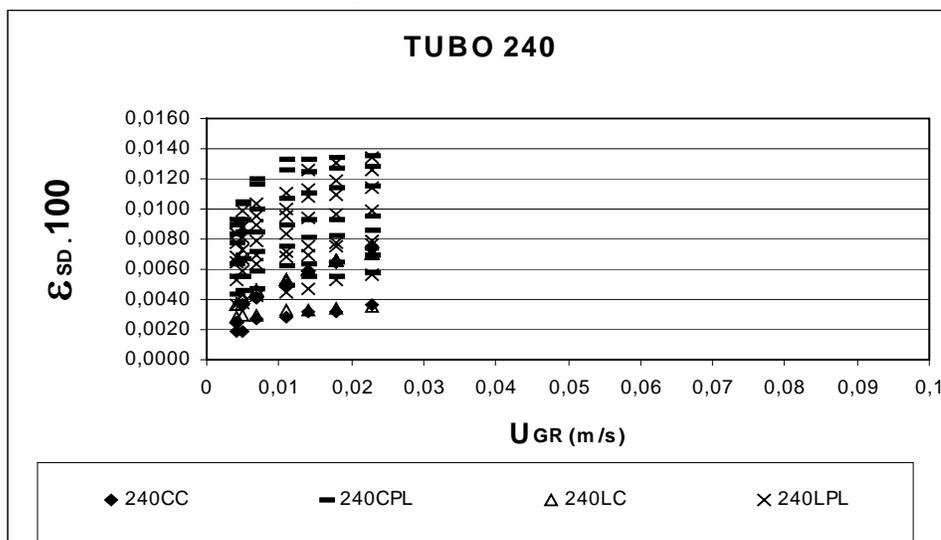


Figura 5.2.3.d.

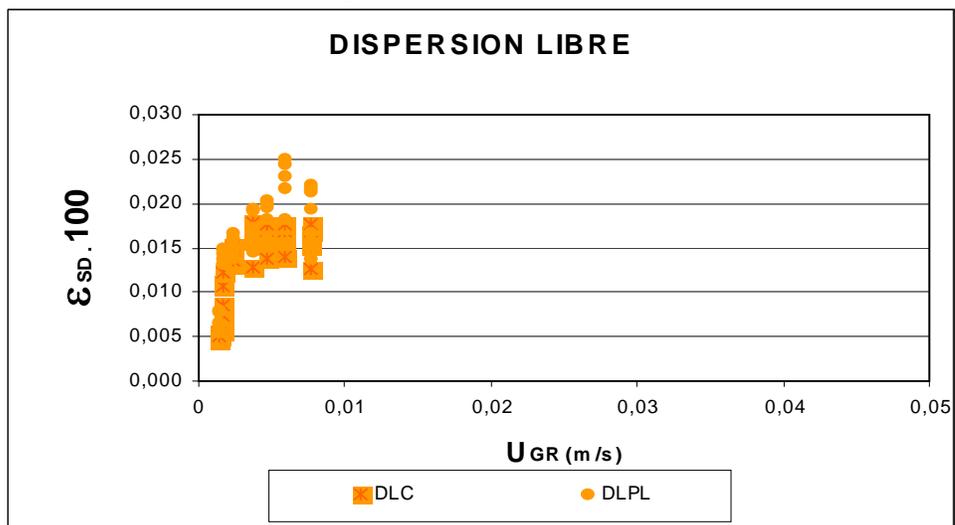


Figura 5.2.3.e.

Por otra parte, cuando se agrupan los resultados atendiendo exclusivamente a las partículas de vidrio, aparecen segregaciones muy claras entre las fracciones de sólido de distintos tamaños arrastradas por los tubos elevadores de diferentes longitudes; de forma análoga a lo que se ha observado en el análisis de la fracción de fase sólida en el interior de los elevadores realizado en el apartado 5.2.2. Este fenómeno puede apreciarse en la figura 5.2.3.f

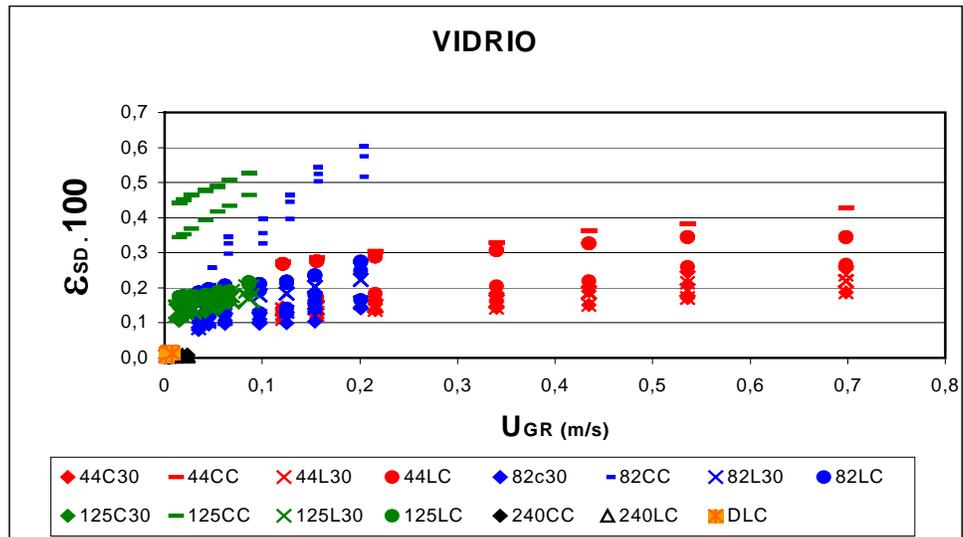


Figura 5.2.3.f

Cuando se representan los ensayos agrupados según el tamaño de partícula de vidrio empleado se obtienen gráficos como los de las figuras 5.2.3.g – h, donde se revela que las mayores concentraciones de sólidos se alcanzan cuando en los tanques se han configurado con tubos cortos y con las partículas de vidrio más finas. Así, las mayores segregaciones de valores se consiguen con los tubos de 125 mm de diámetro.

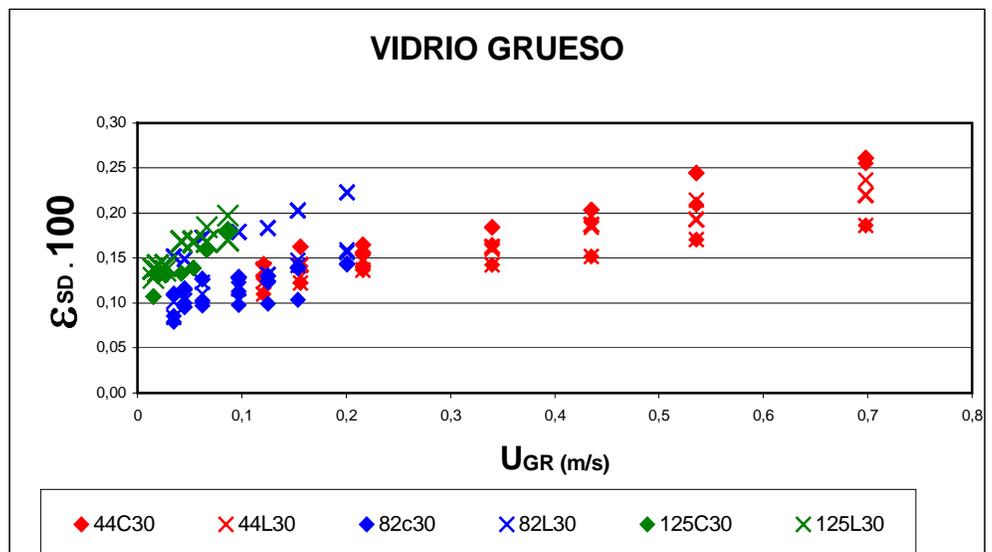


Figura 5.2.3.g.

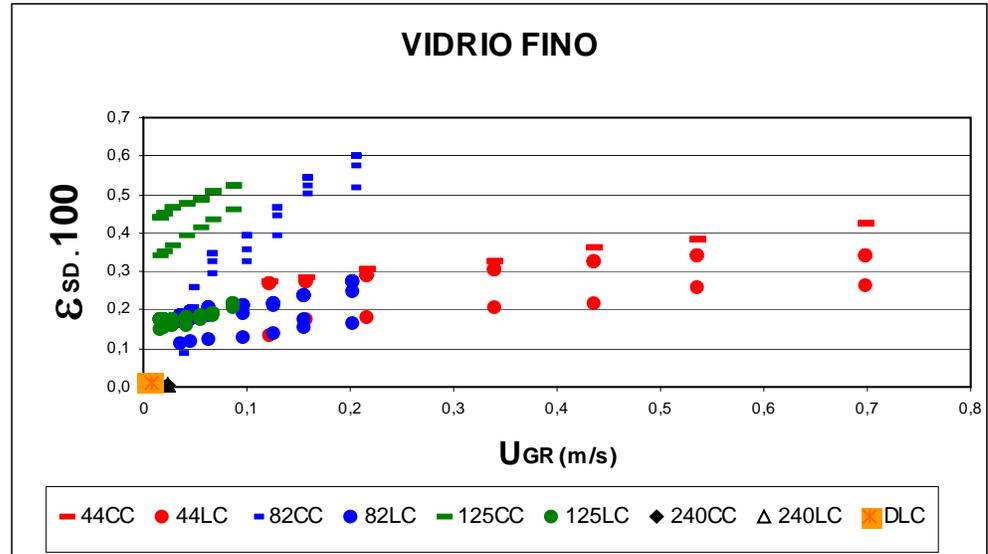


Figura 5.2.3.h.

Por otra parte, cuando se observan la misma representación considerando sólo los valores obtenidos para los ensayos realizados con plástico, se advierte que la fracción de sólido aumenta según se aumenta la cantidad de partículas totales añadidas al tanque desapareciendo las segregaciones que se contemplaban en los ensayos realizados con vidrio, de forma análoga a lo que reseñado en el apartado 5.2.2, como puede apreciarse en la figura 5.2.3.i;

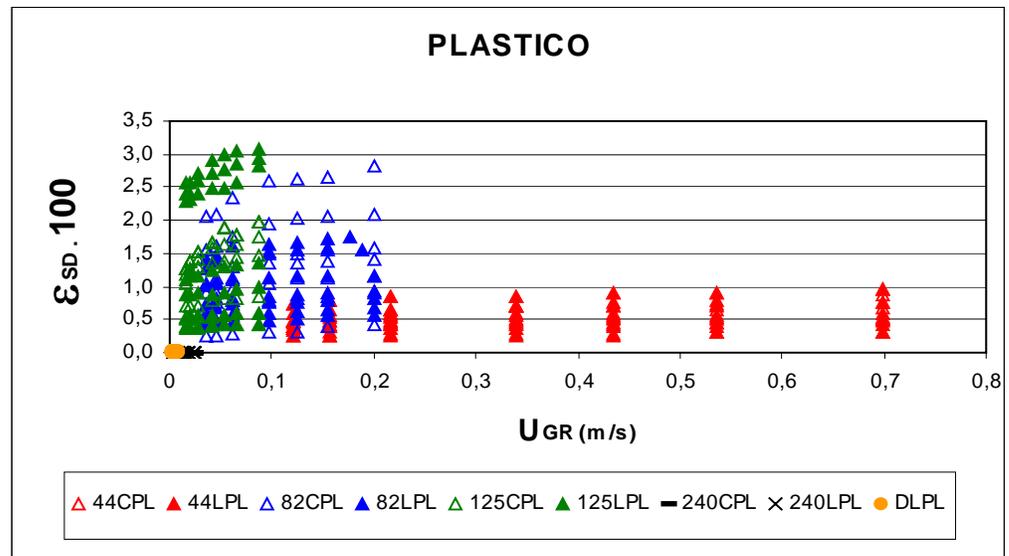


Figura 5.2.3.i

De modo general, se puede asegurar que cuando se opera con partículas de vidrio se obtienen fracciones de sólido considerablemente menores en la corona del tanque con elevadores de cualquier diámetro, aunque comparativamente entre las distintas partículas de vidrio ensayadas se obtienen mayores valores de fracción de sólidos con las partículas más menudas o de tipo C.

En las figuras 5.2.2.j – k se agrupan las experiencias por longitudes de tubo elevador y de ellas se pueden advertir las tendencias y los rangos de valores correspondientes a cada diámetro de tubo y a cada tipo de partícula.

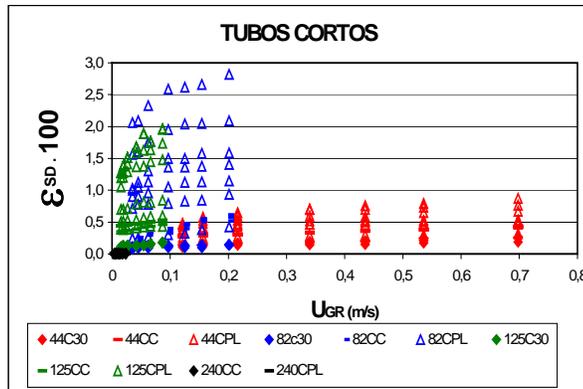


Figura 5.2.3.j

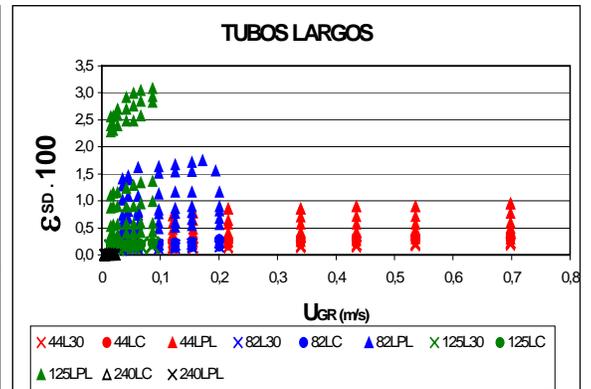


Figura 5.2.3.k.

En estas dos últimas figuras se pueden apreciar que los elevadores de 125 mm de diámetro producen mayores fracciones de sólido en la corona cuando la longitud del tubo es máxima; sin embargo, cuando la longitud del elevador es mínima, se producen las mayores fracciones de sólido cuando el tanque opera con tubos de 82 mm de diámetro. De las figuras 5.2.3.j y 5.2.3.k, se puede deducir que cuando se opera con partículas de plástico se consiguen mayores fracciones de sólido en zona anular para todo tipo de conducto utilizado, siendo las mayores fracciones las pertenecientes a las configuraciones con elevadores de 125 mm de diámetro seguidas por aquellas con elevadores de 82 mm, 44 mm y 240 mm respectivamente, quedando con menores fracciones de sólido las configuraciones sin elevador o dispersión libre.

Cuando se agrupan todos los valores se obtiene la representación de la figura 5.2.3.l en la que se muestran las tendencias con todas las configuraciones del tanque.

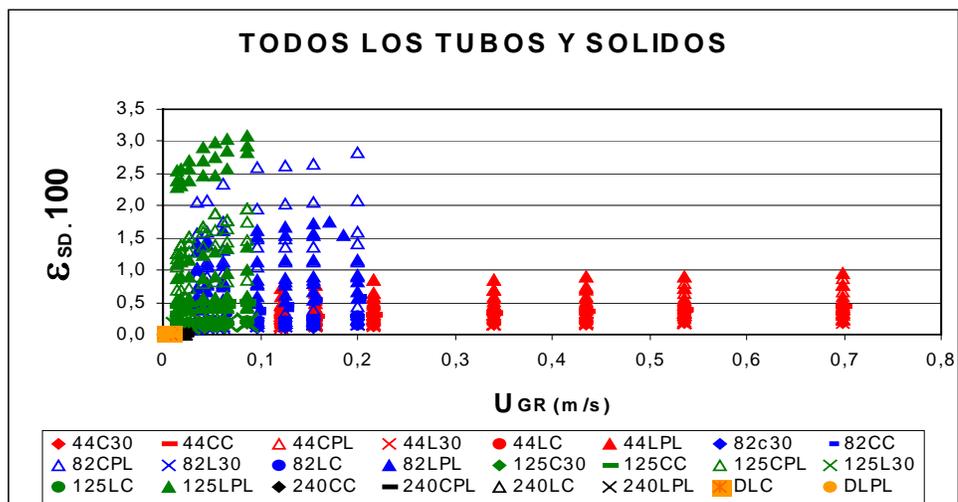


Figura 5.2.3.l.

5.2.4. Variación de la velocidad superficial del líquido en los elevadores de los tanques airlifts.

La velocidad superficial del gas en el tubo elevador se ha obtenido a partir del caudal volumétrico de gas inyectado en el tanque y la velocidad superficial del líquido en el tubo se ha determinado a partir de los valores experimentales de la velocidad de circulación en la corona aplicados a la ecuación de continuidad como ha sido descrito en el apartado 4.2.1. de la presente Memoria.

Como regla general, la tendencia observada en todos los tanques es de una velocidad de líquido inducida mayor cuanto menor era el diámetro del conducto elevador, así como una velocidad de líquido mayor cuanto mayor es la velocidad del gas. Agrupando los resultados por diámetros de elevadores se pueden observar estas tendencias en las figuras 5.2.4.a - e.

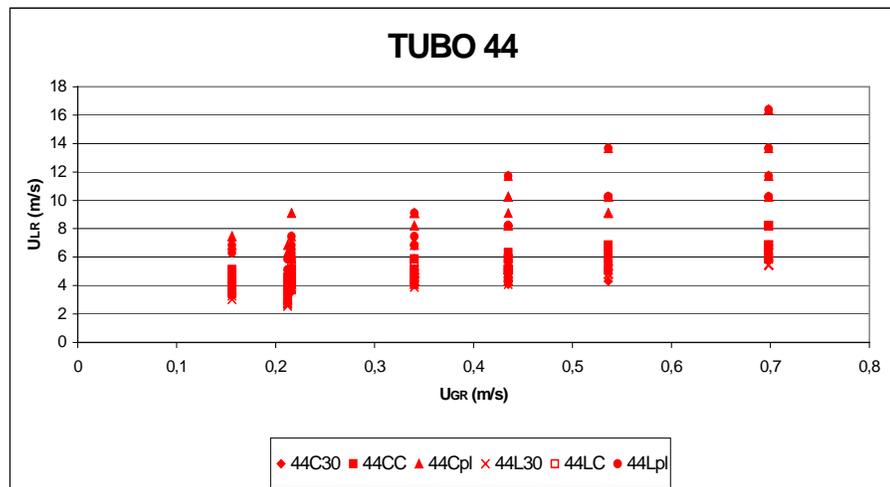


Figura 5.2.4.a

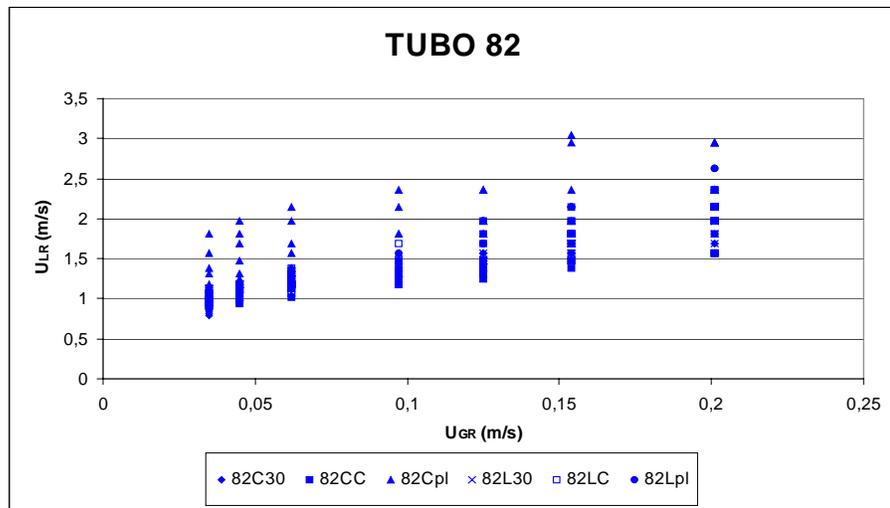


Figura 5.2.4.b

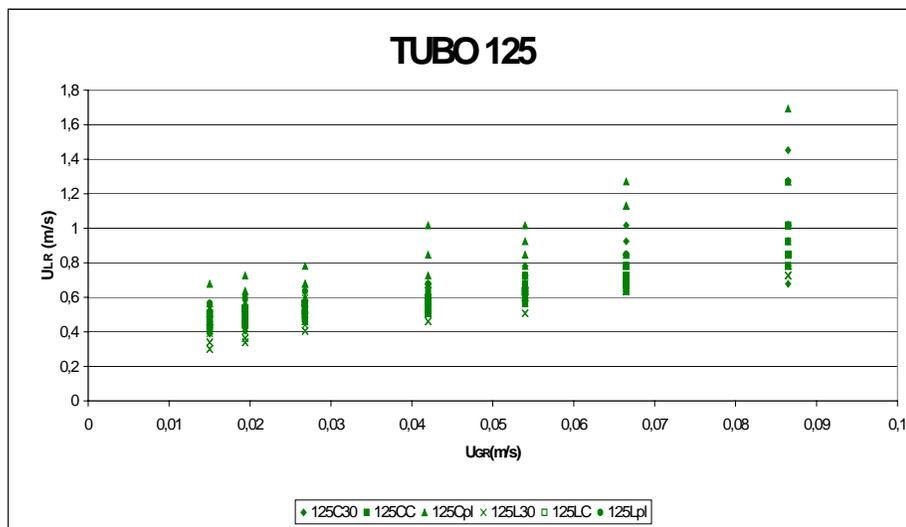


Figura 5.2.4.c

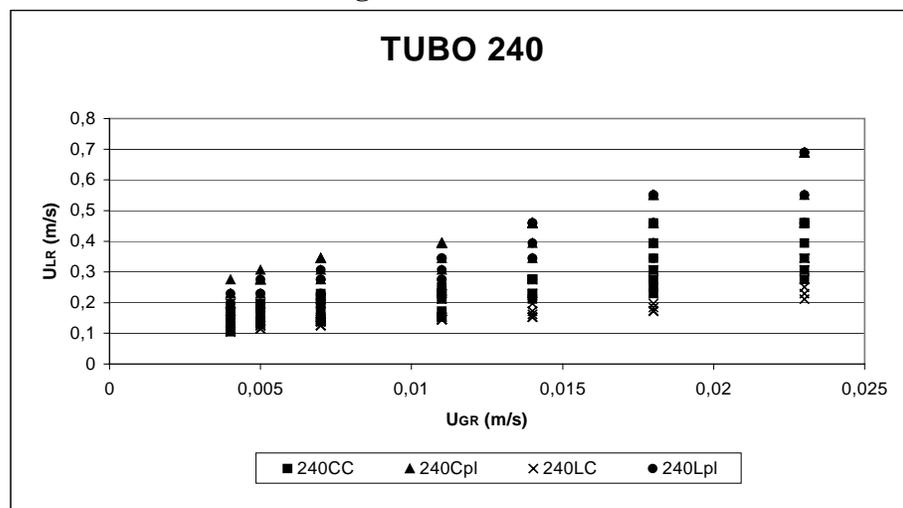


Figura 5.2.4.d

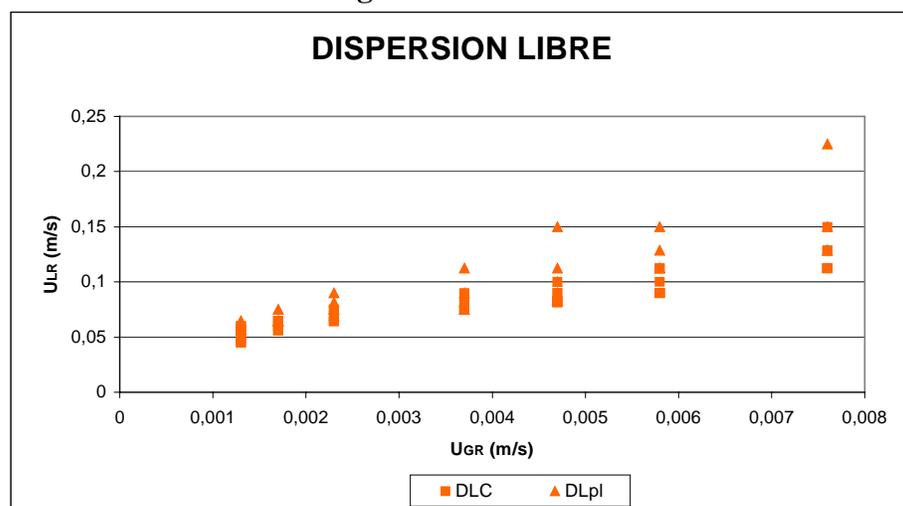


Figura 5.2.4.e

Como se puede apreciar, independientemente del tipo de diámetro empleado en cada caso y para idénticas velocidades superficiales de gas, se alcanzan mayores velocidades superficiales de líquido cuando los ensayos se realizaron con partículas de plástico que cuando se empleó vidrio dado que aquel era más ligero. También hay que indicar que, de modo general la mayor cantidad de sólidos servidos en el tanque hace que la velocidad del líquido sea menor. Por otra parte, comparando las velocidades de líquido logradas para iguales velocidades de gas cuando se emplean las partículas de vidrio de idéntica densidad, se observa que el aumento de la velocidad de la fase líquida se hace tanto menor cuanto más pequeño es el tamaño de las partículas empleadas. Este fenómeno no es función directa del tamaño de la partícula sólida, si no de la cantidad de partículas sólidas que es capaz de arrastrar el sistema dado que cuanto menor es el diámetro de las partículas mayor número de estas se pueden suspender con el mismo caudal de gas.

Los resultados agrupados según las longitudes de los conductos elevadores se representan en las figuras 5.2.4.f y 5.2.4.g.

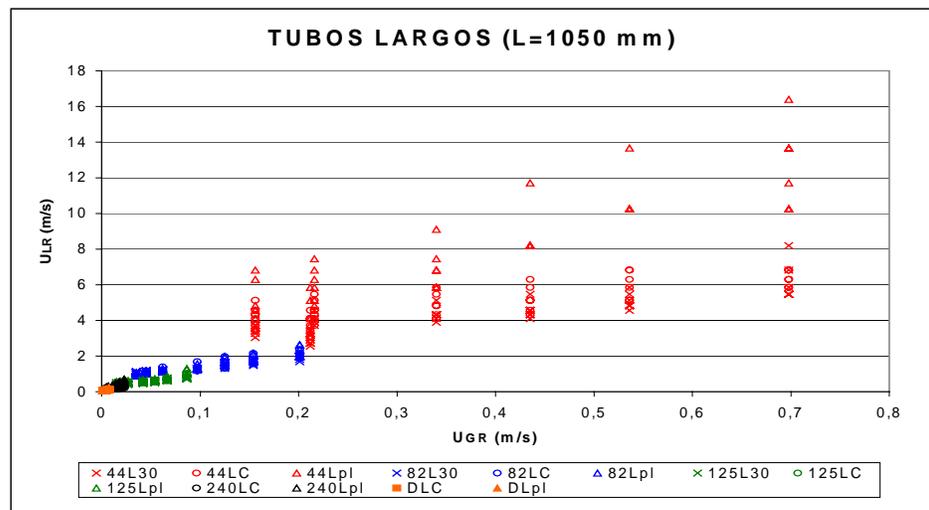


Figura 5.2.4.f

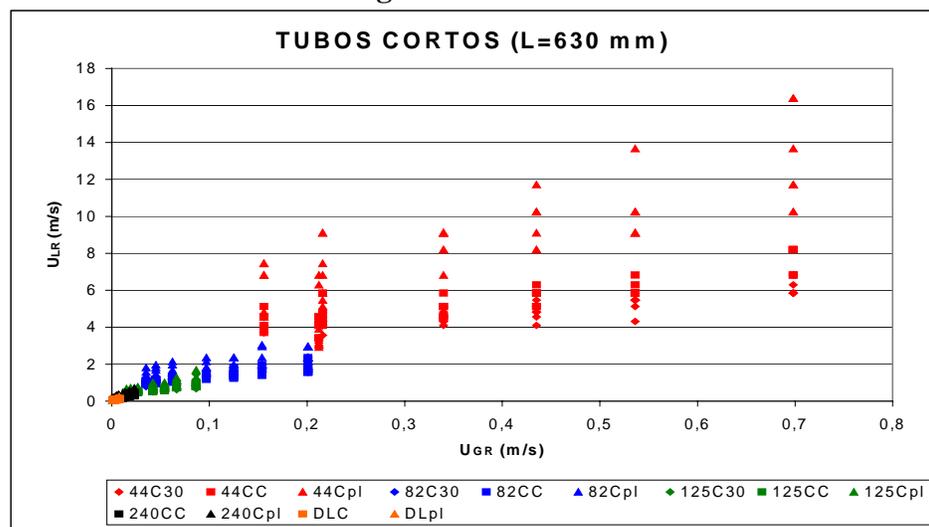


Figura 5.2.4.g

Al agrupar los resultados por longitudes de tubo se puede apreciar una ligera discontinuidad entre las velocidades de líquido correspondientes a los tubos con diámetro de 44 mm y las del resto de tubos con diámetros mayores. Esto se atribuye a la reducida sección de paso que ofrecen los conductos elevadores al flujo de ascenso de las fases.

Agrupando los resultados experimentales de forma análoga para los distintos tipos de partículas sólidas empleadas se puede observar, en las figuras 5.2.4.h –j. que para iguales velocidades de la fase gaseosa las velocidades alcanzadas por el líquido son superiores en el caso de las partículas de plástico que en el caso de las de vidrio debido a que estas últimas poseen una densidad más de 2,5 veces superior a las primeras. De hecho, la influencia de la fracción de sólidos arrastrada tiene sobre la velocidad del líquido es mayor en los tubos de 44 mm de diámetro cuando las partículas ensayadas son más densas. Por otra parte se puede indicar que el tamaño de partícula no parece tener una relevancia de peso en la influencia que una variable ejerce sobre otra.

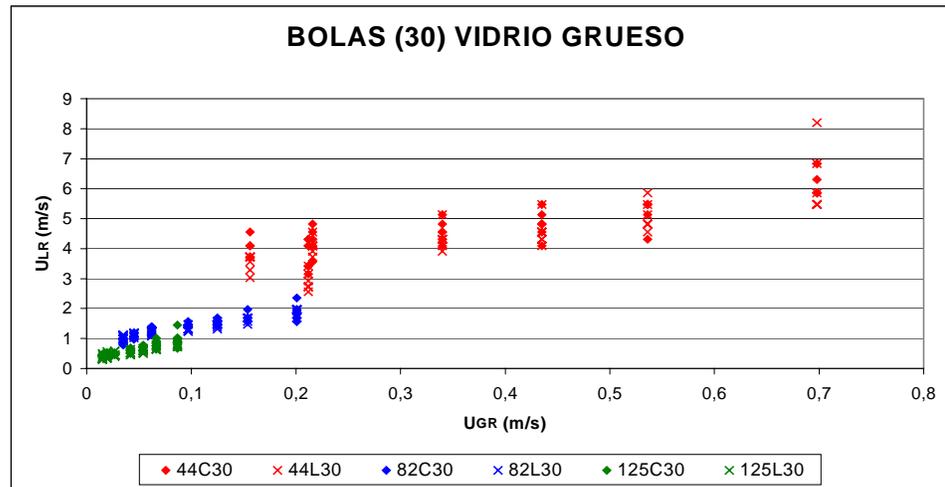


Figura 5.2.4.h

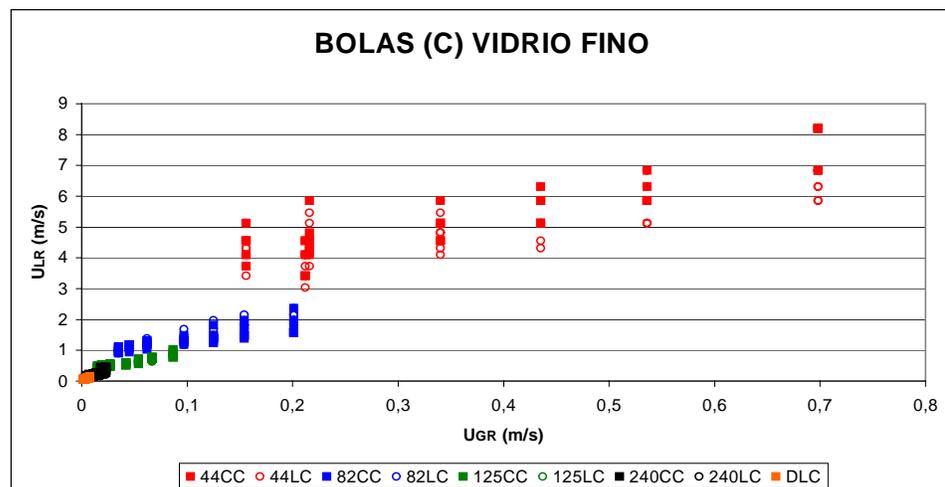


Figura 5.2.4.i.

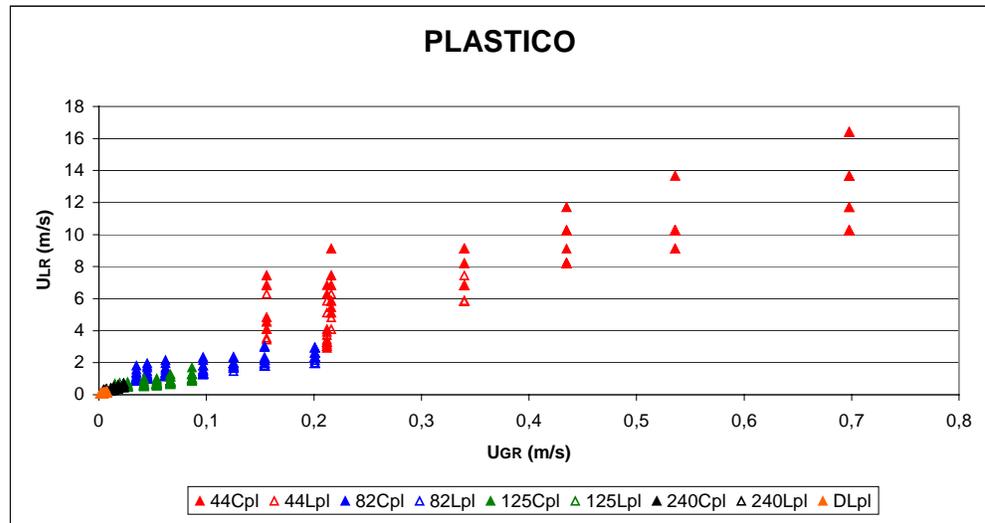


Figura 5.2.4.j

Como resumen de todo esto, en la figura 5.2.4.k, se representan los resultados de todos los ensayos realizados y en la misma, se pueden apreciar las tendencias globales y la mayor importancia que en las mismas poseen parámetros como el diámetro del tubo elevador o el tipo de sólido con el que se realizaron los ensayos.

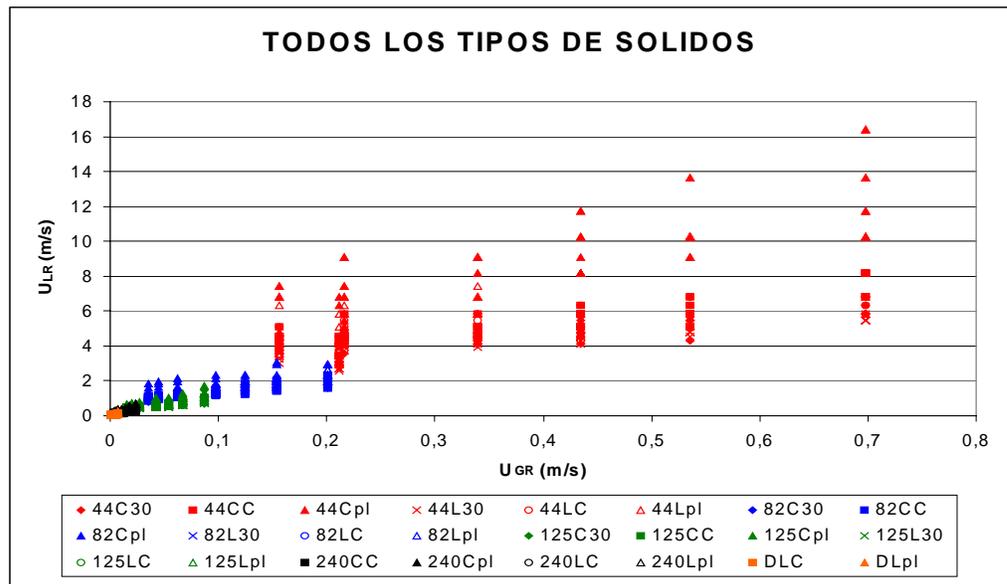


Figura 5.2.3.k.

Después de todo esto se puede entender que existe una relación entre la velocidad superficial inducida del líquido en función de la velocidad superficial del gas y de las concentraciones de gas y sólido en el tubo, así como de diferentes parámetros geométricos que definen el conducto elevador y de otros como la densidad y el tamaño de las partículas sólidas.

5.2.5. Variación de la pérdida de presión total en el tanque.

Operando como se ha indicado en el apartado 4.5. de la presente Memoria se obtuvieron los valores de la pérdida de presión entre la entrada y la salida del tubo, que figuran en las tablas 4.5.a. 4.5.b, 4.5.c, 4.5.d.

Con estos datos de pérdida de presión y con la suma de los valores de la velocidad superficial de las tres fases, se representa una variable frente a la otra agrupándolas según las distintas configuraciones del tanque. Así, al agrupar los resultados según los diámetros del elevador empleado se observa de forma general que según aumenta la velocidad superficial de las fases se hace mayor la pérdida de presión en el tanque siguiendo una tendencia de tipo parabólico en todos los casos, tal como se aprecia en las figuras 5.2.5. a - d.

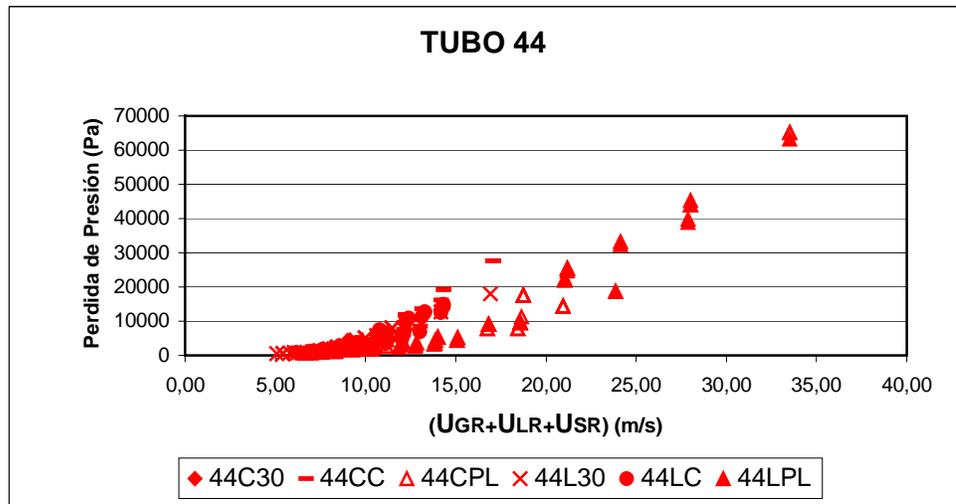


Figura 5.2.5.a

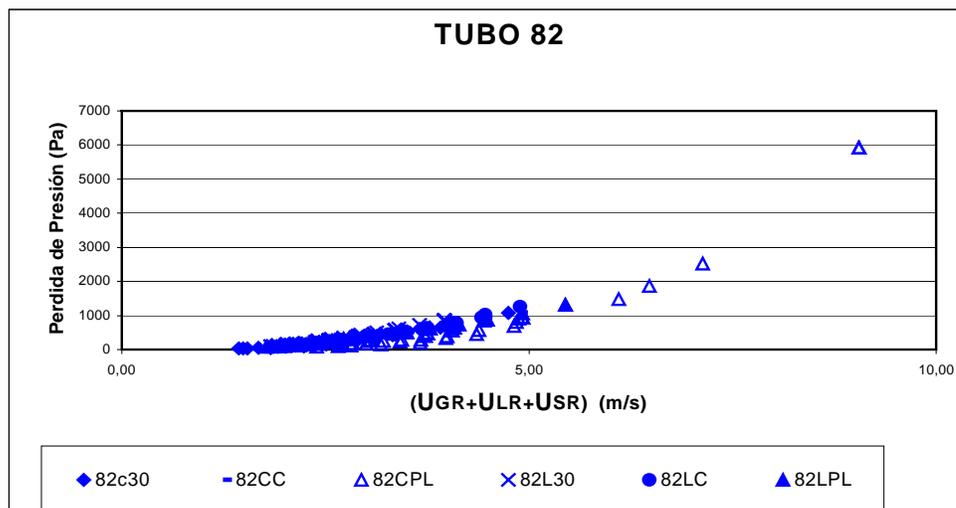


Figura 5.2.5.b.

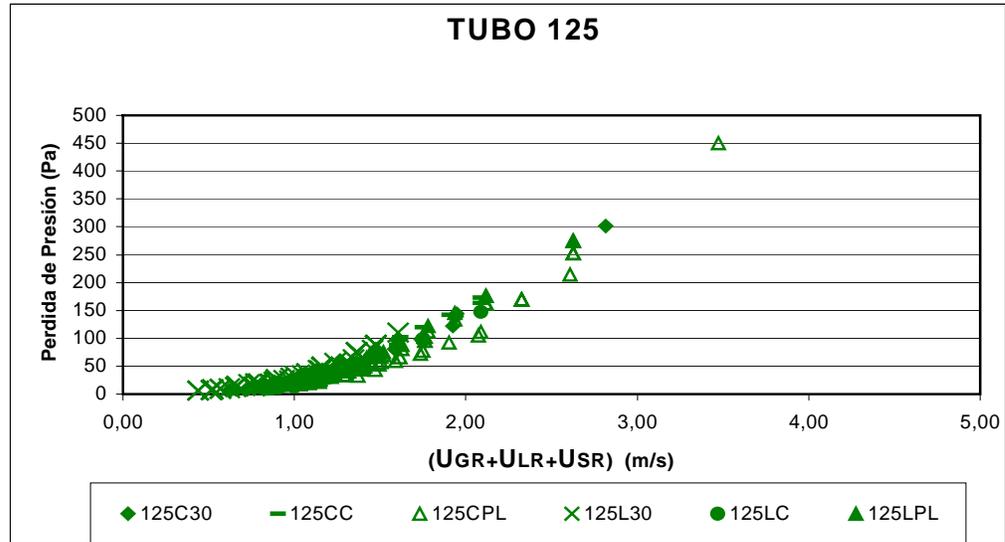


Figura 5.2.5.c

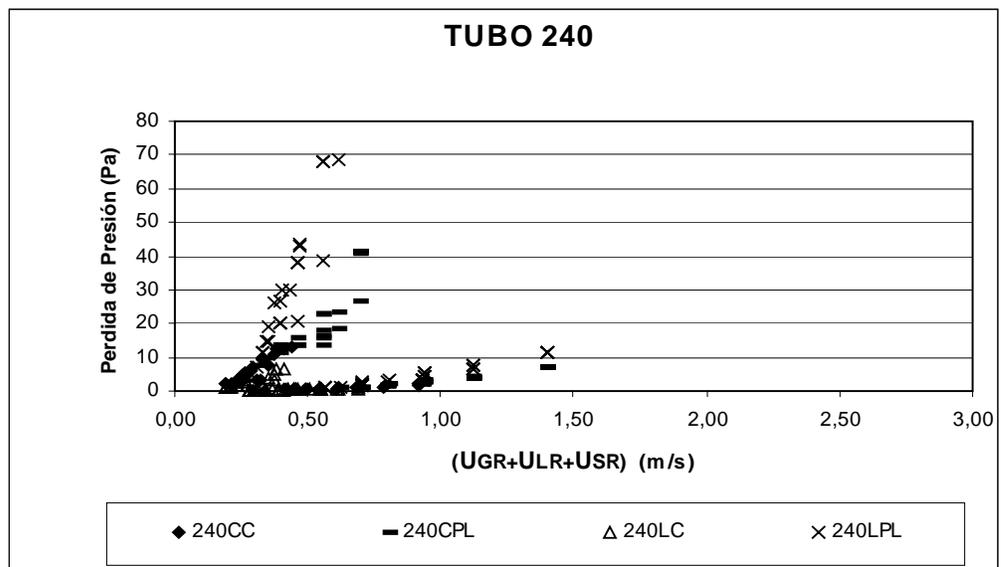


Figura 5.2.5.d

En el caso particular de la pérdida de presión producida en los tanques con conducto elevador de 240 mm de diámetro se observan dos tendencias bien diferenciadas. La primera de ellas corresponde a los ensayos realizados con altas cargas de partículas sólidas servidas en el tanque, dando lugar a un lecho de sólidos sedimentados en el fondo del tanque que produce una pérdida de presión mayor que las correspondientes producidas a iguales velocidades superficiales y con menor cantidad total de sólidos servidos en el tanque.

En las figuras 5.2.5.e – f, se agrupan las experiencias por longitudes de tubo elevador donde se observan idénticos comportamientos en las tendencias y cuantitativamente similares valores en las pérdidas de carga. Por lo tanto, se puede asegurar que la longitud del tubo no es una variable que tenga una influencia notable en las pérdidas de presión frente a otras variables puestas en juego.

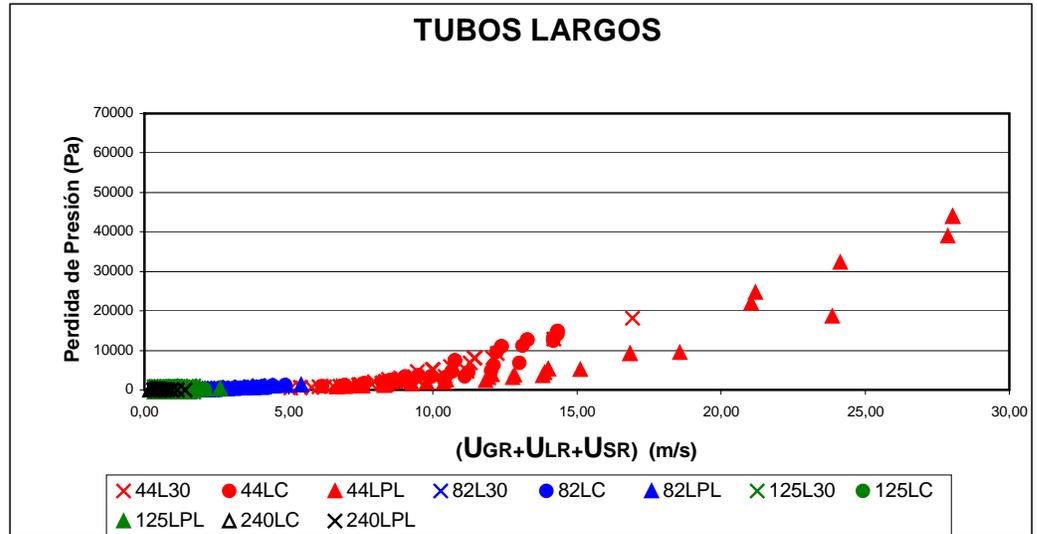


Figura 5.2.5.e

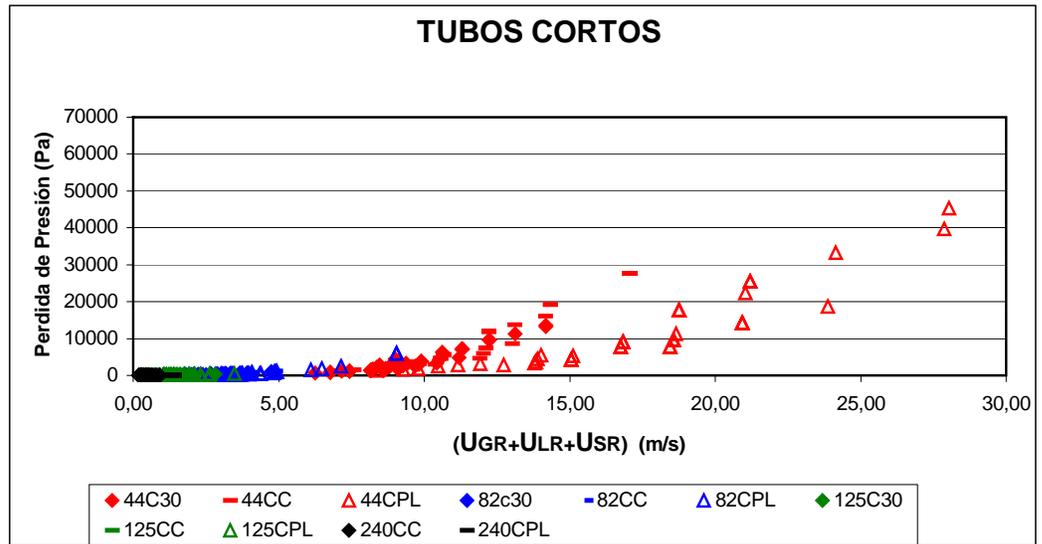


Figura 5.2.5.f

Por otra parte, hay que señalar que las pérdidas de presión producidas en las configuraciones con elevadores de 44 mm son mayores en un orden de magnitud a las producidas en los tubos de 82 mm debido a la elevada fricción que ofrecen los conductos de menor sección y que ha sido comentada en el apartado 5.2.1. de la presente Memoria.

En las figuras 5.2.5.g - i se compara la velocidad superficial de las fases frente a las pérdidas de presión agrupando los resultados de los ensayos según el tipo de sólido empleado observándose similares tendencias pero sin embargo, cuantitativamente con partículas de plástico se logran mayores velocidades superficiales de las fases y mayores cantidades de sólido arrastrado, apareciendo mayores pérdidas de carga que cuando se opera con partículas de vidrio.

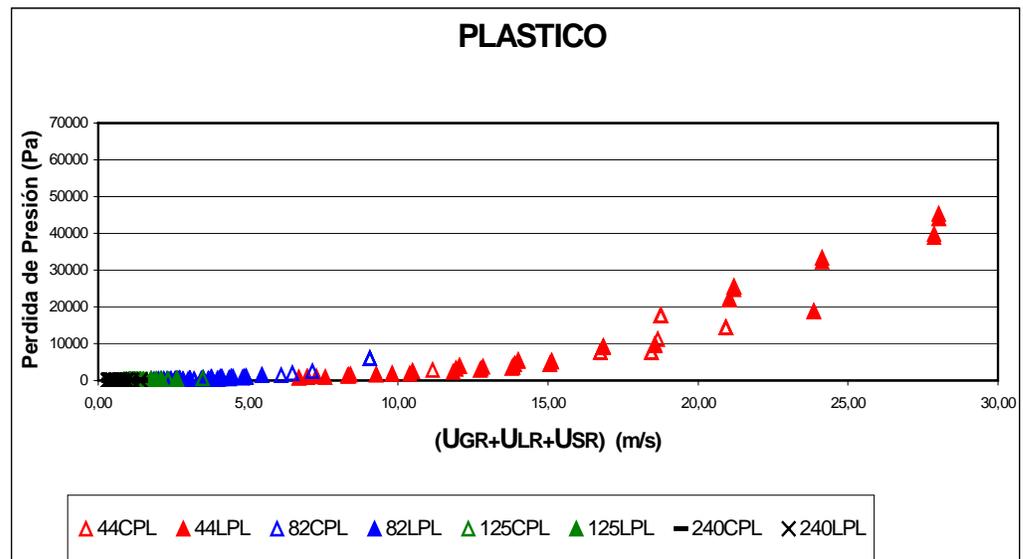


Figura 5.2.5.g

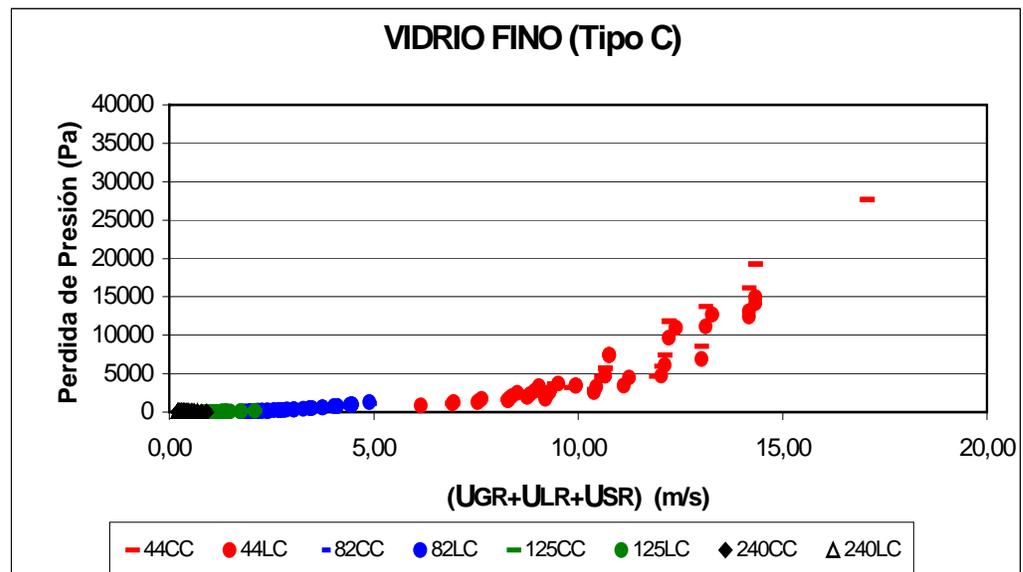


Figura 5.2.5.h

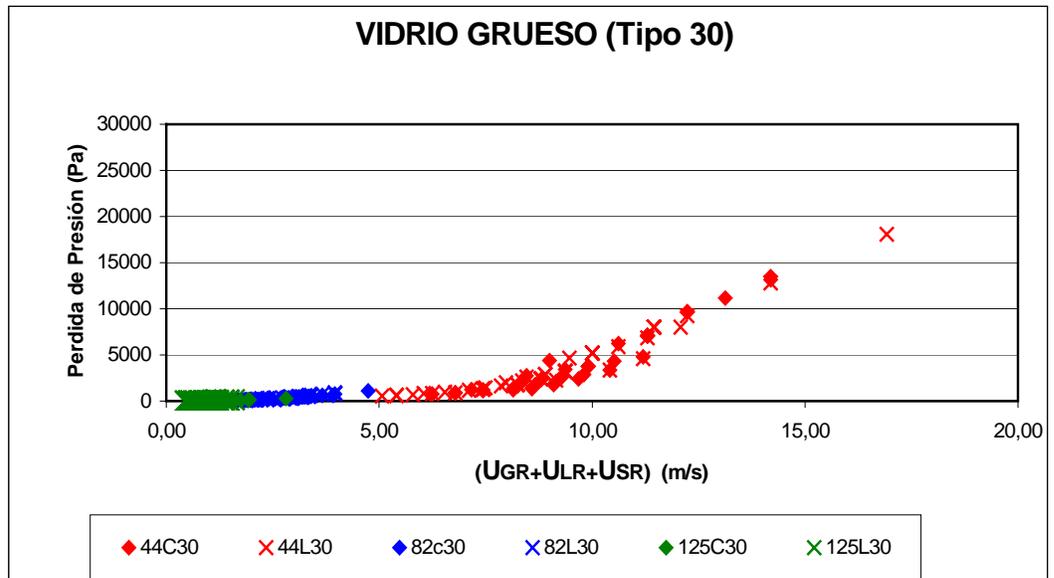


Figura 5.2.5.i

Comparando los resultados de los ensayos realizados con las partículas de vidrio grueso y fino aparecen también similares tendencias, pero los valores cuantitativos de pérdida de carga resultan sensiblemente inferiores en las experiencias realizadas con partículas gruesas. Esta diferencia en las pérdidas de presión es atribuible a las menores velocidades de fases conseguidas y a las menores cantidades de partículas gruesas que son arrastradas. En la figura 5.2.5.j., se representa la velocidad superficial de las fases frente a la pérdida de presión en el conjunto de las experiencias realizadas.

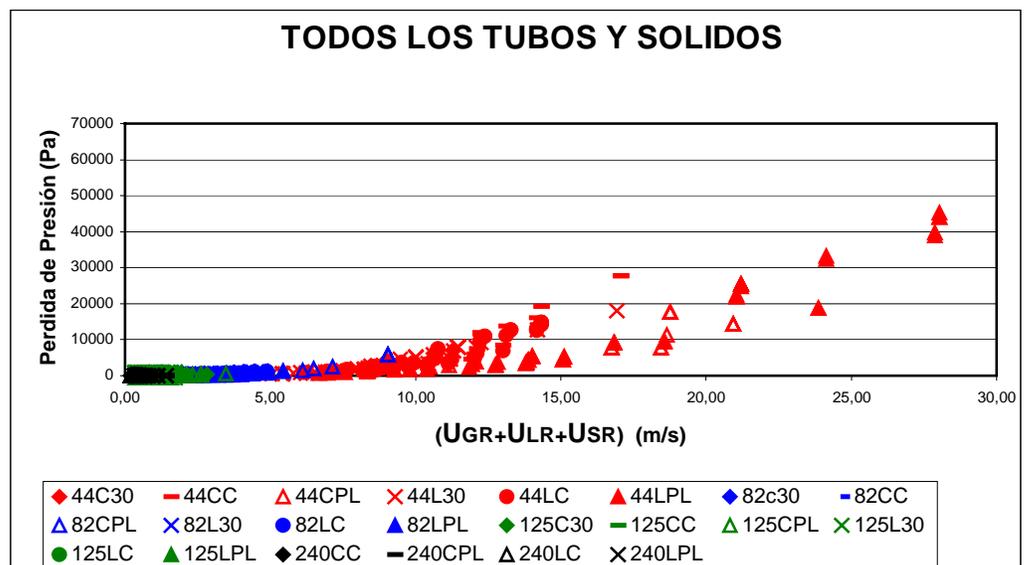


Figura 5.2.5.j

Después de todo esto, resulta evidente que existe una relación directa entre la pérdida de presión y variables tales como las velocidades superficiales de las fases, la fracción de sólidos arrastrados en el conducto elevador, ciertas propiedades de las partículas sólidas como su densidad y tamaño y parámetros geométricos del diseño del tanque.

5.3.- Análisis de la hidrodinámica en los tanques airlifts y correlaciones propuestas.

5.3.1.- Introducción.

Las variables que influyen en la hidrodinámica del tanque que han sido evaluadas de forma experimental son la fracción de gas en el tanque, la fracción de gas en el elevador, la fracción de sólido en la zona anular, la velocidad de circulación del líquido medida en la corona y el caudal del gas. De estas tres últimas variables, se dedujeron la velocidad superficial del gas en el conducto, la fracción de sólido en el tubo y la velocidad superficial del líquido en el elevador.

Uno de los objetivos evidentes del presente trabajo fue determinar la influencia relativa que cada una de estas variables ejerce sobre la hidrodinámica del tanque y la relación existente entre ellas; teniendo en cuenta tanto la razón de densidades de la fase sólida y de la fase líquida, como la relación de diámetros de partícula sólida y boquilla inyectora, además de parámetros geométricos del diseño del tanque tales como la relación de alturas del conducto elevador y la superficie libre del tanque, y la razón de diámetros del tubo y tanque.

La existencia de una relación entre la fracción de la fase gaseosa, la fracción de la fase sólida y las velocidades superficiales de líquido y gas en los conductos elevadores queda puesta de manifiesto en los gráficos de las figuras 5.3.1.a – d, donde se representan de forma conjunta la evolución de cada una de estas variables frente a cada una de las otras en conductos cortos para un 3% de vidrio fino en el tanque.

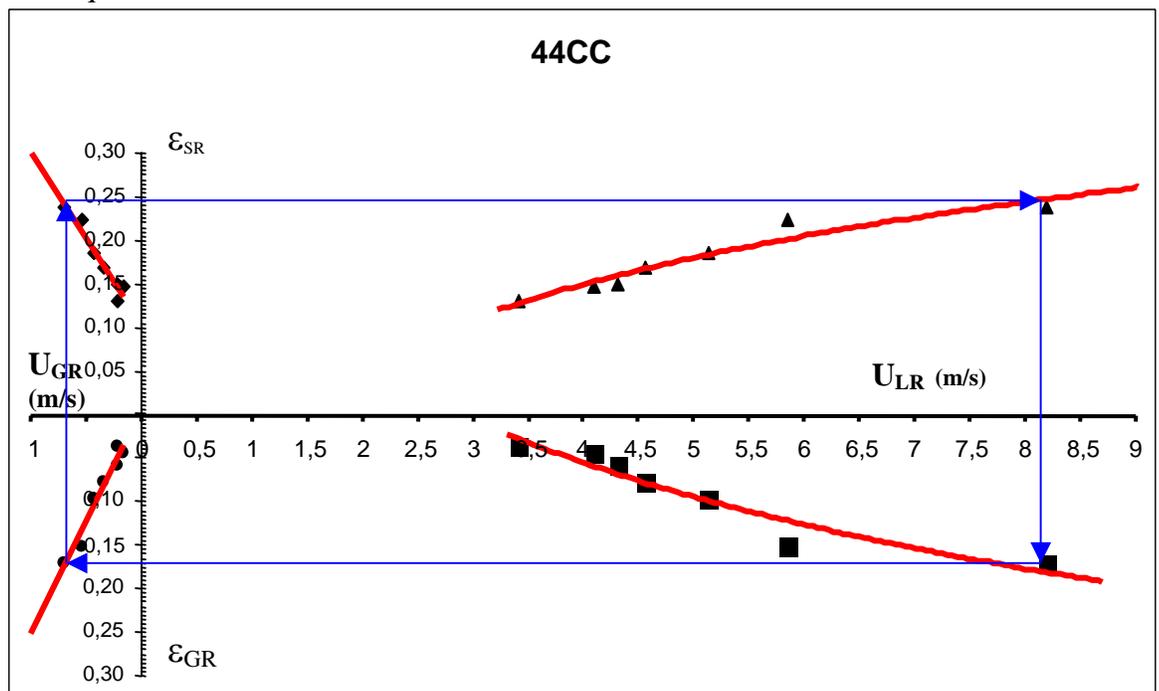


Figura 5.3.1.a.

Como puede apreciarse, en la figura 5.3.1.a , para un valor de la velocidad superficial del gas, se deduce la fracción de fase sólida arrastrada en el conducto junto a la velocidad de circulación del líquido y la fracción de gas en el conducto.

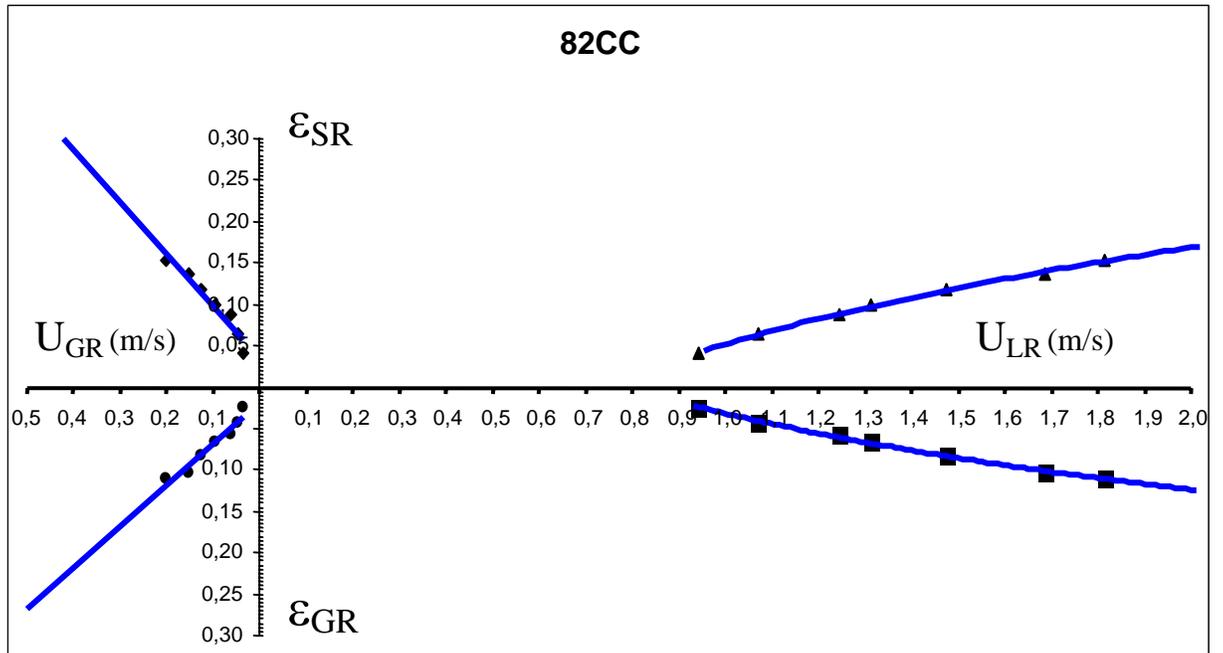


Figura 5.3.1.b.

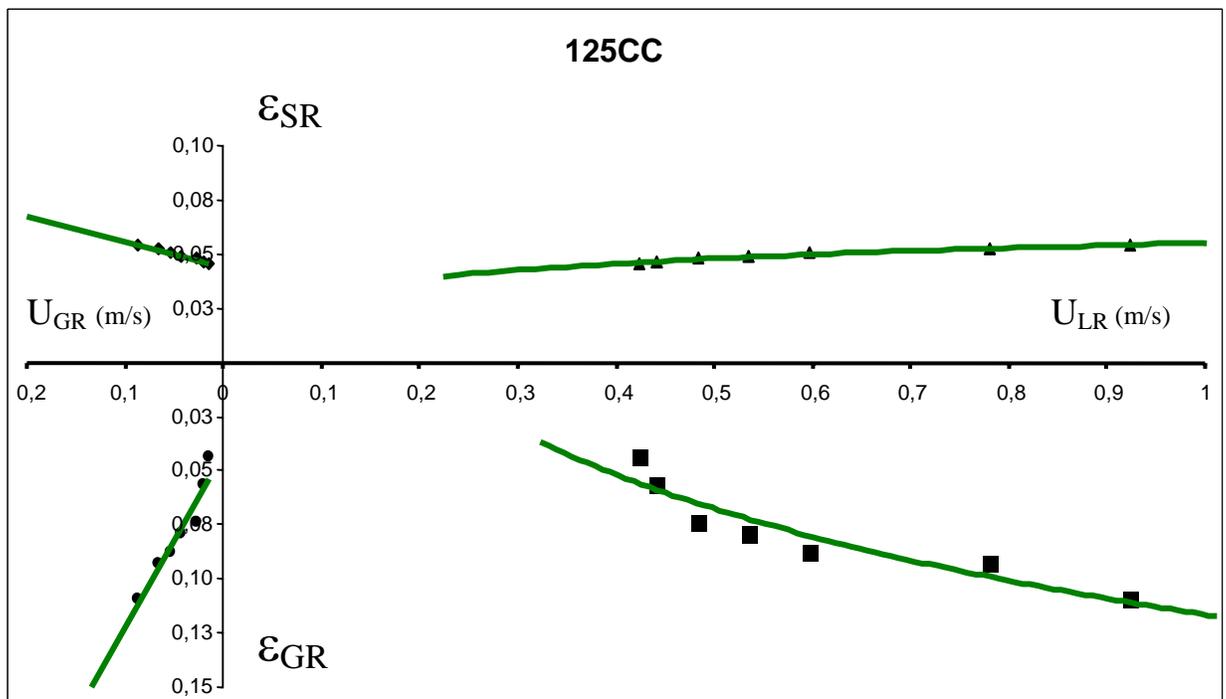


Figura 5.3.1.c.

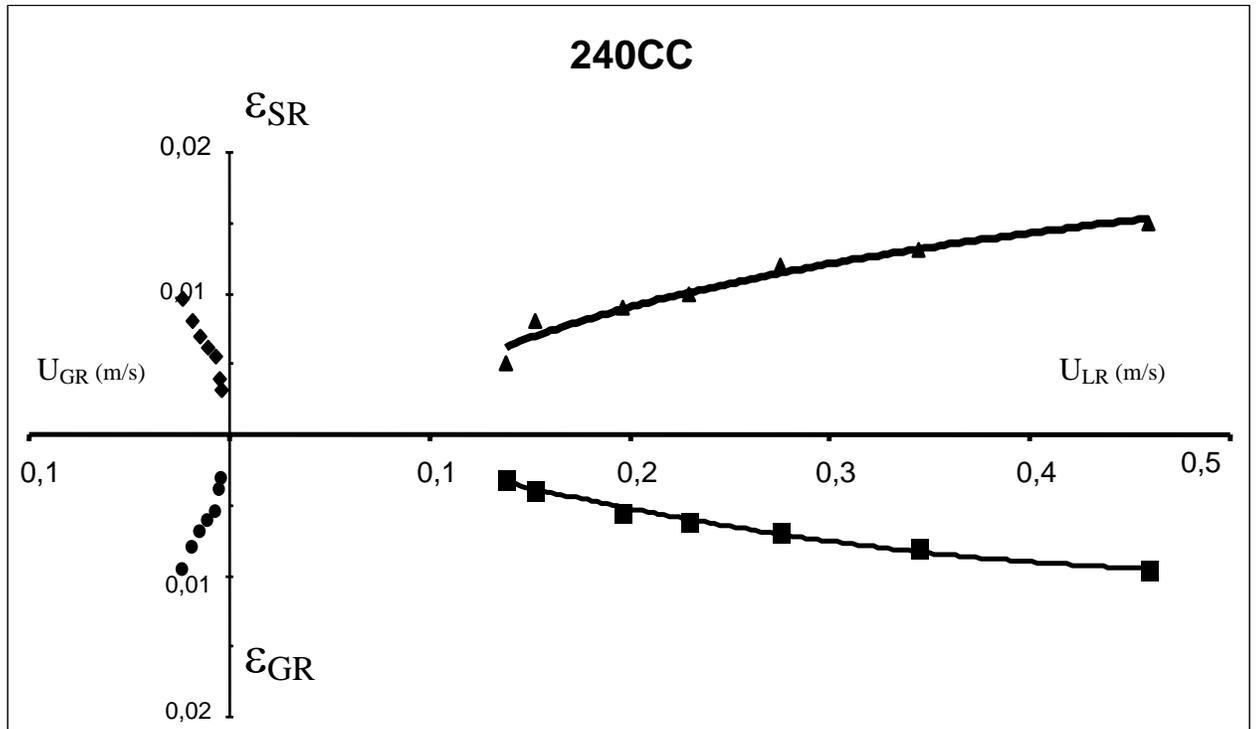


Figura 5.3.1.d.

5.3.2. Fracción de gas en el tubo.

La evaluación de la fracción de gas existente en el conducto elevador se realizó empleando el modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay (44), mejorado posteriormente para sistemas con tres fases por Bando y col. (27), al objeto de determinar la relación existente entre el caudal de gas que se expande isotérmicamente y el caudal inducido en las otras dos fases sólida y líquida en el interior del conducto elevador. Así, cuando se introducen los valores experimentales obtenidos en una ecuación del tipo 2.45, y realizar el correspondiente análisis de regresión multivariable agrupando los datos por tipos de partículas sólidas, y empleando el software comercial Statgraphics Plus 3.0; se obtuvieron las siguientes ecuaciones agrupadas en la tabla 5.3.2.a.

Vidrio Grueso (Tipo 30)	$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [0,43.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + 0,26 \quad (5.1)$	$R^2 = 91,50\%$
Vidrio Fino (Tipo C)	$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [0,35.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + 0,15 \quad (5.2)$	$R^2 = 89,34\%$
Plástico	$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [0,22.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + 0,15 \quad (5.3)$	$R^2 = 87,83\%$

Tabla 5.3.2.a.

Los intervalos del sumatorio de las velocidades superficiales, de la fase gaseosa y de la fracción de huecos en el conducto elevador para los que serían válidas las ecuaciones 5.1, 5.2 y 5.3 se muestran en el tabla 5.3.2.b.

	U_{GR} (m/s)	$\Sigma U_R = U_{GR} + U_{LR} + U_{SR}$ (m/s)	ϵ_{GR}
Vidrio Grueso (Tipo 30)	$0,10 > U_{GR} > 0,02$	$14,05 > \Sigma U_R > 0,80$	$0,14 > \epsilon_{GR} > 0,013$
Vidrio Fino (Tipo C)	$0,12 > U_{GR} > 0,006$	$14,75 > \Sigma U_R > 1,05$	$0,17 > \epsilon_{GR} > 0,005$
Plástico	$0,12 > U_{GR} > 0,005$	$15,20 > \Sigma U_R > 0,50$	$16,38 > \epsilon_{GR} > 0,005$

Tabla 5.3.2.b.

En las figuras 5.3.2.a – c, se representan agrupados por tipos de sólidos, los valores de la suma de las velocidades superficiales de las tres fases frente a la velocidad real del gas en el conducto elevador. En las mismas se observa la fiabilidad de las correlaciones obtenidas y la evaluación de las constantes C_A , como la pendiente de la recta de regresión, y C_B como la ordenada en el origen de la recta de regresión; según la ecuación 2.45 del modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay.

$$\frac{U_{GR}}{\epsilon_{GR}} = [C_A \cdot (U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + C_B \quad (2.45)$$

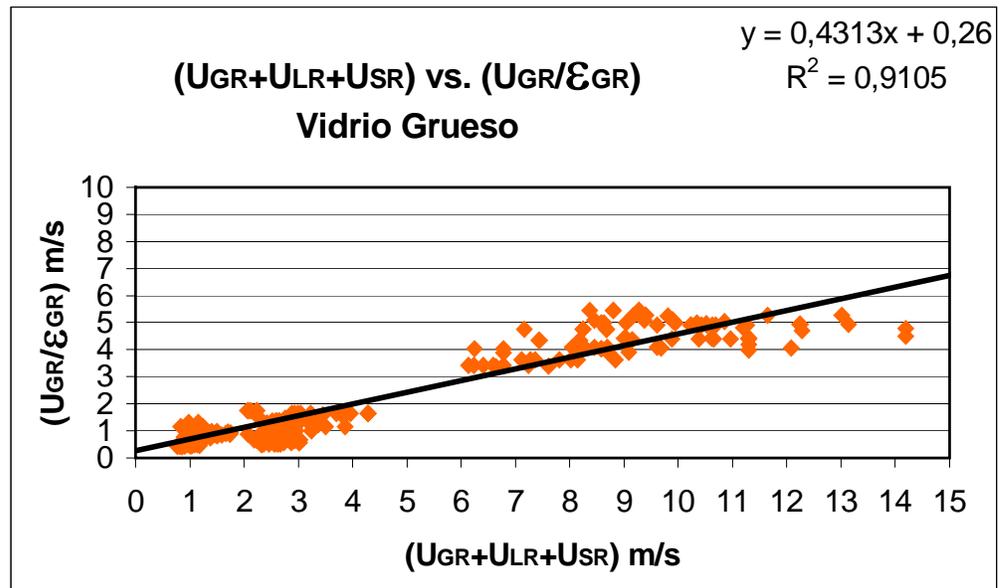


Figura 5.3.2.a.

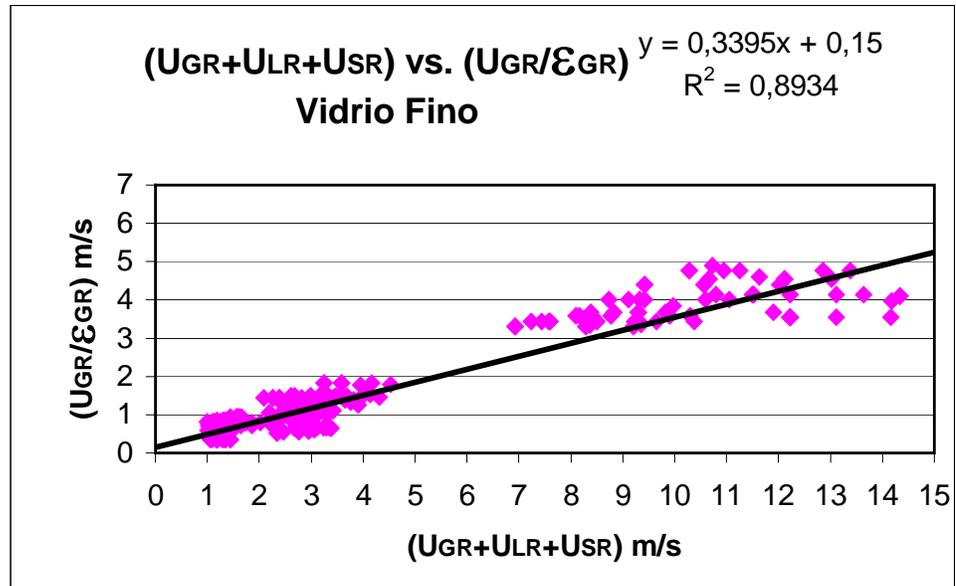


Figura 5.3.2.b.

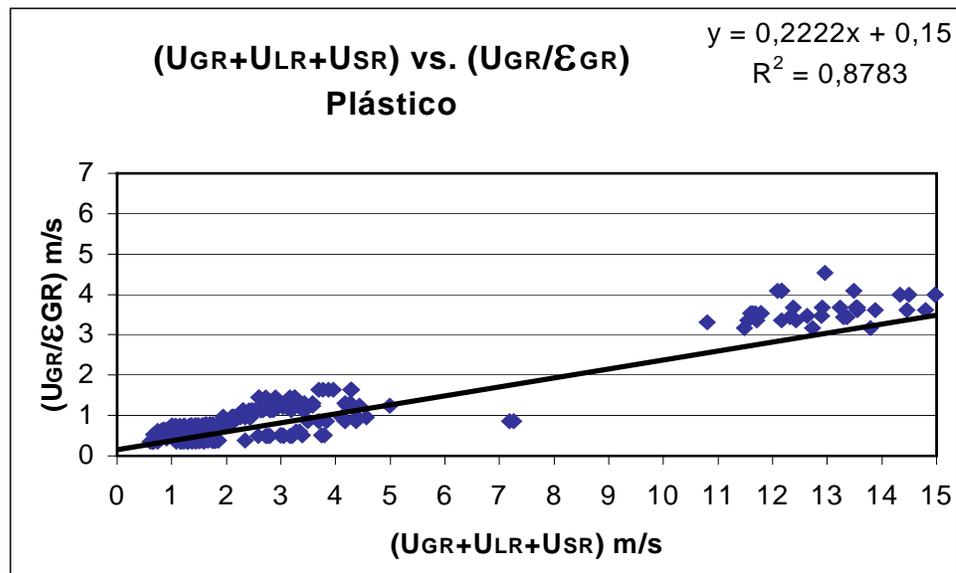


Figura 5.3.2.c.

Debido a la saturación producida en los conductos de 44 mm de diámetro, se produce un comportamiento hidrodinámico diferente entre estos tubos y el resto, que ya ha sido comentado en apartados anteriores. Esto se revela en las tres figuras anteriores, apreciándose segregaciones entre los valores correspondientes a los elevadores de 44 mm de diámetro y el resto de los tubos.

Por otra parte, los valores obtenidos para la pendiente de la recta, C_A , son valores inferiores a la unidad para todos los tipos de partículas sólidas, por lo que se puede deducir que había una distribución radial de las fases en el tubo situando las burbujas de forma mayoritaria en la pared del conducto elevador. Este comportamiento se debe a la presencia de sólidos cuya concentración mayoritaria se agruparía en la zona central del tubo donde la velocidad del líquido es máxima y por

lo tanto es la zona donde existe una mayor capacidad de arrastre de las partículas de sólido. En este caso el efecto de rozamiento ejercido por la pared es más intenso para la fase pseudo – homogénea líquido – sólido que para la fases gaseosa, la cual realiza su movimiento de ascenso en la zona donde la concentración de sólidos es menor y por tanto el impedimento que ofrecen estos al paso del gas es mínimo; produciéndose así canales preferenciales de paso de las burbujas a través del conducto elevador.

Por otra parte, el valor obtenido para la ordenada en el origen de las rectas C_B se debe interpretar por analogía con los sistemas líquido – gas, como la velocidad de ascenso de las burbujas de gas en un medio heterogéneo líquido – sólido, en donde la velocidad de ascenso dependerá de la fracción de sólidos en el conducto de elevación. Los valores que se obtienen de dicha constante son 0,15 y 0,26. Para los sistemas líquido – gas y en particular para los sistemas líquido – gas en tubos con flujo turbulento con distribución uniforme de las burbujas, C_B es igual a 0,25.

En las correlaciones obtenidas para los sistemas con sólidos de vidrio fino y de plástico, C_B vale 0,15, valor inferior. Este descenso, se puede justificar debido a que en ambos casos, la cantidad de sólidos en el tubo elevador es mayor, por lo que su fracción también lo es, y esto provoca un descenso de dicha velocidad. Se ha considerado el término correctivo propuesto por Douek – Livingston (52), introduciendo el término $B(1-\varepsilon_{GR})^C$ siendo la fiabilidad estadística de la regresión muy inferior por lo que no se ha considerado.

5.3.3. Fracción de sólidos en la corona.

Análogamente al tratamiento dado a la fracción de gas en el tubo, se realizó el análisis de la fracción de sólidos evaluados en la corona o zona anular del tanque. Así, se tomo como referencia el modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay (44) aplicado a un sistema bifásico sólido – líquido, dado que en la zona anular se comprobó que no existía arrastre apreciable de fase gaseosa. Un modelo similar al propuesto en el presente trabajo es el presentado en el trabajo de Douek – Livingston (52), convenientemente modificado a las condiciones de ausencia de fracción gaseosa arrastrada sobre la zona anular y donde aparecen términos de corrección en la evaluación de la constante C_B dado que dicha constante esta fuertemente influenciada por las distintas concentraciones de sólidos en suspensión. Así el modelo propuesto tiene la siguiente forma:

$$\frac{U_{SD}}{\varepsilon_{SD}} = [C_A \cdot (U_{LR} + U_{SR})] + C_B (1 - \varepsilon_{SD})^{C_c} \quad (5.4)$$

Cuando se realiza los análisis de regresión con los datos obtenidos segregados según los diferentes tipos de partículas sólidas empleadas en la experimentación, se lograron las siguientes correlaciones agrupadas en la tabla 5.3.3.a.

Vidrio Grueso (Tipo 30)	$\frac{U_{SD}}{\varepsilon_{SD}} = [2,04.(U_{LD} + U_{SD})] + 5,38(1 - \varepsilon_{SD})^{12,98} \quad (5.5)$	$R^2 = 98,49\%$
Vidrio Fino (Tipo C)	$\frac{U_{SD}}{\varepsilon_{SD}} = [1,36.(U_{LD} + U_{SD})] + 1,20(1 - \varepsilon_{SD})^{7,13} \quad (5.6)$	$R^2 = 95,43\%$
Plástico	$\frac{U_{SD}}{\varepsilon_{SD}} = [0,80.(U_{LD} + U_{SD})] + 0,94(1 - \varepsilon_{SD})^{4,78} \quad (5.7)$	$R^2 = 89,70\%$

Tabla 5.3.3.a.

Los intervalos del sumatorio de las velocidades superficiales de sólido y de líquido, la velocidad individual de la fase sólida y de la fracción de huecos en el conducto elevador que harían válidas las correlaciones que se exponen en la tabla 5.3.3.a, 5.5, 5.6 y 5.7 se muestran en la tabla 5.3.3.b.

	$U_{SD} \text{ (m/s)}$	$\Sigma U_D = U_{DL} + U_{SD} \text{ (m/s)}$	ε_{SD}
Vidrio Grueso (Tipo 30)	1,45 > U_{SD} > 0,42	2,75 > ΣU_D > 0,90	0,0017 > ε_{GR} > 0,0008
Vidrio Fino (Tipo C)	0,45 > U_{SD} > 0,08	0,95 > ΣU_D > 0,15	0,0074 > ε_{GR} > 0,0009
Plástico	0,30 > U_{SD} > 0,02	0,62 > ΣU_D > 0,05	0,028 > ε_{GR} > 0,002

Tabla 5.3.3.b.

En las figuras 5.3.3.a – c, se representan agrupados por tipos de sólidos, los valores de la velocidad de la fase sólida en la corona determinada por las ecuaciones 5.5, 5.6 y 5.7, frente a la velocidad real de los sólidos medida a partir de los datos experimentales de la velocidad de circulación de la fase líquida en la zona anular.

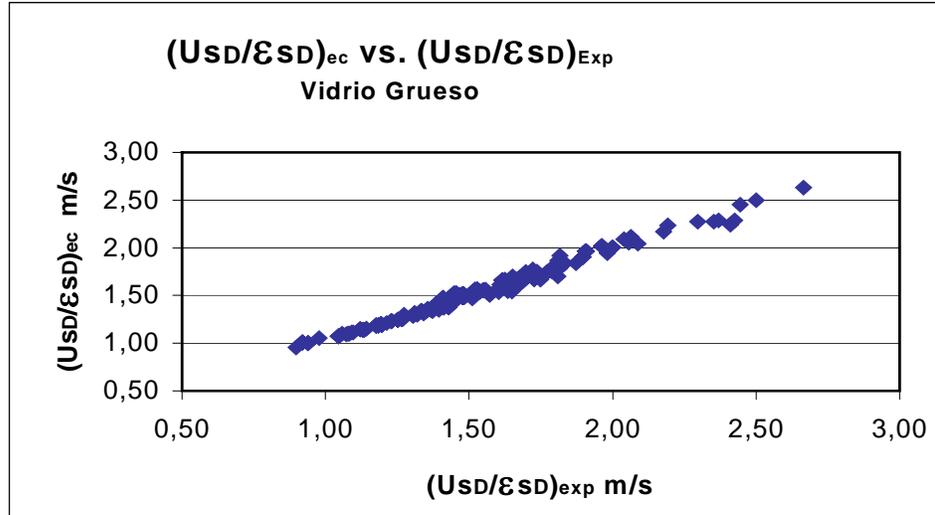


Figura 5.3.3.a.

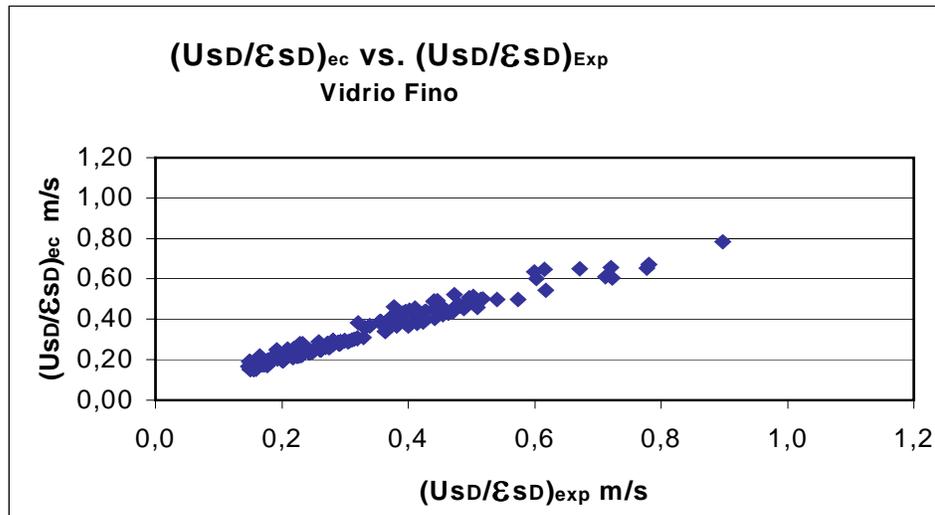


Figura 5.3.3.b.

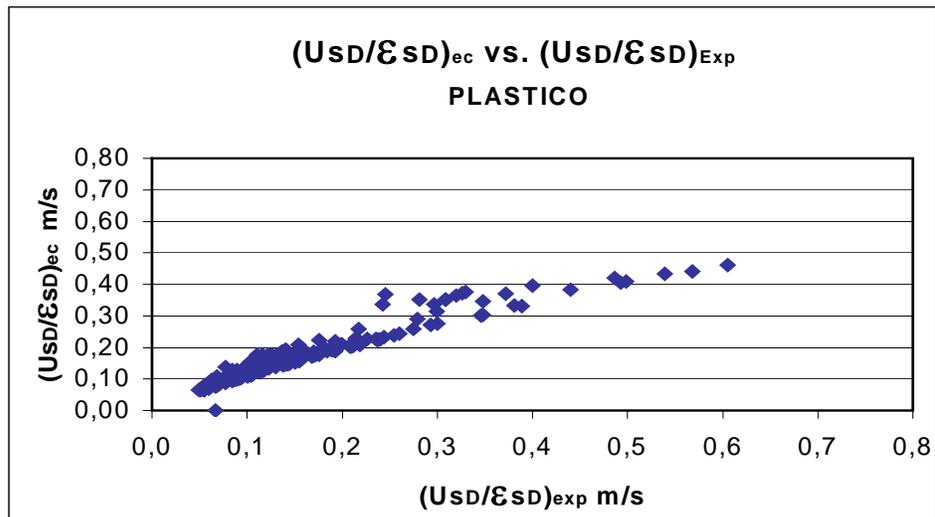
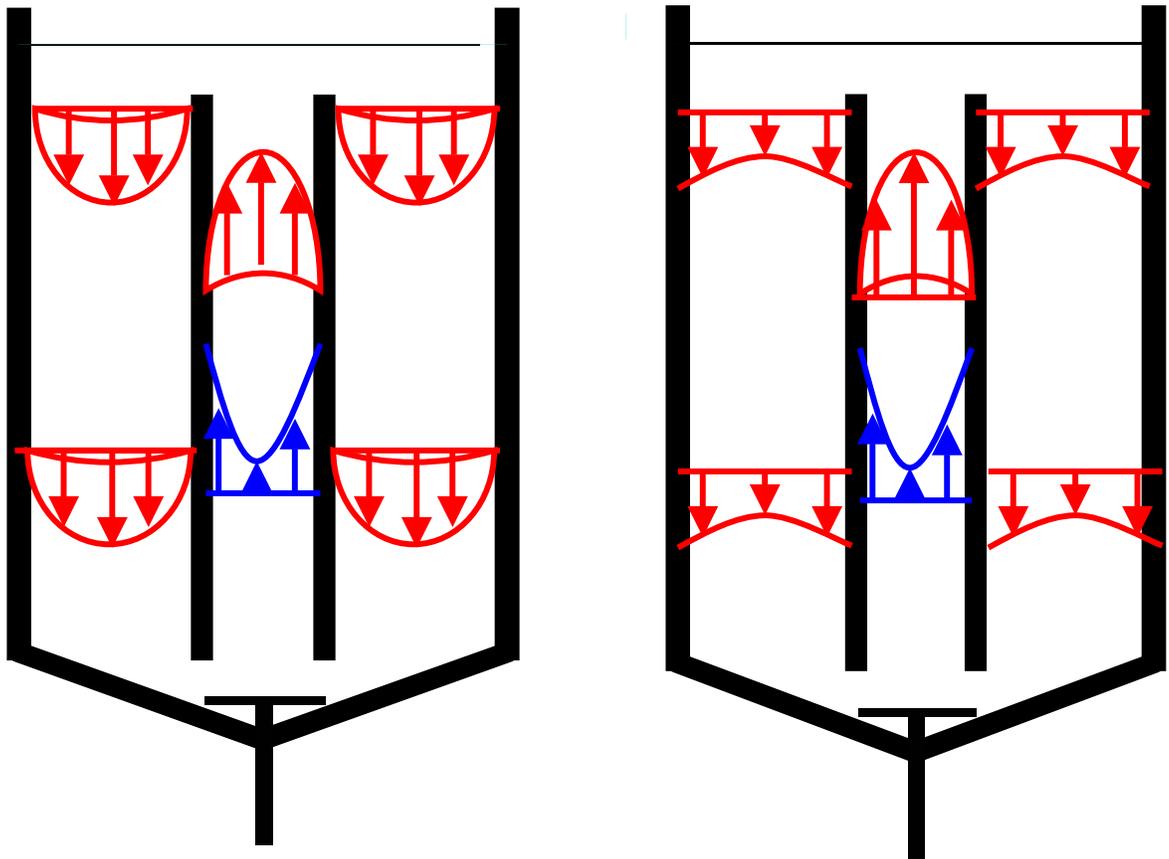


Figura 5.3.3.c.

Los valores de la constante C_A que se han obtenido en las expresiones 5.5 y 5.6 son superiores a la unidad para el caso de las partículas de vidrio. De acuerdo con los modelos de flujo para los perfiles de los sistemas de dos fases (gas-líquido, sólido-líquido), propuestos por Zuber y Findlay, si C_A es mayor que la unidad debe interpretarse como que la concentración de la fase dispersada (sólido o gas) en el centro del conducto es mayor que en las paredes. Por el contrario si dicha constante fuese menor que la unidad, se invierte el sentido de la distribución de la fase dispersada, es decir, su concentración sería mayor en las paredes. Ello puede deberse al descenso de la velocidad del líquido en las zonas próximas a las paredes del conducto y aunque los sólidos tengan una densidad idéntica a la del agua, su factor de forma hace que se produzca un aumento de la fracción de sólido en las zonas próximas a las paredes frente al centro de los conductos.



**TANQUE OPERANDO CON VIDRIO
PLASTICO**

TANQUE OPERANDO CON

- Perfil de velocidades para la fase sólida.
- Perfil de velocidades para la fase gaseosa.

Figura 5.3.3.d.

5.3.4.- Velocidad de circulación del líquido.

La existencia de una relación entre todas las variables que influyen en la hidrodinámica del tanque resulta obvia. Para conocer una expresión estadística que ligue las distintas variables dinámicas y geométricas que ejercen dicha influencia en la hidrodinámica del tanque y el peso relativo que cada una de ellas posee; se decidió realizar un análisis de regresión con todas ellas. Estas variables quedan agrupadas en la siguiente tabla 5.3.4.a. donde se exponen los rangos de cada una de ellas.

INTERVALOS	U_{LR} (m/s)	U_{GR} (m/s)	U_{SR} (m/s)	ϵ_{GR}	ϵ_{SR}	$\left(\frac{h}{H}\right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N}\right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T}\right)$
MÍNIMO	0,01	0,005	0,02	0,006	0,006	0,51	1	0,25	0,105
MÁXIMO	7,5	0,12	7,45	0,17	0,79	0,9	2,65	2,5	1

Tabla 5.3.4.a.

Para la predicción de la velocidad superficial del líquido en el tubo se realizó un análisis estadístico con todas estas variables empleando el software Statgraphics Plus 3.0, alcanzando finalmente una expresión de la forma de la ecuación 5.8:

$$U_{LR} = A.U_{GR}^B.U_{SR}^C.\epsilon_{GR}^D.\epsilon_{SR}^E.\left(\frac{h}{H}\right)^F.\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)^G.\left(\frac{D_S}{D_L}\right)^H.\left(\frac{D_R}{D_T}\right)^I \quad (5.8)$$

Así se obtuvo la ecuación 5.9 con un índice de correlación del 97,46%, que además de relacionar todas las variables señaladas, determina la influencia relativa de cada una de ellas en la velocidad superficial del líquido dentro del conducto.

$$U_{LR} = 0,12.U_{GR}^{0,45}.U_{SR}^{-0,06}.\epsilon_{GR}^{0,08}.\epsilon_{SR}^{-0,38}.\left(\frac{h}{H}\right)^{-0,27}.\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)^{-1,21}.\left(\frac{D_S}{D_L}\right)^{-0,25}.\left(\frac{D_R}{D_T}\right)^{-2,13} \quad (5.9)$$

$$R^2 = 97,46\%$$

La ecuación 5.9 obtenida para la predicción de la velocidad superficial del líquido en el conducto elevador puede resumirse en la siguiente tabla 5.3.4.b donde se agrupan los exponentes, la constante y el índice de correlación de la regresión.

Cte.	U_{GR} (m/s)	U_{SR} (m/s)	ϵ_{GR}	ϵ_{SR}	$\left(\frac{h}{H}\right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N}\right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T}\right)$	R^2
A	B	C	D	E	F	G	H	I	
0,12	0,45	-0,05	0,08	-0,38	-0,27	-1,22	-0,25	-2,13	97,46%

Tabla 5.3.4.b.

Cuando se representan los valores experimentales de la velocidad superficial del líquido frente a los resultados que se determinaron al aplicar esta expresión, se obtiene la gráfica representada en la figura 5.3.4.a, donde la línea negra representa la bisectriz y las isóneas verdes los límites de la desviación del 50%.

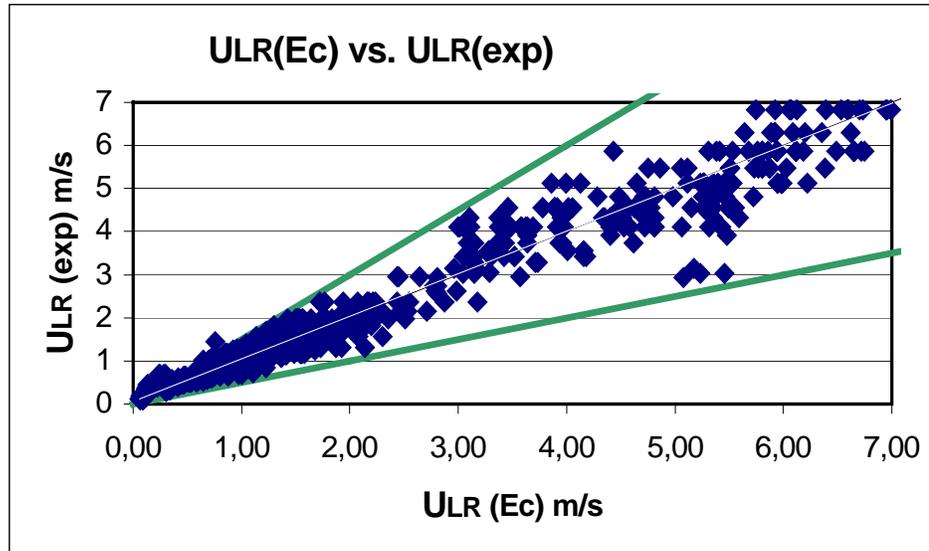


Figura 5.3.4.a.

La expresión así obtenida para la predicción de la velocidad superficial del líquido tiene una fiabilidad estadística superior al 97% y dado que el valor absoluto del exponente de la velocidad superficial del sólido inferior al 0,1, se decidió realizar de nuevo el análisis de regresión eliminando esta variable dado que en principio tendría una contribución menor. Así se obtuvo una expresión cuyos exponentes y constantes pueden resumirse en la siguiente tabla:

Cte.	U_{GR} (m/s)	U_{SR} (m/s)	ε_{GR}	ε_{SR}	$\left(\frac{h}{H}\right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N}\right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T}\right)$	R^2
A	B	C	D	E	F	G	H	I	
0,17	0,46	---	0,11	-0,38	-0,19	-1,22	-0,24	-1,97	97,20%

Tabla 5.3.4.c.

De la observación de los datos de la tabla 5.3.4.c. se puede deducir que la velocidad superficial de los sólidos tiene una baja influencia en la velocidad superficial del líquido dado que el resto de los exponentes varían levemente y la fiabilidad estadística de la predicción continua siendo superior al 97%.

Al representar los valores experimentales frente a los valores calculados por la expresión generada por la constante y exponentes de la tabla 5.3.4.c, se obtiene la gráfica de la figura 5.3.4.b.

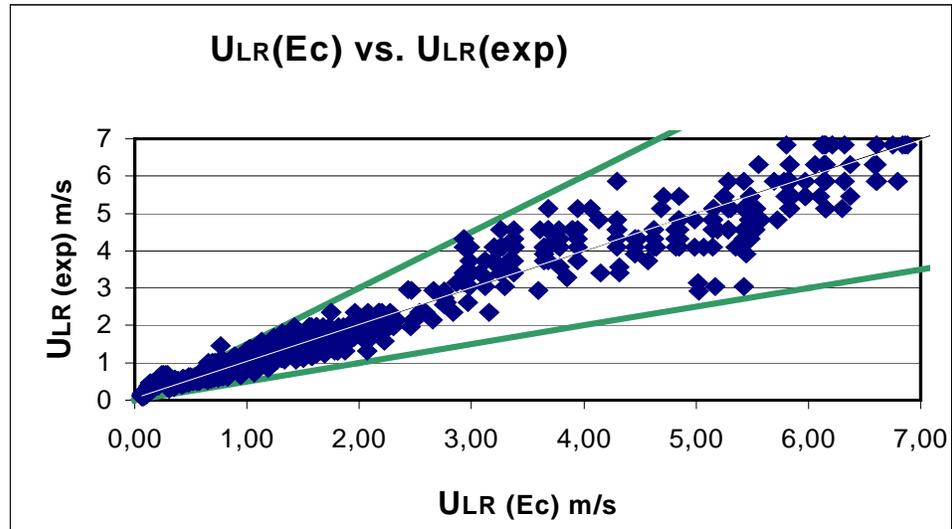


Figura 5.3.4.b.

La interpretación de las isolíneas de la figura 5.3.4.b. es análoga a la de la figura 5.3.4.a.

También se puede deducir de la observación de los datos de la tabla 5.3.4.c, que la variable que muestra un menor exponente es la fracción de gas en el conducto elevador y en principio puede tener un menor peso relativo en la predicción de la velocidad superficial del líquido en el tubo. Dado que fiabilidad estadística sigue siendo elevada, se pensó en realizar otro análisis de regresión para correlacionar todas las variables anteriores exceptuando la fracción de gas en el conducto. Así se obtuvieron los resultados que se agrupan en la tabla 5.3.4.d, que se muestra a continuación.

Cte.	U_{GR} (m/s)	U_{SR} (m/s)	ε_{GR}	ε_{SR}	$\left(\frac{h}{H}\right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N}\right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T}\right)$	R^2
A	B	C	D	E	F	G	H	I	
0,23	0,55	---	---	-0,38	-0,19	-1,25	-0,25	-1,79	97,17%

Tabla 5.3.4.d.

En este caso, se observa que las variaciones del resto de los exponentes son todavía menores que las producidas en el caso anterior. Además la fiabilidad estadística obtenida prácticamente no varía respecto de la obtenida anteriormente. Así, cuando se representan los valores experimentales frente a los calculados por la expresión correlacionada se obtiene la gráfica de la figura 5.3.4.d.

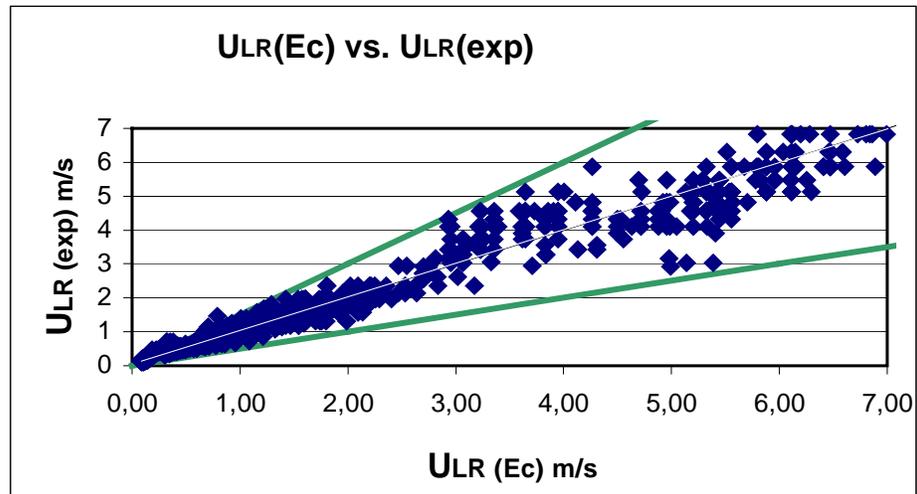


Figura 5.3.4.c

El exponente más pequeño que muestra la tabla 5.3.4.c es el de la relación de altura de elevador y superficie libre del tanque. Dado que el índice de correlación todavía era elevado se decidió volver a correlacionar todas las variables salvo esta al objeto de conseguir una expresión más sencilla sin detrimento de la fiabilidad estadística. Así se obtuvieron los resultados que se agrupan en el tabla 5.3.4.e

Cte.	U_{GR} (m/s)	U_{SR} (m/s)	ε_{GR}	ε_{SR}	$\left(\frac{h}{H}\right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N}\right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T}\right)$	R^2
A	B	C	D	E	F	G	H	I	
0,26	0,55	---	---	-0,37	---	-1,22	-0,24	-1,77	96,80%

Tabla 5.3.4.e.

Cuando se representan los valores experimentales frente a los calculados por la expresión generada por la tabla 5.3.4.e, se obtiene la gráfica de la figura 5.3.4.d

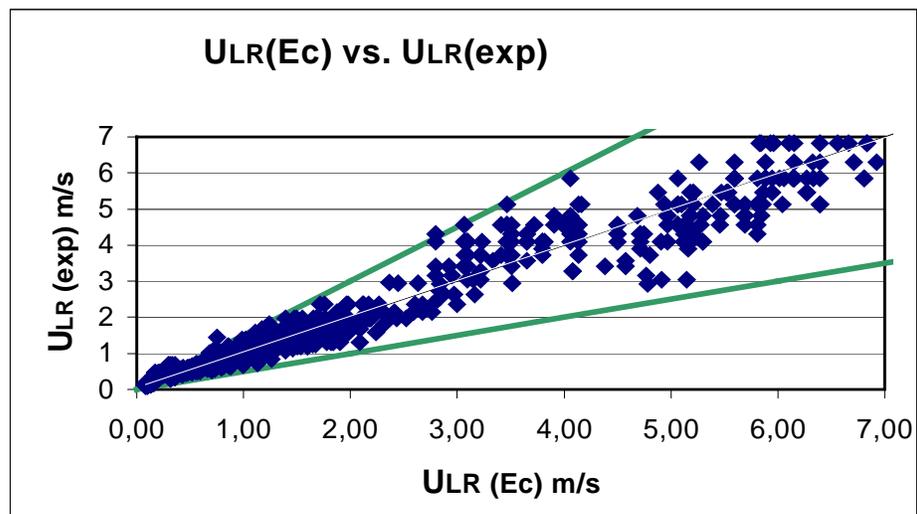


Figura 5.3.4.d.

A continuación se realizó un tratamiento análogo a los anteriores retirando de la correlación la razón de diámetros de partícula y boquilla inyectora dado que el exponente de dicha razón era el más bajo y la fiabilidad estadística no se había reducido considerablemente. Así se obtuvieron los resultados agrupados en la tabla 5.3.4.f.

Cte.	U_{GR} (m/s)	U_{SR} (m/s)	ε_{GR}	ε_{SR}	$\left(\frac{h}{H}\right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N}\right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T}\right)$	R^2
A	B	C	D	E	F	G	H	I	
0,36	0,53	---	---	-0,23	---	-0,73	---	-1,56	95,37%

Tabla 5.3.4.f.

Al representar los valores experimentales frente a los determinados por la ecuación correlacionada se obtiene la gráfica de la figura 5.3.4.f.

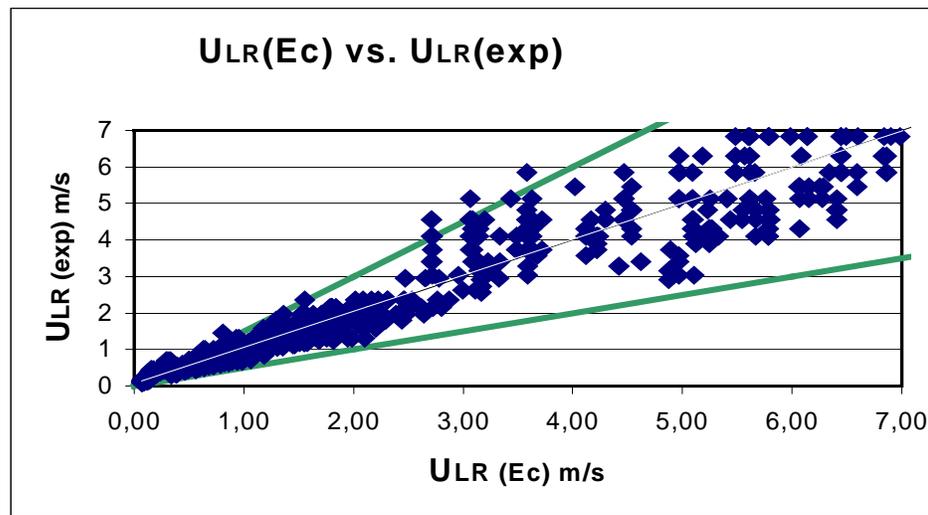


Figura 5.3.4.e.

En este último caso, se evidencian mayores variaciones en los exponentes y un sensible descenso en la fiabilidad estadística, aunque todavía esta última se mantiene en valores elevados y un aumento de la dispersión de los puntos del gráfico 5.3.4.e entre los valores de las velocidades superficiales del líquido en el conducto, las experimentales y las del modelo. No obstante, se decidió realizar un nuevo tratamiento análogo a los anteriores suprimiendo de la regresión la fracción de sólidos en el tubo, al objeto de lograr una expresión todavía más sencilla. Los resultados de este cálculo quedan recogidos en la tabla 5.3.4.g.

Cte.	U_{GR} (m/s)	U_{SR} (m/s)	ε_{GR}	ε_{SR}	$\left(\frac{h}{H}\right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N}\right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T}\right)$	R^2
A	B	C	D	E	F	G	H	I	
0,76	0,47	---	---	---	---	-0,53	---	-1,28	94,21%

Tabla 5.3.4.g.

Al representar los valores experimentales frente a los calculados se obtiene la gráfica de la figura 5.3.4.f.

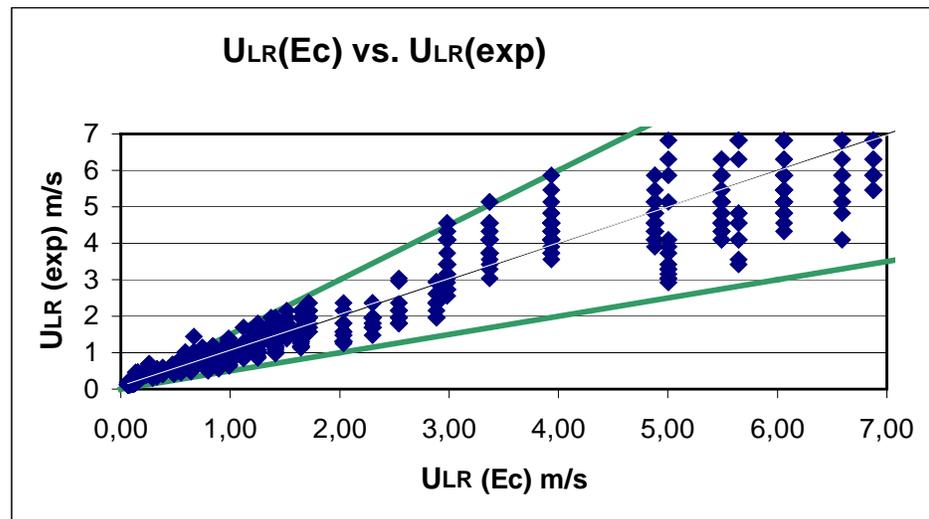


Figura 5.3.4.f.

Aunque el índice de correlación resultante que aparece en la tabla 5.3.4.f. es superior al 94%, en la figura 5.3.4.f. se observan alineaciones en las poblaciones de los valores representados; lo que revela la importancia que tiene en la predicción de la velocidad de líquido en el tubo la fracción de sólidos en el mismo.

De todo esto se puede concluir que la expresión más simplificada para la predicción de la velocidad superficial del líquido en el conducto elevador es la que se presenta en la tabla 5.3.4.e, en la que figuran los exponentes de las variables más influyentes en la hidrodinámica del tanque. Así se puede indicar que la velocidad superficial del líquido en el conducto de elevación varía con casi la raíz cuadrada de la velocidad superficial del gas en el tubo y con la potencia 0,37 de la fracción de sólidos en el elevador; asimismo hay que considerar los parámetros geométricos, diámetro del tanque, diámetro del tubo y diámetro del elevador junto al diámetro de las partículas de sólido, y las densidades del líquido y del sólido.

No obstante y debido a que las fuerzas que están involucradas en la circulación de los sólidos y del líquido son, las fuerzas de inercia y las viscosas; se han agrupado todas las variables de forma que aparezcan de forma explícita dichas fuerzas a través del número de Reynolds del gas ya que es el caudal del gas el motor generador de la circulación en el tanque, y de forma que se tenga una expresión adimensional.

La agrupación de las variables queda como sigue:

$$\left(\frac{U_{LR}}{U_{GR}}\right) = A \cdot \text{Re}_{GR}^B \cdot \varepsilon_{GR}^C \cdot \varepsilon_{SR}^D \cdot \left(\frac{h}{H}\right)^E \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)^F \cdot \left(\frac{D_S}{D_N}\right)^G \cdot \left(\frac{D_R}{D_T}\right)^H \quad (5.10)$$

Los valores de la razón de velocidades superficiales de líquido y gas en el tubo están comprendidos entre 7,2 y 68,9; mientras que los valores del número de Reynolds para la fase gaseosa en el tubo están entre $2,00 \cdot 10^3$ y $1,01 \cdot 10^6$.

Así, una vez realizado el nuevo análisis de regresión multivariable empleando la hoja de cálculo anteriormente indicada, se obtuvo la siguiente expresión.

$$\left(\frac{U_{LR}}{U_{GR}}\right) = 44,58 \cdot \text{Re}_{GR}^{-0,42} \cdot \varepsilon_{GR}^{-0,13} \cdot \varepsilon_{SR}^{-0,25} \cdot \left(\frac{h}{H}\right)^{-0,23} \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)^{-0,93} \cdot \left(\frac{D_S}{D_N}\right)^{0,27} \cdot \left(\frac{D_R}{D_T}\right)^{-1,38} \quad (5.11)$$

$$R^2 = 85,98\%$$

Análogamente a lo realizado anteriormente, se procedió a considerar los pesos relativos de las variables cuyos exponentes fuesen de menor entidad, eliminando las mismas y recogiendo los resultados en la tabla 5.3.4.g., junto a las figuras que representan las razones de las velocidades de líquido y de gas experimentadas frente a las que predice el modelo.

	Cte.	Re _{GR}	ε _{GR}	ε _{SR}	$\left(\frac{h}{H}\right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N}\right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T}\right)$	R ²
Figuras	A	B	C	D	E	F	G	H	
Fig. 5.3.4.g	44,58	-0,42	-0,13	-0,26	-0,24	-0,93	0,27	-1,34	85,98%
Fig. 5.3.4.h	120,8	-0,52	---	-0,29	-0,30	-1,02	0,33	-1,48	83,19%
Fig. 5.3.4.i	143,9	-0,52	---	-0,28	---	-0,99	0,34	-1,46	80,32%
Fig. 5.3.4.j	767,2	-0,59	---	---	---	-0,40	0,54	-1,04	72,59%

Tabla 5.3.4.g.

Así, cuando se representan los valores experimentales de las razones de velocidades superficiales de líquido y gas en el elevador frente a las calculadas por las expresiones cuyas constantes y exponentes están agrupados en la tabla 5.3.4.g, se obtienen las gráficas de las figuras 5.3.4.g – j.

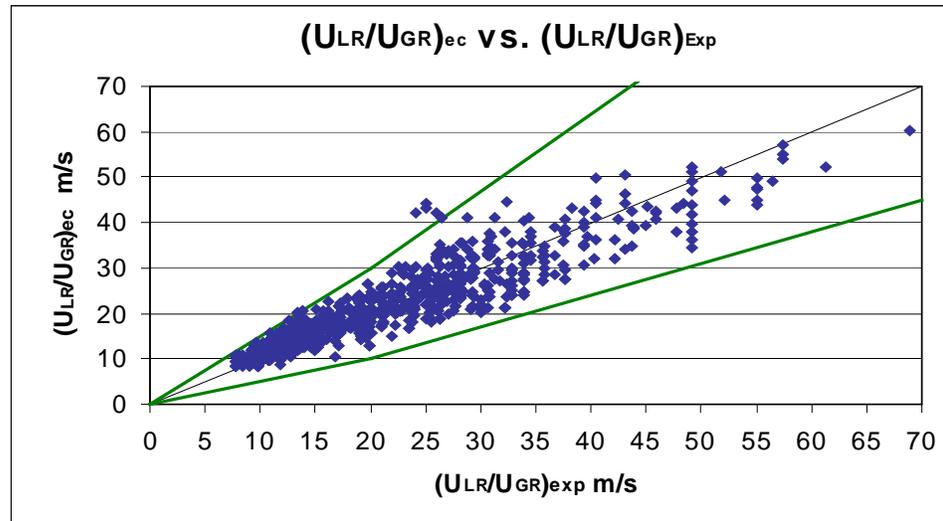


Figura 5.3.4.g.

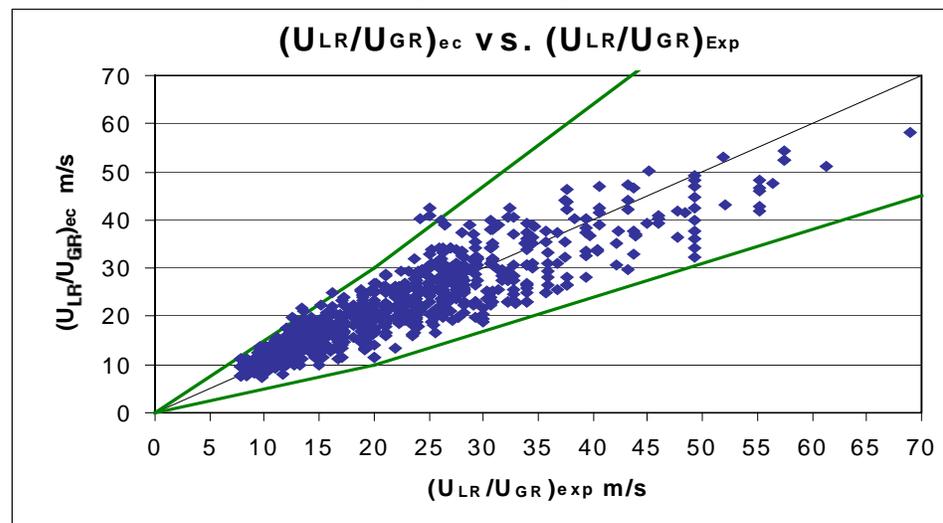


Figura 5.3.4.h.

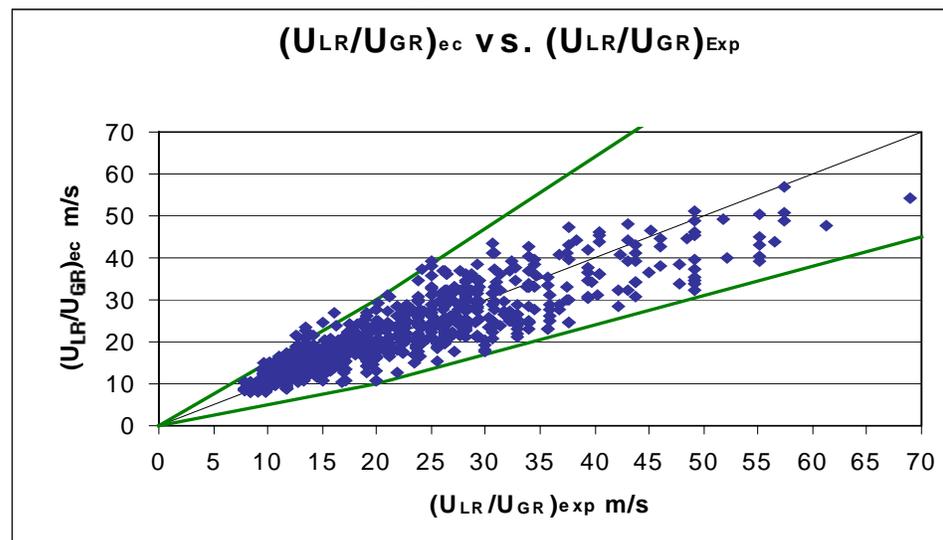


Figura 5.3.4.i

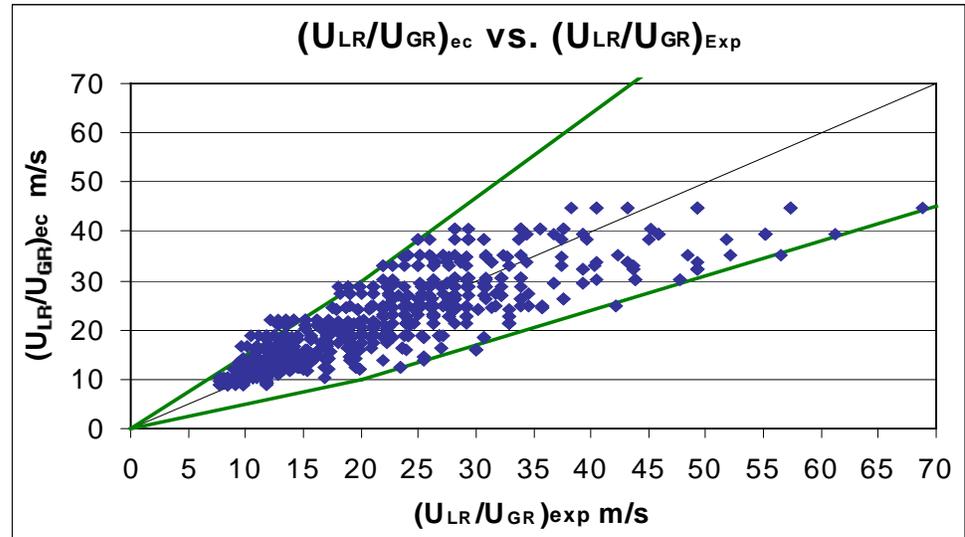


Figura 5.3.4.j.

Las isólineas de todas las figuras tienen idénticas interpretaciones que las análogas de las anteriores figuras. Por otra parte, en la última regresión el índice de correlación desciende considerablemente, lo que se puede apreciar en su correspondiente figura 5.3.4.j. en la que la dispersión de los puntos se hace más notoria.

Nuevamente se puede comprobar que los parámetros geométricos con mayor incidencia son la relación de diámetros de elevador y tanque, diámetro de partícula y de boquilla y de densidad de sólido y líquido, así como la fracción de sólido y el Reynolds de gas (velocidad del gas). Tienen menor importancia las variables de la fracción de gas y la razón de altura de elevador y del nivel libre del tanque, no obstante las desviaciones de los puntos sobre la media van aumentando de forma más acentuada que por la expresión para el cálculo de la velocidad del líquido 5.9., por lo que en principio no se debería prescindir de ellas, ya que mejoraría la predicción.

5.3.5. Confirmación del modelo de balance de energía mecánica y correlaciones de la pérdida de presión en el tanque.

Según se ha visto en el apartado 5.2.5, resulta evidente que existe una relación directa entre la pérdida de presión a la entrada y salida del tubo elevador y variables tales como las velocidades superficiales de las fases, la fracción de sólidos arrastrados en el conducto elevador, ciertas propiedades de las partículas sólidas como su densidad y tamaño y parámetros geométricos del diseño del tanque. Todas estas variables se pueden agrupar teniendo en cuenta que en el fenómeno están involucradas fuerzas debidas al gradiente de presión, de inercia y viscosas, por lo que se agruparán las variables entorno a los números de Reynolds y de Euler.

Tomando como referencia las ecuaciones que se han propuesto tanto para flujo externo como interno se propone la expresión siguiente:

$$Eu = f \cdot \left(\frac{h}{D_R} \right) \quad (5.12)$$

, donde $f = f_{GLSR}$ cuando se toman como referencia U_{GLSR} , y se podrá expresar de la siguiente manera:

$$f_{GLSR} = A \cdot Re_{GLSR}^B \cdot \mathcal{E}_{GR}^C \cdot \mathcal{E}_{SR}^D \cdot \left(\frac{h}{H} \right)^D \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} \right)^E \cdot \left(\frac{D_S}{D_N} \right)^F \cdot \left(\frac{D_R}{D_T} \right)^G$$

Así se realizó un análisis de regresión sobre los correspondientes números y razones adimensionales al objeto de identificar el factor de fricción de mezcla, obteniéndose como resultado la expresión 5.13.

$$Eu = \left(\frac{\Delta P}{\rho_{GLSR} \cdot U_{GLSR}^2} \right) = 9,60 \cdot \left(\frac{h}{D_R} \right) \cdot Re_{GLSR}^{0,07} \cdot \mathcal{E}_{GR}^{0,07} \cdot \mathcal{E}_{SR}^{-0,11} \cdot \left(\frac{h}{H} \right)^{0,32} \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} \right)^{0,45} \cdot \left(\frac{D_S}{D_N} \right)^{-0,08} \cdot \left(\frac{D_R}{D_T} \right)^{1,06} \quad (5.13)$$

$$R^2 = 96,50\%$$

, donde el intervalo del Re_{GLSR} está comprendido entre valores de $9,8 \cdot 10^4$ y $1,8 \cdot 10^6$ y el intervalo del número de Euler se sitúa entre los valores de 1,47 y 210,70.

Por lo tanto se puede identificar el factor de fricción de mezcla como:

$$f_{GLSR} = 9,60 \cdot Re_{GLSR}^{0,07} \cdot \mathcal{E}_{GR}^{0,07} \cdot \mathcal{E}_{SR}^{-0,11} \cdot \left(\frac{h}{H} \right)^{0,32} \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} \right)^{0,45} \cdot \left(\frac{D_S}{D_N} \right)^{-0,08} \cdot \left(\frac{D_R}{D_T} \right)^{1,06} \quad (5.14)$$

En las expresiones 5.13 y 5.14 los números de Euler y de Reynolds se han definido en función de la velocidad superficial de mezcla de las tres fases ($U_{GR} + U_{LR} + U_{SR}$).

Cuando se representan los valores experimentales del Euler frente a los valores deducidos por la ecuación 5.13, se obtiene la gráfica representada en la figura 5.3.5.a, donde la línea negra representa la bisectriz y las isolíneas verdes los límites superiores e inferiores de desviaciones del 50%, obteniéndose más de un 96% de aproximación entre los valores reales y los obtenidos por aplicación de la expresión 5.13.

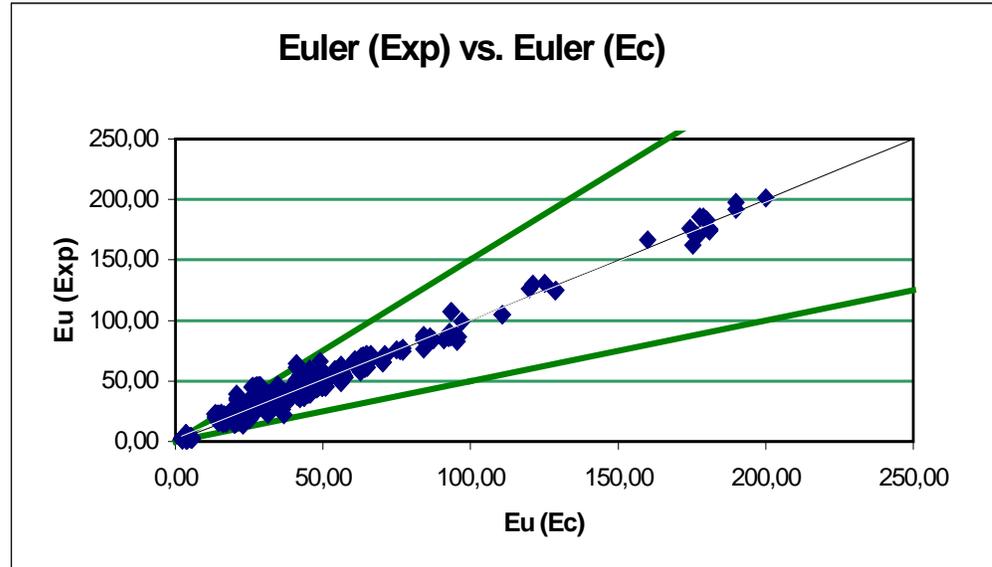


Figura 5.3.5.a.

Al retirar de la ecuación cualquier variable, aunque esta posea un exponente bajo, y volver a correlacionar el resto, se observa una bajada notable de la fiabilidad estadística, por lo que se consideró que la expresión no debería ser simplificada.

Como ya se ha indicado en capítulos anteriores en los tanques airlifts, la hidrodinámica de los mismos se inicia justo cuando se selecciona un caudal de gas que se expanda en un tanque, quedando definida la velocidad superficial de gas en el elevador. Por ello, se pensó definir los números de Euler y de Reynolds en función de la velocidad superficial del gas ya que de esta forma se dispondría de una expresión más directa para determinar tanto el factor de fricción a la entrada y a la salida del tubo elevador, como la pérdida de presión que hay en el tanque. Teniendo en cuenta todo esto, la expresión 5.13 se transforma en otra con la siguiente forma:

$$Eu = \left(\frac{\Delta P}{\rho_{GR} \cdot U_{GR}^2} \right) = A \cdot \left(\frac{h}{D_R} \right) \cdot Re_{GR}^B \cdot \mathcal{E}_{GR}^C \cdot \mathcal{E}_{SR}^D \cdot \left(\frac{h}{H} \right)^E \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} \right)^F \cdot \left(\frac{D_S}{D_N} \right)^G \cdot \left(\frac{D_R}{D_T} \right)^H$$

Así, después de hacer el análisis de regresión multivariable correspondiente, se obtiene la expresión 5.15.

$$Eu = \left(\frac{\Delta P}{\rho_{GR} U_{GR}^2} \right) = 27,24 \cdot Re_{GR}^{-0,85} \cdot \varepsilon_{GR}^{-0,55} \cdot \varepsilon_{SR}^{-0,73} \left(\frac{h}{H} \right)^{-0,75} \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} \right)^{-1,79} \left(\frac{D_S}{D_N} \right)^{0,21} \left(\frac{D_R}{D_T} \right)^{-1,70} \quad (5.15)$$

$$R^2 = 94,01\%$$

Donde los intervalos de variación del número de Euler se sitúan entre 0,90 y 995,57; siendo estos mismos para el número de Reynolds entre $2,00 \cdot 10^3$ y $1,01 \cdot 10^6$

Cuando se representa los valores experimentales frente a los calculados por esta correlación, se obtiene el gráfico de la figura 5.3.5.b, donde se puede observar que el grado de significación es superior al 94%.

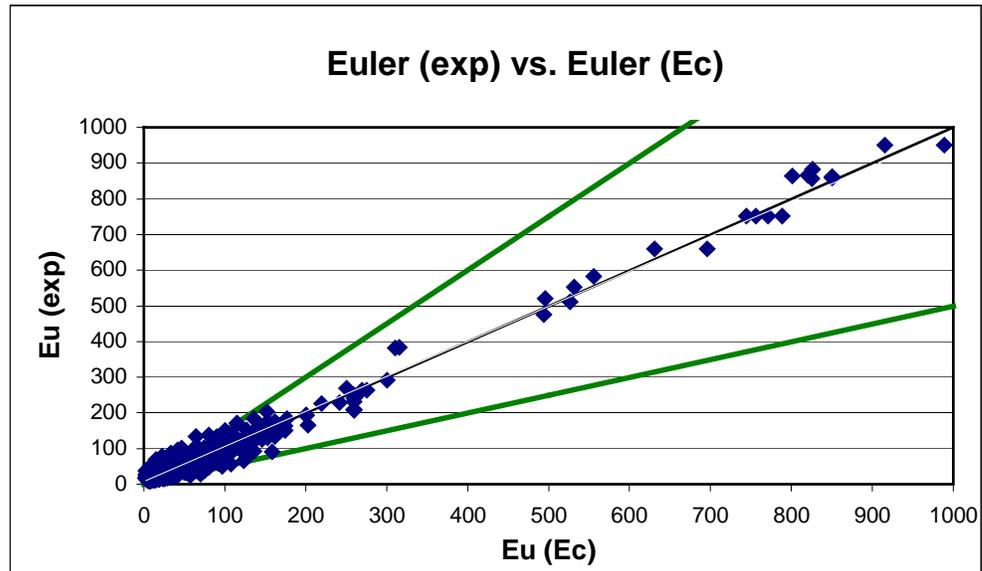


Figura 5.3.5.b

La expresión 5.15, genera la tabla de exponentes 5.3.5.a; que se presentan a continuación:

	A	Re_{GR}	ε_{GR}	ε_{SR}	$\left(\frac{h}{H} \right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L} \right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N} \right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T} \right)$	R^2
Exp	27,24	-0,85	-0,55	-0,73	-0,75	-1,79	0,21	-1,70	94,78%

Tabla 5.3.5.a

Puede observarse que tanto el número de Reynolds del gas como las fracciones de gas y sólido, junto a los parámetros geométricos del tanque y el tamaño y densidad de los sólidos tienen exponentes significativos. No obstante, se ha ensayado la eliminación de la razón de diámetros de partícula y de boquilla comprobándose que estadísticamente no es aceptable, como se puede apreciar en la siguiente tabla donde se recogen los resultados de la regresión realizada sin dicha razón de diámetros.

	A	Re _{GR}	ε _{GR}	ε _{SR}	$\left(\frac{h}{H}\right)$	$\left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)$	$\left(\frac{D_S}{D_N}\right)$	$\left(\frac{D_R}{D_T}\right)$	R ²
Exp	121,09	-0,92	-0,40	-0,72	-0,70	-2,53	---	-1,50	79,52%

Tabla 5.3.5.b

A partir de la ecuación 5.15, se puede deducir la expresión que calcula f como f_{GR} definida a partir de la velocidad del gas como:

$$f_{GR} = 27,24 \cdot \text{Re}_{GR}^{-0,85} \cdot \epsilon_{GR}^{-0,55} \cdot \epsilon_{SR}^{-0,73} \left(\frac{h}{H}\right)^{-0,75} \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)^{-1,79} \cdot \left(\frac{D_S}{D_N}\right)^{0,21} \cdot \left(\frac{D_R}{D_T}\right)^{-1,70} \quad (5.16)$$

De la observación de las ecuaciones 5.13 y 5.15, se comprueba como en esta última se matizan más la dependencia del factor de fricción y por tanto de la pérdida de presión cuando se toma como referencia el número de Reynolds del gas, matizándose de un modo más acentuado la importancia de las fracciones de sólido y de gas en el elevador junto a los parámetros geométricos del tanque y el tamaño y densidad de los sólidos, por lo que deben aplicarse las ecuaciones 5.13 y 5.15 para el cálculo de la pérdida de presión en el elevador.

5.4.- ANÁLISIS DE MODELOS FLUIDODINÁMICOS PROPUESTOS PARA LOS TANQUES AIRLIFT CON TRES FASES

En este apartado se van a analizar los principales modelos que se han propuesto para el estudio de la fluidodinámica de los tanques airlift con tres fases y que se han referenciado en el segundo capítulo de la presente Memoria y que atienden a las correlaciones propuestas para las fracciones de huecos y de sólidos en los conductos de elevación, las velocidades superficiales de líquido en tubo y corona, así como a las pérdidas de presión a la entrada y salida del tubo. A continuación se resumen los modelos sobre los que se realizaron los análisis en las tablas 5.4.a – e.

AUTORES	FRACCIÓN HUECOS EN EL TUBO (ϵ_{GR})
CHISTI (6)	$\epsilon_{GR} = 0,65.U_{GR}^{0,603+0,078.Cs} \left(1 + \frac{S_D}{S_R}\right)^{-0,258} \quad (2.44)$
BANDO (27)	$\frac{U_{GR}}{\epsilon_{GR}} = [1,1.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + 0,45 \quad (2.46)$
DOUEK - LIVINGSTON (52)	$\frac{U_{GR}}{\epsilon_{GR}} = [(1,09.(U_{LR} + U_{GR} + U_{SR})) + 0,15.(1 - \epsilon_{GR})^{-4,35}] \quad (2.47)$

Tabla 5.4.a

AUTORES	FRACCIÓN DE SOLIDO EN EL TUBO (ϵ_{SR})
DOUEK - LIVINGSTON (52)	$\frac{U_{SR}}{\epsilon_{SR}} = [0,98.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR}) - [0,079.(1 - \epsilon_{SR})^{1,24} . (1 - \epsilon_{GR})^{-4,89}]] \quad (2.48)$

Tabla 5.4.b

AUTORES	VELOCIDAD DEL LIQUIDO EN EL TUBO (U_{LR})
LIVINGSTON (9)	$U_{LR} = \sqrt{\frac{2.g.H.(1 - \epsilon_{GD}) - \rho_{SLR}(1 - \epsilon_{GR})}{\frac{\rho_{SLR}.K_T}{(1 - \epsilon_{GR} - \epsilon_{SR})^2} + \rho_{SLD}.K_B \cdot \left(\frac{S_R}{S_D}\right)^2 \cdot \frac{1}{(1 - \epsilon_{GD} - \epsilon_{SD})}}} \quad (2.36)$

Tabla 5.4.c

AUTORES	VELOCIDAD DEL LIQUIDO EN LA CORONA (U_{LD})
WEN JANG-LU (51)	$U_{LD} = \sqrt{\frac{2.g.H.[(\rho_{LSD}.\epsilon_{LSD}) + (\rho_{LSR}.\epsilon_{LSR}) + (\rho_G.\epsilon_{GR})]}{\rho_{LSD} \cdot \left[\frac{(K_T + K_{fR})}{(1 - \epsilon_G)^2} \cdot \left(\frac{S_D}{S_R}\right)^2 + (K_B + K_{fD}) \right]}} \quad (5.10)$

Tabla 5.4.d.

AUTORES	PERDIDA DE PRESION EN EL REACTOR (ΔP)
LIVINGSTON (9)	$\Delta P = \frac{1}{2}.\rho_{LSD}.K_B.U_{LD}^2 + \frac{1}{2}.\rho_{LSR}.K_T.U_{LR}^2 \quad (5.11)$

Tabla 5.4.e

5.4.1.- Análisis de modelos que predicen la fracción de huecos en el elevador.

* Modelo de Chisti (6):

La ecuación propuesta por Chisti (6), es de tipo empírico y en la misma la concentración de sólidos modifica el exponente de la velocidad superficial del gas en el conducto elevador, introduciéndose además la importancia de la geometría del elevador. Se pueden comparar la predicción realizada por la ecuación de este autor frente a los valores experimentales obtenidos en el presente Trabajo en la figura 5.4.1.a.

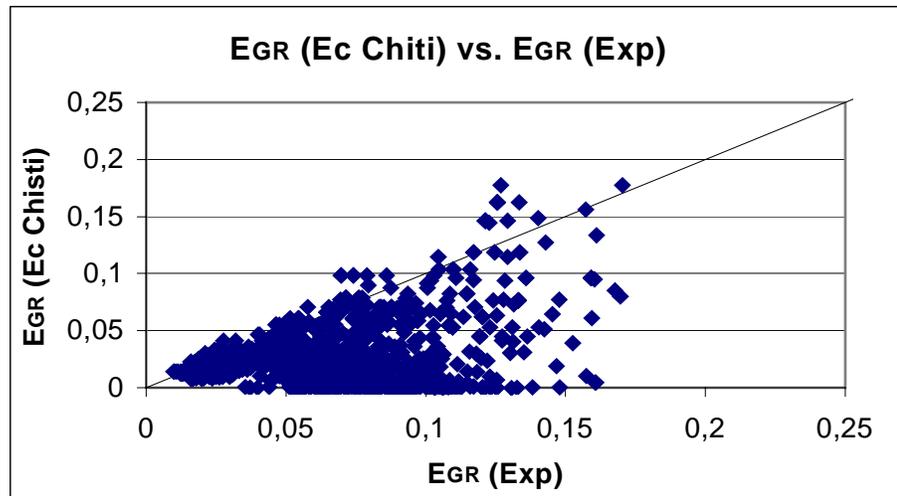


Figura 5.4.1.a

Los parámetros geométricos empleados en la experimentación de Chisti (6) ($0,25 < S_V/S_C < 0,44$; $H = 1,85$ m) presentan una relación de secciones de paso de tubo y corona superiores a las del equipo empleado en el presente trabajo y una altura desde la base del tanque hasta su superficie libre que es el doble de la del tanque sujeto del presente estudio. Por otra parte, este autor no hace referencia alguna a propiedades del sólido tales como la densidad o el tamaño que son consideradas en el modelo presentado en este trabajo. Además, los máximos valores de velocidad de la fase gaseosa ($0,026$ m/s $< U_{GR} < 0,21$ m/s) experimentados por Chisti resultan ser inferiores en más de un tercio respecto a los mismos empleados en este trabajo.

Por todas estas razones las predicciones determinadas por el modelo de Chisti para la fracción de huecos en el elevador se desvían de los valores experimentales obtenidos en el presente Trabajo. De cualquier forma, el modelo presentado por este autor es un modelo válido para sistemas bifásicos que al ser extrapolado a sistemas de tres fases tiene fuertes limitaciones al considerar únicamente la concentración de las partículas sólidas y ningún otro tipo de propiedad de las mismas.

* Modelo de Bando (27):

El modelo presentado por Bando es una adaptación del modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay desarrollado para tres fases, en donde no se tienen en cuenta parámetros geométricos de la configuración del tanque ni tampoco se consideran las propiedades de las partículas sólidas ni la cantidad de sólido en

suspensión. En este modelo se introdujo la velocidad superficial de la fase sólida dentro del sumatorio de las velocidades del resto de fases. Además, también se evaluó la velocidad terminal de la fase gaseosa ($C_B=0,45$) y la constante C_A que multiplicaba al sumatorio de las velocidades superficiales de las fases y que resultó ser 1,1 para un sistema bifásico. En la experimentación llevada a cabo por Bando, las secciones de paso del tubo y de la corona son superiores en casi todos los casos a las configuraciones ensayadas en el tanque donde se ha desarrollado el presente Trabajo experimental. Por otra parte, los sólidos empleados por Bando fueron bolas de nylon de baja densidad y de un tamaño relativamente elevado (3 mm de diámetro).

Cuando se aplica el modelo de Bando a todos los sólidos con los que se ha experimentado en el presente trabajo, se obtiene un valor para la constante C_B de 0,27, con un grado de significación de un 50%. La diferencia entre el valor de la constante obtenida por Bando y la determinada con los valores experimentales del presente Trabajo, así como el bajo índice de correlación, es atribuible a la diferencia de densidades y de tamaños de partículas sólidas empleadas en este trabajo y el de referencia. En la figura 5.4.1.b, se representa la fracción de huecos en el elevador calculada por la ecuación de Bando frente a los valores experimentales del presente trabajo.

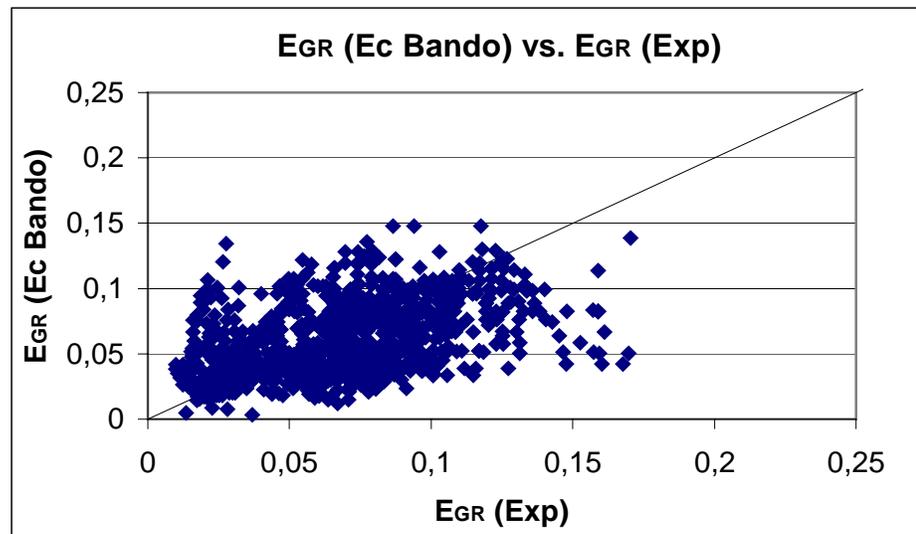


Figura 5.4.1.b.

Puede observarse que hay casos que si se ajustan pero hay otros muchos cuya desviación es importante. No obstante, como ya se ha indicado anteriormente si se ha utilizado este modelo en función de la naturaleza del sólido, mejorando sustancialmente los resultados.

*** Modelo de Douek - Livingston (52):**

El modelo de Douek - Livingston para la predicción de la fracción gaseosa se desarrolló a partir del modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay para sistemas bifásicos, adaptándolo para sistemas de tres fases. El modelo de Douek - Livingston introduce como novedad que la velocidad de ascenso terminal de las burbujas tiene una dependencia directa de la fracción de huecos en el elevador.

Este modelo fue desarrollado en un tanque airlift de tres fases con simulación física aire - agua - vidrio. Las partículas de vidrio con que se realizó la experimentación son de tamaños muy próximos a las consideradas en el presente trabajo.

Por otra parte, aunque la experimentación realizada por estos autores se desarrolló tanto para airlift de circulación interna como externa, los parámetros geométricos tales como la relación entre las secciones de paso de la corona y el tubo elevador, la altura del reactor o la relación entre esta y la altura del tubo, están en el mismo orden de magnitud o incluso son valores muy próximos a los empleados en el tanque objeto de la experimentación del presente trabajo. Por el contrario, la máxima velocidad del gas que empleó este autor para el desarrollo de su modelo fue menor que la mitad de la velocidad máxima que se ha empleado en la experimentación de este trabajo.

Como se ha visto en la ecuación 2.47, la expresión del modelo de Douek - Livingston tiene la siguiente forma:

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = \left[A.(U_{LR} + U_{GR} + U_{SR}) + B.(1 - \varepsilon_{GR})^C \right]$$

Cuando se determinan los factores A y B ; y el exponente C de la ecuación del modelo de Douek - Livingston mediante análisis de regresión de los valores de velocidades y fracción de gas obtenidos en el presente trabajo, se obtienen resultados recogidos en la tabla 5.4.1. donde son fácilmente comparables con los presentados por estos autores:

	A	B	C
DOUEK-LIVINGSTON (52)	1.09	0.15	-4.35
Correlacionados	1.48	0.25	-11.29

Tabla 5.4.1.

Los factores A y B obtenidos con los parámetros evaluados en el presente trabajo son muy próximos a los determinados por los autores, sin embargo el exponente C resulta ser superior al doble del determinado por el trabajo de Douek - Livingston.

Por otra parte, el índice de correlación obtenido al aplicar los valores experimentales del presente trabajo es notablemente bajo ($R^2=65\%$); y ello se debe a que las ecuaciones basadas en el modelo de deslizamiento no consideran parámetros geométricos del tanque y en este caso tampoco se considera la influencia que la fracción de sólidos del conducto elevador ejerce sobre la fracción de fase gaseosa en el mismo. Además de todo esto, la expresión desarrollada por el autor es de tipo empírico y por lo tanto la predicción que puede tener al aplicarla a otros sistemas difícilmente será fiable.

5.4.2.- Análisis del modelo que predice la fracción de sólido en el elevador.

* Modelo de Douek – Livingston (52):

En el caso de la predicción de la fracción de sólidos en el tubo elevador en cualquier otra zona del tanque, no se han encontrado modelos matemáticos en la bibliografía para este tipo de sistemas airlifts de tres fases. La correlación experimental realizada por estos autores está basada en un desarrollo del modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay y en la misma no se tiene en cuenta ningún parámetro geométrico del tanque.

La expresión desarrollada por estos autores tiene la siguiente forma:

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = \left[A.(U_{LR} + U_{GR} + U_{SR}) + \left(B.(1 - \varepsilon_{GR})^C .(1 - \varepsilon_{SR})^D \right) \right]$$

Cuando se determinan los factores A y B ; y los exponentes C y D de la ecuación del modelo de Douek - Livingston por correlación de los parámetros de velocidades y fracción de gas obtenidos en el presente trabajo, se obtuvieron los siguientes resultados:

	A	B	C	D
DOUEK-LIVINGSTON (52)	0.98	-0.079	-4.89	1.24
Correlacionados	1.07	-0.15	-3.60	1.90

Tabla 5.4.2.

Como se puede observar el factor A es muy similar en ambos casos, así como los factores C y D , sin embargo el factor B resulta ser menor en valor absoluto en el caso del modelo de Douek – Livingston que en el caso del evaluado con los datos del presente Trabajo. Por otra parte, el grado de significación obtenido en el análisis de regresión realizado con los valores relacionados en el presente Trabajo, resulta ser extremadamente bajo ($R^2=46\%$) y esto es atribuible a que en este modelo no se consideran los aspectos geométricos del tanque ni propiedades de las partículas sólidas tales como la densidad o el tamaño.

Además, la expresión desarrollada por Douek es de tipo empírico y por lo tanto de difícil fiabilidad en cuanto a la predicción de valores en casos particulares.

5.4.3.- Análisis del modelo de predicción de la velocidad del líquido en el elevador.

* Modelo de Livingston (9):

Se trata de un modelo desarrollado por Livingston para sistemas de tres fases y basado en los balances realizados por Chisti que llevaron a la deducción de su modelo bifásico.

Se aplicó al tanque objeto del estudio del presente trabajo el modelo de Livingston con los parámetros geométricos correspondientes a todas las configuraciones del tanque, los coeficientes de fricción evaluados en cada caso y las fracciones de sólido y gas medidas en cada región del reactor.

Con todo ello, se representaron los en la figura 5.4.3., los valores obtenidos para la velocidad de la fase líquida en el tubo según el modelo desarrollado por Livingston frente a los valores correspondientes al modelo desarrollado en este trabajo.

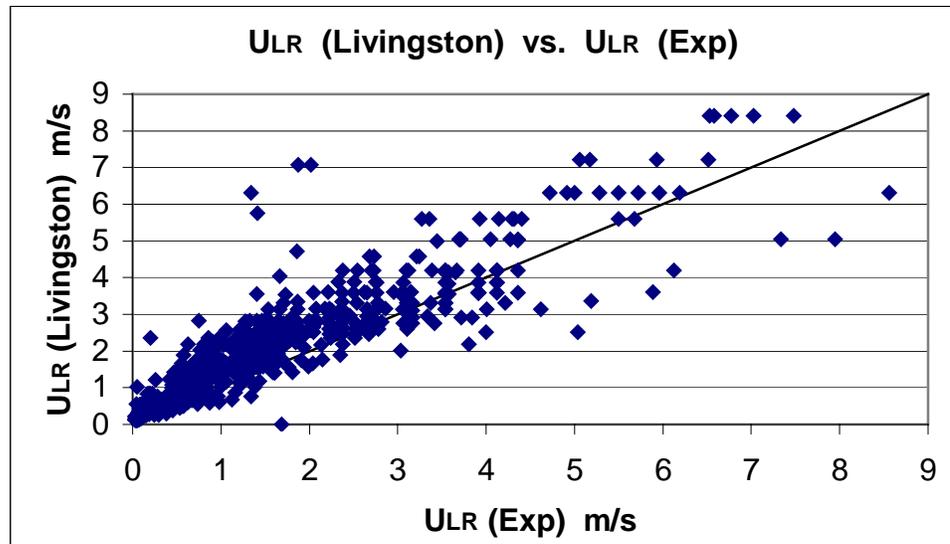


Figura 5.4.3.

Como puede apreciarse en la figura 5.3.3, el modelo para tres fases de Livingston reproduce con bastante aproximación los valores que para la velocidad del líquido en el elevador predice el modelo desarrollado en el presente trabajo.

5.4.4.- Análisis del modelo que predice la velocidad del líquido en la corona.

*Modelo de Wen Jang – Lu (51):

El modelo desarrollado por Wen Jang – Lu y col. es un modelo basado en un balance energético que considera las pérdidas de presión producidas en las diferentes zonas del tanque airlift de circulación interna, tal y como se detalla en la apartado 2.4.2.2, de la presente Memoria.

En la figura 5.4.4. se representan los valores de velocidad superficial del líquido en la corona obtenidos experimentalmente en el presente trabajo frente a los valores que predice la ecuación del modelo desarrollado por este autor.

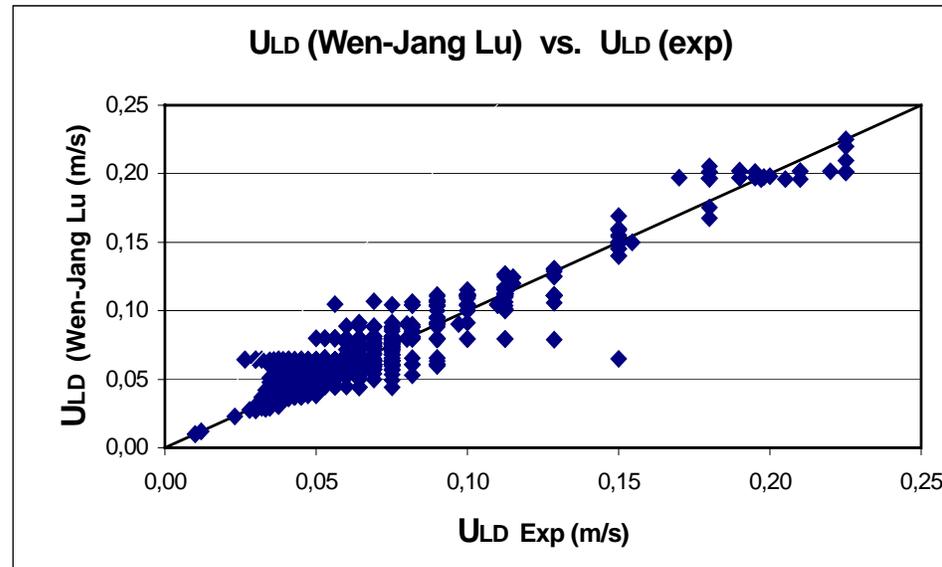


Figura 5.4.4.

En la figura 5.4.4. se aprecia que los valores determinados por el modelo de este autor se ajustan con bastante fiabilidad a los valores experimentales. Las razones por las que las predicciones de este modelo tienen esta fiabilidad residen fundamentalmente en que está basado en un balance de energías en el que se tiene en cuenta parámetros geométricos del tanque así como en la determinación de las constantes de pérdidas de presión se consideran propiedades de la fase líquida y fracciones de la fase sólida.

5.4.5.- Análisis del modelo que predice la pérdida de presión en el tanque.

*** Modelo de Livingston (9):**

Se trata de un modelo basado en un balance energético que tiene en consideración la pérdida de presión provocada en la zona superior y en la zona inferior de inversión del flujo en el tanque, despreciando las pérdidas por fricción producidas en la zona de la corona y en la zona del interior del tubo elevador.

En el caso del sistema objeto de este estudio, se aplicó el modelo de Livingston (9) teniendo en cuenta los valores obtenidos en la propuesta de balance energético para la evaluación de las pérdidas de presión del reactor realizada en el apartado 4.5. de la presente memoria, y considerando despreciable K_T frente a K_B , como ocurre en la mayor parte de la bibliografía consultada. Así, al comparar los valores de pérdida de presión evaluada según el modelo de Livingston frente a los valores que predice el modelo desarrollado en el presente trabajo se obtiene la figura 5.4.5.

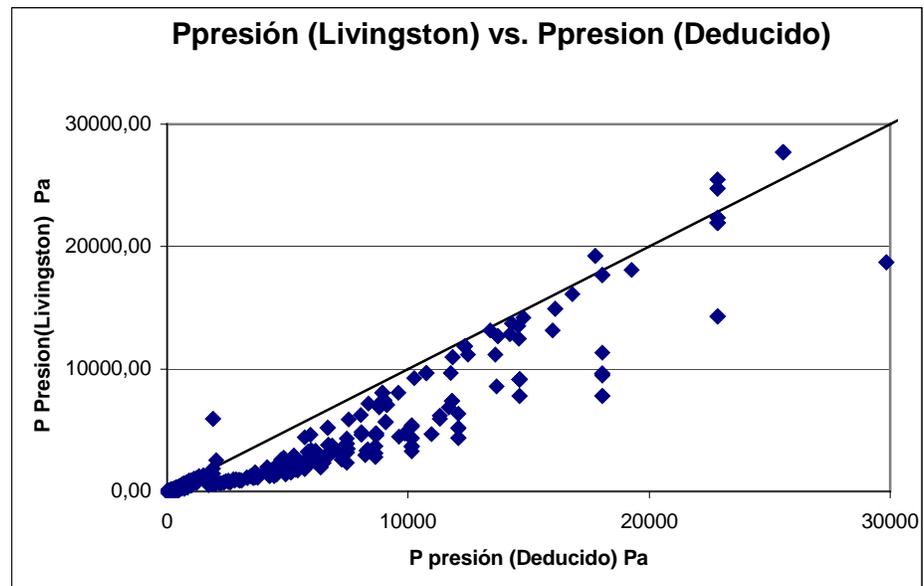


Figura 5.4.5.

El modelo de Livingston para sistemas de tres fases con las variables de velocidad del líquido en conducto y corona y con los correspondientes coeficientes de fricción se revela como un modelo que reproduce de forma bastante aproximada los valores deducidos del balance de energía propuesto para el tanque airlift con tres fases.

Sin embargo, hay que reseñar que los valores que más se desvían de la bisectriz de la gráfica son los puntos correspondientes a los elevadores con menor diámetro (44 mm) y a los ensayos realizados con cargas superiores al 4% de sólidos. Esto puede deberse a los fenómenos producidos en estos casos donde existen particulares regímenes de flujo que originan mayores pérdidas de presión que las que se consideran el modelo de Livingston.

5.5. ANALISIS DEL GRADO DE MEZCLA EN EL TANQUE

Para el análisis del grado de mezcla se ha seguido el modelo expuesto en el apartado 4.6. de la presente Memoria. Se trata de un modelo sencillo en el que la fracción de volumen mezclado se determina mediante la ecuación 2.71 desarrollada y explicada en el apartado 2.5. de la presente Memoria.

$$1 - F = A.e^{-\left(\frac{t_A}{f(V_M)}\right)} \quad (2.71)$$

La evaluación de la fracción de volumen mezclado del tanque se realizó de forma independiente para el líquido y para el sólido tal y como se ha descrito en el apartado 3.3.4 de la presente Memoria y cuyos resultados experimentales han quedado recogidos en la tabla 4.6.a. Por otra parte, del análisis de los gráficos a los que se hace referencia en el apartado 4.6 de la presente Memoria, se deduce que el volumen del tanque que no contribuye con flujo de mezcla debe ser considerado como volumen muerto dado que no se existe una traslación de un valor determinado en el eje del tiempo sobre el origen de coordenadas y por lo tanto no existe fracción de volumen que contribuye a la homogeneización con flujo pistón.

A continuación se realizará un estudio comparativo de las fracciones de volúmenes de cada fase que contribuyen a la homogeneización con flujo de mezcla perfecta mediante gráficos de barras.

5.5.1. Análisis del porcentaje de volumen mezclado para la fase líquida.

A partir de los resultados experimentales obtenidos en el apartado 4.6 para las configuraciones del tanque con mayores cantidades de sólidos suspendidos, se han realizado los diagramas de barras de las figuras 5.5.1.a – c, con el objeto de comparar los resultados de la fracción de volumen con flujo de mezcla obtenidos para la fase líquida en función del diámetro y longitud del conducto elevador así como del tipo de sólido que se arrastraba.

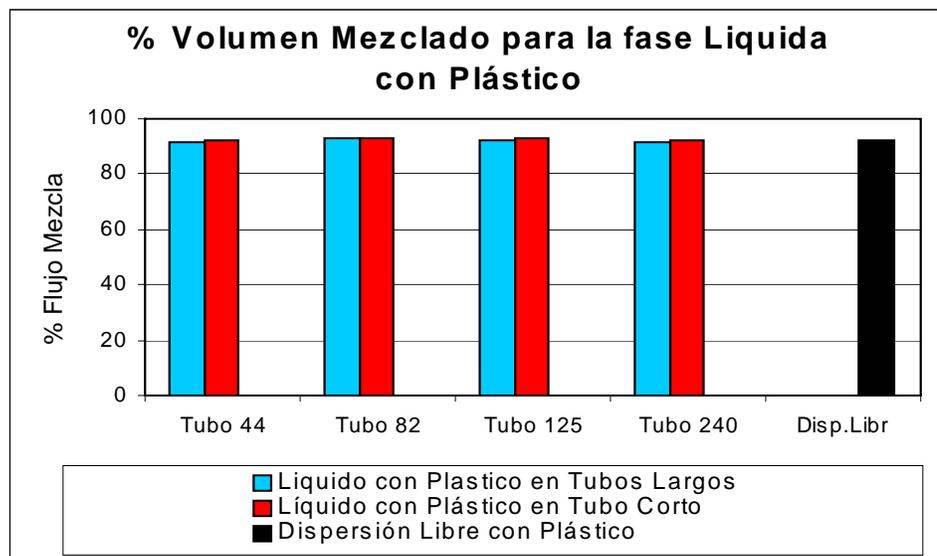


Figura 5.5.1.a

Como se puede apreciar en la figura 5.5.1.a, cuando el tanque opera con partículas de la misma densidad que la fase líquida se producen porcentajes de volumen mezclado superiores al 90% para la fase líquida, que permanecen prácticamente constantes salvo pequeñas fluctuaciones.

Cuando el tanque opera con las partículas de vidrio, como se puede apreciar en el gráfico de la figura 5.5.1.b, la fase líquida no supera en ningún caso el 80% la fracción de volumen mezclado, y además las variaciones entre tubos largos y tubos cortos no superaban el 3%.

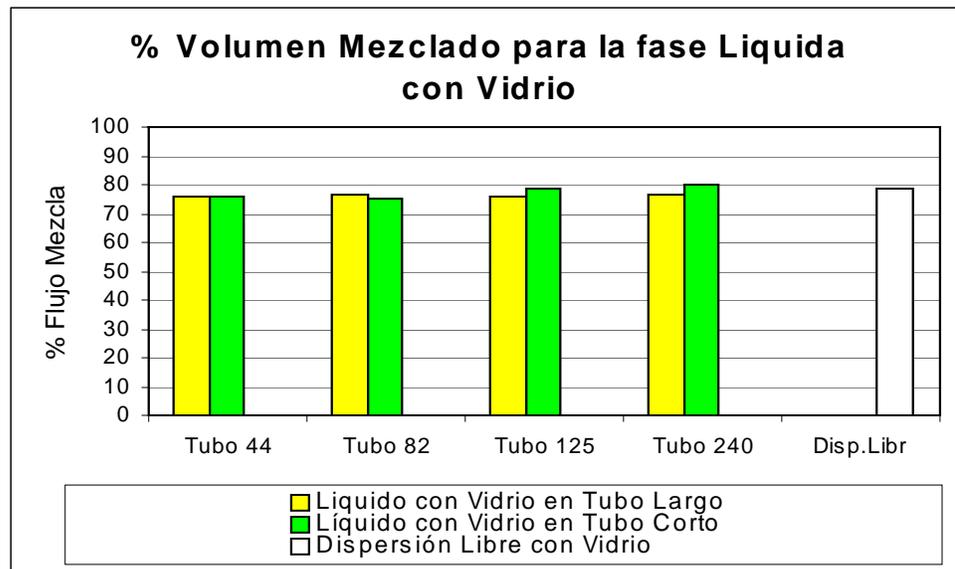


Figura 5.5.1.b

Se puede observar que la fracción de volumen mezclado en todos los casos permanece prácticamente constante con pequeñas fluctuaciones y siempre con valores inferiores al 80%.

Cuando se comparan la variación de la fracción de volumen con flujo de mezcla perfecta en la fase líquida al operar con sólidos de distinta densidad, se aprecian notables variaciones que alcanzan intervalos de más del 10% cuando se trabaja con partículas de la misma densidad que el líquido (plástico), a pesar que para los mismos caudales de gas inyectado e idéntica configuración del tanque siempre se suspende una mayor concentración de sólido cuando se trata de plástico.

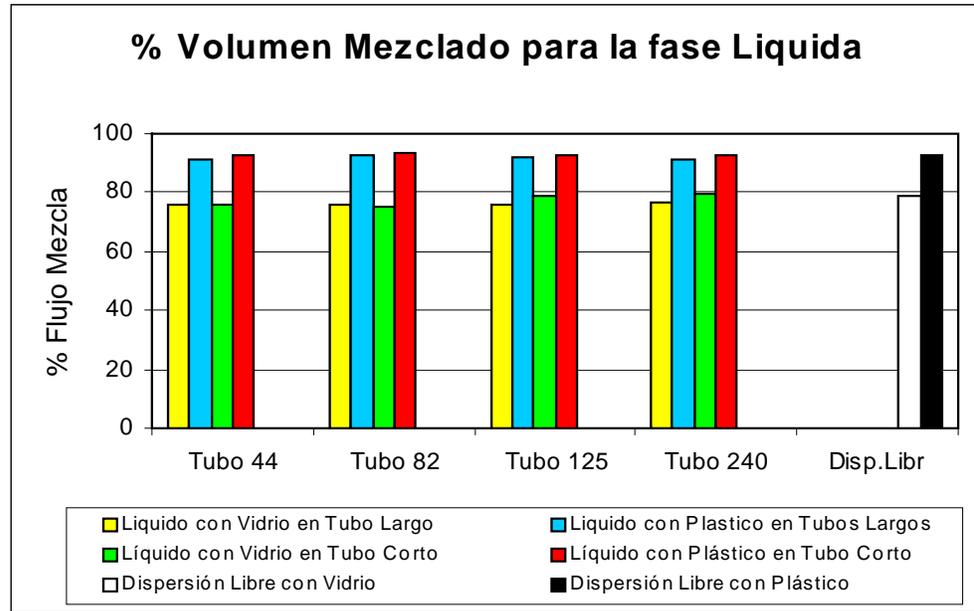


Figura 5.5.1.c

Tal como se recoge en la figura 5.5.1.c, la disminución del tanto por ciento de volumen con flujo de mezcla de la fase líquida cuando se introducen partículas de distintas densidades se debe a que parte de la energía de turbulencia se emplea en arrastrar dicha fase más densa.

5.5.2. Análisis del porcentaje de volumen mezclado para la fase sólida.

Cuando se realiza un análisis de los resultados obtenidos sobre la fracción de volumen perfectamente mezclada para la fase sólida, se aprecian tendencias análogas a las observadas en el apartado anterior para la fase líquida.

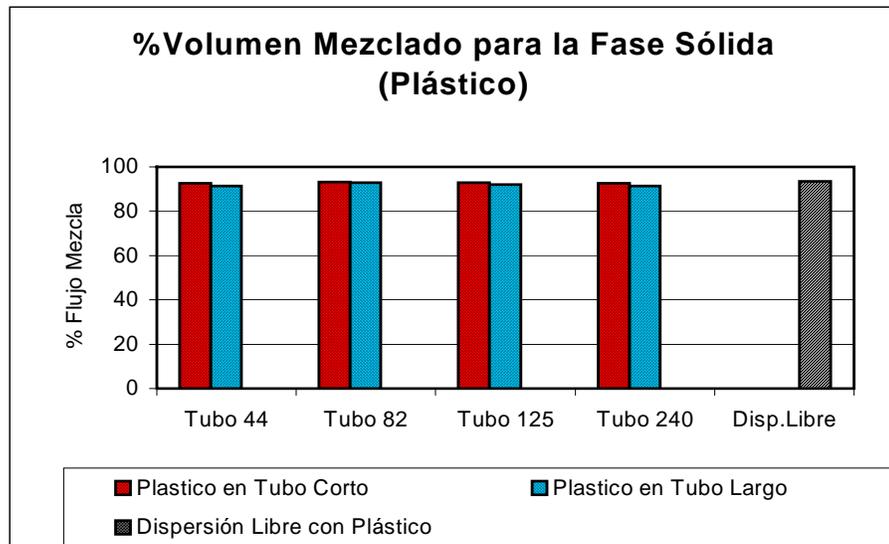


Figura 5.5.2.a

La fracción de volumen mezclado en la fase sólida cuando las partículas son de plástico se puede evaluar entorno al 94%, independientemente del tipo de configuración que se ensaye en el tanque, como puede apreciarse en la figura 5.5.2.a.

En la figura 5.5.2.b se pueden ver las variaciones de la fracción de volumen con flujo de mezcla que existen en la fase sólida cuando se trata de partículas de vidrio, independientemente del tamaño de las mismas. En este caso las variaciones de la fracción de flujo de mezcla apreciadas para los distintos tamaños de las partículas de vidrio son despreciables como ocurría con la fase líquida cuando arrastraba también las mismas partículas.

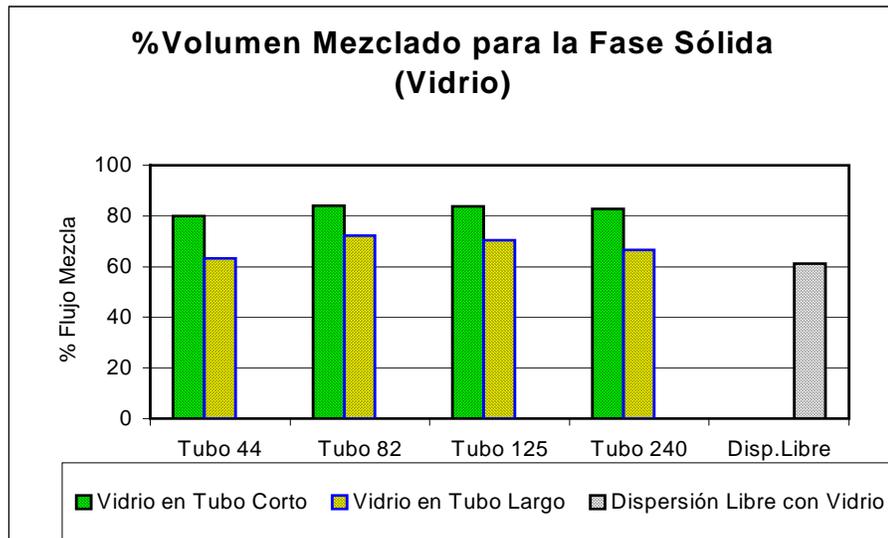


Figura 5.5.2.b

En este caso, se pueden apreciar descensos comprendidos entre el 10 y el 20% la fracción de volumen mezclado en las partículas de vidrio cuando el conducto elevador es de longitud máxima (1050 mm). La mayor contribución de flujo de mezcla se alcanza para el tubo de 82 mm de diámetro y 630 mm de longitud (82corto) con un 84% y la mínima se alcanza con la configuración del tanque sin conducto elevador o de dispersión libre con un 61,3%. Se observa una diferencia de más del 20% entre la dispersión libre y un tubo elevador de corta altura, a pesar de que con la configuración de dispersión libre se logran menores suspensiones de sólido. Esta diferencia se debe a que en los tubos cortos (630 mm) la zona de turbulencia es mayor y por tanto aumenta la probabilidad de mezcla.

Los resultados obtenidos para las partículas de vidrio y las partículas de plástico se comparan en el diagrama de barras de la figura 5.5.2.c, donde se aprecian importantes segregaciones para todas las configuraciones entre los tanques con partículas de vidrio y de plástico.

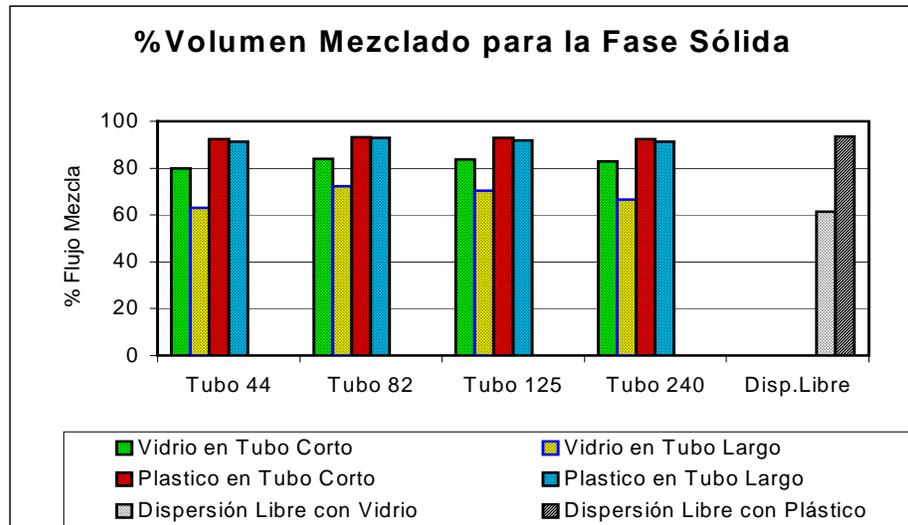


Figura 5.5.2.c

Las mayores diferencias en el porcentaje de la fracción de volumen mezclado se registran entre los valores pertenecientes a las partículas de plástico frente a las de vidrio operando con tubos elevadores largos.

5.5.3. Análisis de la fracción de volumen mezclado en la fase líquida y en la fase sólida.

Desde un punto de vista formal es conveniente conocer la fracción de volumen con flujo de mezcla que cada fase presenta cuando el tanque opera con una determinada configuración. En la siguiente figura 5.5.3.a, se comparan los porcentajes de volumen mezclado en la fase líquida y en el sólido cuando ambos tienen la misma densidad.

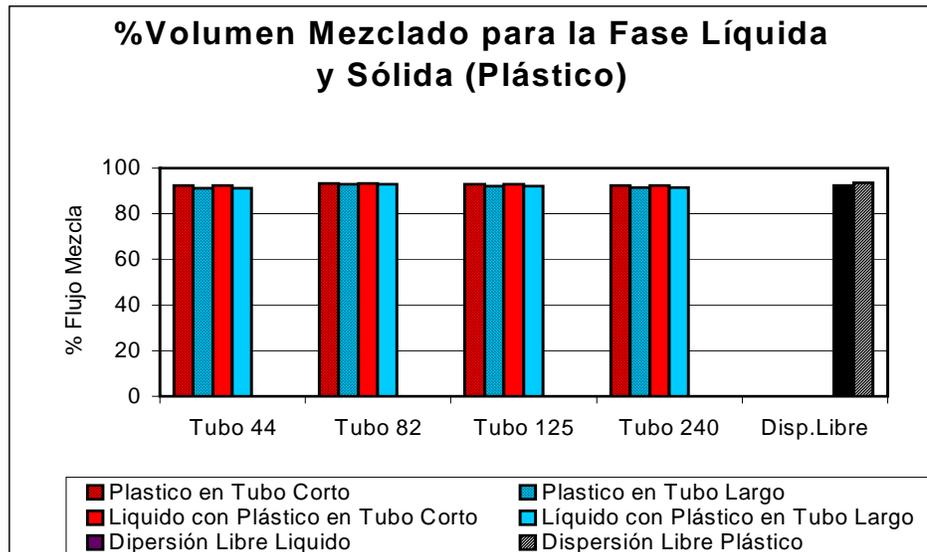


Figura 5.5.3.a.

Para el caso de los tanques que operan con partículas de plástico de igual densidad que la fase líquida, la fracción de volumen perfectamente mezclado en ambas fases permanece casi constante con fluctuaciones entorno al 1%, tal y como se puede apreciar en el diagrama de la figura 5.5.3.a.

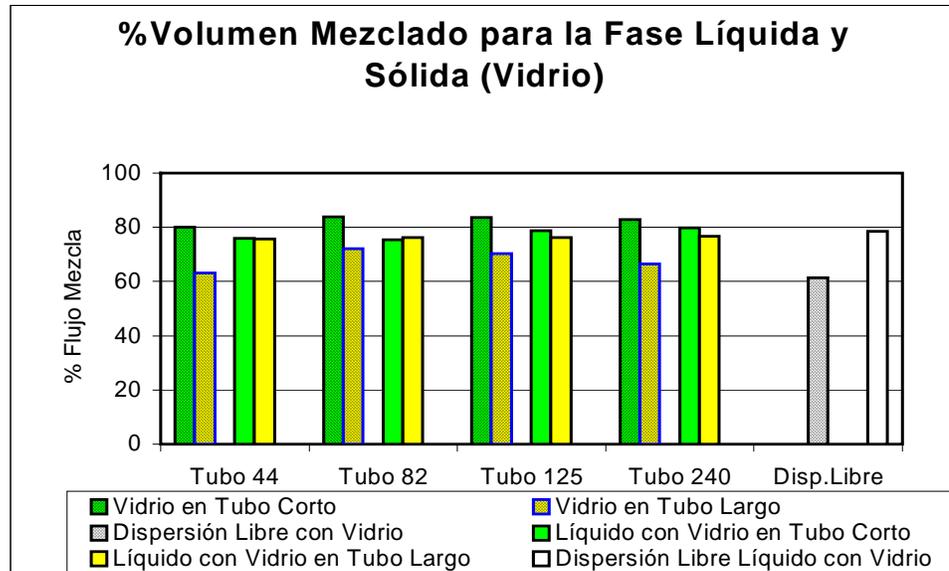


Figura 5.5.3.b

Cuando el tanque opera con partículas de mayor densidad que la fase líquida se aprecian notables diferencias entre los porcentajes de volumen de flujo de mezcla de ambas fases como puede apreciarse en la figura 5.5.3.b.

Para las configuraciones de tubos cortos se aprecia un ligero aumento del volumen mezclado en la fase sólida sobre la líquida, mientras que para tubos largos este orden se invierte y la diferencia aumenta. Por otra parte también queda patente en la figura 5.5.3.b que la influencia que ejerce sobre el flujo la longitud del conducto elevador es mayor en la fase sólida que en la fase líquida. De manera general, se observa que tanto para la fase líquida como para cualquier tipo de partículas sólidas la fracción de flujo de mezcla es mayor cuando las configuraciones del tanque se realizan con los tubos cortos.

Por otra parte, cuando se observa la evolución de los porcentajes de volumen mezclado con el diámetro del tubo elevador aparece una leve tendencia general para las partículas de vidrio en alcanzar los máximos valores para la fracción de volumen mezclado en los tubos de 82 y 125 mm de diámetro y los valores mínimos para los tubos de 44 mm y en la dispersión libre. La fracción de flujo de mezcla de la fase líquida es prácticamente independiente del diámetro del elevador quedando siempre por debajo del 80% cuando el tanque tiene partículas de vidrio.

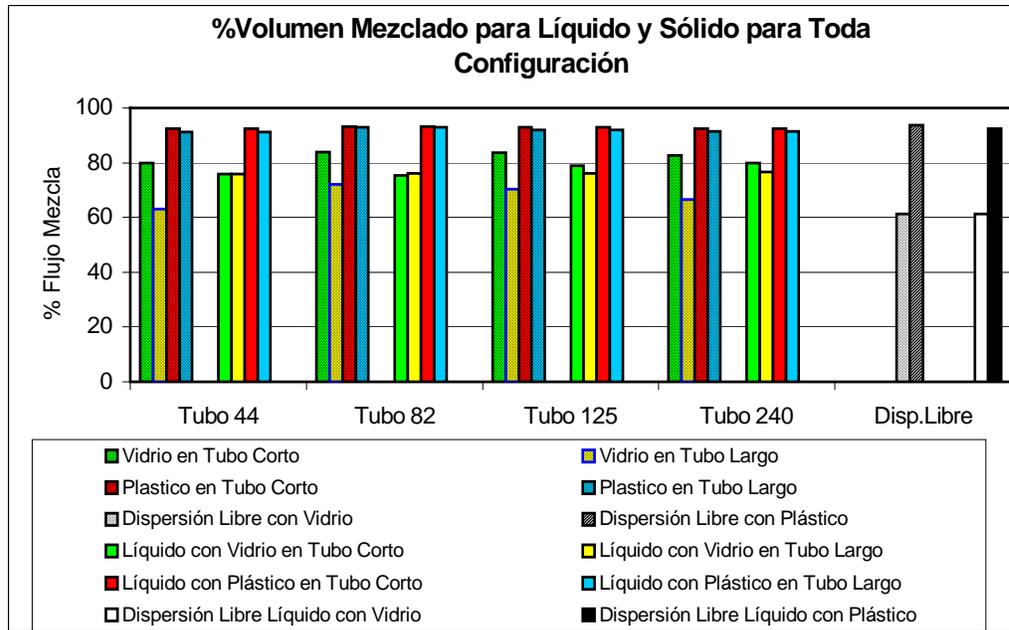


Figura 5.5.3.c

Para apreciar de forma más sencilla la evolución de la cantidad de volumen mezclado de las fases se modifica la figura 5.5.3.c transformándola en un gráfico de puntos y líneas más sencillo como se presenta en la figura 5.5.3.d.

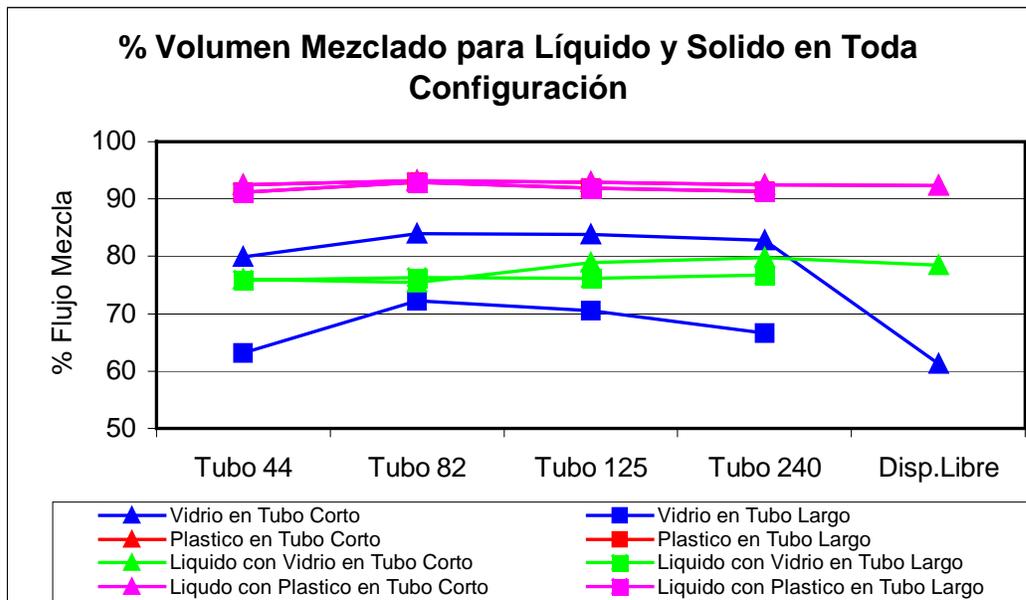


Figura 5.5.3.d

Finalmente, también se aprecia en la figura 5.5.3.d que el porcentaje de volumen que contribuye con flujo de mezcla en las partículas de plástico y de la fase líquida que las arrastra en los tanques airlifts resultan prácticamente independientes de la sección del tubo elevador e igual disposición interna.

CAPÍTULO 6

RESUMEN GENERAL Y CONCLUSIONES

6.1. RESUMEN GENERAL

Como se ha indicado a lo largo de los capítulos 1 y 2 de la presente Memoria, los tanques airlifts son etapas de contacto en donde la agitación se produce por medios neumáticos, estableciéndose una circulación de las fases presentes iniciándose en el tubo de elevación y volviendo todas ellas nuevamente al punto de arranque. Bajo el punto de vista de aplicaciones tecnológicas se distinguen los tanques en donde se mezclan dos fases (gas – líquido, líquido - sólido) y con tres fases (gas – líquido – sólido) en donde los sólidos deben ser suspendidos y arrastrados por los flujos de líquido y de gas.

Los tanques airlifts se han venido utilizando ampliamente en los campos que son propios de la tecnología química y metalúrgica así como en biotecnología ya que presentan ventajas sobre otros tipos de etapas de contacto en las que pueden actuar dos o tres fases como son los lechos fluidizados y las columnas de burbujeo. Dichas ventajas se fundamentan básicamente en la necesidad de utilizar unos caudales de gas inferiores para conseguir la completa suspensión de los sólidos, la eliminación de zonas con estancamiento, la rápida homogeneización y mezcla de las fases y la ausencia de tener que disponer de canales externos para la recirculación de las fases. Todos estos aspectos propician que las condiciones para el cambio de escala sean más favorables en los tanques airlifts.

Hasta ahora la mayoría de los trabajos experimentales se han basado en la operación de tanques airlifts con sistemas líquido – gas en donde existen monografías y artículos que tratan en profundidad los aspectos diferentes de la hidrodinámica y la mezcla de estos tipos de tanques. No ocurre lo mismo con los sistemas de tres fases y por ello se ha creído conveniente realizar el trabajo experimental descrito anteriormente para aportar información que facilite el conocimiento tecnológico de estos dispositivos de contacto.

En el trabajo experimental se han utilizado diferentes técnicas como la de trazador térmico para obtener información diferente a la fluidodinámica en los tanques y que ya se había empleado en otros trabajos para tanques airlifts gas – líquido. Además se ha introducido otra técnica como es la conductimétrica para determinar valores promedio de la concentración de sólidos en una disposición radial a lo largo de la altura del tanque, para lo que ha sido preciso ajustar y poner a punto dicha técnica como trabajo previo a la investigación.

Habitualmente los trabajos para tanques airlifts con tres fases suelen elegir un tipo único de sólido y a lo sumo trabajan con la posibilidad de modificar el tamaño de las partículas. Pues bien, en el presente trabajo experimental se ha creído conveniente estudiar la importancia relativa que tienen no solo el tamaño de las partículas del sólido si no también la densidad de dichas partículas de forma que se ha querido también estudiar el efecto del volumen de la fase sólida en dichos tanques, para lo que se han seleccionado partículas cuya densidad fuese prácticamente igual a la del líquido (agua)

Los tanques airlifts cuando se dedican a la lixiviación de minerales suelen operar de forma que el diámetro del conducto de elevación es una variable que no se modifica ya que se le asigna básicamente un papel de bomba de circulación de la pulpa. Por el contrario, en los biorreactores con diseño de columna de burbujeo provisto de conducto de elevación, el diámetro de dicho conducto se modifica ampliamente de tal forma que en muchas ocasiones se provoca que la sección de descenso sea menor que la de elevación para conseguir arrastrar la fase gas ya que este interviene en el proceso de transferencia de materia. En este caso la pulpa de suspensión presenta condiciones favorables para la minimización de los fenómenos de sedimentación ya que su densidad es menor que la de los minerales.

En el presente trabajo se han operado tanques airlifts con diámetros diferentes del tubo de elevación desde secciones típicas para un tanque Pachuca hasta valores típicos de los biotankes en donde las secciones de elevación y descenso han sido iguales. También se ha considerado la posibilidad de trabajar con un tubo elevador de altura mitad y que el tanque no tuviese conducto de elevación.

Dentro de este resumen general se presenta una sinopsis de los aspectos principales que se refieren a la circulación del líquido y del sólido en el tanque como son las velocidades de circulación del líquido y del sólido, las fracciones del gas y del sólido, las pérdidas de presión alrededor del conducto de elevación y los balances de energía en el tanque. También se han estudiado la homogeneización de las fases de líquido y de sólido en los tanques evaluándose los porcentajes de volumen de los mismos perfectamente mezclados de acuerdo con el modelo presentado en el capítulo 2 de la presente Memoria.

6.1.1. Caudales de circulación en los tanques.

A lo largo del Capítulo 2 de la presente Memoria se ha presentado un resumen suficiente sobre toda la problemática que afecta a la circulación de las fases en los tanques airlifts habiéndose puesto de manifiesto que dichos caudales están íntimamente relacionados con las fracciones de sólido y de gas en el tanque, así como de las pérdidas de presión que se producen alrededor del conducto de elevación, y todo ello está provocado cuando en dicho tanque se introduce un determinado valor del caudal de gas.

A lo largo de la experimentación y tal como se ha indicado en el Capítulo 5 de la presente Memoria se ha tratado de forma separada los aspectos indicados en el párrafo anterior que afectan a la circulación de las fases y que se comentarán a modo de resumen general en los apartados siguientes.

6.1.1.a. Fracción de gas en el tubo de elevación.

En el apartado 5.2.1. de la Memoria se ha visto la relación existente entre la fracción de gas en el conducto de elevación y la velocidad superficial del gas para diferentes geometrías del tubo de elevación (diámetro y altura), tamaños y densidades de las partículas del sólido, así como diámetro de las boquillas, considerándose también la posibilidad de que el tanque actuara como columna de burbujeo.

La fracción de gas en el tubo de elevación es la variable principal que interviene en el caudal de circulación de las fases, interviniendo dentro de las diferentes ecuaciones de balance que se han propuesto para este tipo de tanques y que se han recogido en el capítulo 2 de la presente Memoria. Por esta circunstancia no se ha creído conveniente utilizar ecuaciones empíricas que relacionaran dicha fracción de gas con las velocidades superficiales de las fases, la fracción de sólidos y el resto de parámetros geométricos del tubo, de las partículas y su densidad.

Se ha creído más conveniente emplear expresiones sencillas que aunque de tipo empírico siguen el modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay (44). Los resultados de la obtención de los parámetros C_A y C_B de la ecuación 2.45 se agruparon en la tabla 5.3.2.a, con el alcance para la aplicación de las variables que se dan en la tabla 5.3.2.b. El resultado final es que se dispone de tres expresiones, la 5.1, 5.2, y 5.3 para deducir los valores de la fracción de gas en el tubo elevador con partículas de vidrio grueso, fino y de plástico.

Como ya se ha comentado en el apartado 5.3.2. de la presente Memoria, se tiene un parámetro C_A inferior a la unidad siendo tanto menor cuando lo es el tamaño de la partícula y la densidad. No se dispone de información sobre casos en los cuales se hayan modificado tamaños y densidades de partículas conjuntamente, pero de acuerdo con el modelo de Zuber y Findlay (44) esto significaría una concentración de las burbujas de gas preferencialmente a lo largo de la corona del tubo elevador y una concentración mayor de las partículas de sólido a lo largo del núcleo central del tubo. El hecho de que el menor coeficiente corresponda a las partículas de plástico seguido del de vidrio fino, puede deberse a una mayor concentración de las partículas de sólido en el orden que se ha indicado, lo que se traduciría en una disminución del coeficiente.

Por otra parte, el otro parámetro C_B está relacionado con la velocidad de ascenso de las burbujas en un sistema líquido – gas cuyo valor es de 0,25. Los valores que se obtienen en las ecuaciones son del orden de magnitud descendiendo a 0,15 para las partículas de plástico y de vidrio fino. Esta disminución se podría interpretar debido a que la menor concentración de las partículas de sólido produciría impedimento a la ascensión de las burbujas en los sistemas con tres fases en donde la concentración de sólidos es mayor. No obstante, no se ha comprobado que dicho coeficiente C_B tuviese una dependencia directa con el término $(1-\epsilon_{GR})$ fracción de líquido más sólido, ya que estadísticamente no se ha encontrado una expresión fiable

por lo que no se ha comprobado que este término de corrección propuesto por Douek – Livingston sea de aplicación al caso que se ha experimentado.

Por tanto, se puede decir que las ecuaciones que se proponen 5.1, 5.2 y 5.3, son de aplicación para la determinación para la fracción de gas en el tubo de elevación a partir de las velocidades superficiales del gas, del líquido y del sólido, por lo que es preceptiva la suposición de las velocidades superficiales de líquido y de sólido, valores que deberán corroborarse a partir de la ecuación que correlaciona la velocidad superficial de líquido 5.9 o 5.11; la velocidad del sólido por la ecuación 2.1; así como el valor de la fracción de sólidos en la corona obtenida a partir de las ecuaciones 5.5, 5.6 y 5.7, a la que habría que aplicar la ecuación de balance 5.4 para conocer la fracción de sólidos en el elevador.

6.1.1.b. Fracción de sólidos en la corona.

Como ya se ha indicado en el capítulo 3 de la presente Memoria, se determinaron experimentalmente las fracciones de sólido promedio en la corona para un valor del radio y diferentes alturas. Por estas circunstancias es por lo que se ha procedido en el apartado 5.3.3. de la Memoria a correlacionar los valores de dicha fracción de sólidos.

Al igual que en el apartado anterior, la fracción de sólidos incide en el resto de variables hidrodinámicas de diseño, de tamaño y de densidad de sólido. Por estas circunstancias, se han seguido los mismos pasos que se han descrito en el apartado anterior y se ha procedido a correlacionar mediante el modelo de deslizamiento de Zuber y Findlay (44), corrigiéndolo a partir de la propuesta de Douek – Livingston (ecuación 5.4). Los resultados de los ajustes se recogen en las tablas 5.3.a y b; y como en el caso anterior se agrupan atendiendo a que las partículas sean vidrio grueso, fino y plástico.

Para las partículas de vidrio se obtiene un coeficiente C_A mayor que la unidad por lo que de acuerdo con el modelo de Zuber y Findlay (44), la concentración de sólido en el centro es mayor que en la periferia y es tanto mayor cuanto más gruesa es la partícula de vidrio. Por el contrario para las partículas de plástico de densidad idéntica a la del agua, dicho coeficiente es algo inferior a la unidad, por lo que habría una ligera concentración en las paredes frente al centro que puede deberse al agrupamiento de las partículas debido al perfil de velocidades en dichas paredes. En todos los casos se observa que la velocidad de ascenso de las burbujas se ve condicionada por la fracción de líquido, acentuándose a medida que lo hace la densidad del sólido y el tamaño de las partículas.

6.1.1.c. Velocidad de circulación del líquido.

Dentro de los tanques airlifts, es quizás el caudal de circulación de líquido o la velocidad de circulación del mismo la variable que preferencialmente caracteriza a

dichos tanques. Por dicha circunstancia se creyó conveniente ver la dependencia de esta variable en el conducto de elevación con las velocidades de las otras dos fases (gas y sólido), sus fracciones volumétricas, los parámetros geométricos del tubo de elevación, del tamaño de las partículas, del diámetro de las boquillas y la densidad de las partículas; por medio de una expresión empírica como la 5.8, siendo los resultados los que se muestran en la tabla 5.3.4.b. Se puede comprobar por el valor de los exponentes de las variables que menos afectan estadísticamente en la predicción de la velocidad superficial de líquido son la velocidad superficial del sólido y la fracción de gas, ambos en el conducto de elevación, de forma que el parámetro indicativo del cuadrado de las desviaciones desciende un 0,29% obteniéndose una distribución de los puntos estadísticamente correcta (figura 5.3.4.e.).

Un nuevo análisis de los resultados indica que de las variables restantes tienen un menor peso específico la fracción de sólidos en el elevador, la altura de descarga del chorro de elevación y la razón diámetro de sólido diámetro de la boquilla, con lo que si se prescindiera de estas tres variables, el grado de significación disminuiría prácticamente en un 3%, pudiéndose observar como la distribución de los puntos experimentales (figura 5.3.4.f.), tiende a agruparse alrededor de intervalos por lo que se pierde la distribución aleatoria conseguida por la experimentación. Por todo ello se puede indicar que solamente habría que prescindir de la velocidad superficial de los sólidos y de la fracción de gas en el tubo de elevación sin merma apreciable en la deducción de la velocidad superficial del líquido.

De otra parte, las variables que intervienen en la expresión 5.8 se pueden agrupar mediante razones y números adimensionales introduciendo las fuerzas de inercia y las fuerzas viscosas de la fase gas y las velocidades superficiales del líquido y del gas (ecuación 5.10), siendo el resultado estadístico el que se indica en la tabla 5.3.4.g. De la observación de la misma se comprueba que el menor exponente es el de la fracción de gas en el tubo de elevación, cuya eliminación da lugar a una variación del 2,79% en el resultado estadístico.

En el capítulo 5, también se ha presentado un estudio relativo a ir prescindiendo de otras variables en concreto las que tienen un exponente menor pero alrededor del 0,3, pudiéndose comprobar que tanto la eliminación de una o de dos variables que son las que tienen dicho exponente da lugar a descensos importantes estadísticos y a una distribución no aleatoria por intervalos de los valores de las razones de las velocidades del líquido y del gas experimental y calculado.

Finalmente, se quiere subrayar que la expresión última con razones y números adimensionales tiene un ajuste estadístico inferior que la expresión empírica debido al reparto de la velocidad superficial de líquido en la razón de velocidades y en el número de Reynolds. Esta imposición matemática da lugar a un ajuste estadístico algo inferior.

6.1.1.d. Balances de energía en los tanques airlifts.

A lo largo del capítulo 2 de la presente Memoria se han presentado los modelos de flujo más representativos para los tanques airlifts con dos fases y como se podrían adecuar los mismos cuando en los tanques hubiera tres fases.

La propuesta que se ha hecho del modelo de flujo se fundamenta en la confirmación experimental de dicho modelo de balances de energía en sistemas líquido – gas y que había sido contrastado suficientemente por trabajos anteriores realizados en tanques airlifts por el grupo de trabajo de Ingeniería Metalúrgica, adecuándose dicho balance tomando velocidades superficiales y densidades medias.

El balance de energía que se ha propuesto se han considerado los términos de diferencia de energía potencial entre la zona de descenso bifásica y la de elevación de tres fases localizada en la zona central, la variación de energía debido al deslizamiento de una fase sobre otra y la pérdida de energía por fricción alrededor del tubo de elevación centralizándola básicamente a la entrada y a la salida de dicho conducto. En todos los términos de balance de energía se ha tomado como referencia el peso de los fluidos en el tanque por lo que dicho balance se transforma en un balance de cargas de más fácil visualización.

De los cuatro elementos de balance o de carga experimentalmente se conocían los tres primeros por lo que se tomó la decisión de deducir la pérdida de carga por fricción alrededor del tubo de elevación. Debido a que la pérdida de carga para flujo interno está relacionada por medio de las fuerzas de gradiente de presión o gradiente de carga, fuerzas de inercia y fuerzas viscosas, se pensó deducir el término de factor de fricción de las tres fases alrededor del tubo mediante una ecuación análoga a la que se emplea en flujo interno que de acuerdo con la analogía entre los dos fenómenos viene dada por la ecuación 5.12.a en la que interviene el número de Euler y la relación altura del tubo diámetro del tubo. A su vez el factor de fricción para tres fases sería una función del número de Reynolds de mezcla, de las fracciones de gas y sólido en el conducto de elevación y de diferentes razones adimensionales en donde se englobarían los parámetros geométricos, las densidades del sólido y el tamaño de este (ecuación 5.12.b).

Ambas expresiones utilizan la velocidad de mezcla tanto en el número de Euler como en el número de Reynolds, por lo que en principio restringe su aplicación al conocimiento de todas y cada una de las velocidades de cada fase o de la suposición de un valor de la velocidad superficial de mezcla. Esta circunstancia sirvió para postular unas expresiones análogas a las anteriores pero basadas en la velocidad superficial del gas, ya que esta variable es la que condiciona el resto de las velocidades superficiales de líquido y de sólido. Por este motivo la utilización de la expresión correspondiente para evaluar la pérdida de carga por fricción sería totalmente independiente del resto de variables dinámicas ya que los números de Euler y de Reynolds están referidos a la fase gas.

La expresión que se obtiene es la dada por la ecuación 5.15 como expresión general y 5.16 como expresión del factor de fricción a lo largo de un tubo de elevación teniendo en cuenta la entrada y la salida siendo función del número de Reynolds del gas elevador a $-0,85$; de las fracciones de gas y de sólido en el conducto con exponentes de $-0,55$ y $-0,73$; una fuerte dependencia de los parámetros geométricos del tubo de elevación, altura y diámetros con exponentes $-0,75$ y $-1,70$; así como una fuerte dependencia de la razón de densidades de sólido y líquido con exponente $-1,79$; y una menor incidencia de la razón diámetro de partícula diámetro de boquilla con exponente $0,20$.

Esta expresión 5.16 queda plenamente definida en todos los términos a diferencia de la ecuación 5.14 en la que figura el número de Reynolds de mezcla y en donde aparecen cuatro exponentes de variables por debajo de $0,11$ incluido el número de Reynolds.

Debido a que el grado de significación de los ajustes de las ecuaciones 5.13 y 5.15 son del $96,5$ y 94 % respectivamente, se puede afirmar que atendiendo a criterios estadísticos, el balance de energía o de carga que se ha propuesto queda perfectamente validado; aportándose una expresión sencilla dada por las ecuaciones 5.15 y 5.16 para evaluar un término que habitualmente no se aporta en trabajos de investigación como es la pérdida de fricción alrededor del tubo de elevación en función de la velocidad superficial del gas en dicho conducto.

También se han evaluado otros modelos de análisis de balance de energía en los tanques tal como se ha comentado en el apartado 5.4 de la Memoria.

En primer lugar se tomo el modelo propuesto por Livingston de balance de energía en donde tomando como referencia el modelo propuesto por Chisti para el sistema líquido – gas, consideraba los términos de energía potencial en el conducto de elevación y en la zona de descenso así como las pérdidas de energía por fricción a la entrada y a la salida del conducto. La expresión utilizada fue la 2.36 y en ella intervienen los valores de densidades promedio, fracciones de gas y líquido y los términos de las constantes K_T y K_B para evaluar la pérdida de energía por fricción. La suma de ambas pérdidas de presión fueron evaluadas a partir de la expresión 5.11.

A lo largo del capítulo 5 se ha analizado el modelo de Livingston y tal como se aprecia en la figura 5.4.5. en la que aparecen los términos de pérdida de presión evaluados a partir de la ecuación 5.11 y los que se deducen a partir del valor de la ecuación de balance de cargas que se propone en esta Memoria. Pueden observarse dos tendencias que se corresponden con diferentes cargas de sólidos, comprobándose que salvo los tubos de 44 mm de diámetro y para cargas netas superiores al 3 , 5 y 7% en volumen de partículas de vidrio grueso, fino y plástico respectivamente; los valores se ajustan francamente bien al modelo que propone Livingston. Debido a esto, cuando se comprueban los valores de las velocidades de líquido en el conducto de elevación y los valores experimentales, se comprueba que hay casos que están muy próximos a la diagonal y otros con desviaciones mayores y que se corresponden

con los datos de las cargas netas análogas para cada tipo de sólido citadas anteriormente.

De forma general se puede indicar que el modelo propuesto por Livingston se ajusta razonablemente bien ya que por lo menos sirve para predecir ordenes de magnitud de la velocidad superficial de líquido en los conductos de elevación.

Finalmente también se ha utilizado el modelo de Wen Jang – Lu (51) que se fundamenta en el modelo de Chisti para flujo bifásico y que introduce como novedad frente al modelo de Livingston las pérdidas de energía en las paredes del conducto de elevación y de la corona, despejándose el valor de la velocidad superficial de líquido en la zona de descenso. En la figura 5.4.4. se han representado los valores experimentales y que predice la ecuación de este modelo pudiéndose comprobar que los resultados son razonables ya que si bien hay casos de gran fiabilidad, en otros muchos se tienen desviaciones mayores y por tanto al menos proporciona ordenes de magnitud de dicha velocidad.

6.1.2. Grado de mezcla en el tanque.

Como ya se ha indicado en apartados anteriores de esta Memoria, se ha propuesto en el capítulo 2 un modelo de flujo sencillo en el que a partir de la función de distribución de edades en el interior del tanque por introducción en continuo de un trazador, permite evaluar los porcentajes de volumen del tanque con flujo de pistón y con flujo de mezcla, así como su diferencia sobre el cien por cien debe contemplarse como volumen muerto.

En el capítulo 5 se ha presentado el análisis pormenorizado sobre las contribuciones de los porcentajes de volumen de tanque mezclado tanto de la fase líquida como de los sólidos cuando el tanque opera con dispersión libre o con airlift provisto de conducto de elevación de diámetros 44, 82, 125 y 240 mm tanto en alturas de elevación completas o cortas.

A partir de los diferentes gráficos que aparecen en el apartado 5.5 de la Memoria figuras 5.5.1.a, 5.5.3, se observa que el porcentaje de volumen tanto de la fase líquida como de la fase sólida es elevado. No obstante aparecen diferenciaciones que se comentan a continuación. Cuando el tanque de mezcla opera con el sistema líquido - gas o con el sistema líquido – gas – sólido plástico, el tanto por ciento de volumen mezclado es muy elevado entre el 92 y 95%, no apareciendo distinción marcada entre el diámetro del tubo de elevación, su longitud o la dispersión libre.

Cuando el tanque airlift opera con partículas de vidrio el porcentaje de volumen mezclado para la fase líquida esta comprendido entre el 75 y el 81%, existiendo una ligera tendencia de elevación del porcentaje del volumen de mezcla hacia los tubos de elevación de 125 y 240 mm de diámetro, así como para una longitud de tubo corto; cuando el tanque opera como dispersión libre, se tienen resultados análogos a los tanques con tubo de 125 y 240 mm de diámetro y longitud mitad.

Cuando se analizan los resultados de la fracción de volumen de mezcla para la fase sólida empleándose partículas de vidrio, se comprueba que hay un comportamiento diferente entre el tanque funcionando como columna de burbujeo o dispersión libre o que el tanque vaya provisto de airlifts; de forma que los casos de dispersión libre los tantos por ciento de volumen de la fase sólida son mínimos (60%). También se comprueba para los tanques con conducto de elevación que cuando éstos son de longitud total tienen un porcentaje menor de volumen mezclado que para el tubo de longitud mitad, y esta diferencia es como mínimo de un 15%. También se observa que hay una tendencia leve de porcentaje máximo de volumen mezclado para los tubos de 82 y 125 mm independientemente de su longitud. Finalmente se observa que el porcentaje de mezcla de la fase sólida es igual o superior para la fase sólida que para la fase líquida. Esta circunstancia hace pensar que la densidad de las partículas es principal en la estimación del porcentaje del grado de mezcla de la fase sólida y líquida. Se comprueban que ambos porcentajes son próximos pero diferentes, que el sistema más eficaz es el sistema de tanque provisto de conducto mitad y con diámetros de 82 y 125 mm, de forma que las partículas a medida que su densidad disminuye tienen a aumentar su porcentaje de volumen mezclado.

Por todo ello, se manifiesta que los parámetros geométricos del tanque, conjuntamente con la densidad de las partículas afectan directamente a la respuesta del tipo de flujo en los tanques airlift.

6.2. CONCLUSIONES

A partir de lo indicado en esta Memoria tanto en la aportación que se hace de la información experimental como de la discusión de dichos datos, se deducen las conclusiones finales siguientes:

- **Referente a las técnicas experimentales:**
 - ✓ Se ha puesto a punto una técnica experimental para la determinación de la concentración de sólidos promediada a lo largo de un radio con medida simultánea a diferentes alturas con objeto de registrar en los ensayos dinámicos la evolución longitudinal de la fracción de sólidos a lo largo de un tanque.

- **Referente a la hidrodinámica de la circulación en los tanques:**
 - ✓ Se ha correlacionado la fracción de gas en el conducto de elevación para diferentes tipos de partículas de sólido por medio de las ecuaciones siguientes:

Cuando el tanque opera con vidrio grueso o tipo 30:

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [0,43.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + 0,26 \quad R^2 = 91,50\% \quad (5.1)$$

Ecuación válida para los intervalos siguientes:

$$0,10 > U_{GR} > 0,02 ; \quad 14,05 > \Sigma U_R > 0,80 ; \quad 0,14 > \varepsilon_{GR} > 0,013$$

Cuando el tanque opera con vidrio fino o tipo C:

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [0,35.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + 0,15 \quad R^2 = 89,34\% \quad (5.2)$$

Ecuación válida para los intervalos siguientes:

$$0,12 > U_{GR} > 0,005 ; \quad 14,75 > \Sigma U_R > 1,05 ; \quad 0,17 > \varepsilon_{GR} > 0,005$$

Cuando el tanque opera con partículas de plástico:

$$\frac{U_{GR}}{\varepsilon_{GR}} = [0,22.(U_{GR} + U_{LR} + U_{SR})] + 0,15 \quad R^2 = 87,83\% \quad (5.3)$$

Ecuación válida para los intervalos siguientes:

$$0,12 > U_{GR} > 0,005 ; \quad 15,20 > \Sigma U_R > 0,50 ; \quad 16,38 > \varepsilon_{GR} > 0,005$$

- ✓ Se ha correlacionado la fracción de sólidos en la corona de circulación de las fases líquido – sólido mediante tres expresiones que siguen el mismo criterio anterior en cuanto al tipo de partículas sólidas:

Para el vidrio grueso:

$$\frac{U_{SD}}{\varepsilon_{SD}} = [2,04.(U_{LD} + U_{SD})] + 5,38(1 - \varepsilon_{SD})^{12,98} \quad R^2 = 98,49\% \quad (5.5)$$

Ecuación válida para los siguientes intervalos:

$$1,45 > U_{SD} > 0,42 ; \quad 2,75 > \Sigma U_D > 0,90 ; \quad 0,0017 > \varepsilon_{GR} > 0,0008$$

Para el vidrio fino:

$$\frac{U_{SD}}{\varepsilon_{SD}} = [1,36.(U_{LD} + U_{SD})] + 1,20(1 - \varepsilon_{SD})^{7,13} \quad R^2 = 95,43\% \quad (5.6)$$

Ecuación válida para los siguientes intervalos:

$$0,45 > U_{SD} > 0,08 ; \quad 0,95 > \Sigma U_D > 0,15 ; \quad 0,0074 > \varepsilon_{GR} > 0,0009$$

Para las partículas de plástico:

$$\frac{U_{SD}}{\varepsilon_{SD}} = [0,80.(U_{LD} + U_{SD})] + 0,94(1 - \varepsilon_{SD})^{4,78} \quad R^2 = 89,70\% \quad (5.7)$$

Ecuación válida para los siguientes intervalos:

$$0,30 > U_{SD} > 0,02 ; \quad 0,62 > \Sigma U_D > 0,05 ; \quad 0,028 > \varepsilon_{GR} > 0,002$$

La evaluación de la fracción de sólidos en el conducto de elevación se realiza por aplicación del balance de sólidos indicado en el capítulo 4 según la ecuación 4.5:

$$\varepsilon_R = \varepsilon_D \cdot \left[\left(\frac{D_T}{D_R} \right)^2 - 1 \right] \quad (4.5)$$

- ✓ Se ha propuesto un modelo para conocer la hidrodinámica de la circulación de las fases en los tanques airlifts con tres fases. Dicho balance ha tomado como referencia las cargas diferentes involucradas que son: la pérdida de carga entre la columna de elevación y la zona de descenso, la pérdida de carga debido al deslizamiento de las fases en el conducto de elevación y la pérdida de presión debida a la entrada y salida del conducto de elevación.

$$\Delta P = H \cdot g \cdot \left[\bar{\rho}_{LSD} - \left[\bar{\rho}_{LSR} (1 - \varepsilon_{GR}) \right] \right] = \Delta P_B + \Delta P_T + \Delta P_A \quad (2.49)$$

, siendo;

ΔP_B : Pérdida de presión a la entrada del conducto elevador.

ΔP_T : Pérdida de presión a la salida del conducto elevador.

ΔP_A : Pérdida de presión en el interior del conducto elevador.

ΔP : Pérdida de presión total en el conducto elevador.

- ✓ Se ha correlacionado la pérdida de presión a la entrada y salida del conducto de elevación mediante la siguiente expresión adimensional:

$$Eu_{GR} = \left(\frac{\Delta P}{\rho_{GR} \cdot U_{GR}^2} \right) = f_{GR} \cdot \left(\frac{h}{D_R} \right) \quad (5.12)$$

Calculándose el factor de fricción f mediante la ecuación 5.16:

$$f_{GR} = 27,24 \cdot Re_{GR}^{-0,85} \cdot \varepsilon_{GR}^{-0,55} \cdot \varepsilon_{SR}^{-0,73} \cdot \left(\frac{h}{H} \right)^{-0,75} \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_L} \right)^{-1,79} \cdot \left(\frac{D_S}{D_N} \right)^{0,21} \cdot \left(\frac{D_R}{D_T} \right)^{-1,70} \quad (5.16)$$

Estas expresiones son válidas para los siguientes intervalos:

$$0,90 < Eu < 995,57 \quad 2000 < Re_{GR} < 1,01 \cdot 10^6 \quad 0,006 < \varepsilon_{GR} < 0,17$$

$$0,006 < \varepsilon_{SR} < 0,79 \quad 0,51 < \frac{h}{H} < 0,90 \quad 1 < \frac{\rho_S}{\rho_L} < 2,50$$

$$0,25 < \frac{D_S}{D_N} < 2,50 \quad 0,0105 < \frac{D_R}{D_T} < 1$$

Evaluando todos y cada uno de los términos que definen el balance de cargas se tiene una expresión en la que se puede deducir el valor de la velocidad de circulación de líquido.

- ✓ Se ha presentado el cociente de las velocidades superficiales del líquido frente al gas en función del número de Reynolds del gas, fracción de gas y sólidos en el elevador y diferentes razones adimensionales en la ecuación 5.11.

$$\left(\frac{U_{LR}}{U_{GR}}\right) = 44,58 \cdot \text{Re}_{GR}^{-0,42} \cdot \varepsilon_{GR}^{-0,13} \cdot \varepsilon_{SR}^{-0,25} \cdot \left(\frac{h}{H}\right)^{-0,23} \cdot \left(\frac{\rho_S}{\rho_L}\right)^{-0,93} \cdot \left(\frac{D_S}{D_N}\right)^{0,27} \cdot \left(\frac{D_R}{D_T}\right)^{-1,38} \quad (5.11)$$

$$R^2 = 85,98\%$$

Esta expresión son válidas para los siguientes intervalos:

$$7,20 < \frac{U_{LR}}{U_{GR}} < 68,90 \quad 2000 < \text{Re}_{GR} < 1,01 \cdot 10^6 \quad 0,006 < \varepsilon_{GR} < 0,17$$

$$0,006 < \varepsilon_{SR} < 0,79 \quad 0,51 < \frac{h}{H} < 0,90 \quad 1 < \frac{\rho_S}{\rho_L} < 2,50$$

$$0,25 < \frac{D_S}{D_N} < 2,50 \quad 0,0105 < \frac{D_R}{D_T} < 1$$

El modelo de balance que se propone mejora los resultados obtenidos frente a los modelos de Livingston y de Wen Jang – Lu, debido a que en la predicción de las pérdidas de carga en el tubo de elevación se ha tenido en cuenta las siguientes variables que los anteriores autores no habían considerado:

- Relación de la longitud del elevador frente a la superficie libre del tanque.
- Razón de densidades entre la fase sólida y líquida.
- Razón de diámetros de partícula y de boquilla.
- Razón de diámetros del conducto y del tanque.
- Velocidad del superficial del gas.

La ecuación 5.11 permite una evaluación muy rápida de la velocidad de circulación del líquido en el tubo elevador de la forma siguiente;

- 1º.- Para un valor de la velocidad superficial del gas se conoce el valor experimental de la velocidad superficial del líquido y de este se puede evaluar la velocidad superficial del sólido a partir de la ecuación 2.1.
- 2º.- Según el tipo de partícula, la fracción de sólido en la corona se calcula por las ecuaciones 5.5, 5.6 o 5.7; a las cuales se les aplica la ecuación de balance 4.5 para la determinación de la fracción de sólido en el conducto elevador.

- 3°.- A continuación se realiza la evaluación de la fracción de gas en el conducto elevador mediante la aplicación de las ecuaciones 5.1, 5.2, o 5.3, según el tipo de sólido con el que se realice la operación.
- 4°.- Con todo ello y a partir de la ecuación 5.11 se puede deducir el cociente de valores de las velocidades superficiales y conocido el de la fase gas comprobar si el valor supuesto para la velocidad del líquido coincide con el deducido en la ecuación 5.11 y realizar las iteraciones necesarias hasta alcanzar la convergencia de los valores.

□ ***Referente al tipo de flujo en los tanques airlifts:***

- ✓ Se ha demostrado que los porcentajes de mezcla de líquido y de sólido son elevados para este diseño de puesta en contacto de tres fases, habiéndose puesto de manifiesto que la densidad de las partículas de sólido produce un descenso del porcentaje de volumen de mezcla para los sólidos.
- ✓ Se ha comprobado experimentalmente que los tanques con dispersión libre poseen un menor volumen de mezcla de los sólidos que para los tanques airlifts.
- ✓ Se ha comprobado experimentalmente que los parámetros de diseño del tubo de elevación del airlift definen una zona del valor óptimo del porcentaje de volumen de mezcla de los sólidos y que se corresponden con tubos de elevación de altura mitad, 630 mm, y diámetros de 82 y 125 mm.

CAPÍTULO 7

NOMENCLATURA

NOMENCLATURA**Alfabeto latino:**

C	:	Concentración de trazador en cada momento en ecuación 2.68.
C_0	:	Concentración máxima de trazador en ecuación 2.68.
C_D	:	Coefficiente de rozamiento en la sedimentación de una partícula.
C_S	:	Concentración de sólido en ecuación 2.44
D	:	Diámetro.
Eu	:	Número adimensional de Euler.
f	:	Factor de fricción.
$f(V_M)$:	Fracción de volumen mezclado en el tanque.
$f(V_P)$:	Fracción de volumen con flujo pistón en el tanque.
$f(V_d)$:	Fracción de volumen estancado en el tanque.
g	:	Aceleración de la gravedad.
H	:	Altura del nivel del líquido.
h	:	Altura del elevador.
K_T	:	Coefficiente de pérdida en la zona superior del tanque.
K_B	:	Coefficiente de pérdida en la zona inferior del tanque
K_f	:	Coefficiente de fricción.
Δl	:	Distancia entre termopares en ecuación 3.24.
N_T	:	Número de tanques en serie.
P_A	:	Presión en el punto A del conducto elevador.
P_B	:	Presión en el punto B del conducto elevador.
ΔP_0	:	Diferencia de presión entre tomas manométricas del elevador sin gas.

ΔP	:	Diferencia de presión entre tomas manométricas.
Q	:	Caudal volumétrico de una fase.
Re	:	Número adimensional de Reynolds.
S	:	Sección de paso.
t	:	Tiempo.
t_A	:	Tiempo adimensional definido en ecuación 2.69.
T	:	Temperatura.
U	:	Velocidad superficial de una fase.
u	:	Velocidad de una fase.
V	:	Volumen.
V_M	:	Volumen mezclado en el tanque.
V_P	:	Volumen con flujo pistón en el tanque.
V_d	:	Volumen estancado en el tanque.
v_T	:	Velocidad de sedimentación del sólido.
$v_{T \rightarrow \infty}$:	Velocidad de sedimentación de una partícula sólida.

Subíndices:

A	:	Propiedad referida a la zona superior
D	:	Propiedad referida a la corona o zona anular.
G	:	Propiedad referida a la fase gaseosa.
GLS	:	Propiedad referida al conjunto de las fases gaseosa, líquida y sólida.
L	:	Propiedad referida a la fase líquida.
LS	:	Propiedad referida al conjunto de las fases líquida y sólida.

- N : Propiedad referida a la boquilla.
R : Propiedad referida al interior del tubo elevador.
S : Propiedad referida a la fase sólida.
T : Propiedad referida a la totalidad del tanque.

Alfabeto griego:

- ε : Fracción en volumen.
 ρ : Densidad.
 μ : Viscosidad
 ω : Factor en la ecuación 2.27.
 γ : Exponente en la ecuación 2.27.
 Θ : Tiempo adimensional en ecuaciones 2.61. y 2.62.
 Ω : Conductividad en $\mu\text{S/cm}$.

CAPÍTULO 8

BIBLIOGRAFÍA

Referencias bibliográficas:

- 1.- **Chisti , M.Y. and Moo-Young, M.**, 1987, Airlift reactors: Applications and desing considerations. *Chem. Engng Commun.* 60, 195-242.
- 2.- **Siegel, M.H., and Robinson, C.W.**, 1992, Applications of airlift gas-liquid-solid reactors in biotecnology. *Chem. Engng. Sci.* 47 n° 13/14 3215-3229.
- 3.- **Weiland P.**, 1984, Influence of draft tube diameter on operation behaviour of airlift loop reactors. *Ger. Chem. Eng.* 7, 374-385.
- 4.- **Weiland P., and U. Onken**, 1984, Differences in behaviour of bubble columns and airlift loop reactors. *Ger Chem. Eng.* 4, 174-181.
- 5.- **Koide K., Iwamoto, S., Takasaka, Y., Matsuura, S., Takahashi, E., Kimura, M., and Kubota, H.**, 1984 a, Liquid circulation, gas holdup and pressure drop in a bubble column with draught tube. *J.Chem. Engng. Japan* 17, n° 6, 611-618.
- 6.- **Chisti, M.Y.**, 1989, Airlift Bioreactors. Elsevier Science Publishers Ltd, Mew York.
- 7.- **Heijnen S.J. Mulder A., Weltevrede, R., Hols, P.H. an Van Leeuwen, H.** 1990. Large-scale anaerobic/aerobic treatment of complex industrial wastewater using immobilized biomass in fluidized bed and air-lift suspension reactors. *Chem. Eng. Technol.* 13, 202-208.
- 8.- **Koide, K., Horibe, K., Kuwabata, H. And Ito, S.**, 1984 b. Critical gas velocity required for complete suspension of solid particles in solid-suspended bubble column with draf tube. *J. Chem. Engng. Japan* 17, 368-374.
- 9.- **Livingston, A. and Zhang, S.F.**, 1993. Hydrodynamic behaviour of three – phase (gas – liquid – solid) airlift reactors. *Chem. Engng. Sci.* 48 n° 9 1641-1654.
- 10.- **Muroyama K., Mitani, Y., Yasunichi, A.**, 1984. Hydrodynamic characteristics and gas – liquid mass transfer in a draft tube slurry reactor. *Chem. Engng Commun.* 34, 87-98.
- 11.- **Herskowitz, M and Merchuk, J.C.**, 1986. A loop three – phase fluidised bed reactor. *Can. J. Chem. Engng.* 64, 57-61.
- 12.- **Petrovic, D. Posarac, D, Dudukovic, A., and Skala, D.** 1990, Mixing time in gas – liquid – solid draft tube airlift reactors. *Chem. Engng. Sci.* 48, n°14 2663-2667.

- 13.- **Yasunichi, A., Fukuma, M. And Muroyama, K.**, 1986. Measurement of behaviour of gas bubbles and gas holdup in a slurry bubble column using the dual electroresistivity probe method. *J. Chem. Engng Japan* 19, n°5 444-449
- 14.- **Fan, L., Hwang, H.J. and Matsuura, A.**, 1984. Hydrodynamic behaviour of a draft tube gas-liquid-solid spouted bed. *Chem. Engng Sci.* 39, 1677 – 1688
- 15.- **Matsuura, A., Ogawa, J. and Akehata, T.** 1982. Gas holdup and liquid circulation in a draft tube three phase fluidized bed. *Paper SA 209, Preprint of the Niigata Meeting of Society of Chemical Engineers., Japan* 61-62
- 16.- **Posarac, D., and Petrovic, D.**, 1988. An experimental study of the minimum fluidisation velocity in a three – phase external loop airlift reactor. *Chem. Engng Sci.* 43 n°5 1161 – 1165
- 17.- **Heck, J., and Onken, U.**, 1986. Hysterese – Effekte beim suspendieren von feststoffpartiklen in blasensaule und airlift – schlaufenreaktor. *Chem.-Ing.-Techn.* 58, 131-133.
- 18.- **Jean, R.H. and Fan, L.** 1987. On the particle terminal velocity in a gas – liquid medium with liquid as the continuous phase. *Can J. Chem. Engng.* 65, 881 – 886.
- 19.- **Bhaga, D. and Weber M.E.**, 1972, Holdup in vertical two and three phase flow. Part I: Theoretical analysis. Part II: Experimental investigation. *Can. J. Chem. Engng* 50, 323 – 336.
- 20.- **Brown, N.I., and Heywood, N.I.**, 1991. Slurry handling – desing of solid – liquid systems. *Elseiver Applied Science, New York.*
- 21.- **Keitel, G and Onken, U.**, 1982. Inhibition of bubble coalescence by solutes in air – water dispersions. *Chem. Engng. Sci.* 37, 1635 – 1638.
- 22.- **Verlaan, P., Tramper J., Van´t Reit K., and Luyben K.**, 1986. Hydrodynamic and axial dispersion in an airlift-loop bioreactor with two and three – phase flow. *Paper 07 presented at the International Conference on Bioreactor Fluid Dynamics, Cambridge (England), 15 – 17 April.*
- 23.- **Chisti M.Y., Hallard B., and Moo – Young M.**, 1988. Liquid circulation in airlift reactors. *Chem. Engng Sci.* 43, 451 – 457.
- 24.- **Koide K., Kimura M., Nitta, H., and Kawata H.** 1988. Liquid circulation in bubble column with draft tube. *J. Chem. Eng. Japan.* 2, n°4. 393 – 399.
- 25.- **Hatch R.T.** 1973. PhD Thesis, Massachusetts Institute of Tecnology, Cambridge. “Experimental and Theoretical studies of oxigen transfer in an air – lift fermented”.

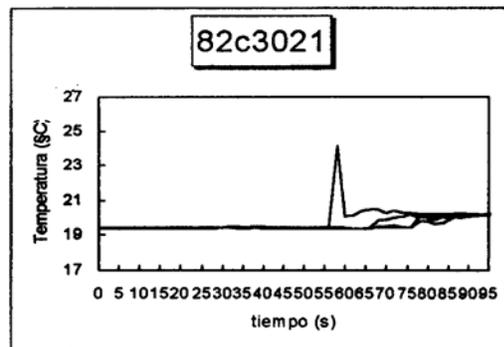
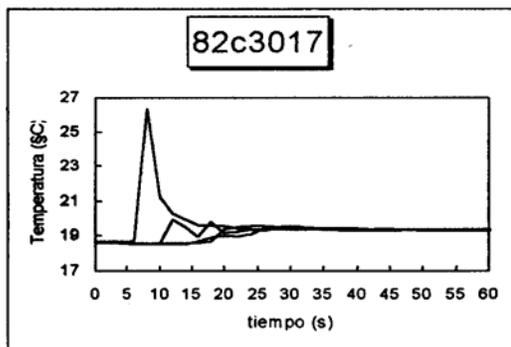
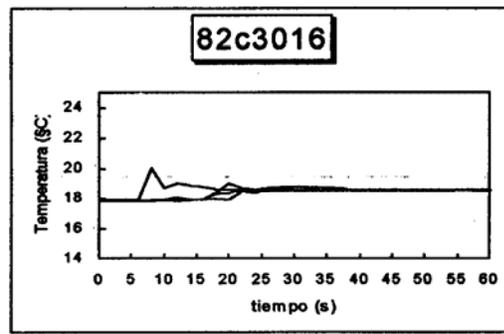
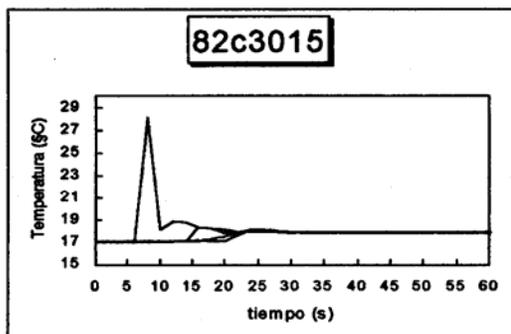
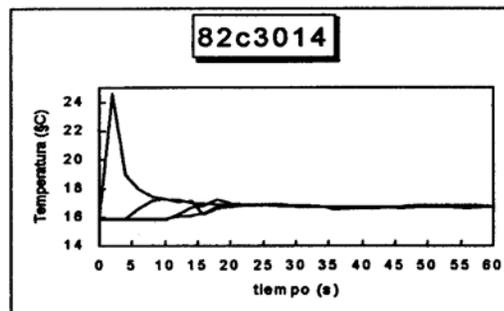
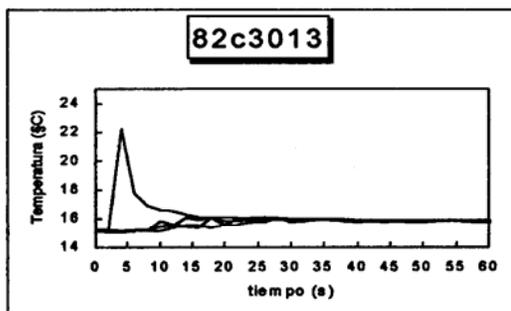
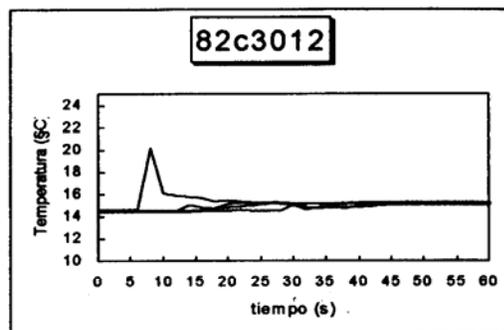
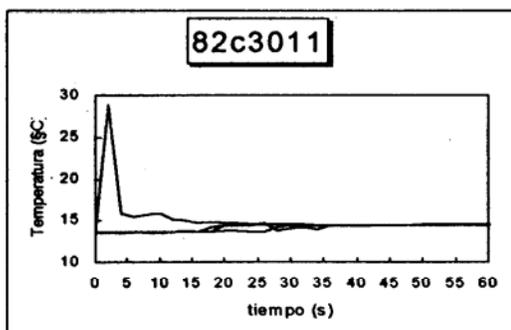
- 26.- **Trilleros J.A., and Martínez M.**, 1991. Modelling in a pachuca tank – flow and mixing phenomena. *Elsevier Applied Science, London*, 507 – 516.
- 27.- **Bando Y., Nishimura M., Sota H., Hattori M., Sakai N., and Kuraishi M.** 1990. Flow characteristics of three – phase fluidized bed with draft tube – effect of outer column diameter and determination of gas – liquid interfacial area. *J. Chem. Engng. Japan*. 23, n°5. 587 – 592.
- 28.- **Hwang S.J. and Fan L.** 1986. Some desing considerations of a draft tube gas – liquid – solid spouted bed. *Chem. Engng Japan*. 33. 49 –56.
- 29.- **Bavarian F., Linn C., Ramesh T.S., Fan L.** 1991. Effect of static liquid height on gas – liquid mass transfer in a draft – tube bubble column and three – phase fluidized bed. *Chem. Engng. Commun.* 108. 347 – 364.
- 30.- **Linneweber A., and Blass E.** 1983. Measurement of local gas and solids holdups in three – phase bubble columns. *Ger. Chem. Eng.* 6. 28 – 33.
- 31.- **Yiwei C., Liren C., Tonggui S., Bijiang Z.** 1985. Local gas holdup in the upflow pipe of a three – phase loop bed. *Science and technology conference paper, China – Japan. 2nd Symposium*, 229 – 237.
- 32.- **Uribe – Salas A., Gómez C.O., and Finch J.A.** 1994. A conductivity technique for gas and solid holdup determination in three – phase reactors. *Chem. Engng. Sci.* 49, n°1 1 – 10.
- 33.- **Fields P.R. and Slater N.K.H.** 1983. Tracer dispersion in a laboratory airlift reactor. *Chem. Engng. Sci.* 38 n°4, 647 – 653.
- 34.- **Koide K., Kawata H., and Ito S.** 1985. Gas holdup and volumetric mass transfer coefficient in solid – suspended bubble column with draft tube. *J. Chem. Engng Japan*, 18. 248 – 254.
- 35.- **Kushalkar K.B. and Pangarkar V.G.** 1994. Particle – liquid mass transfer in a bubble column with a draught tube. *Chem. Engng. Sci.* 49 n°1, 139 – 144.
- 36.- **Kennard M., and M. Janeken.** 1991. Two – and three – phase mixing in a concentric draft tube gas – lift fermentor. *Biotech, and Bioeng.* 38, 1261 – 1270.
- 37.- **Miyahara T., and Kawate O.** 1993. Hydrodynamics of a solid – suspended bubble column with a draught tube containing low – density particles. *Chem Engng. Sci.* 48, n° 1. 127 – 133.
- 38.- **Merchuk J.C., Stein Y.** 1981. Local hold – up and liquid velocity in airlift reactor. *AICHE J.* 27, n°3 377 – 388.

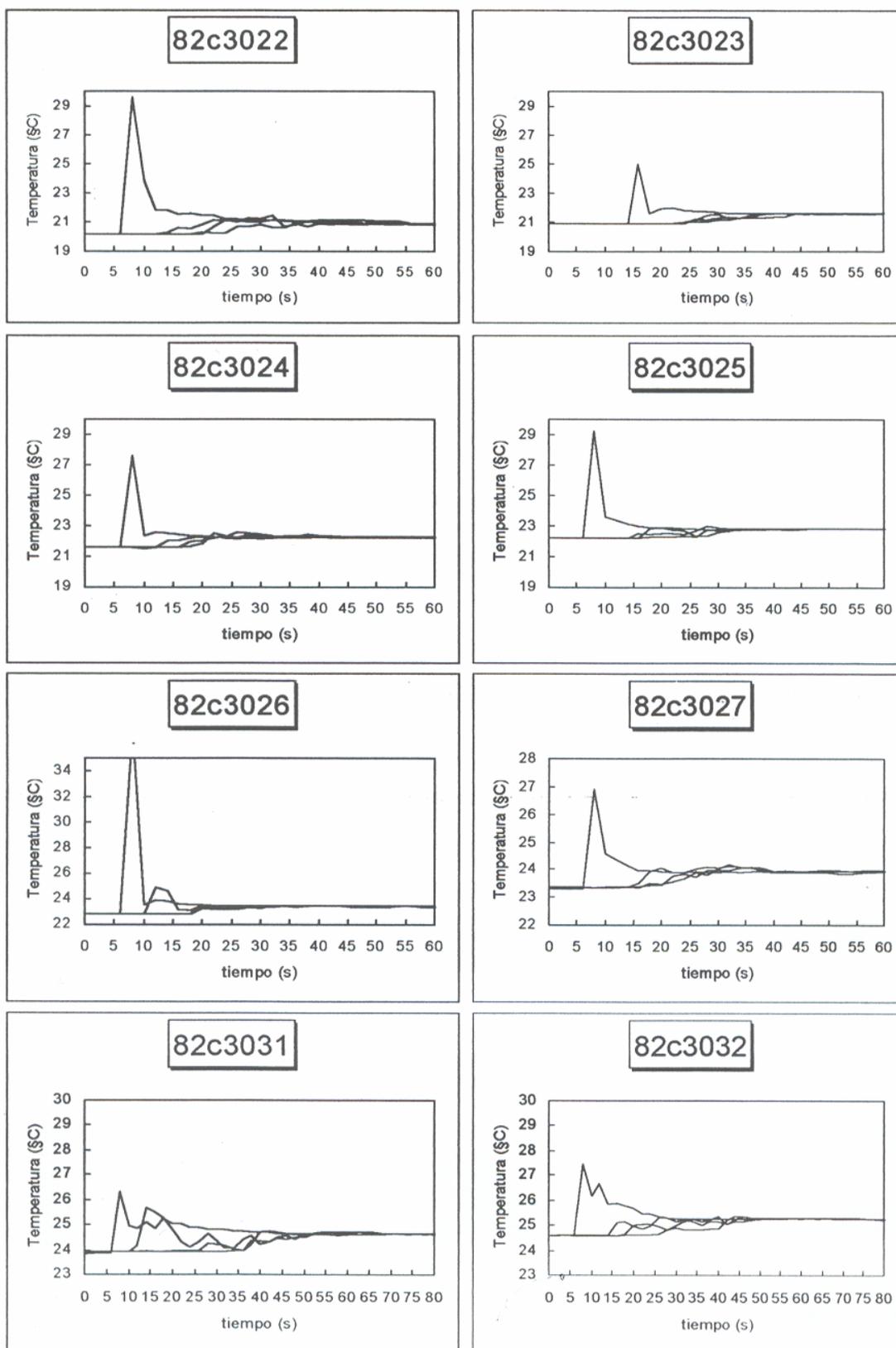
- 39.- **Midoux, N.** 1996. “Ecoulements Biphases”, Policopié de cours, ENSIC.
- 40.- **Wild, G., Poncin, S.,** 1996. “Hydrodynamics of three – phase sparged reactors”. In K.D.P. Nigam y A. Schumpe (coordinadores): Three – Phase Sparged Reactors (Chap. I). I.S.B.N. 2-88124-909-4., Gordon and Breach Science Publishers, Topics in Chemical Engineering Series, New York, pp 11 – 113.
- 41.- **Hsu Y.C. and Dudukovic M.P.** 1980. Gas holdup and liquid recirculation in gas – lift reactors. *Chem. Engng. Sci.* 35, 89 – 99.
- 42.- **Jones A.G.** 1985. Liquid circulation in draft tube bubble column. *Chem. Engng Sci.* 40, 449 – 462.
- 43.- **Bello R.A.** 1981. Chareacterization Study of air – lift contactors for applications to fermentation. *PhD Thesis University of Waterloo, Ontario.*
- 44.- **Zuber N., and Findlay J.A.** 1965. Average volumetric concentration in two – phase flow systems. *Trans. ASHME J. Heat transfer* 87, 453 – 468.
- 45.- **Hills J.H.** 1976. The operations of the bubble column at high throughputs I. Gas houldup meausurements. *Chem. Engng. J.* 12, 89 – 99.
- 46.- **El – Gabbani D.H.** 1977. Hydrodynamic and mass trasfer characteristics of an airlift contactor. *MASc Thesis, University of Waterloo, Ontario 1977.*
- 47.- **Sano M., Mori.** 1980. *The 19th Commite (Steelmakig) Japan so for the Promotion of Science.*
- 48.- **Popovic M., Robinson C.** 1984. Estimation of some important desing parameters for non – newtonian liquids in pneumatically – agitated fermenters. *Proceeding of the 34th Canadian Chemical Engineering Conference. Quebec.* 258 – 263.
- 49.- **Choi K.H. and Lee W.K.** 1993. Circulation liquid Velocity, gas holdup and volumetric oxygen transfer coefficient in external – loop airlift reactors. *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 56, 51 – 58 .
- 50.- **Schoutens G.H., Guit R.P., Zieleman G.J., Luyben A.M. and Kossen N.W.** 1986. A comparative study of a fluidised bed reactor and a gas loop reactor for the I.B.E. Process: Part I. Reactor desing and scale down approach. Part II. Hydrodynamics and reactor modelling. *J. Chem. Tech. Biotechno.* 36 I: 335 – 343; II: 415 – 426.
- 51.- **Wen – Jang Lu, Shyh – Jye Hwang and Chun – Min Chang.** 1995. Liquid velocity and gas holdup in three – phase internal loop airlift reactors with low – density particles. *Chem. Engng. Sci.* 50 n°8, 1301 – 1310.

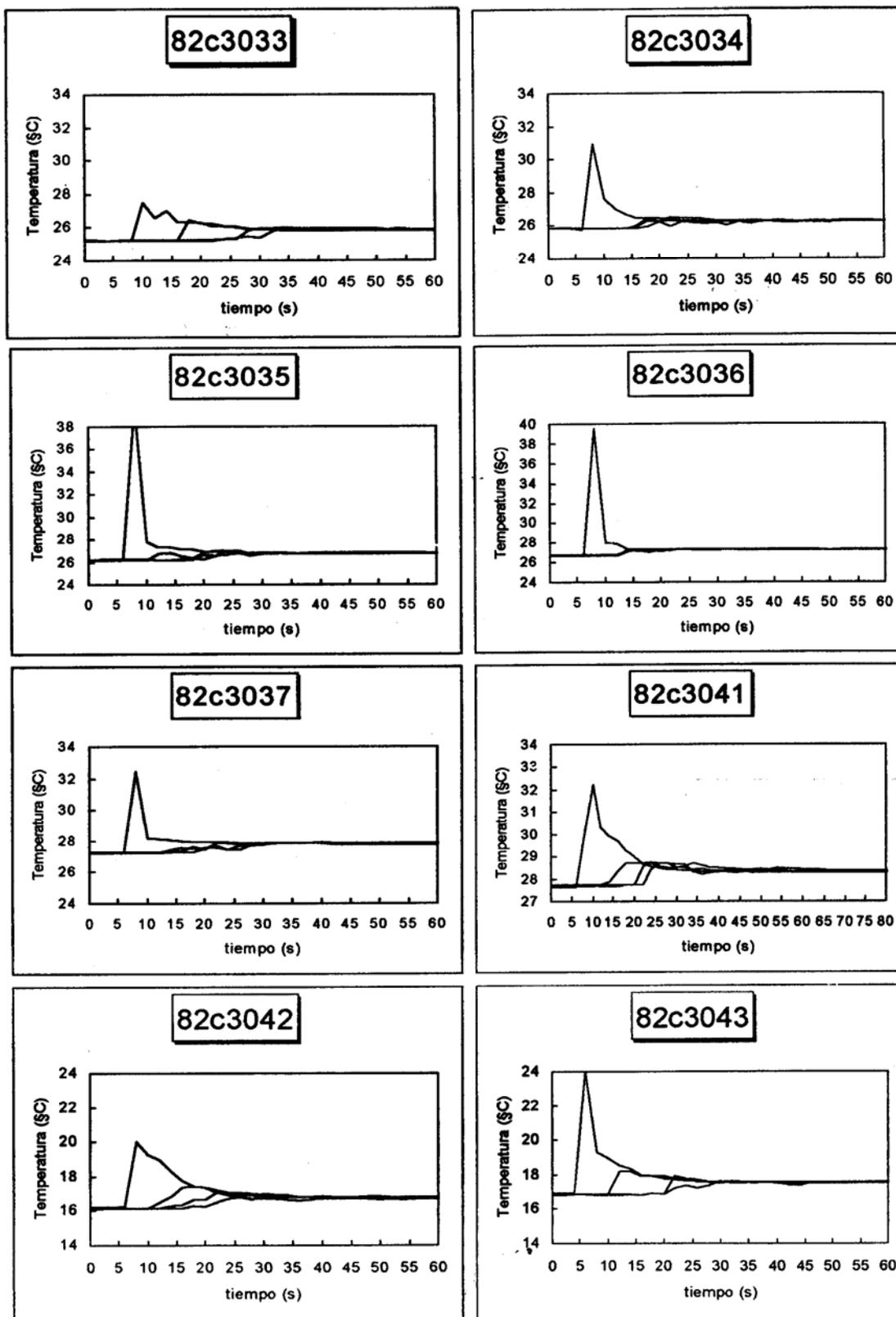
- 52.- **Douek R. S.** 1995. Hydrodynamic behaviour of a three –phase gas – liquid – solid airlift reactor. *PhD Thesis Imperial College of Science, Thecnologie and Medicine. University of London. Director Livingston A.*
- 53.- **Ayazi – Shamlou P., Pollard D.J., Ison A.P. and Lilly M.D.** 1994. Gas holdup and liquid circulation rate in concentric – tube airlift bioreactors. *Chem. Engng. Sci.* 49, n° 3, 303 – 312.
- 54.- **Bello, R.A. Robinson, C.W. and Moo – Young M.** 1985. Gas holdup and overall volumetric oxygen transfer coefficient in airlift contactors. *Biotechnol Bioengng* 27, 369 – 381.
- 55.- **Merchuk J.C., Berzin I.** 1995. Distribution of energy dissipation in airlift reactors. *Chem. Engng. Sci.* 50, n°14, 2225 – 2233.
- 56.- **Khang S.J., and Levenspiel O.** 1976. New scale – up and desing method for stirrer agitated batch mixing vessels. *Chem. Engng. Sci.* 31 569 – 577.
- 57.- **Ando K., Obata E., Ikeda K, Fukuda T.** 1990. Mixing time of liquid in horizontal sitirred vessels with multiple impellers. *Can. J. Chem. Engng.* 68. 278 – 283.
- 58.- **Van de Vusse J.G.** 1962. A new model for the stirred tank reactor. *Chem Engng. Sci.* 17. 507 – 521.
- 59.- **Henzler H.J. and Obernosterer G.** 1991. Effect of mixing behaviour on gas – liquid mass transfer in Highly viscous stirred non – newtonian liquids. *Chem. Engng. Technol.* 14 1 – 10.
- 60.- **Wend R., Steiff A., and Weinspach P.M.** Liquid phase dispersion in bubble columns. *Ger. Chem. Engngn.* 7, 267 – 273.

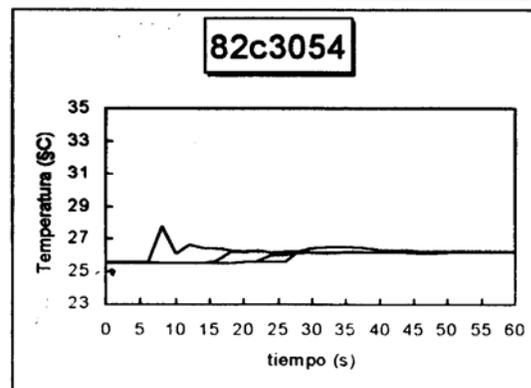
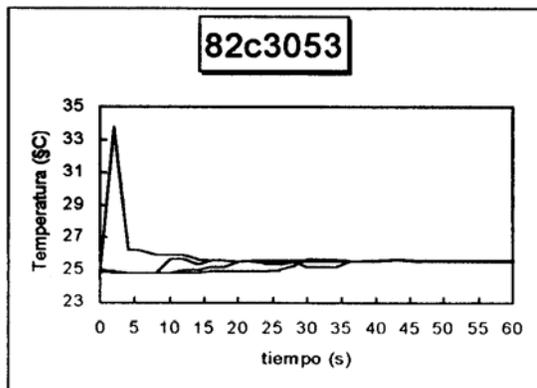
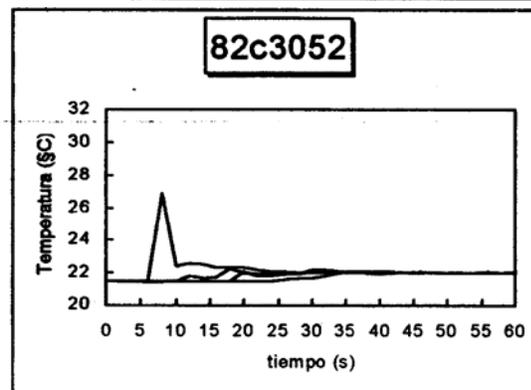
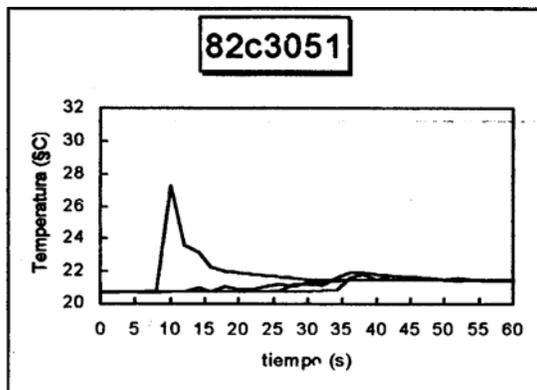
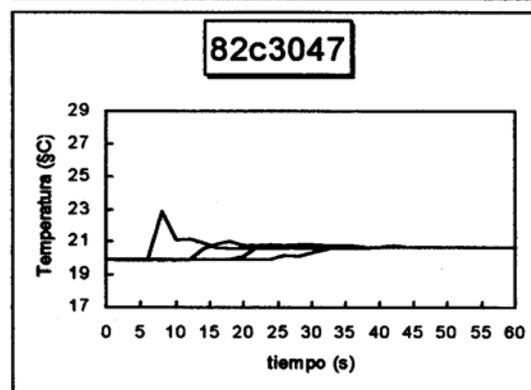
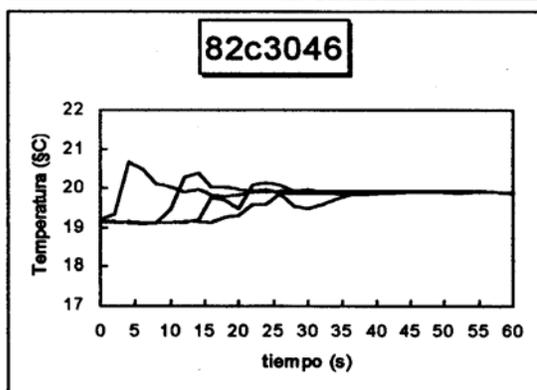
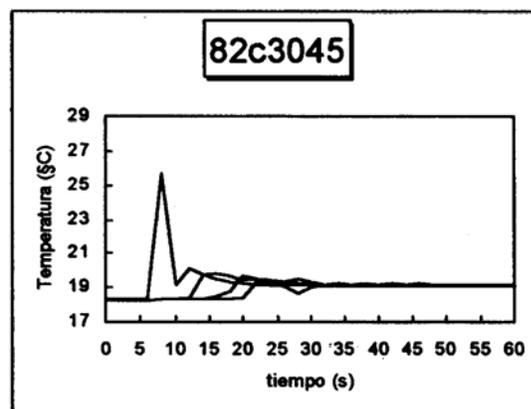
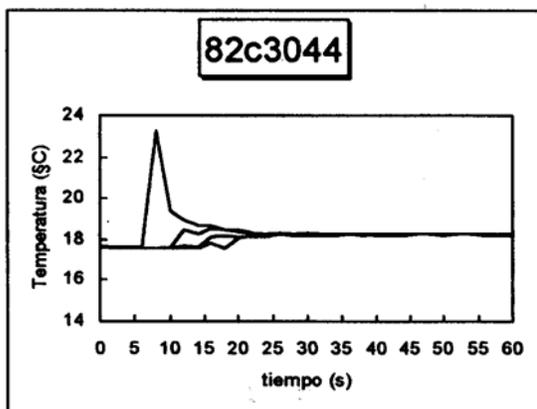
CAPÍTULO 9

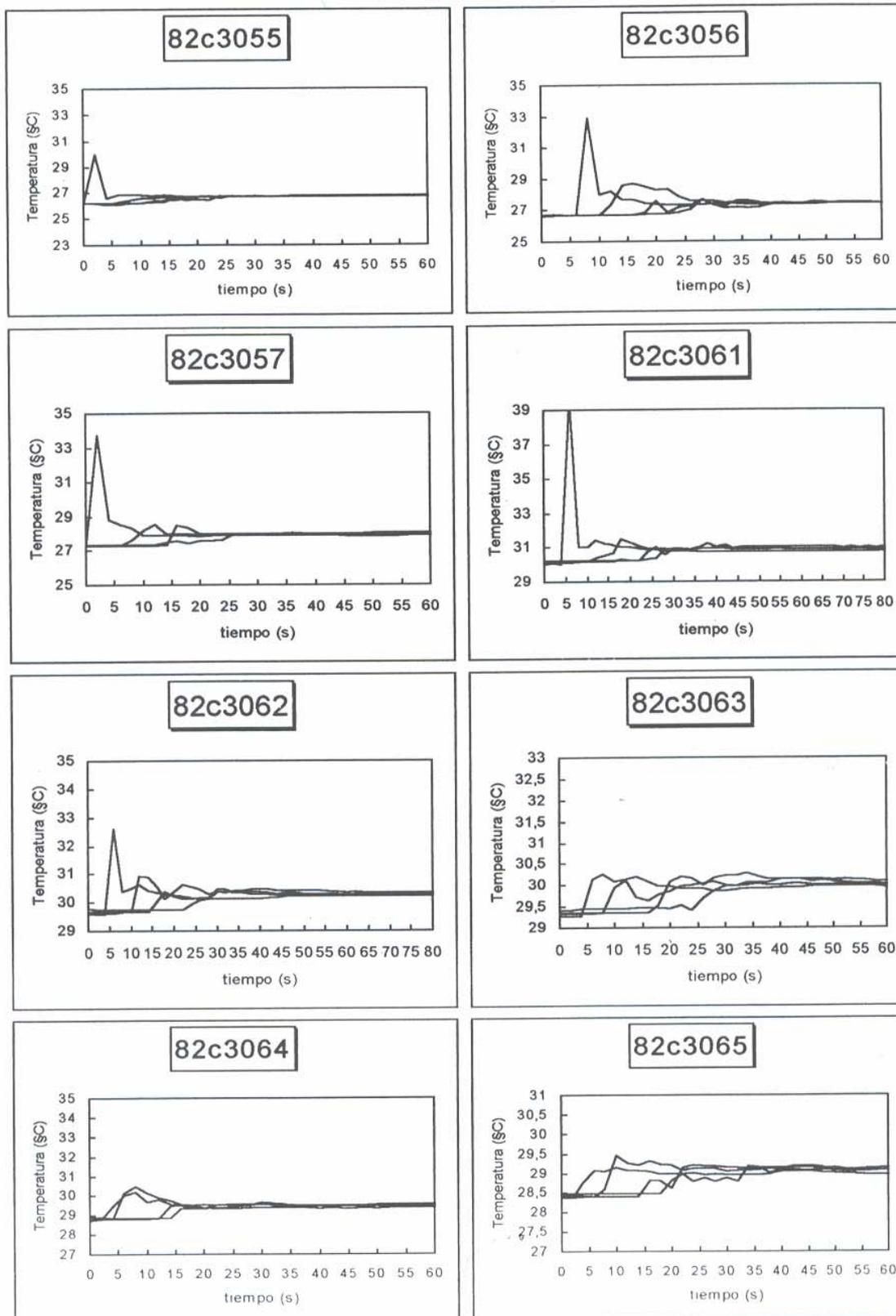
ANEXOS

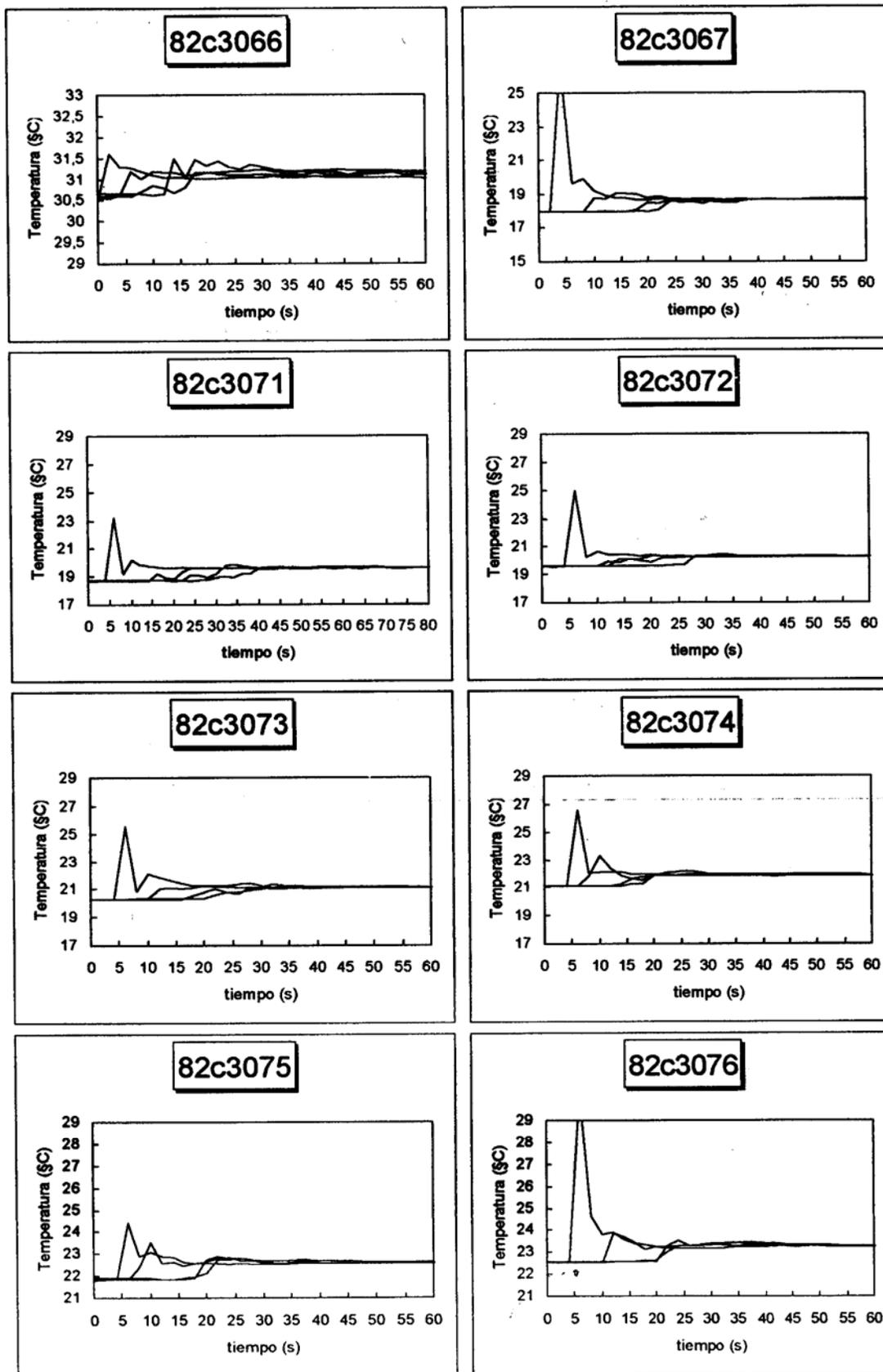


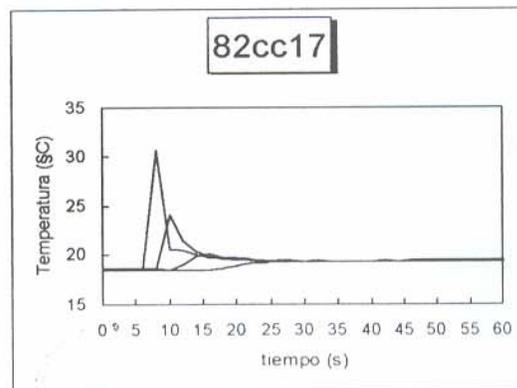
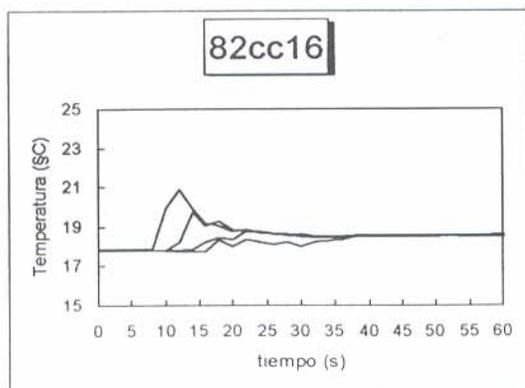
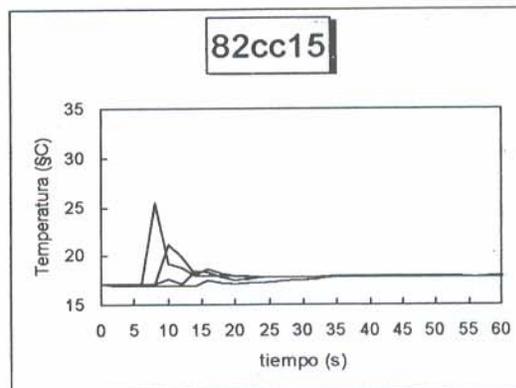
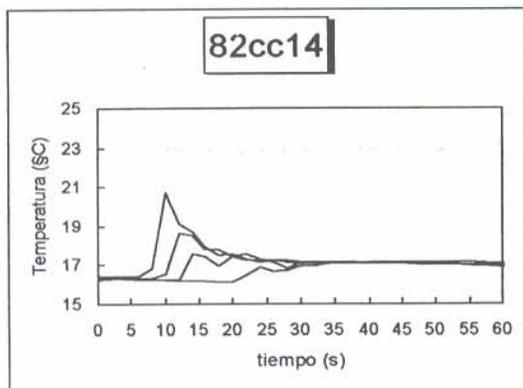
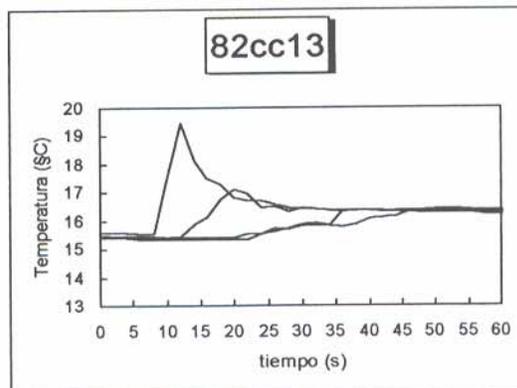
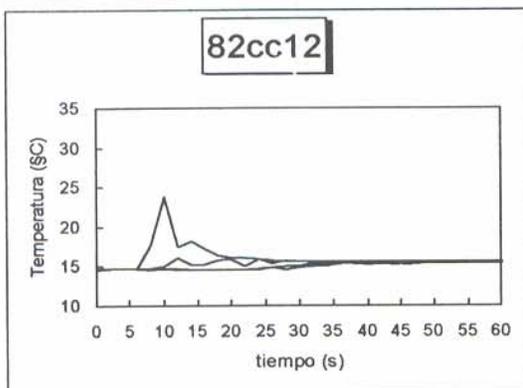
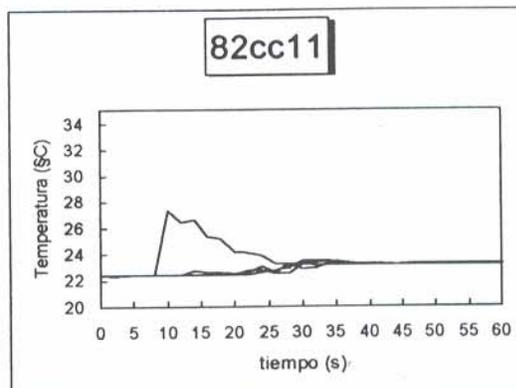
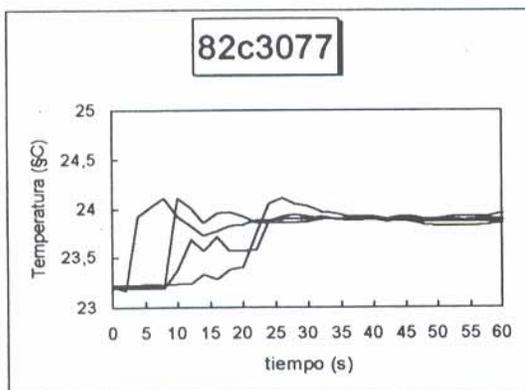


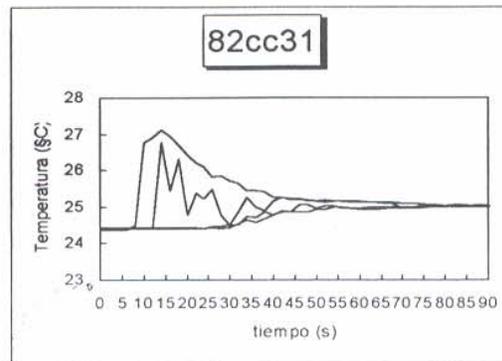
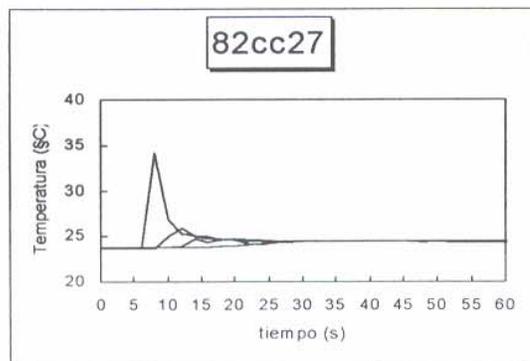
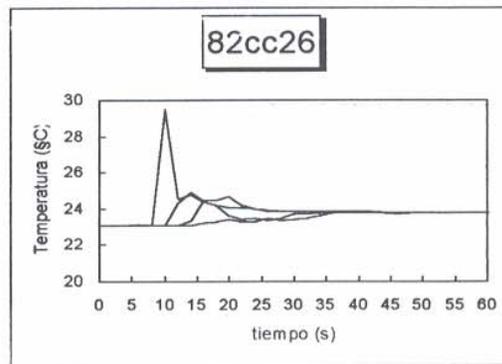
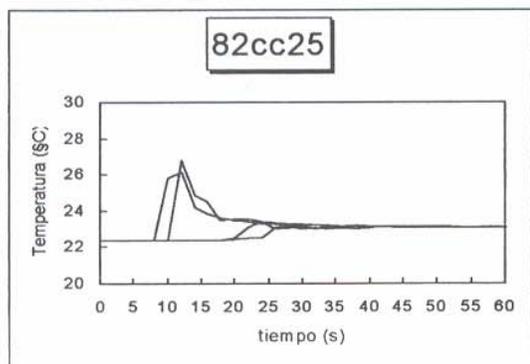
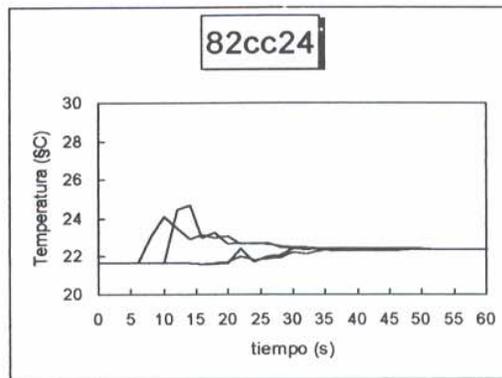
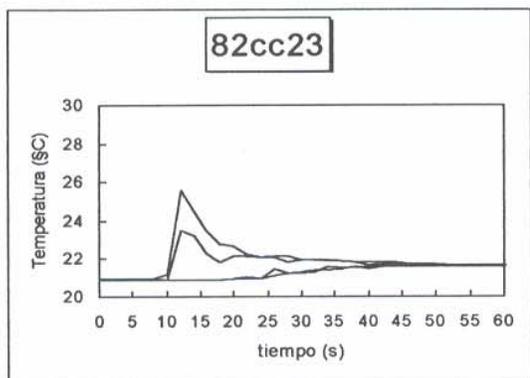
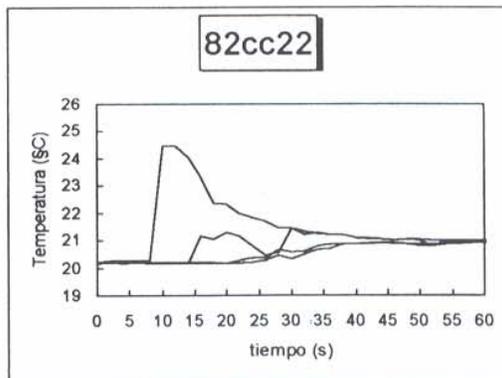
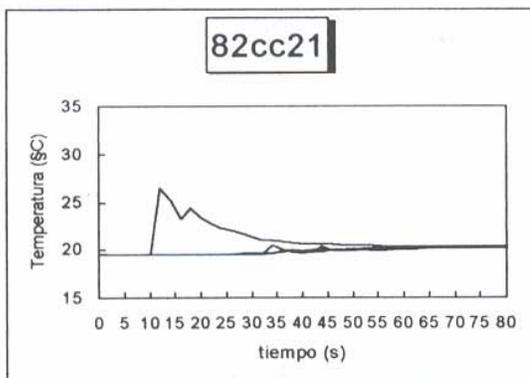


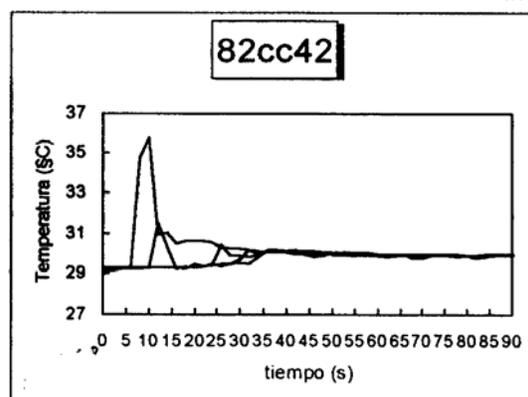
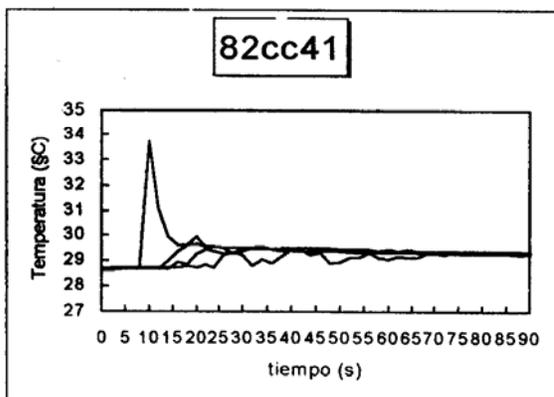
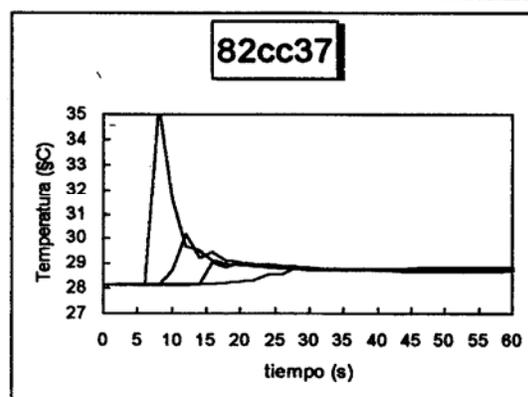
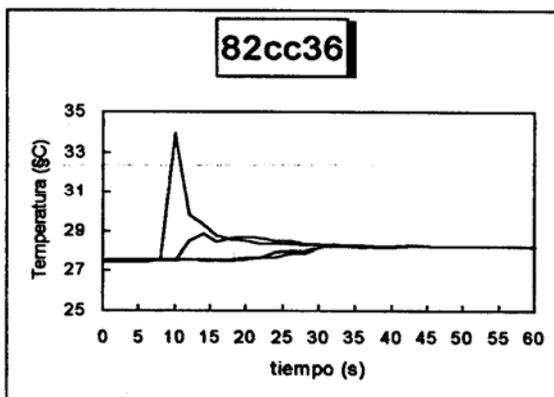
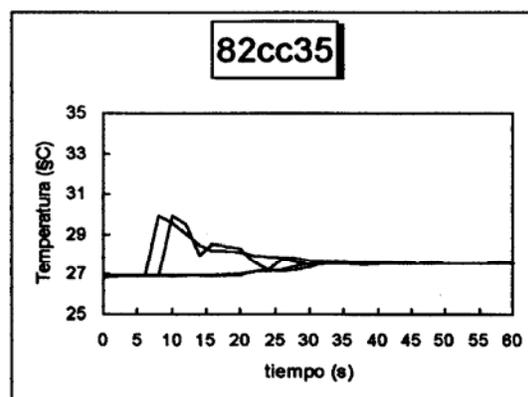
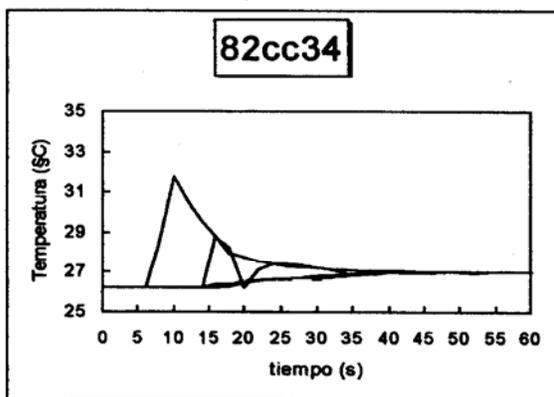
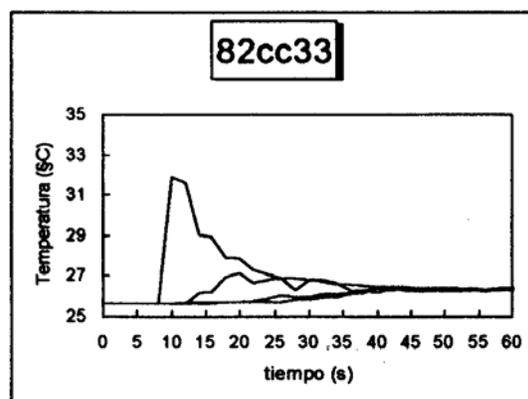
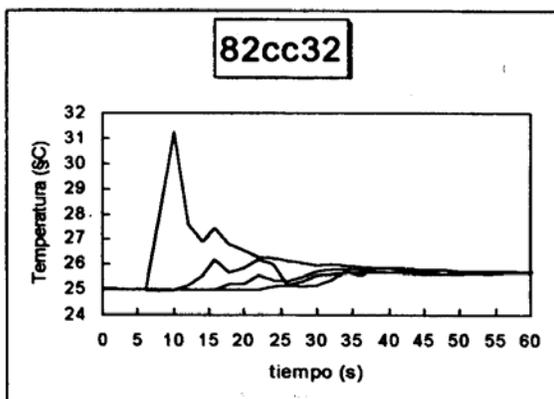


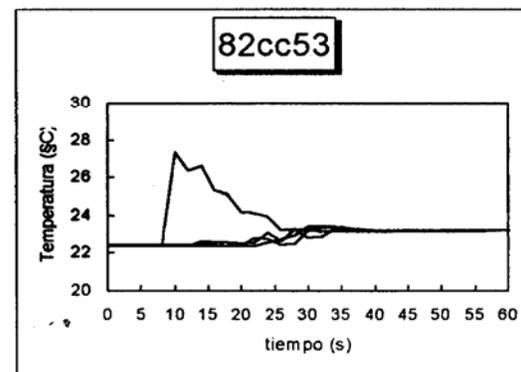
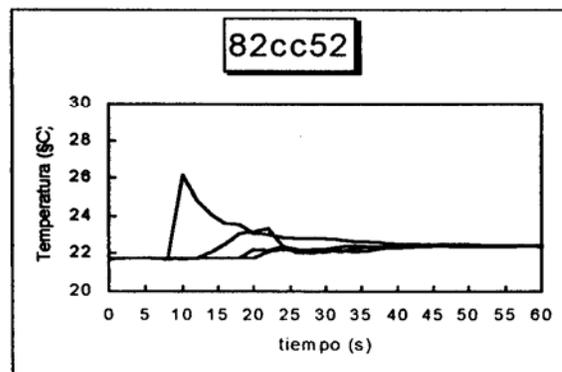
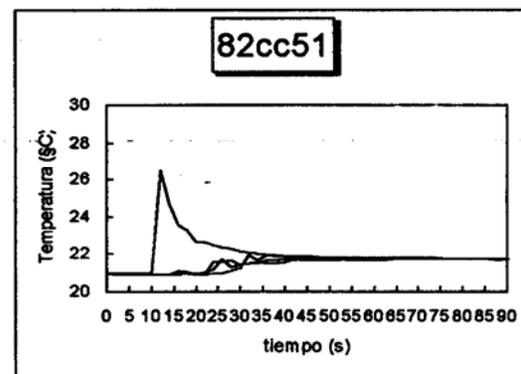
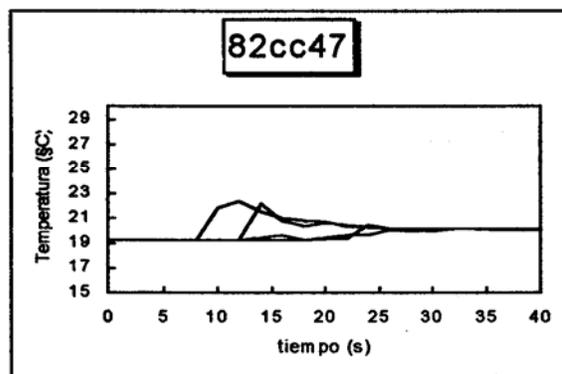
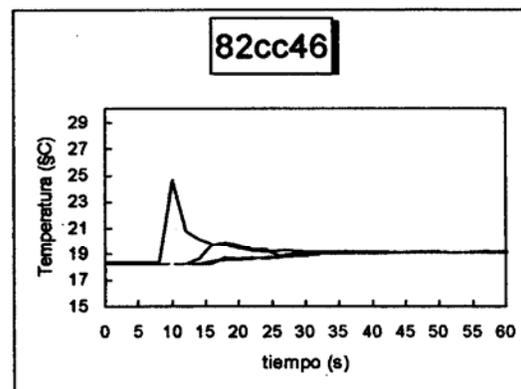
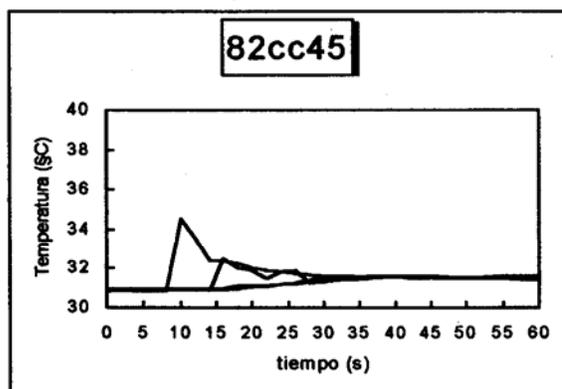
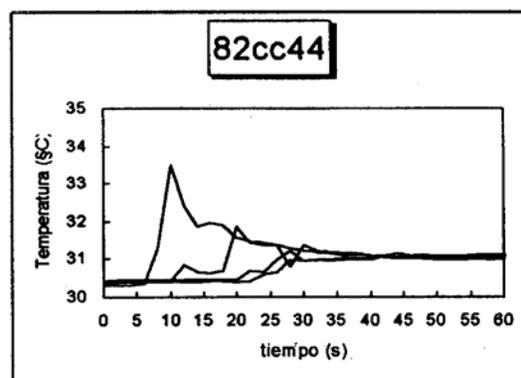
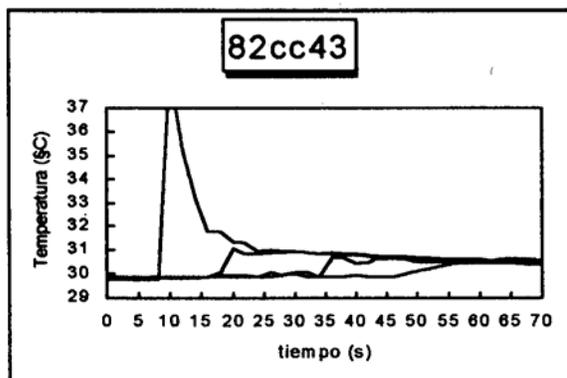


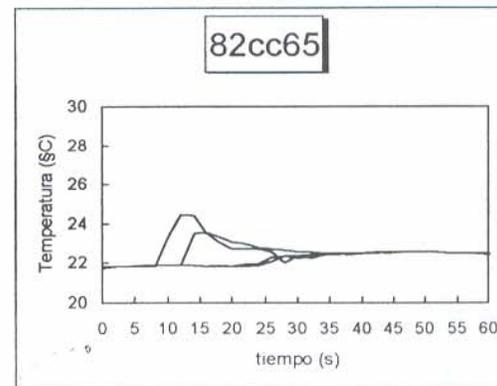
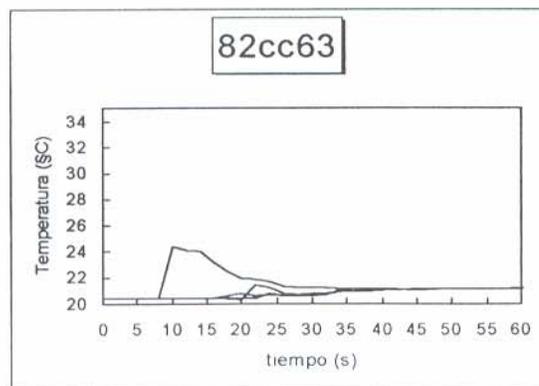
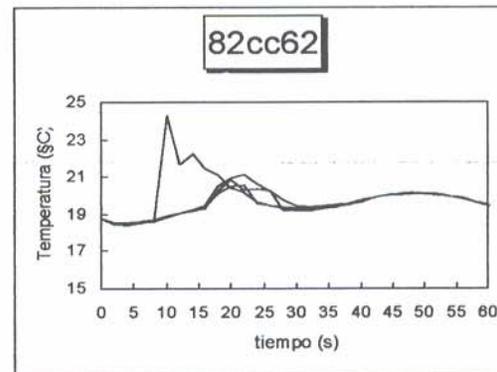
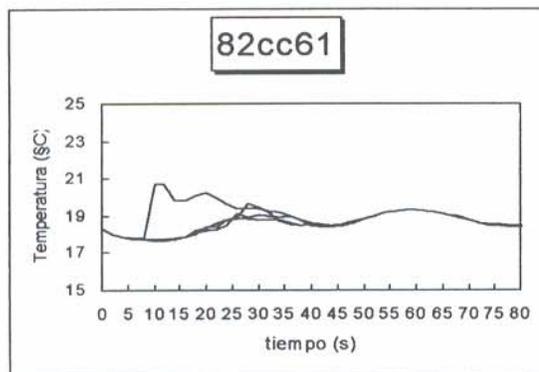
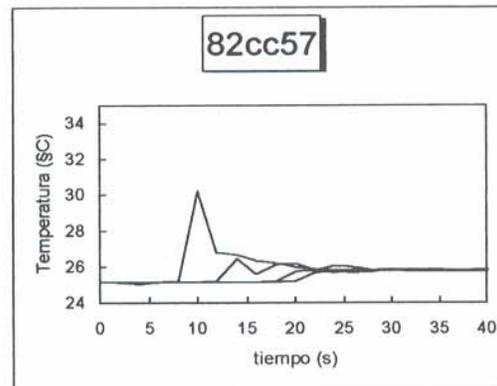
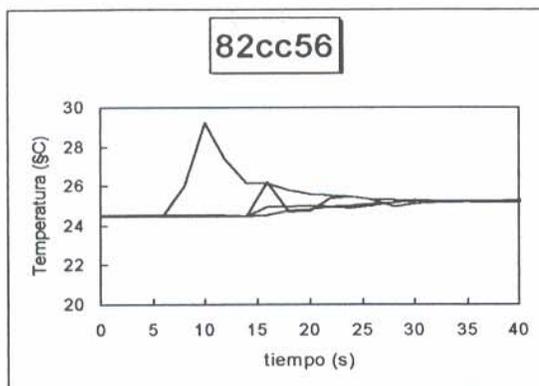
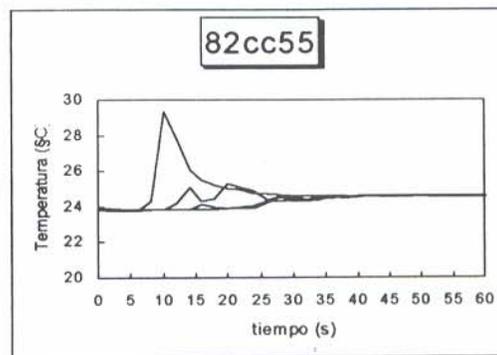
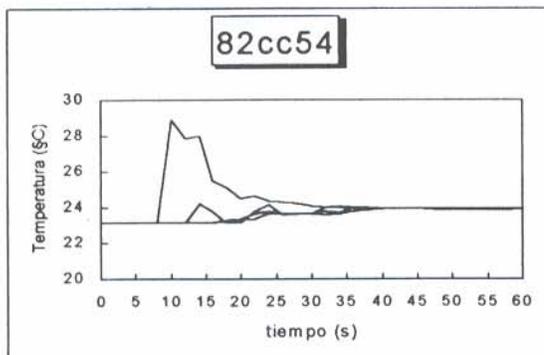


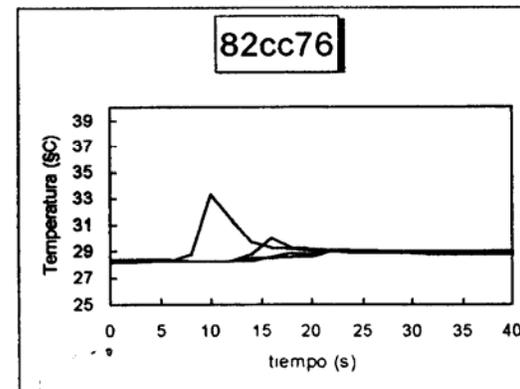
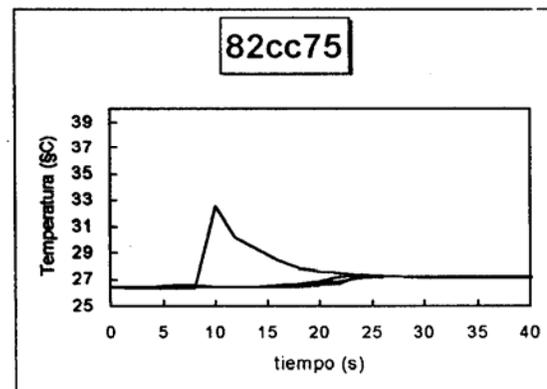
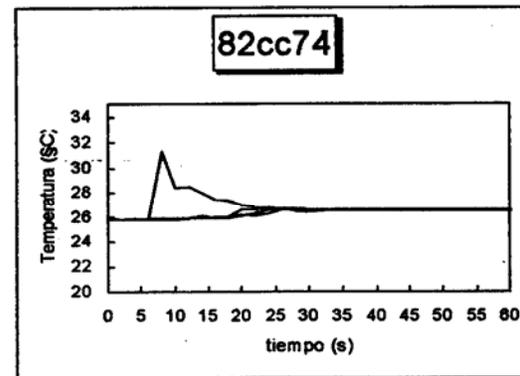
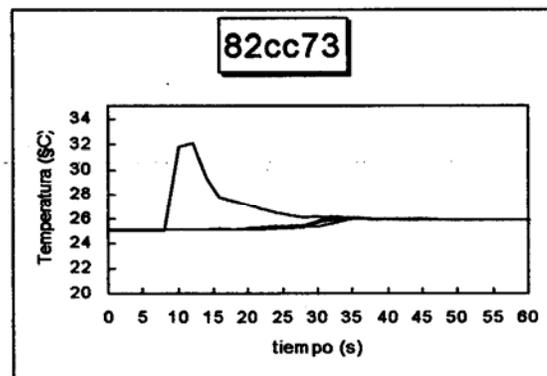
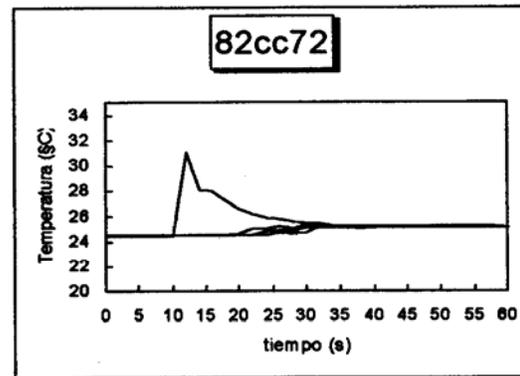
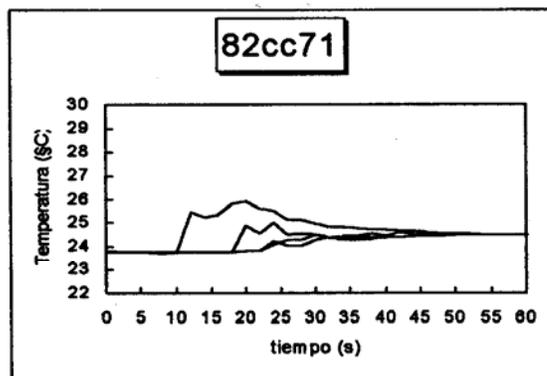
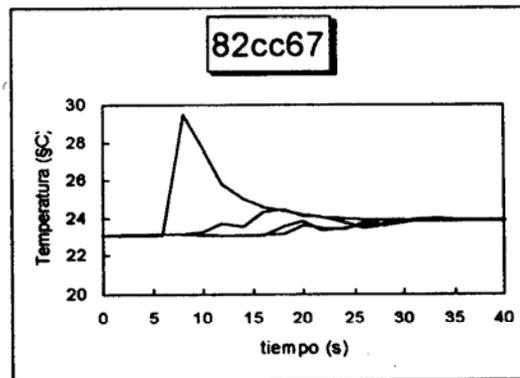
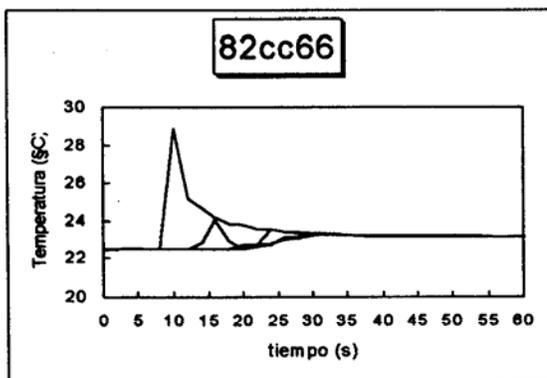


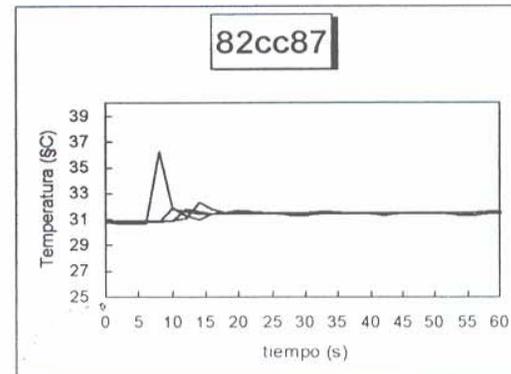
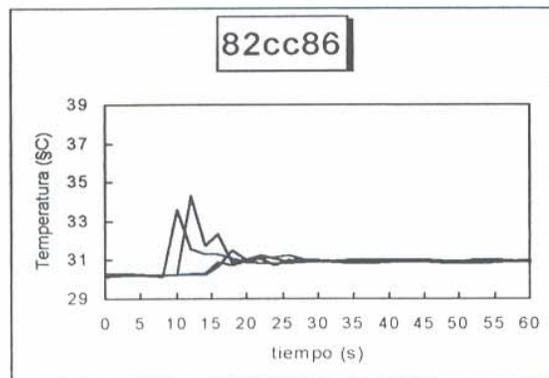
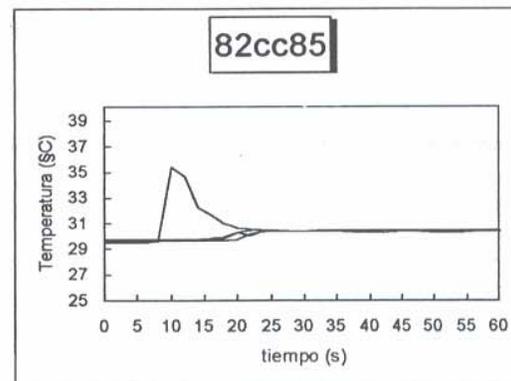
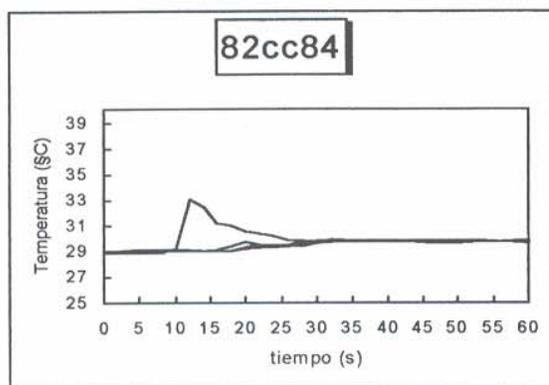
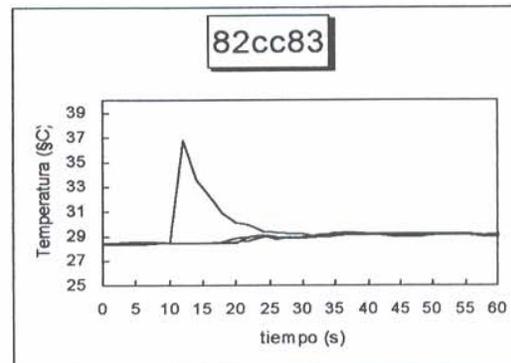
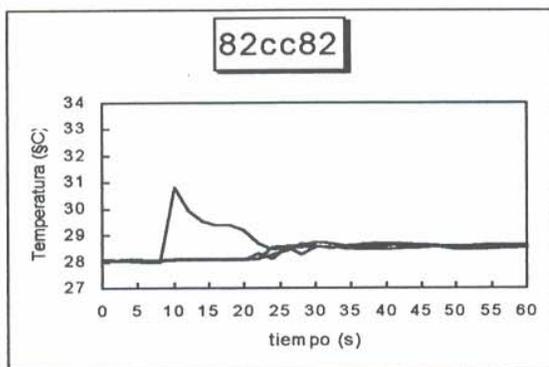
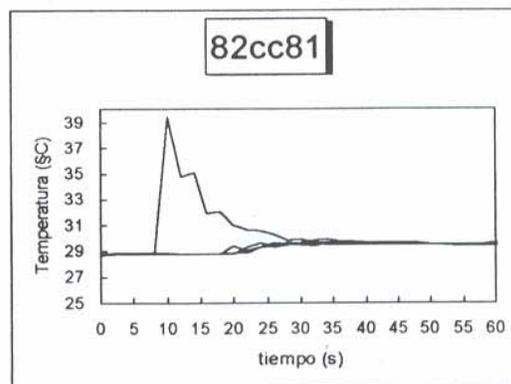
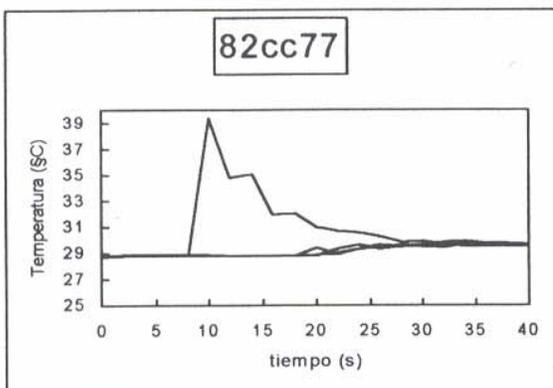


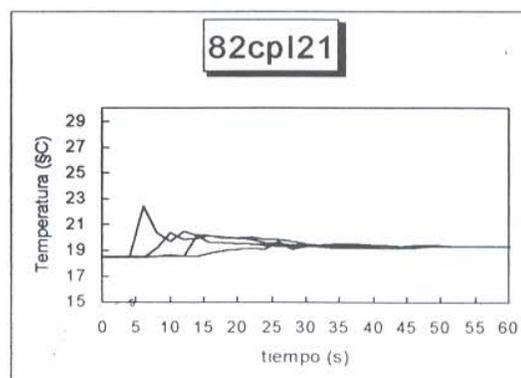
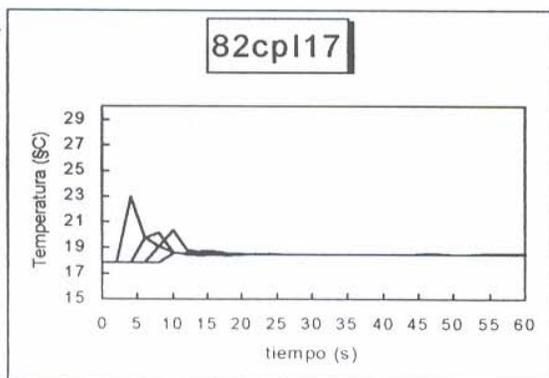
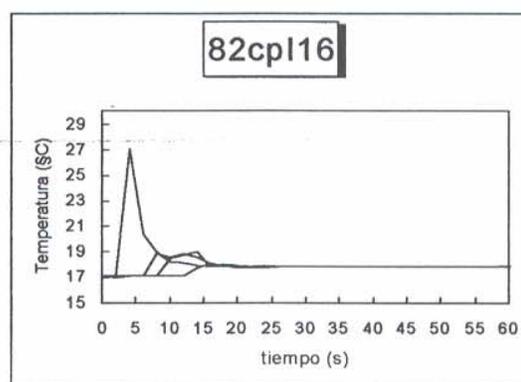
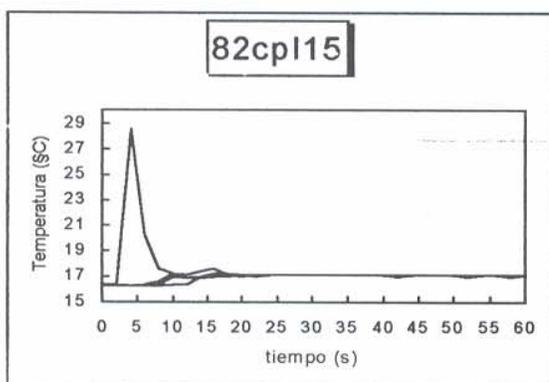
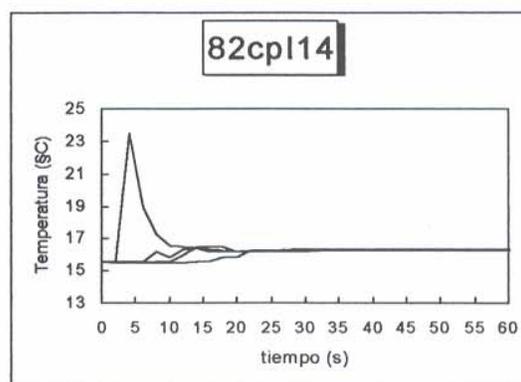
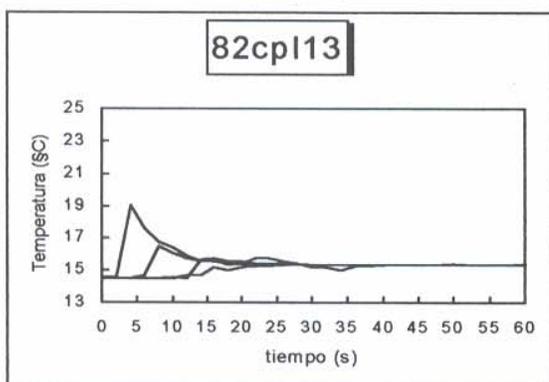
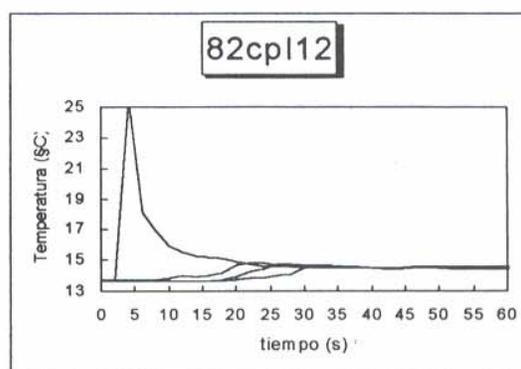
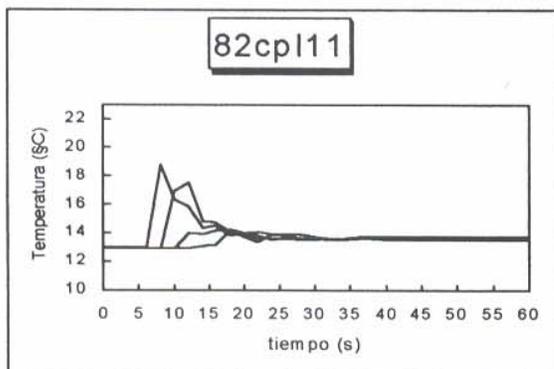


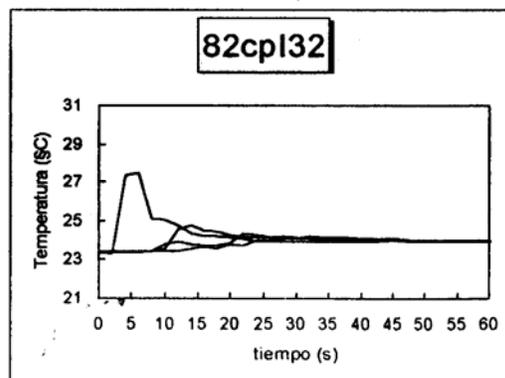
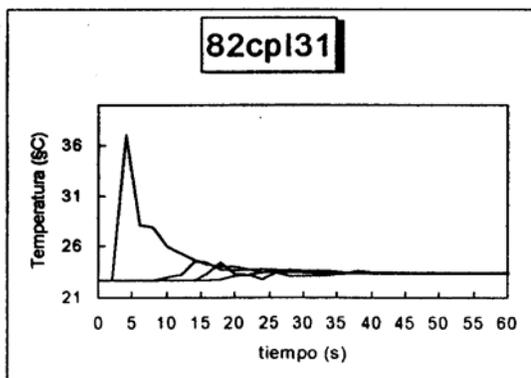
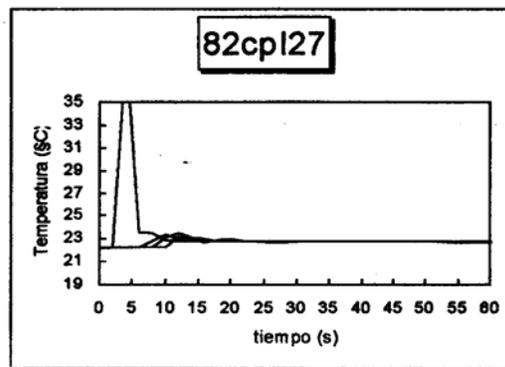
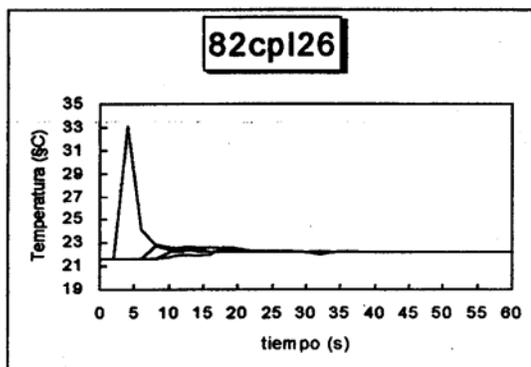
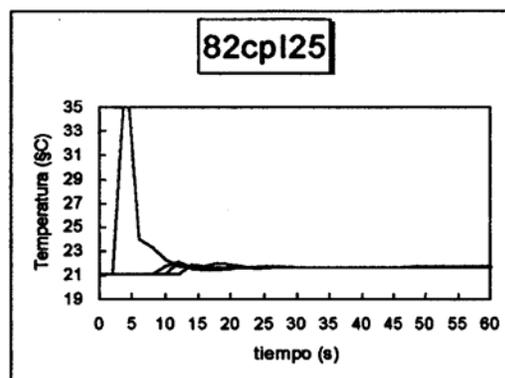
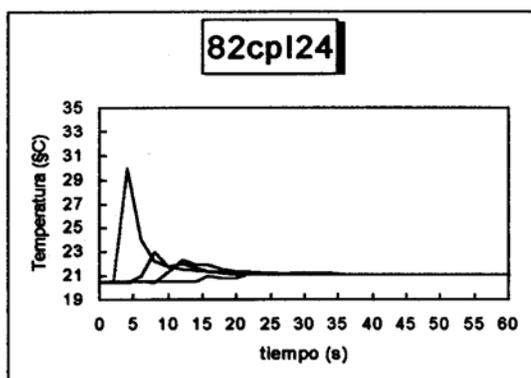
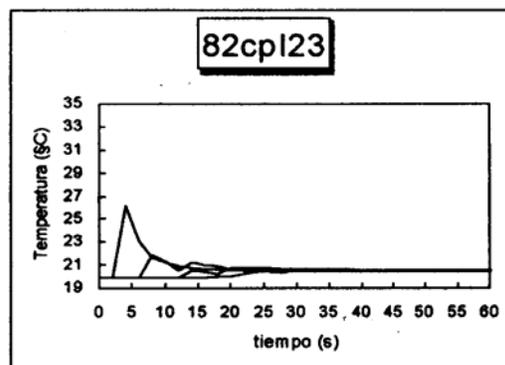
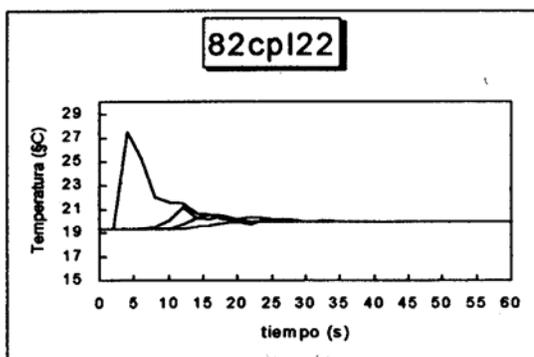


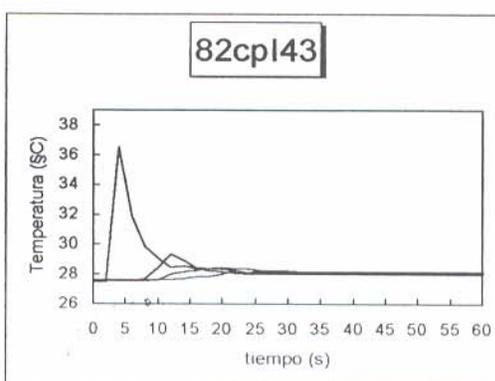
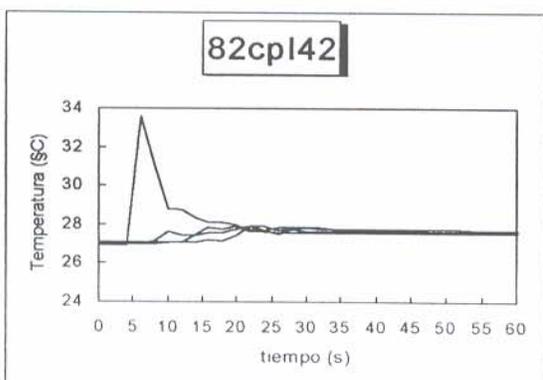
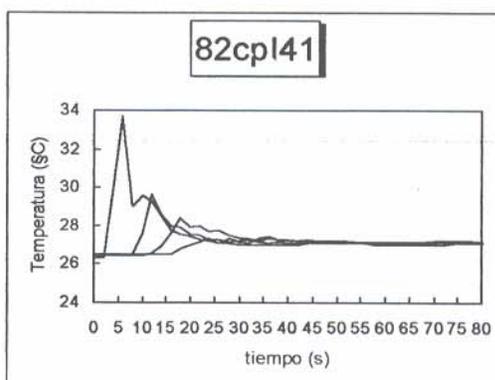
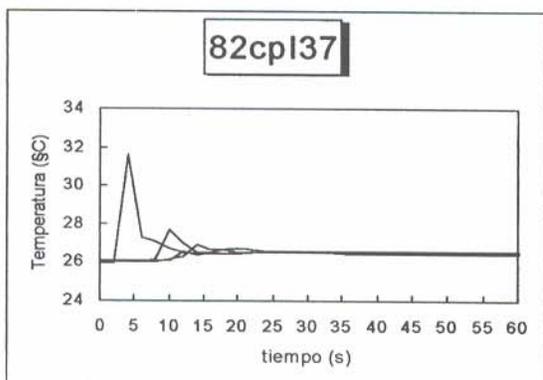
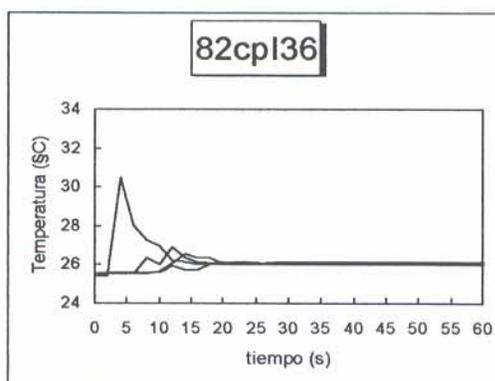
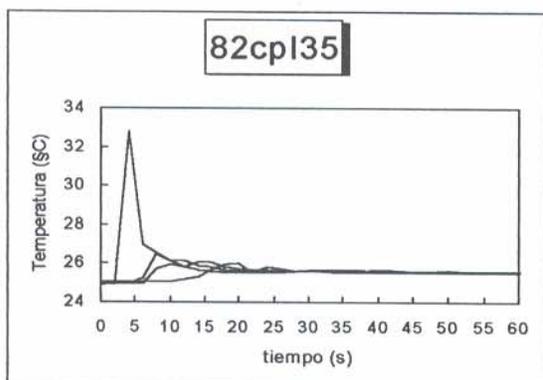
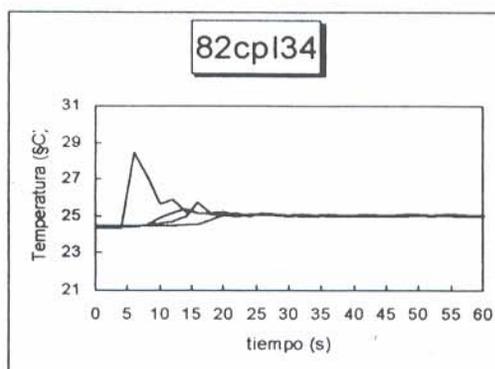
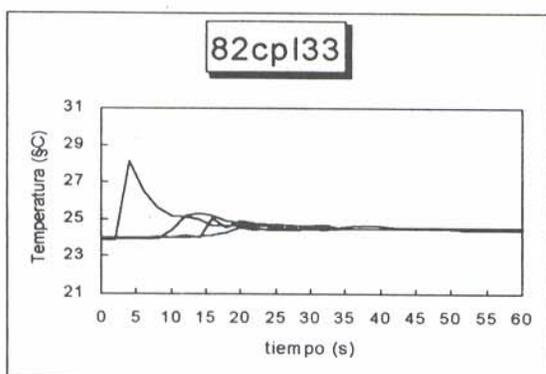


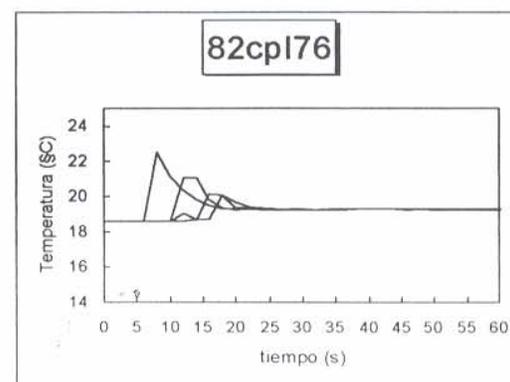
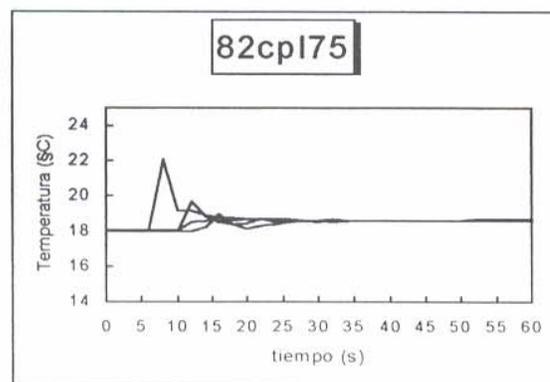
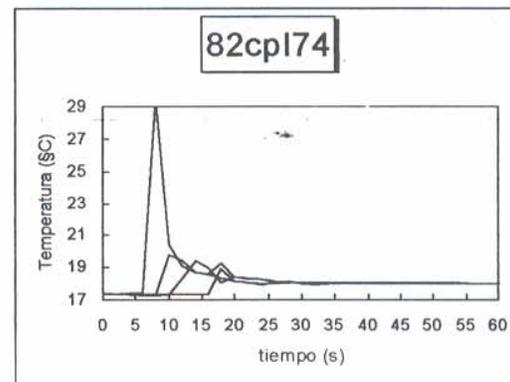
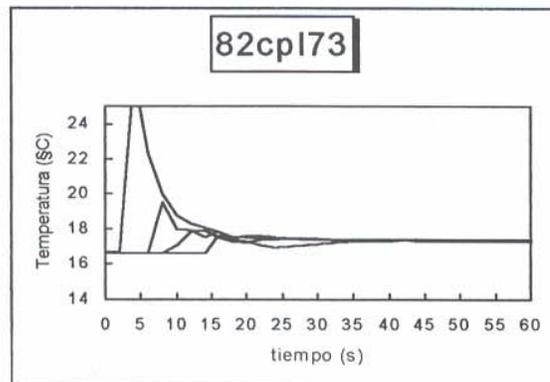
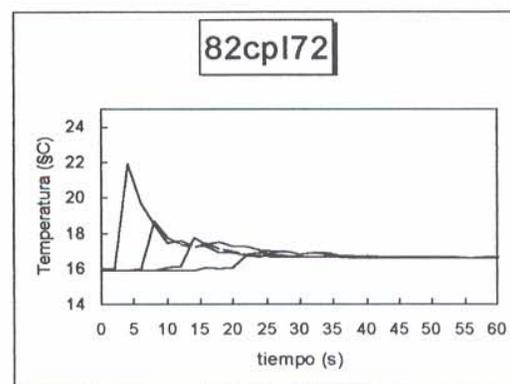
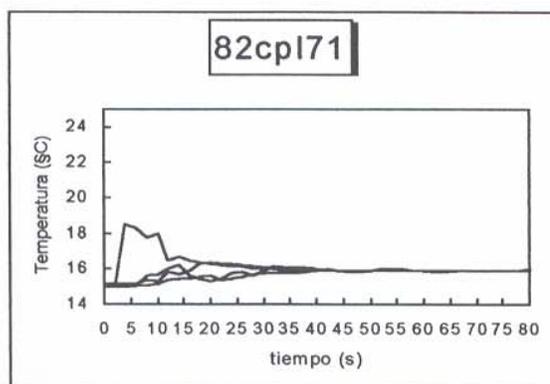
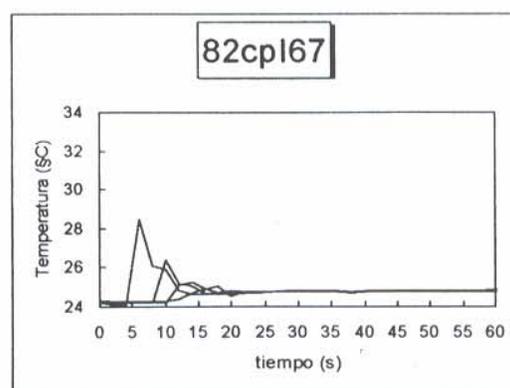
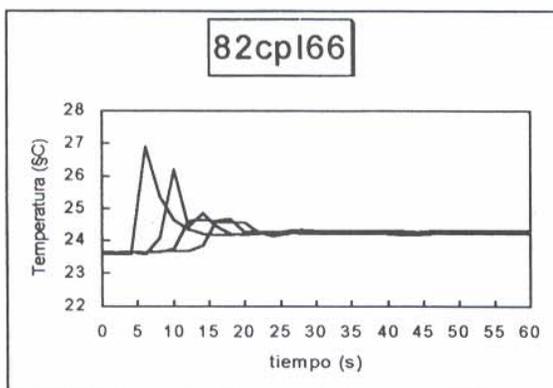


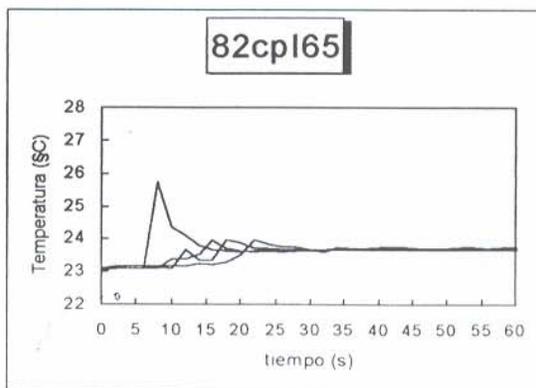
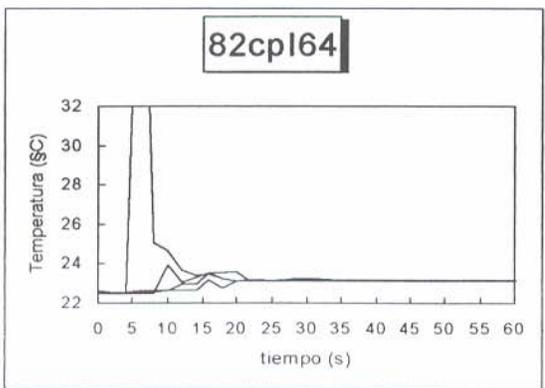
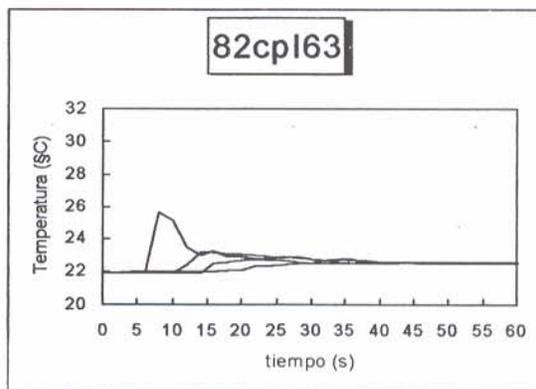
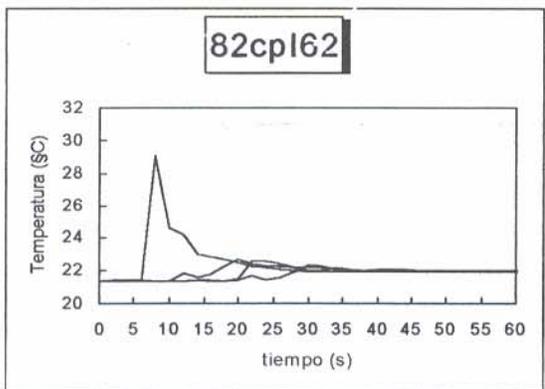
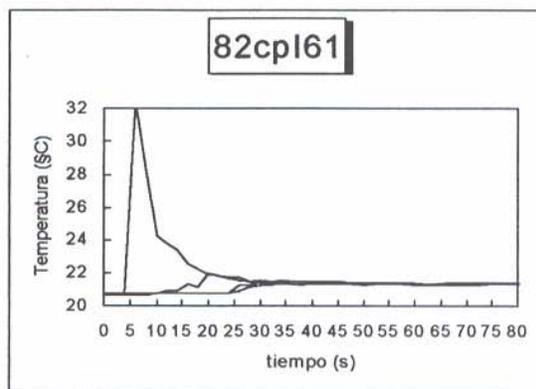
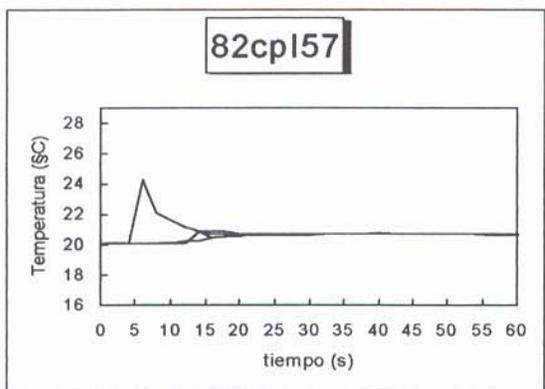
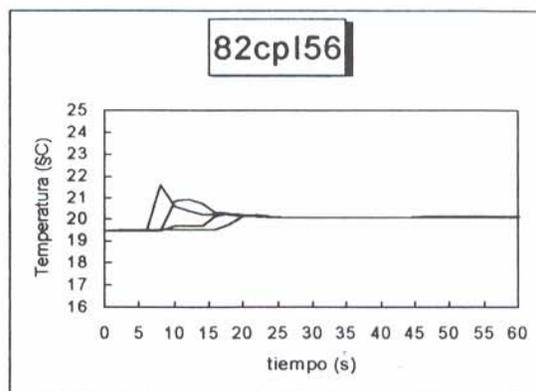
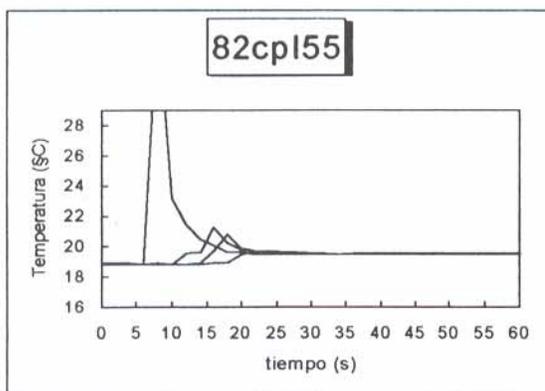


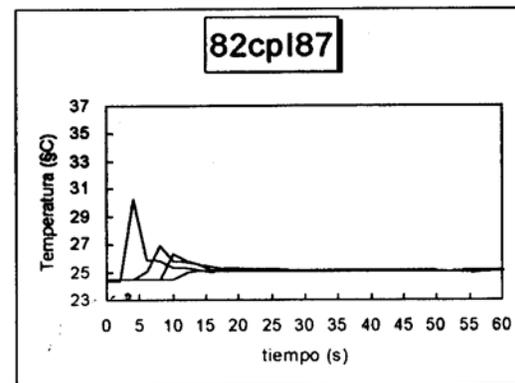
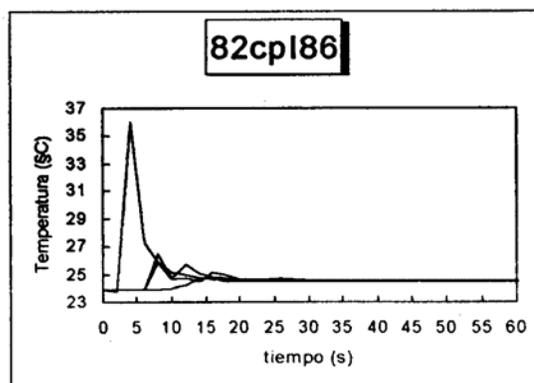
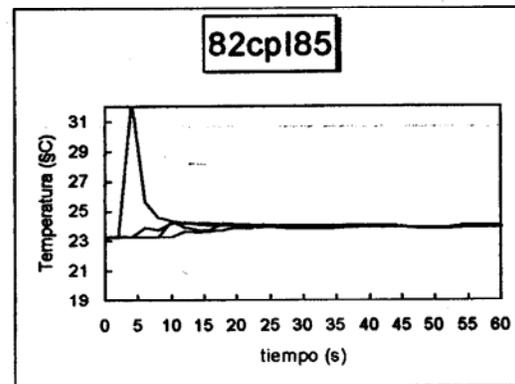
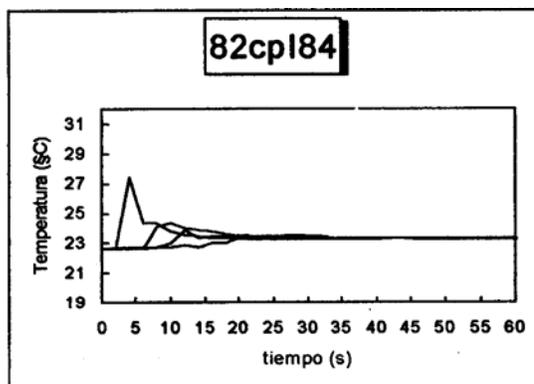
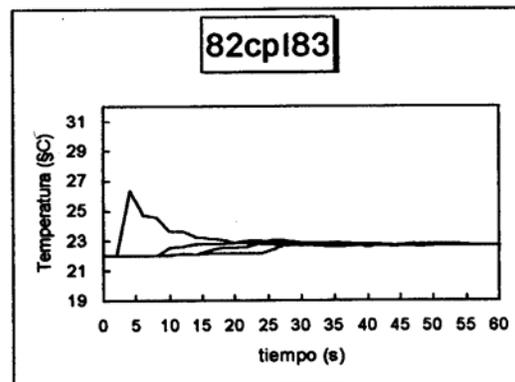
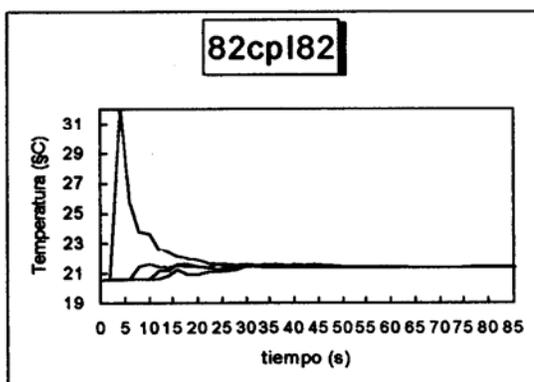
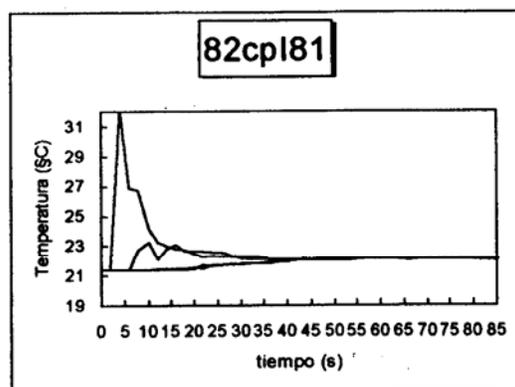
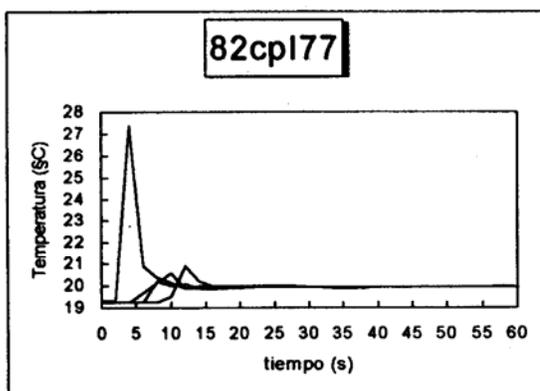


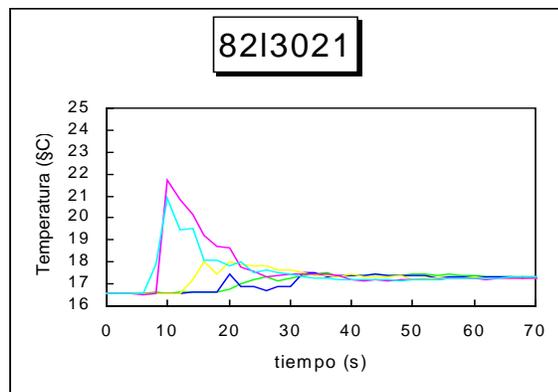
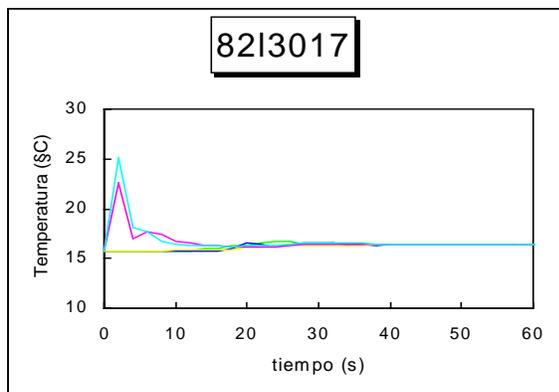
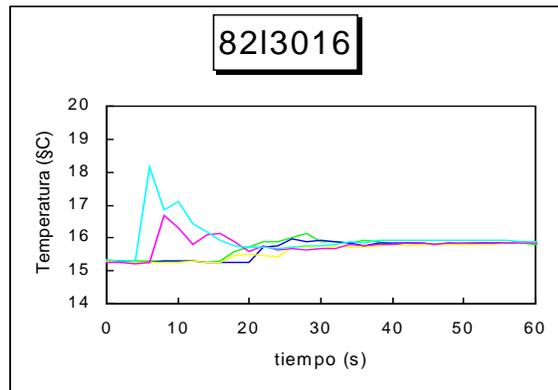
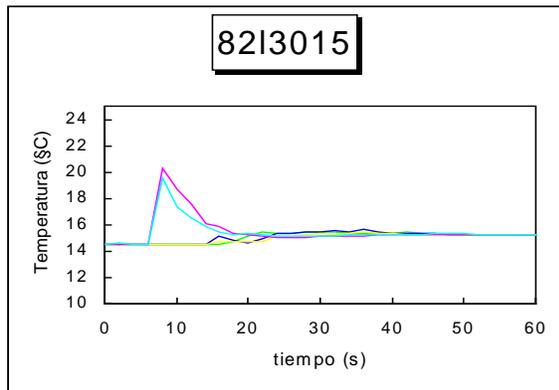
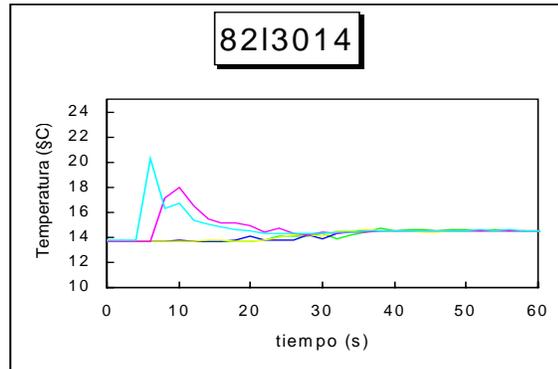
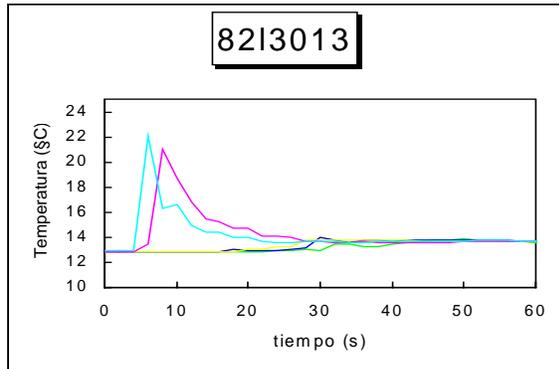
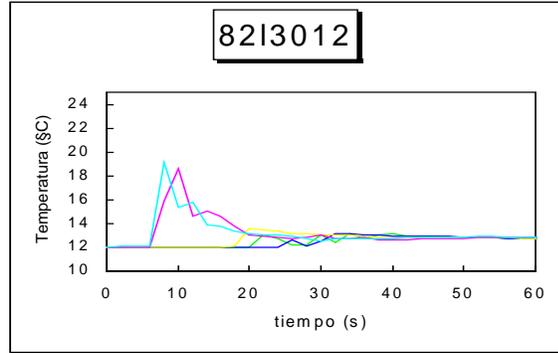
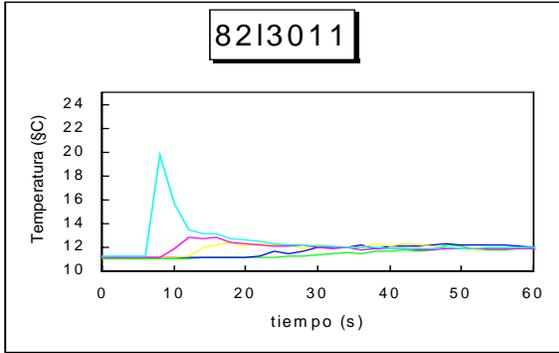


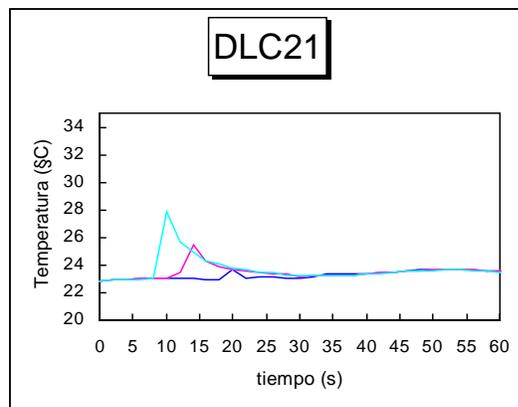
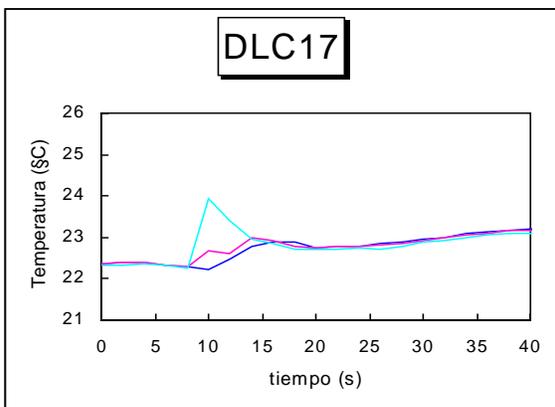
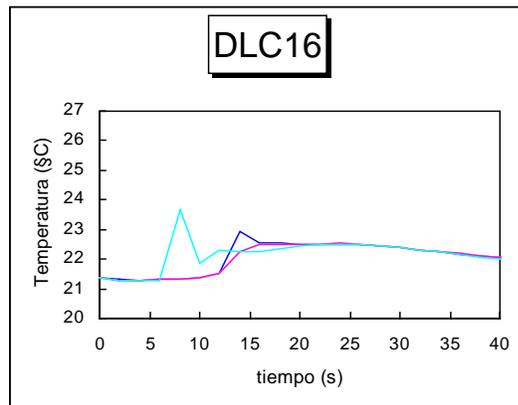
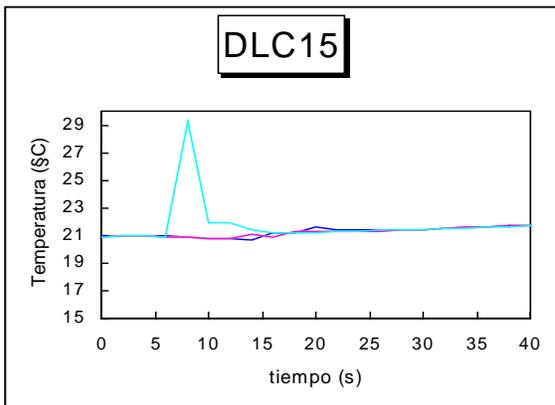
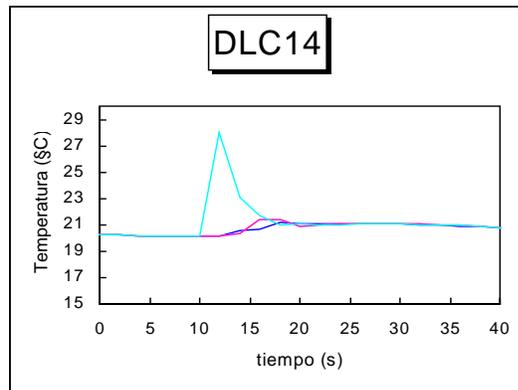
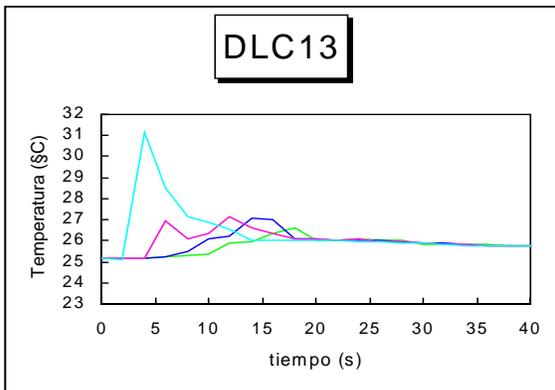
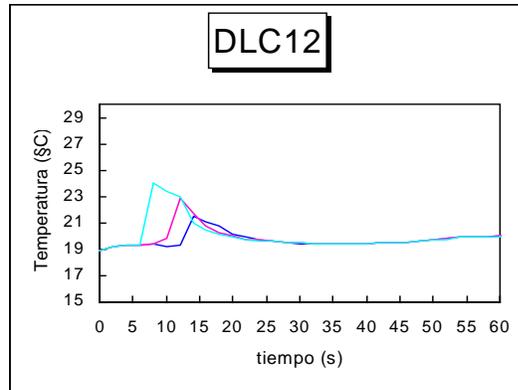
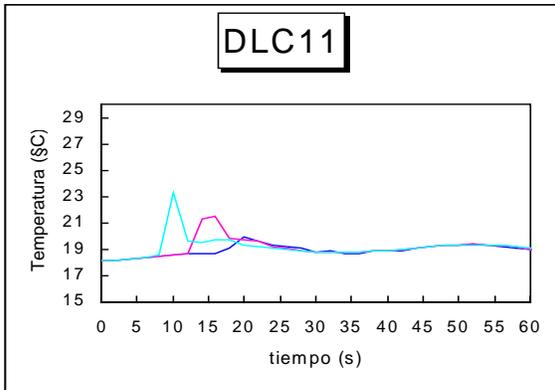


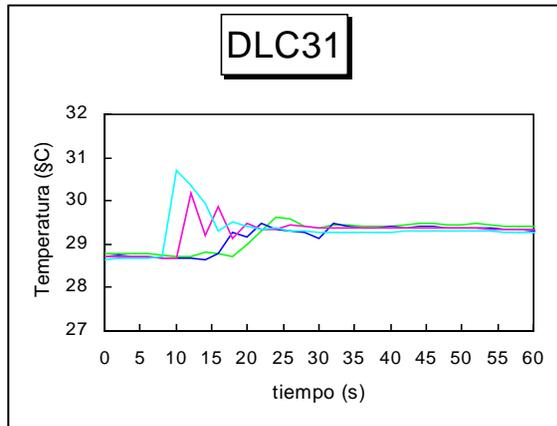
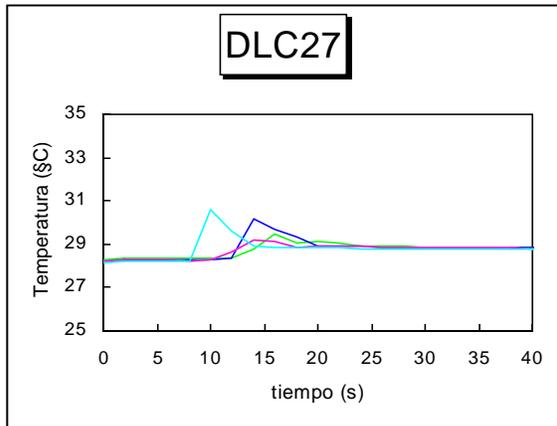
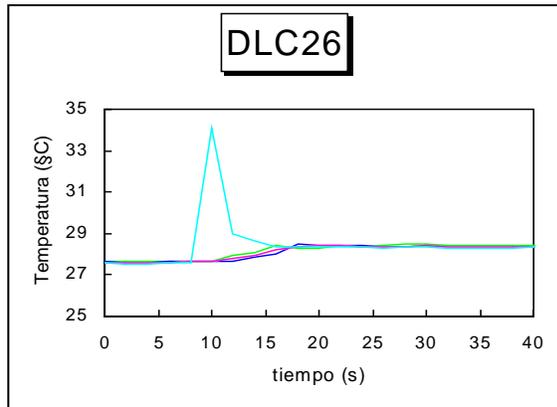
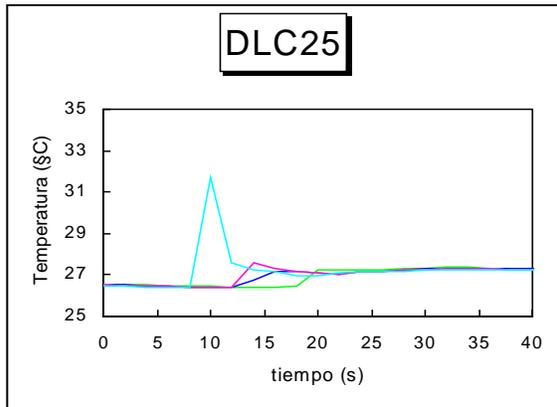
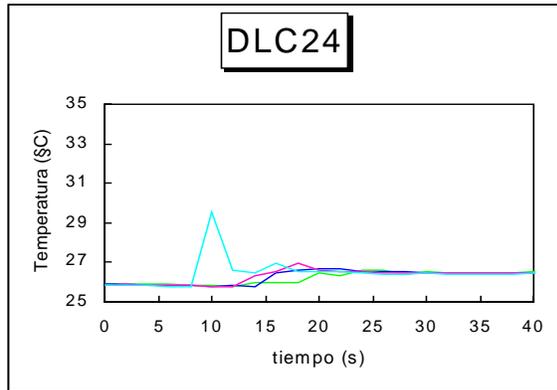
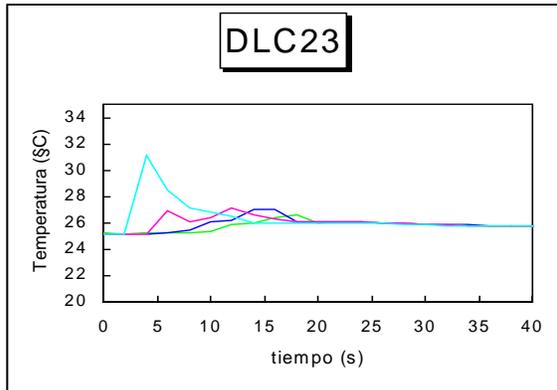
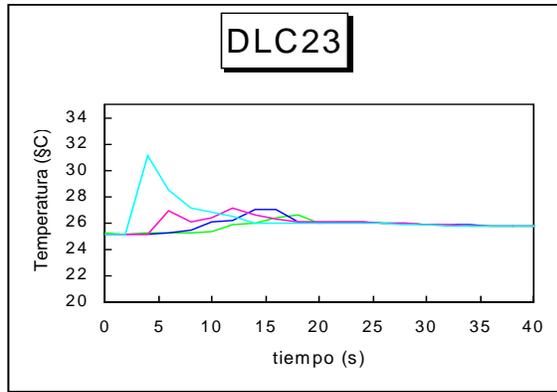
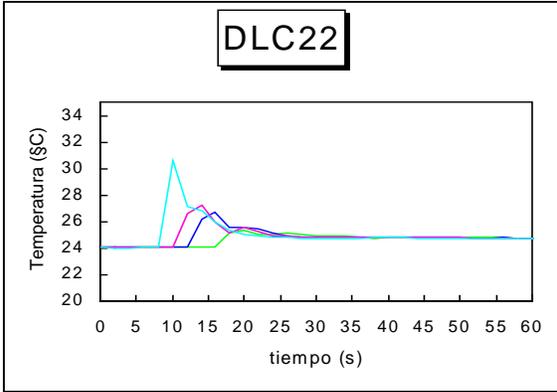


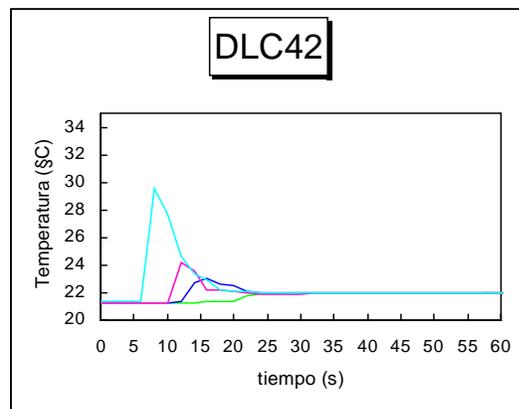
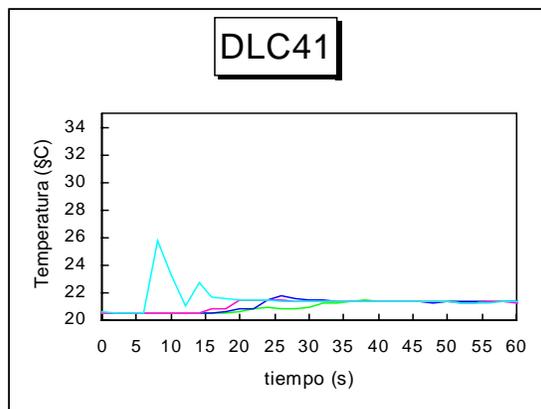
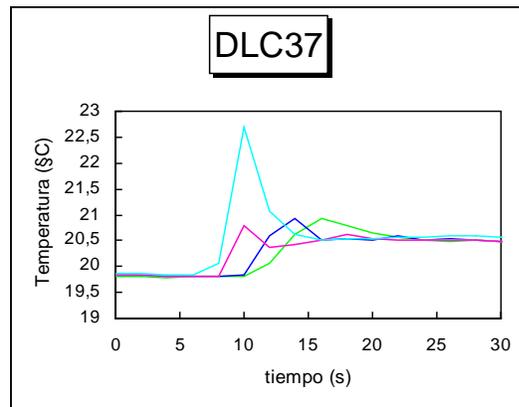
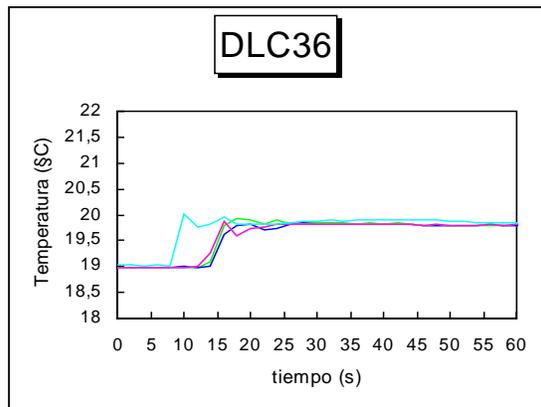
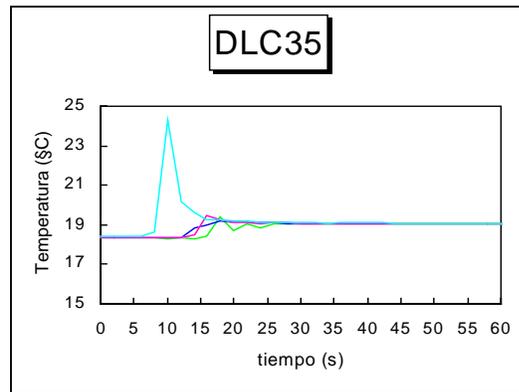
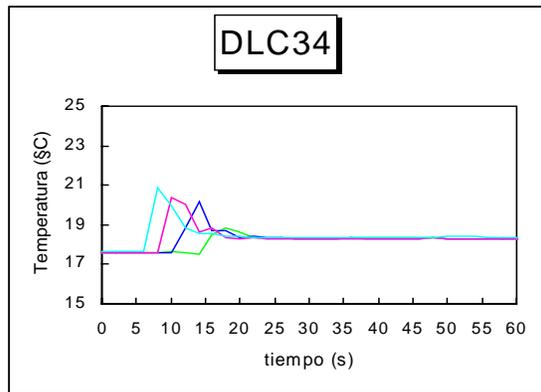
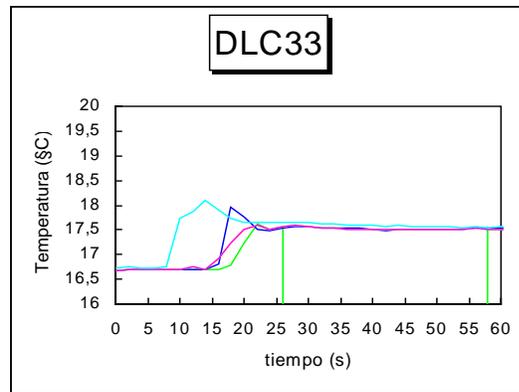
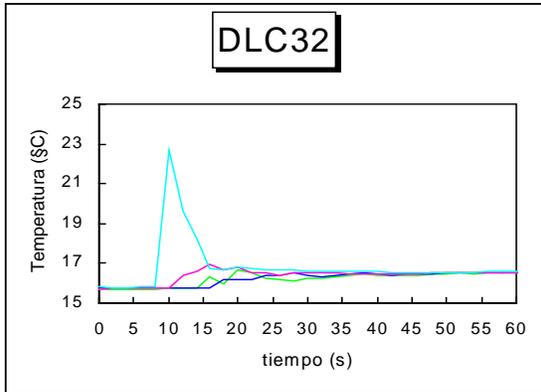


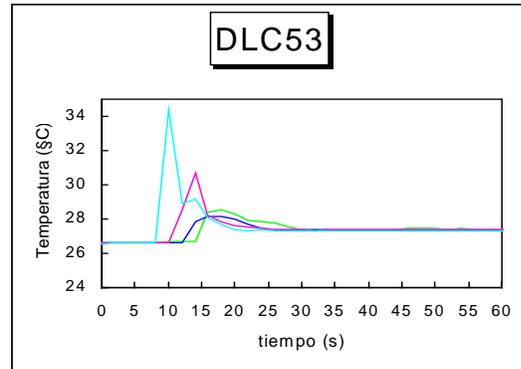
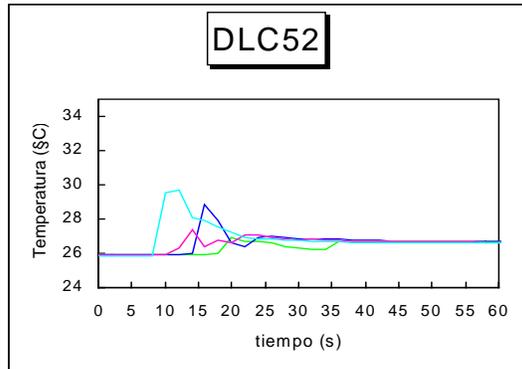
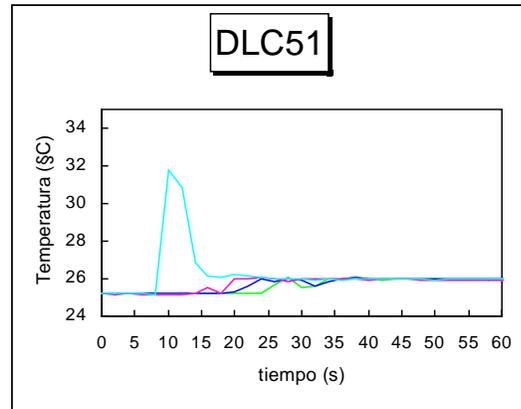
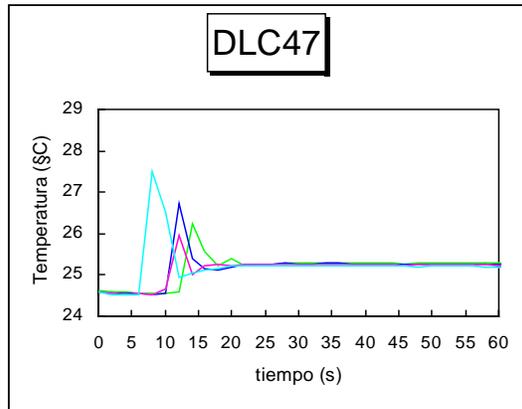
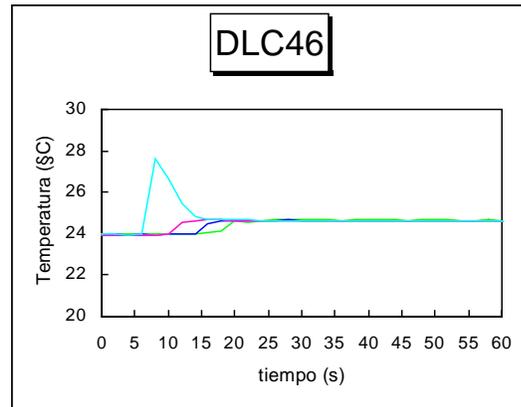
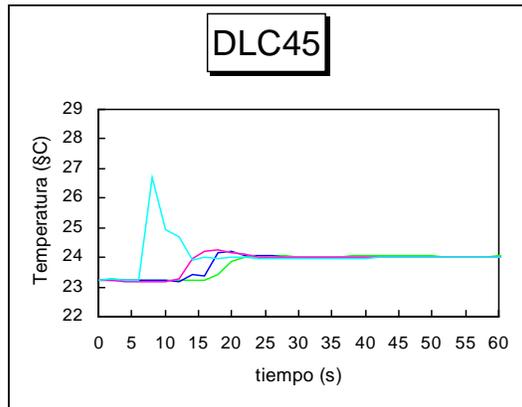
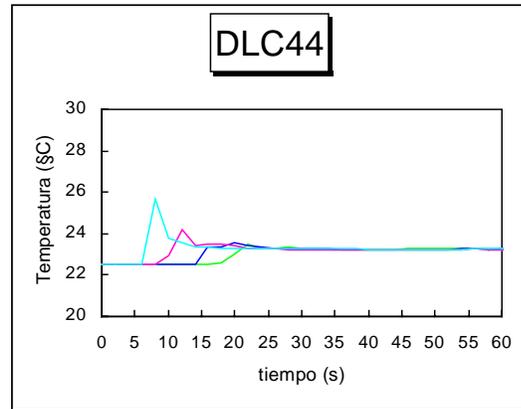
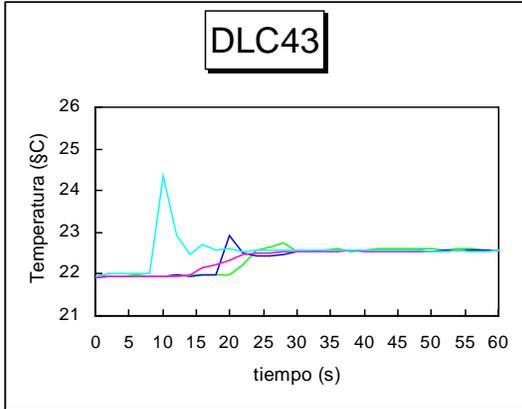


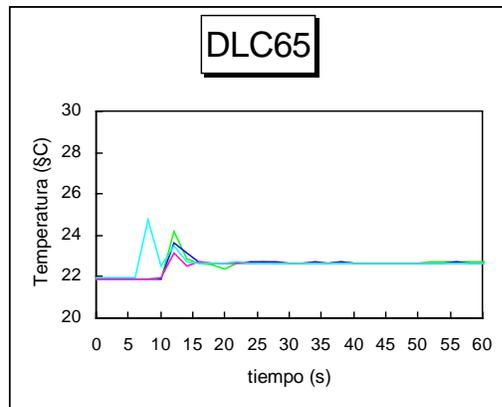
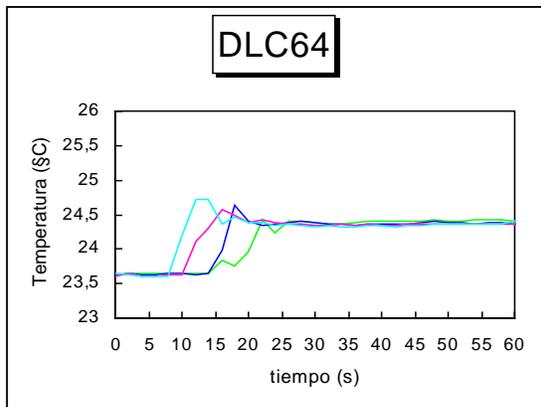
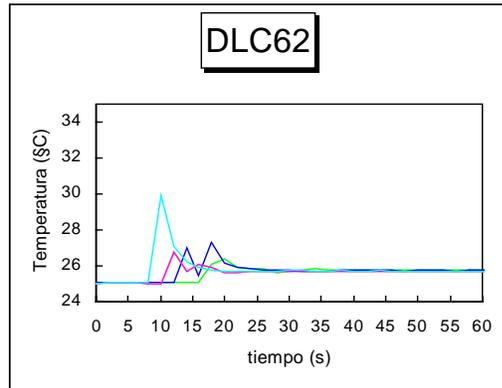
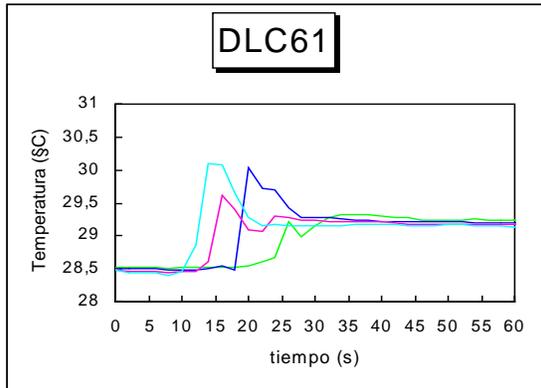
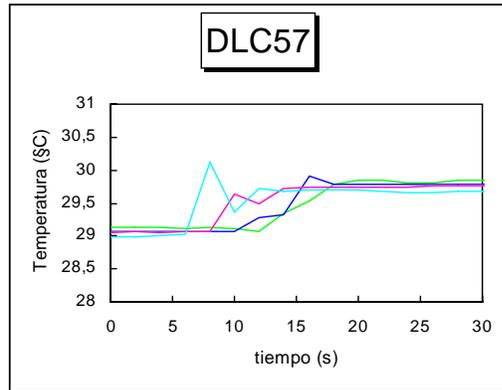
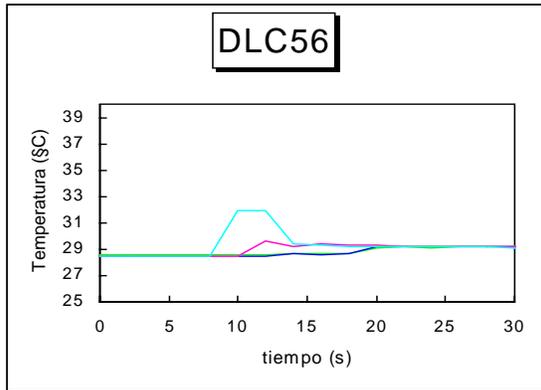
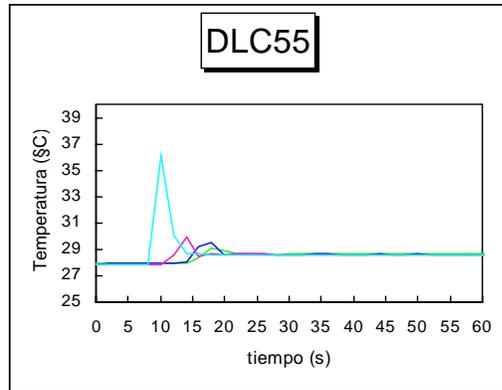
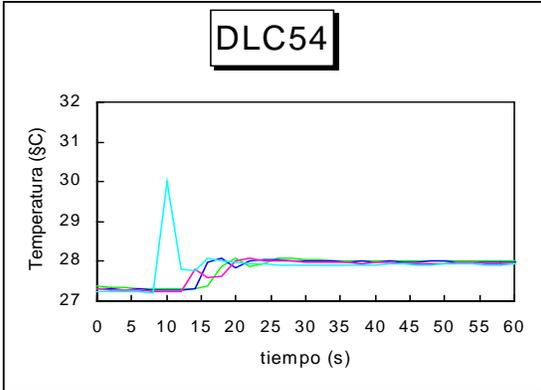


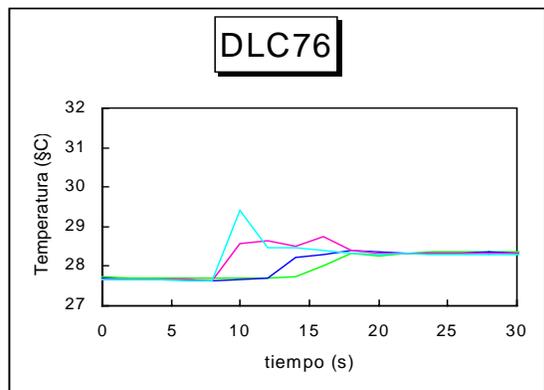
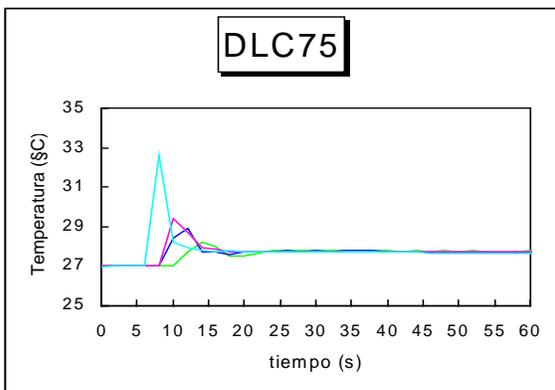
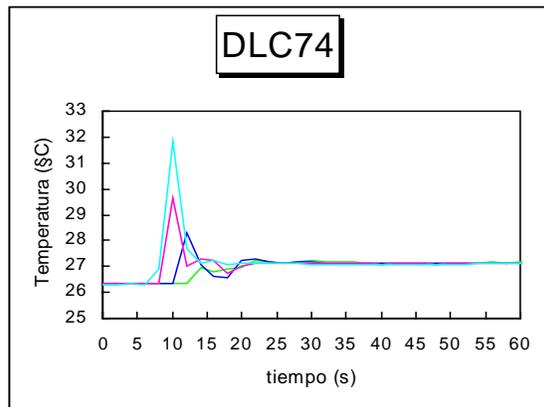
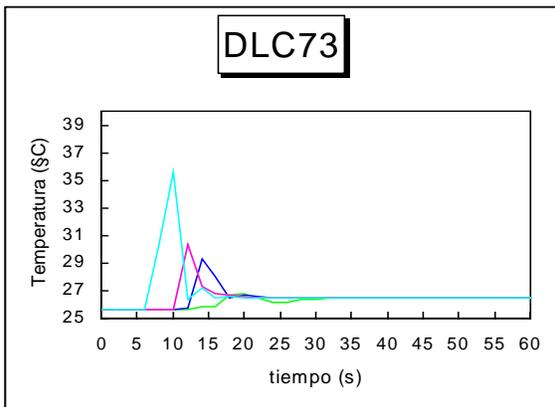
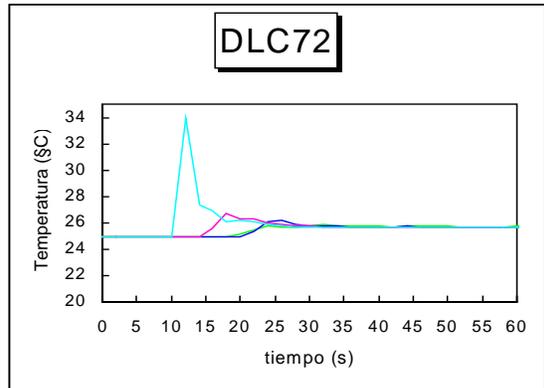
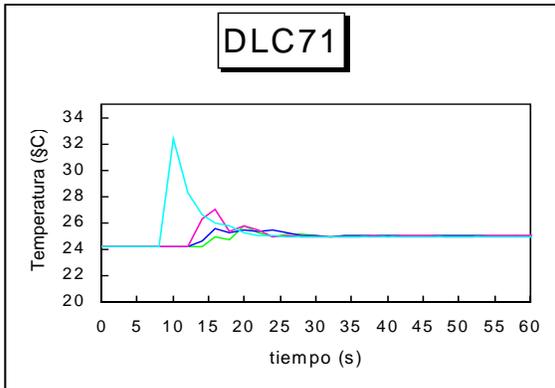
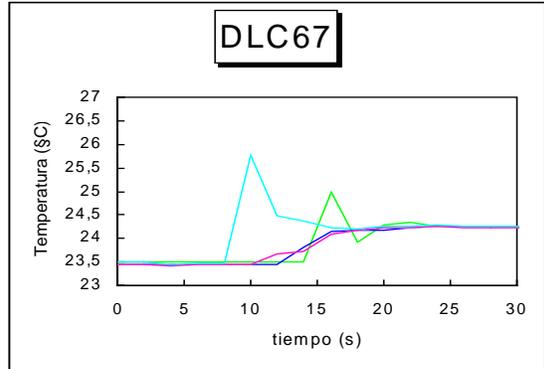
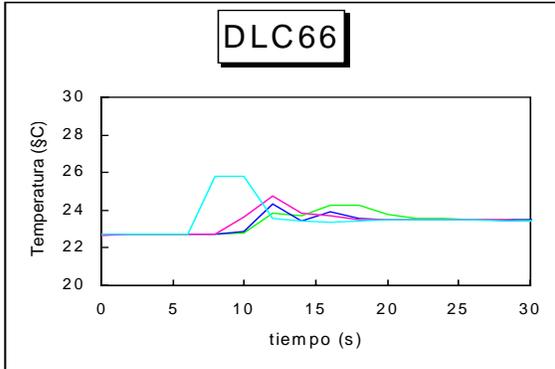


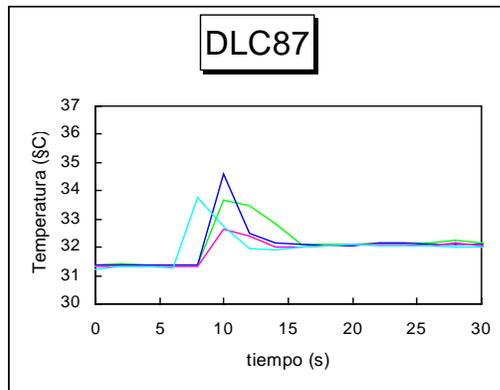
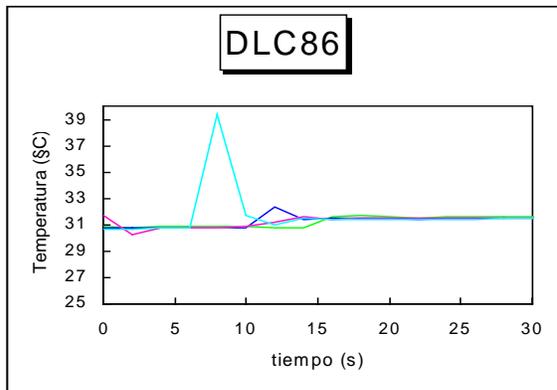
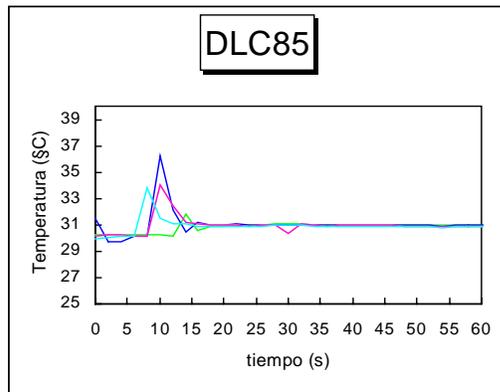
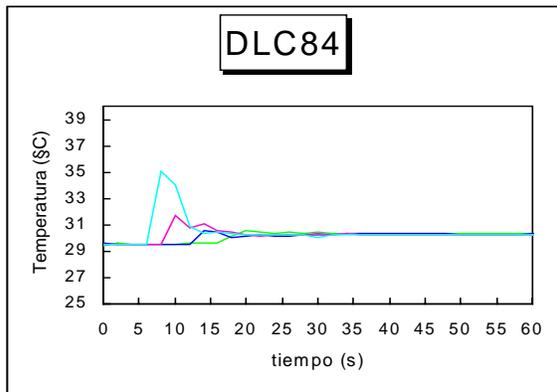
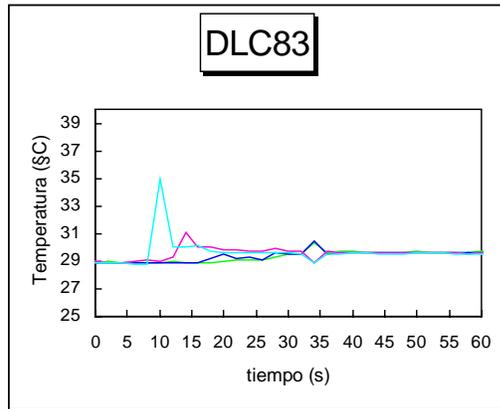
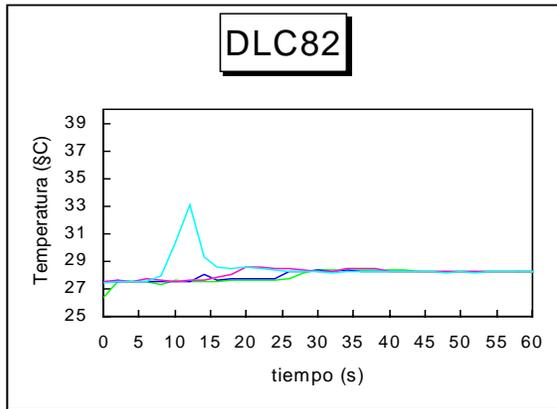
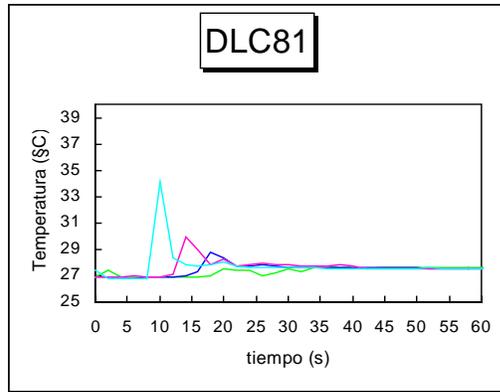
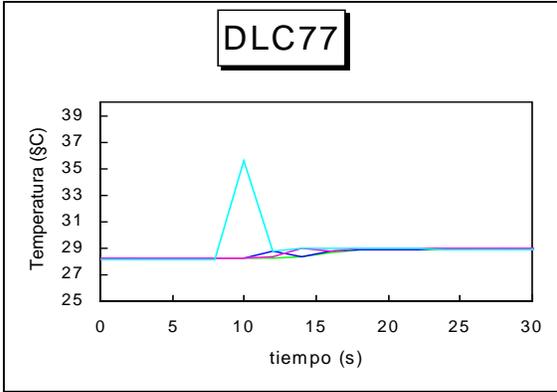


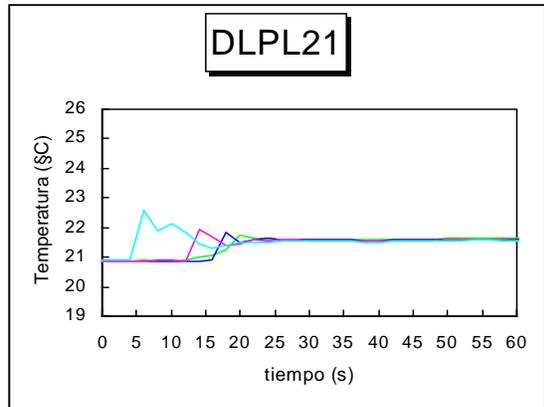
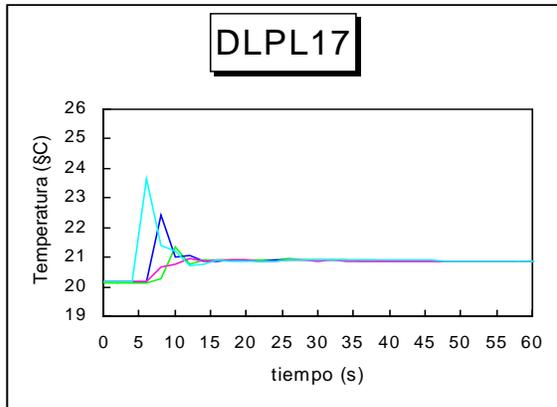
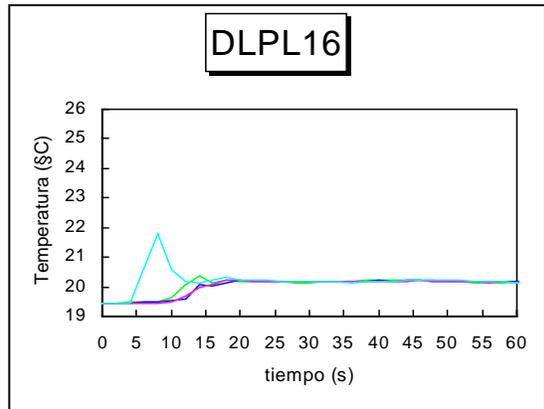
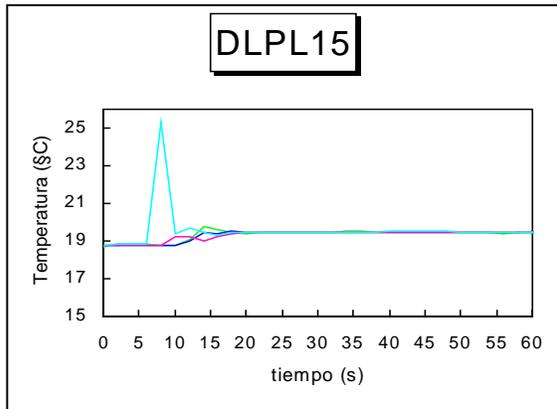
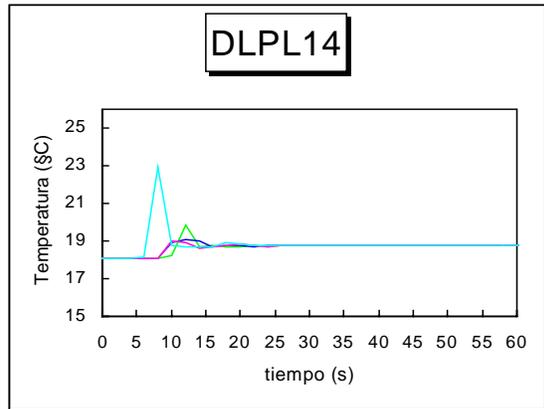
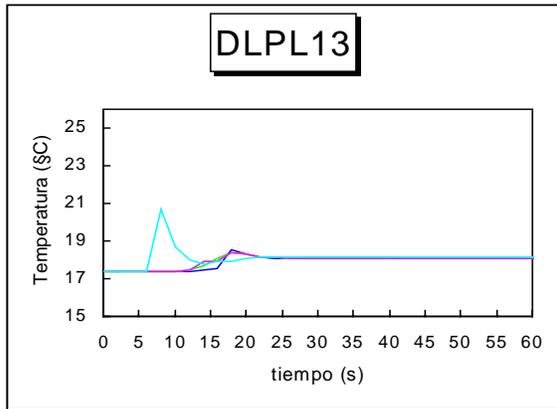
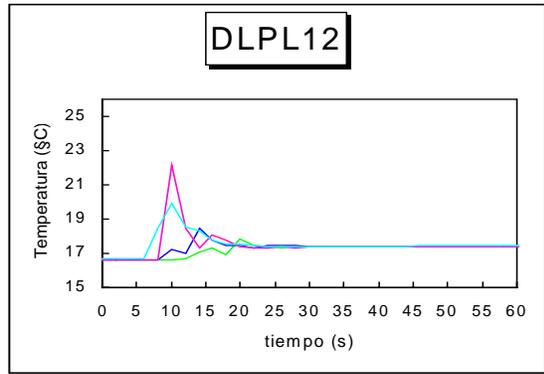
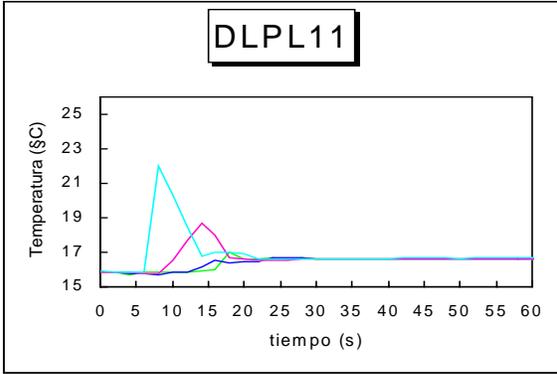


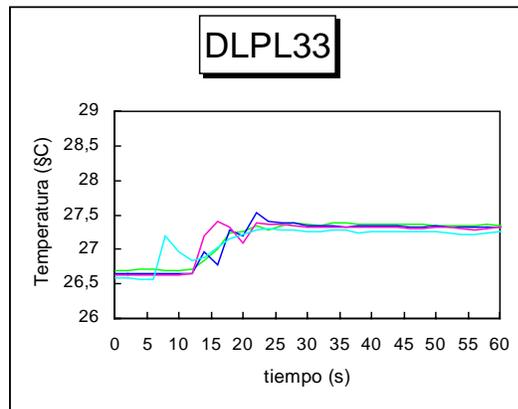
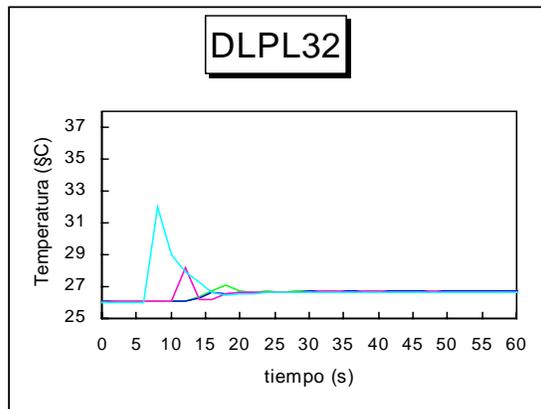
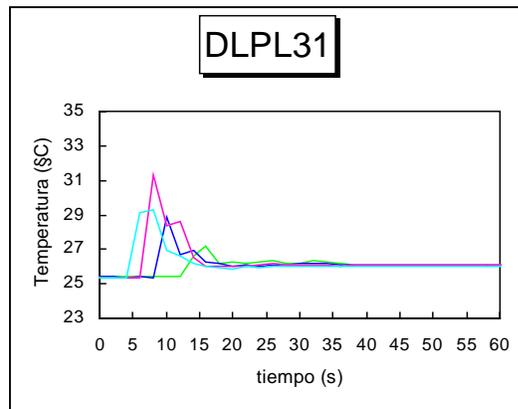
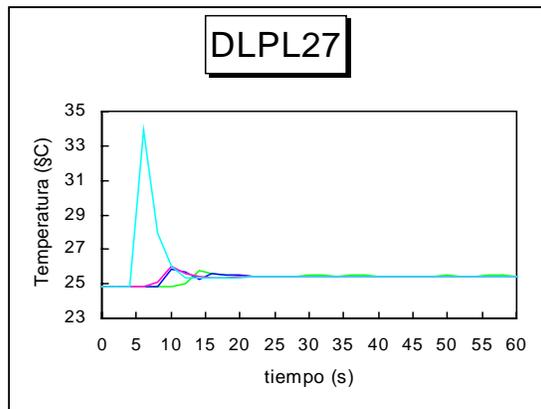
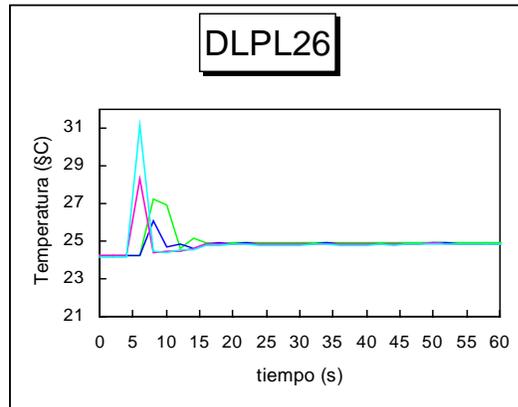
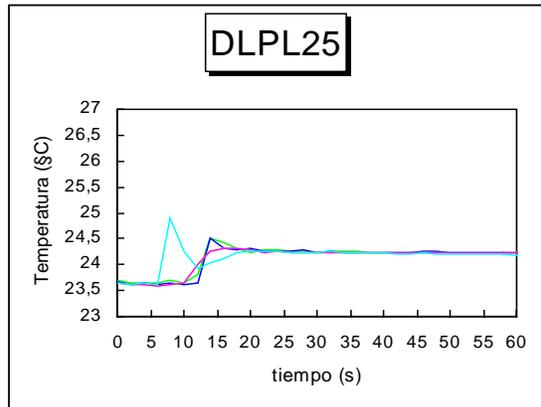
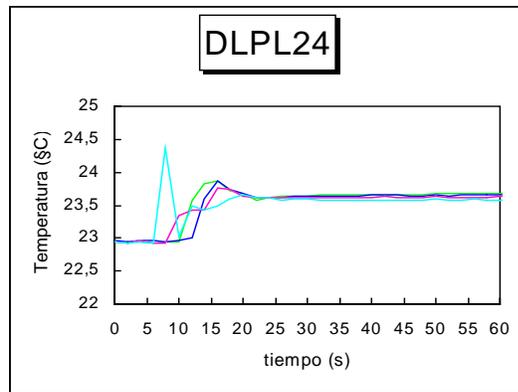
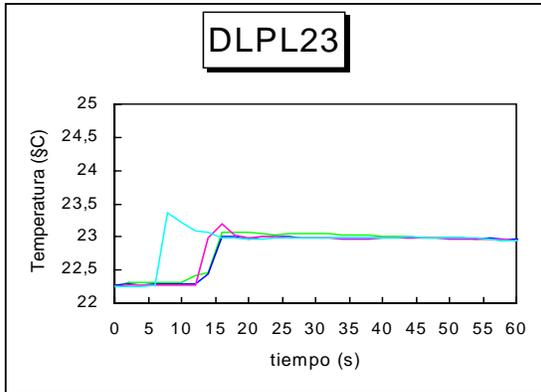


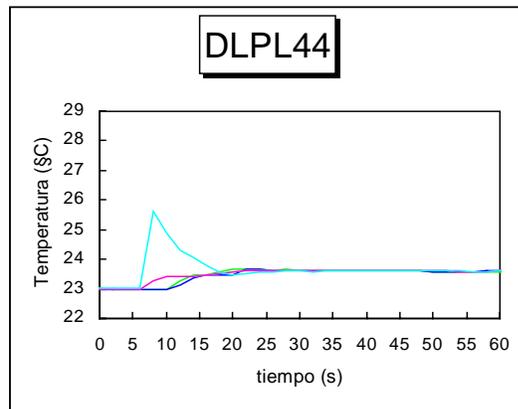
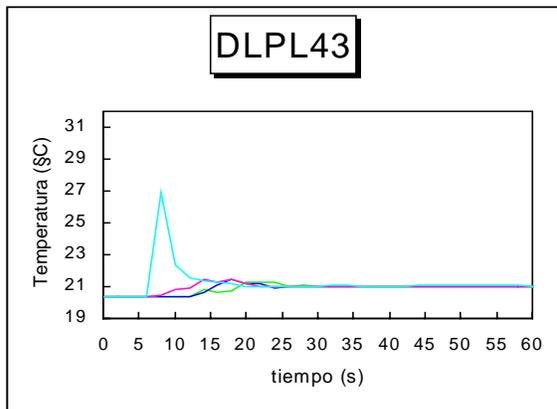
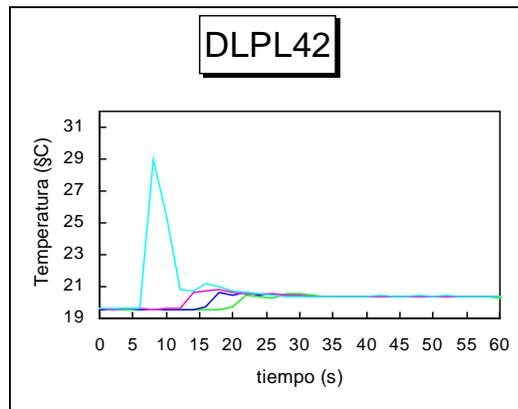
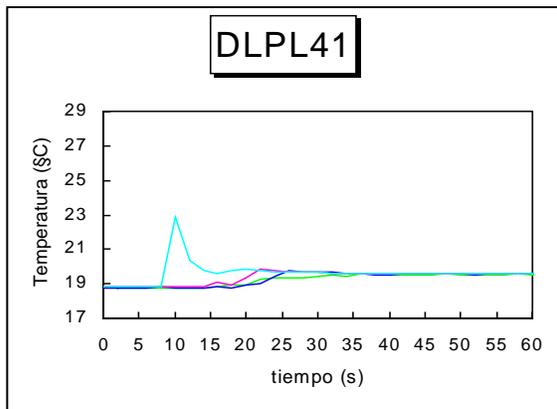
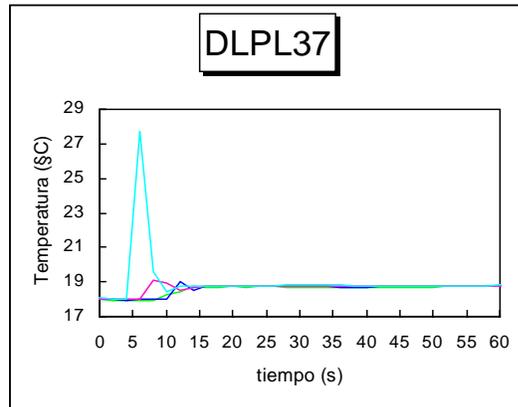
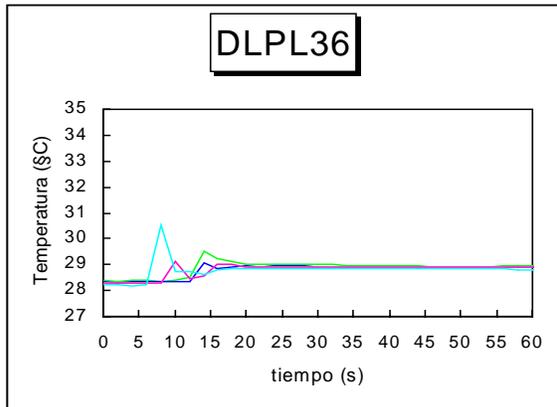
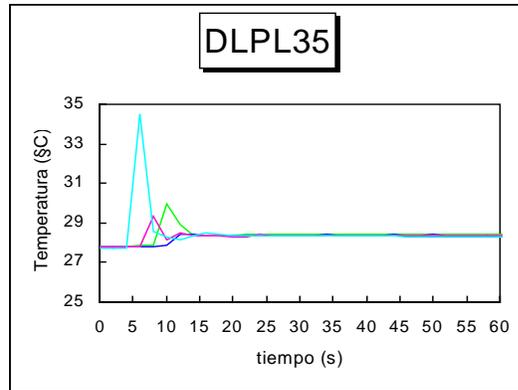
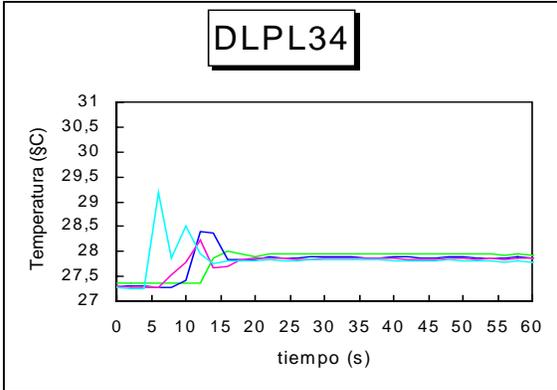


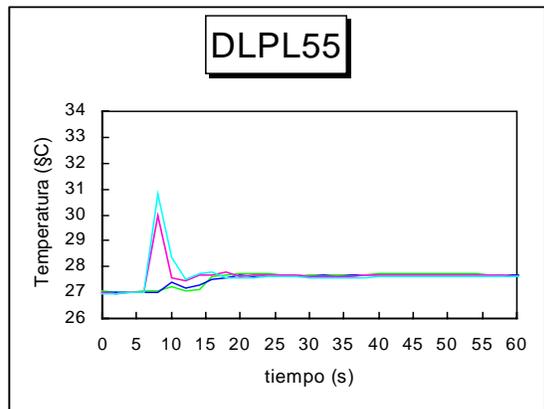
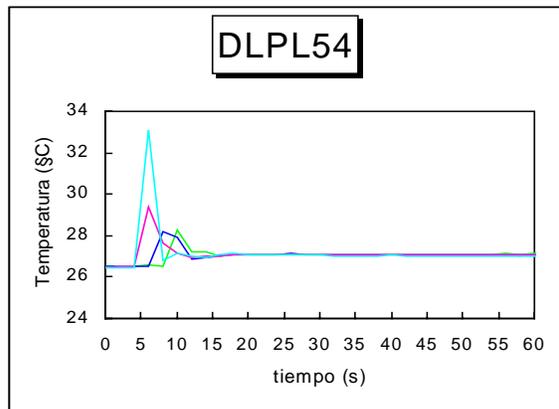
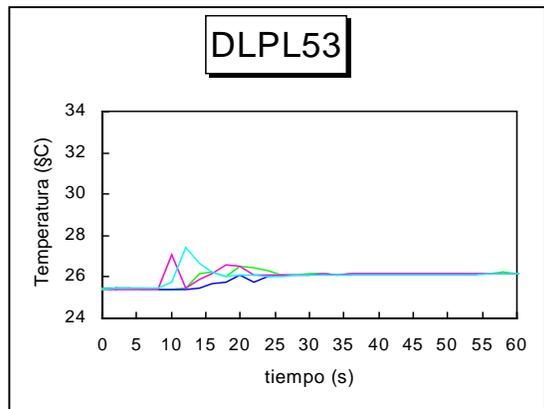
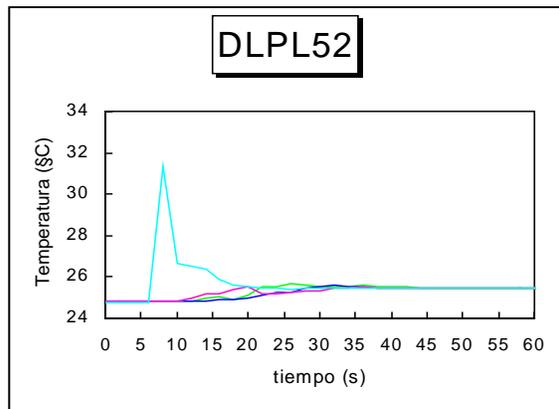
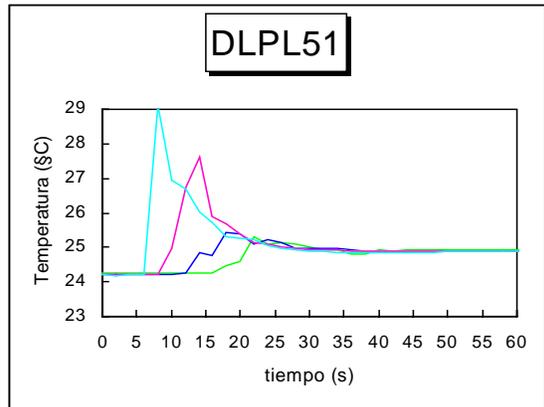
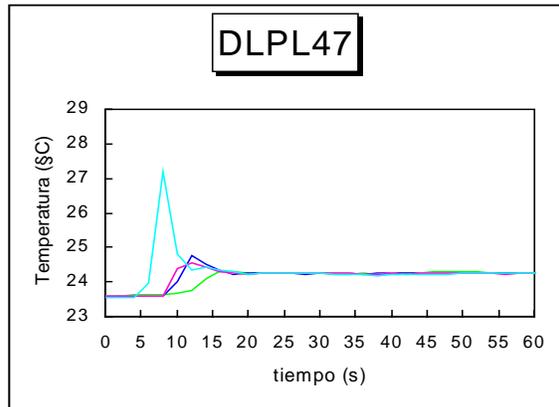
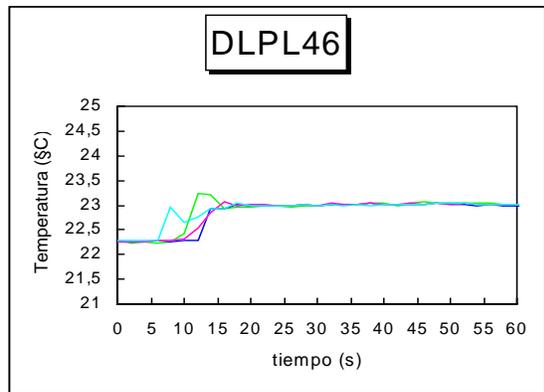
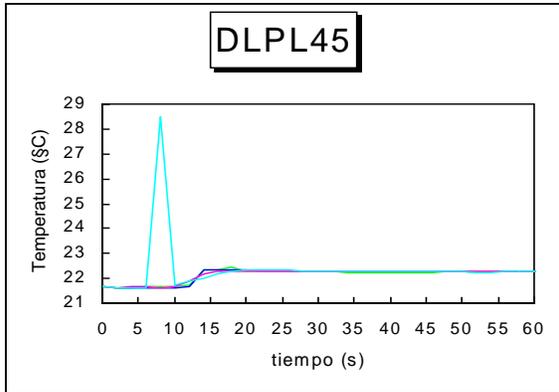


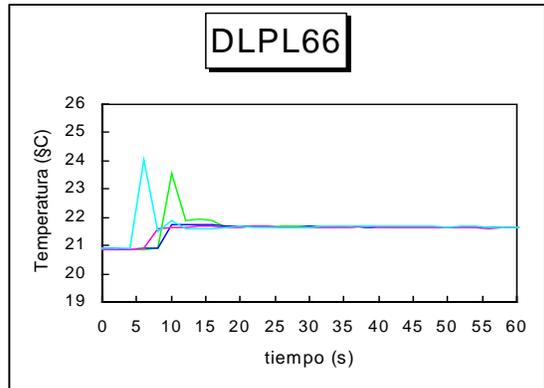
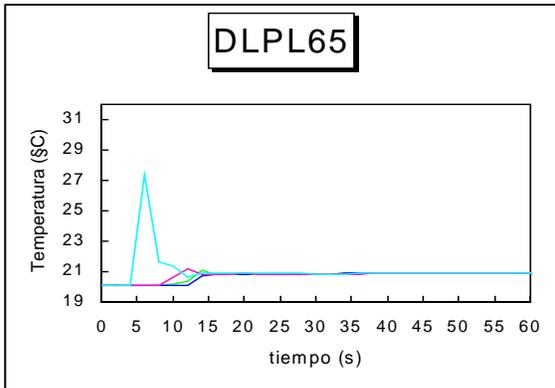
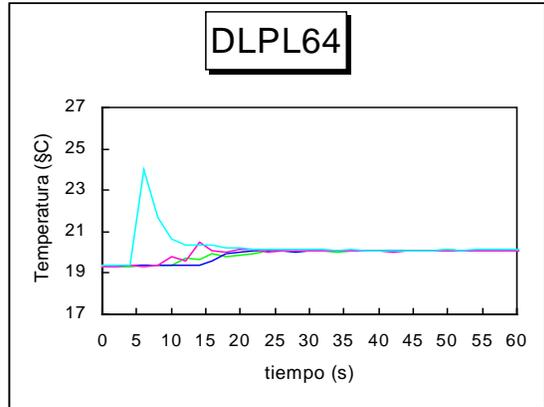
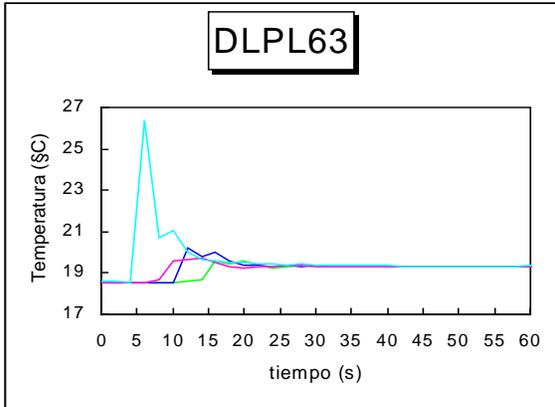
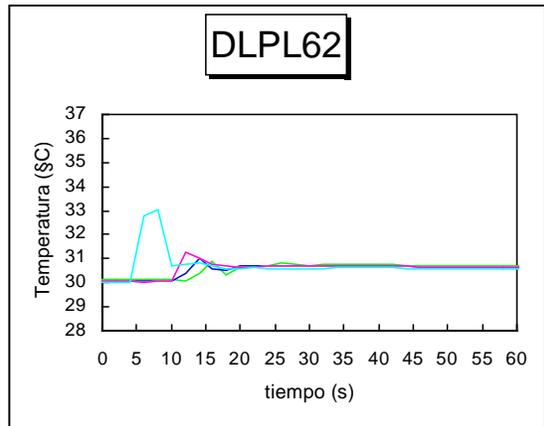
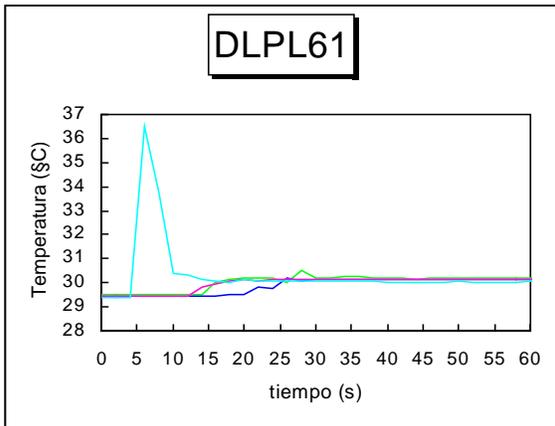
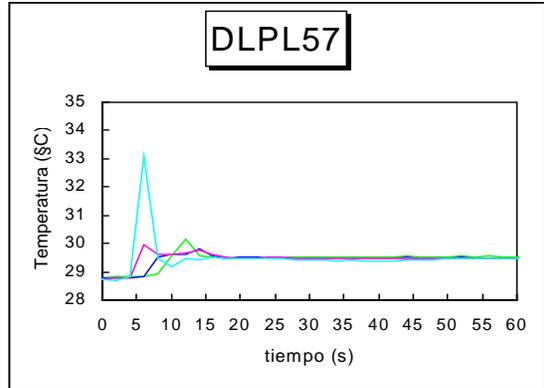
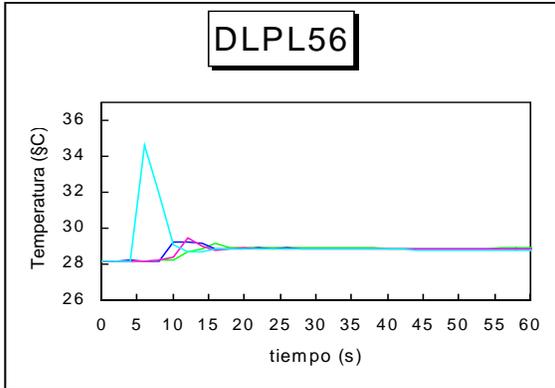


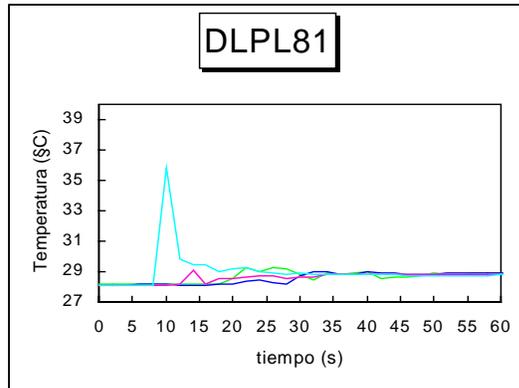
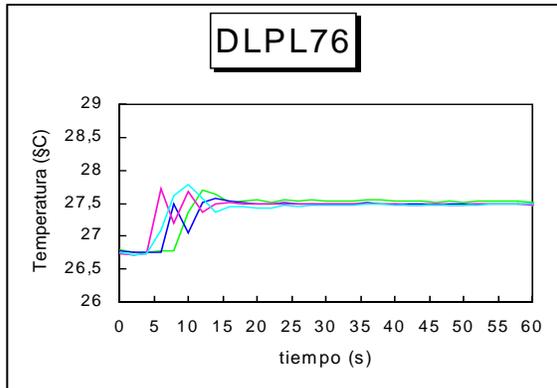
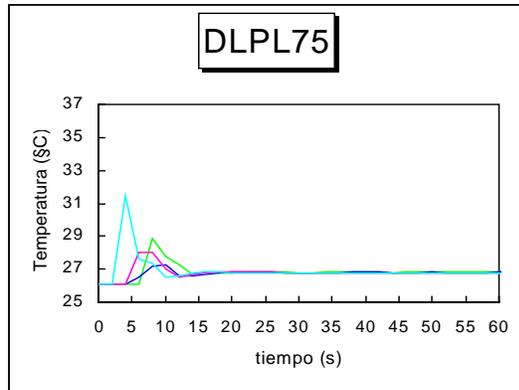
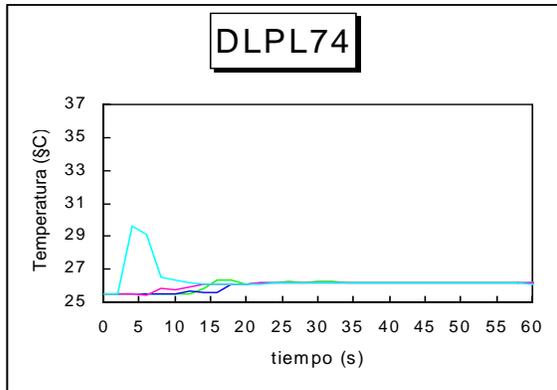
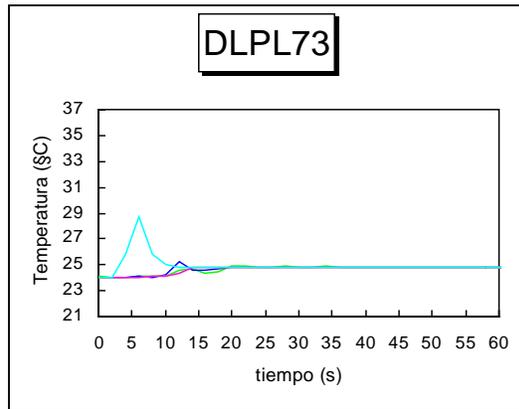
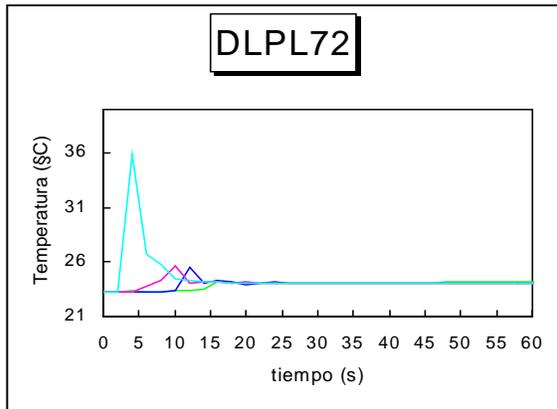
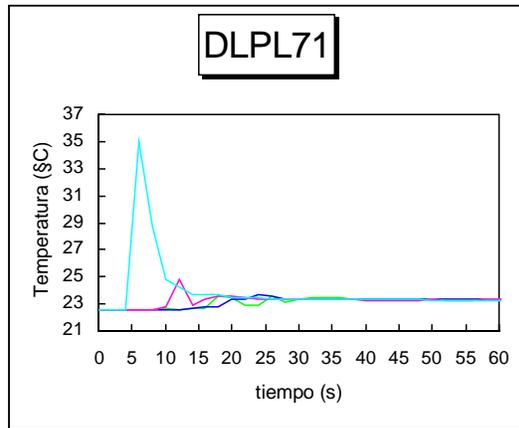
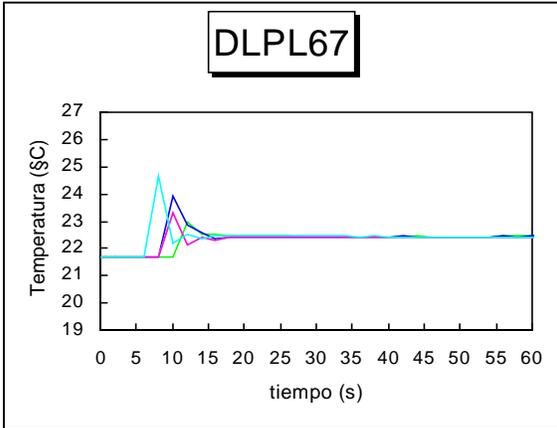


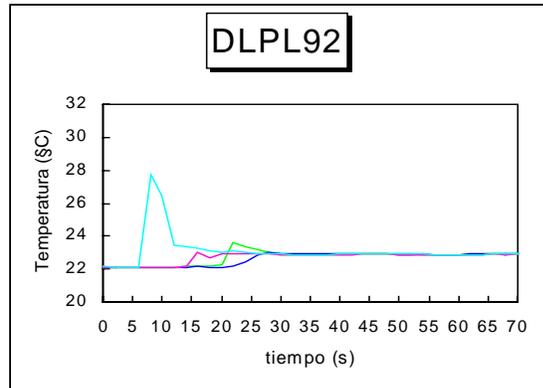
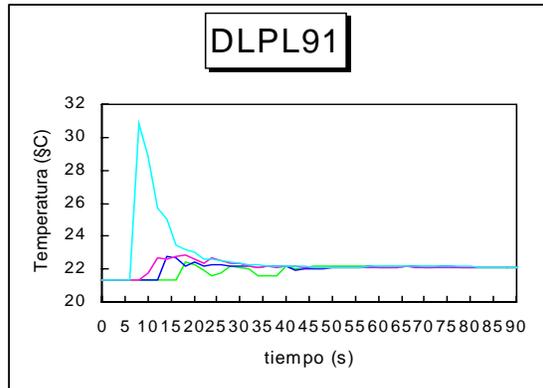
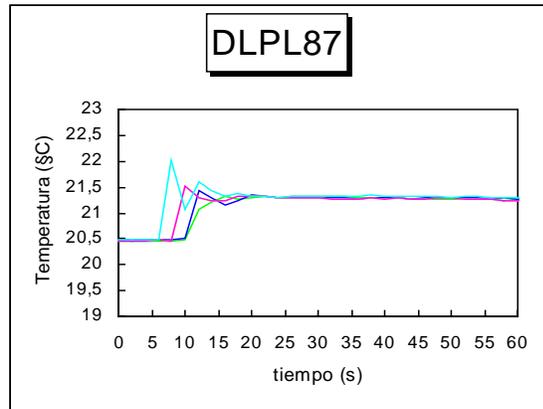
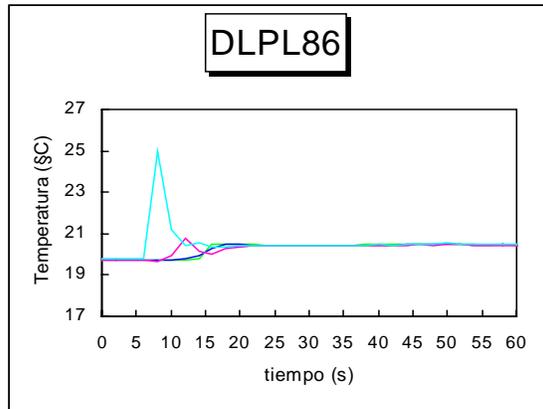
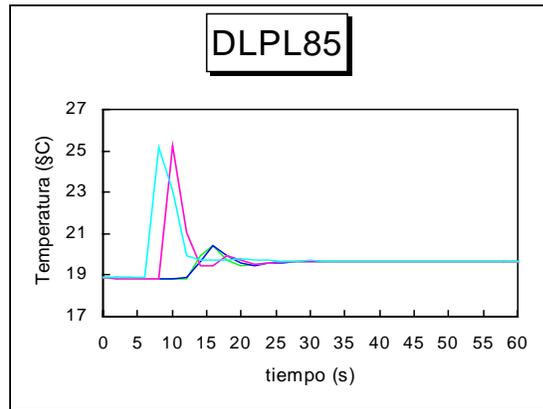
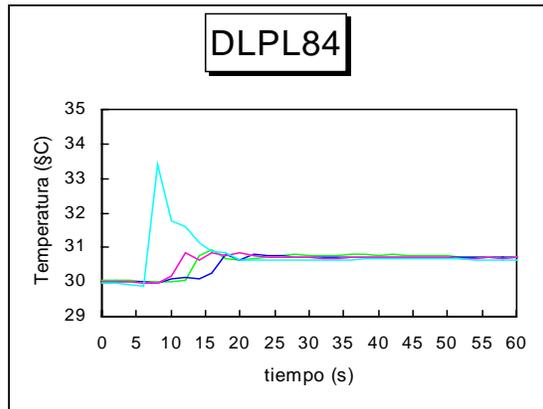
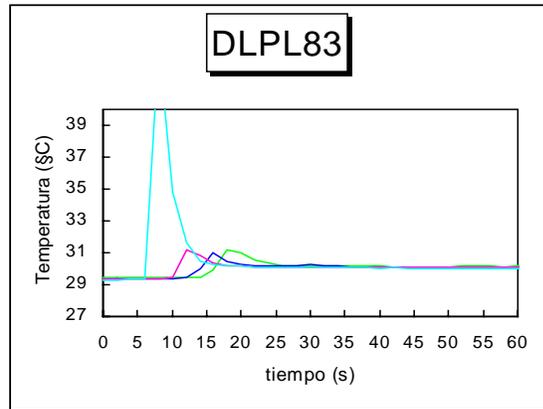
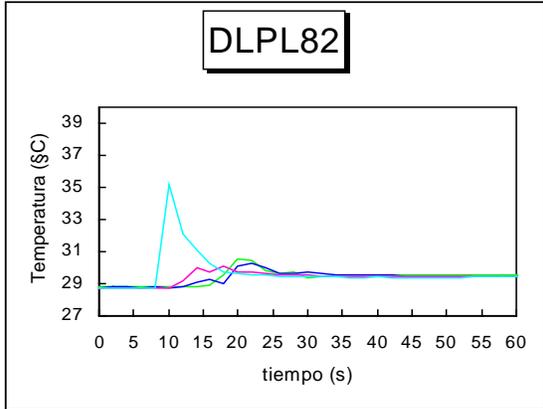


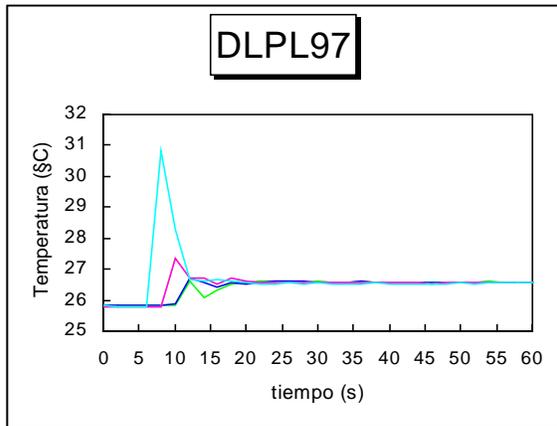
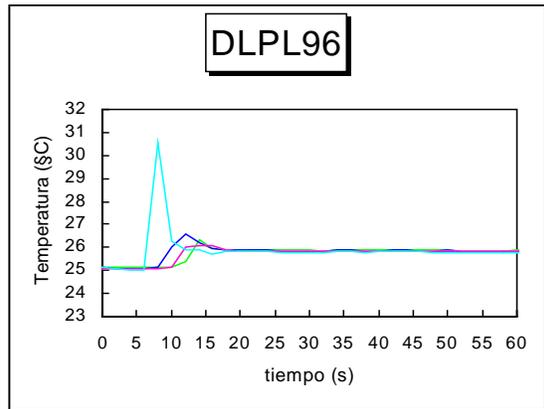
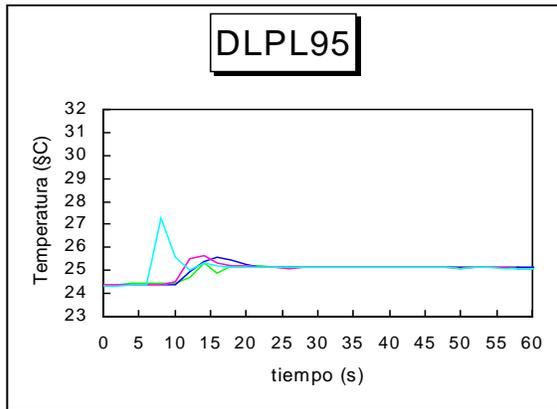
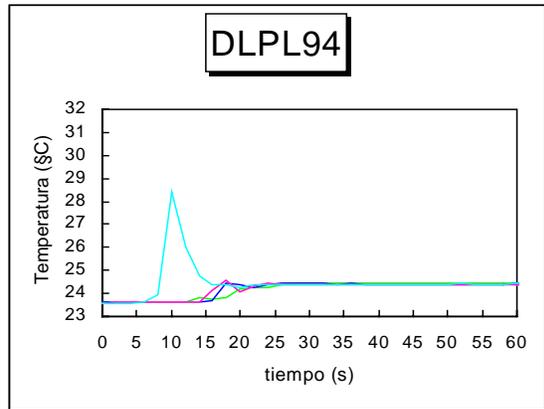
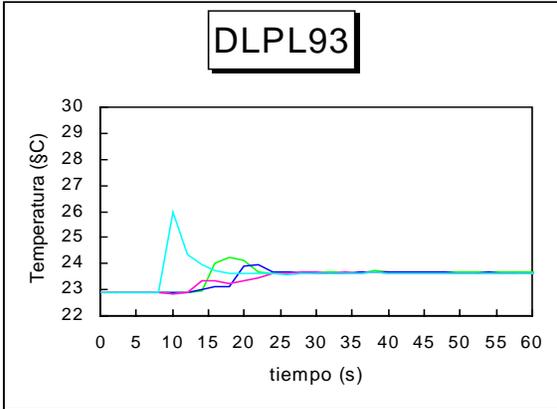


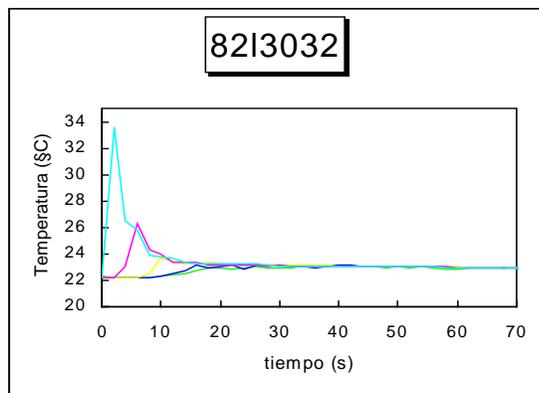
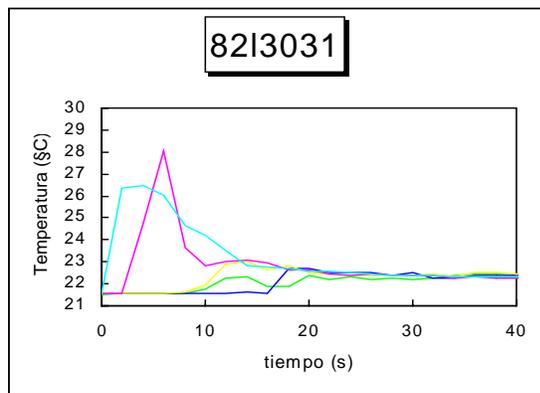
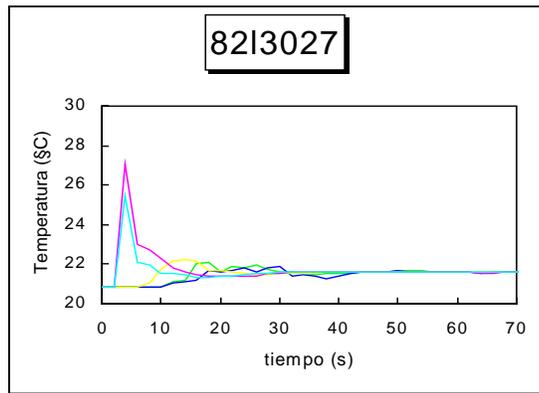
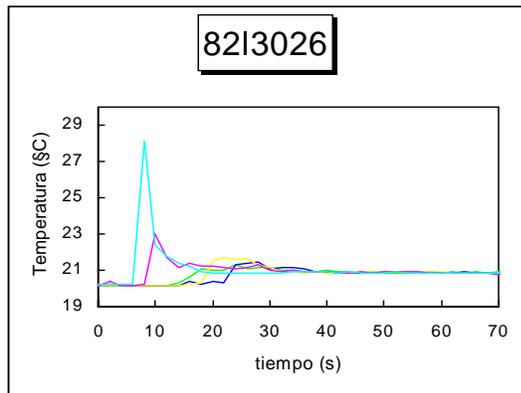
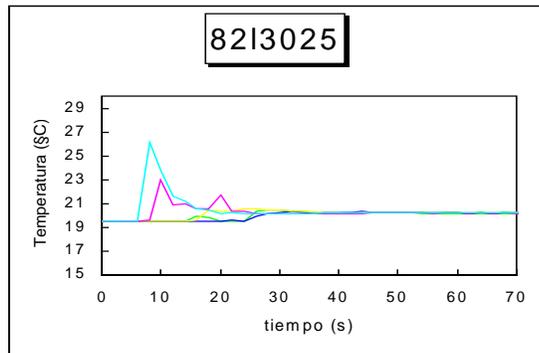
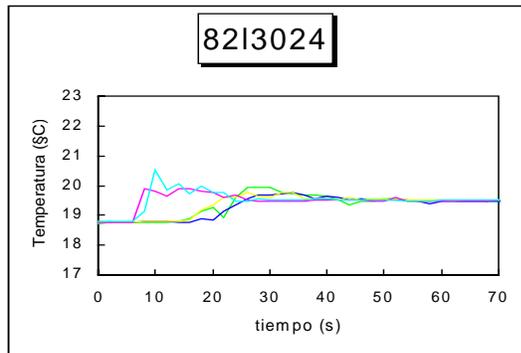
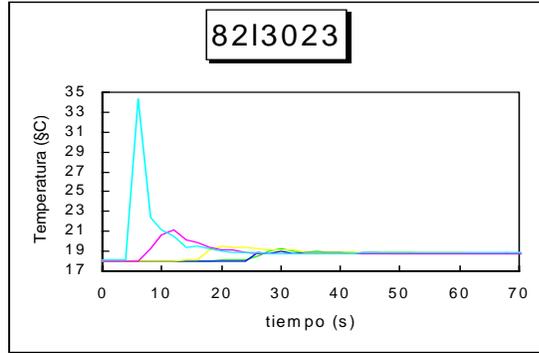
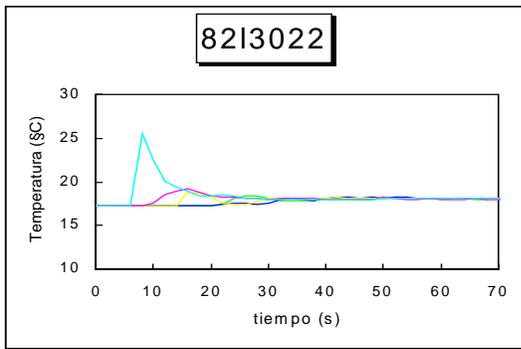


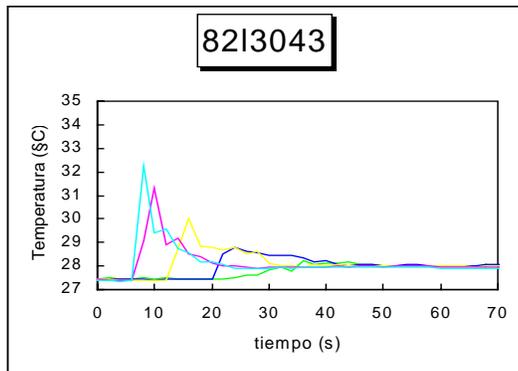
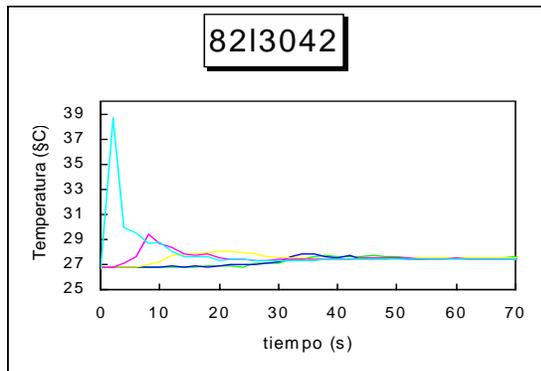
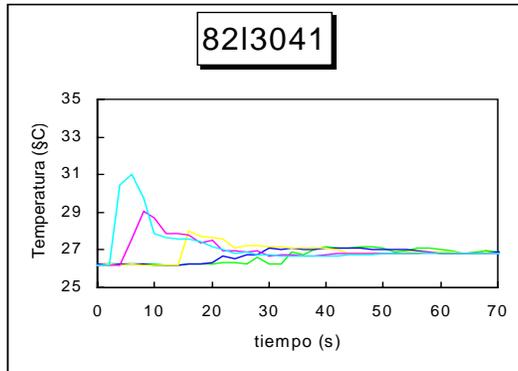
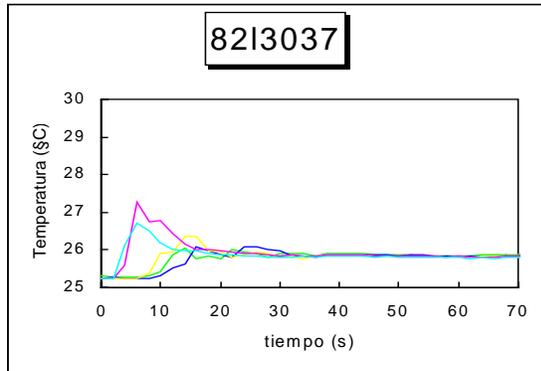
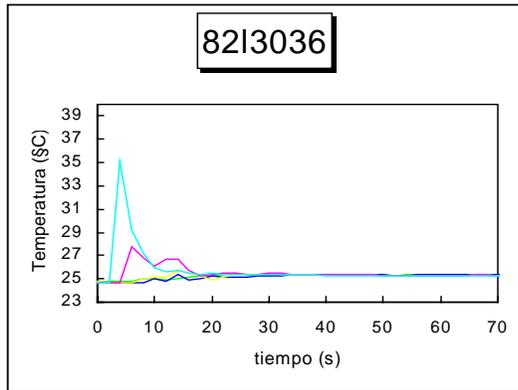
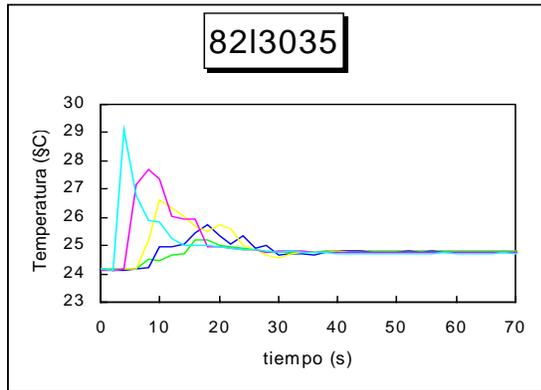
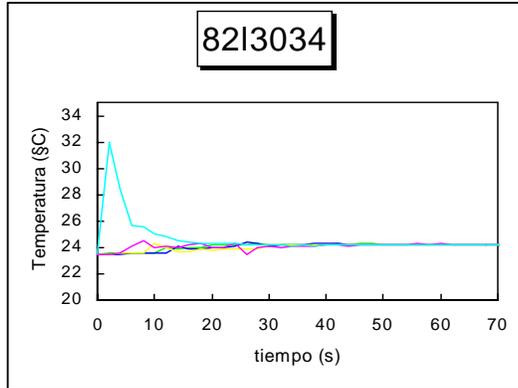
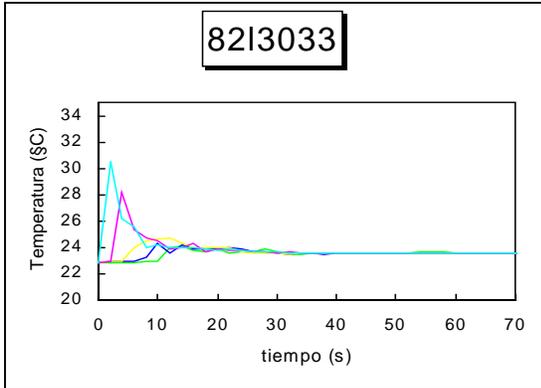


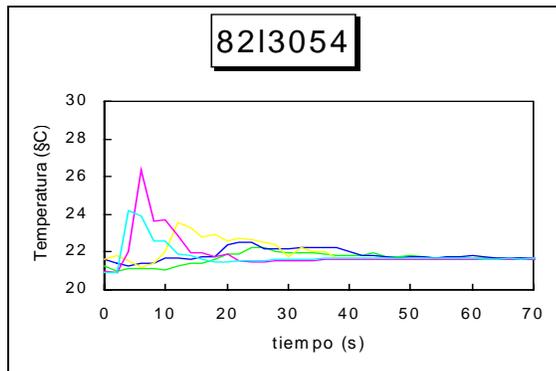
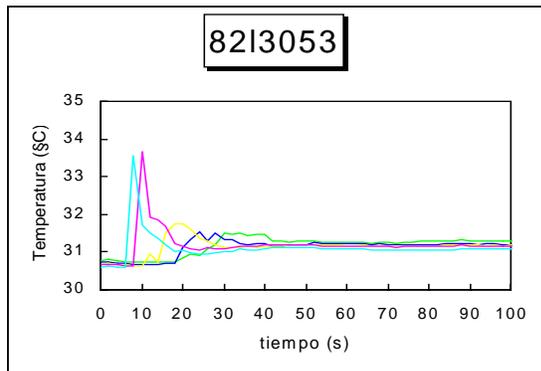
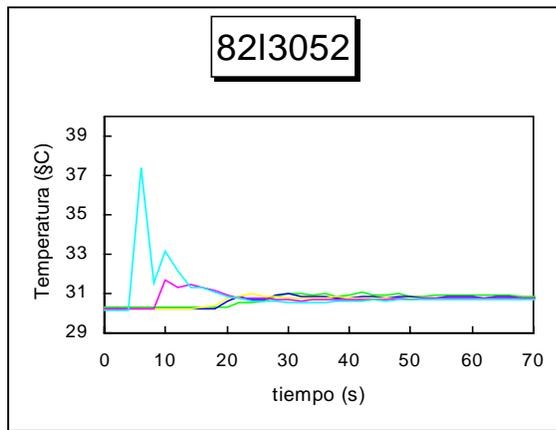
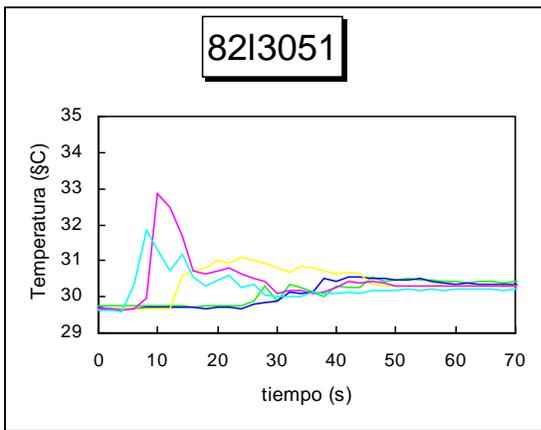
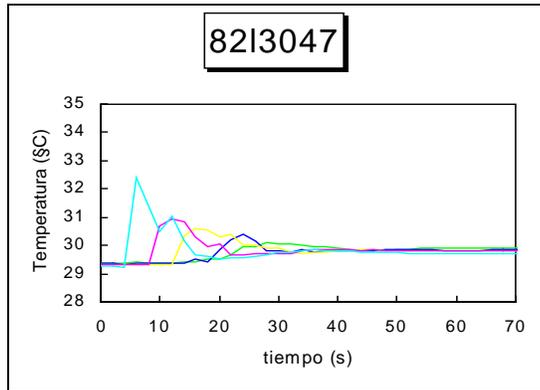
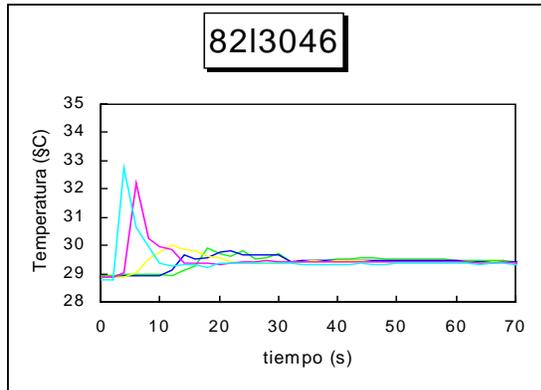
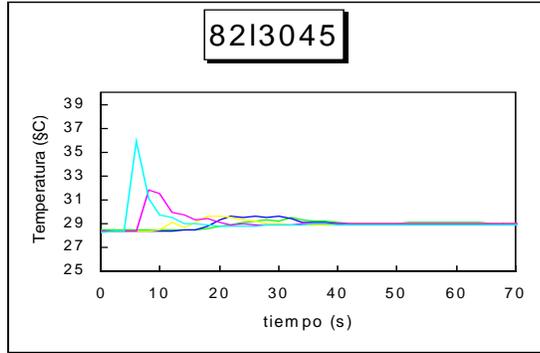
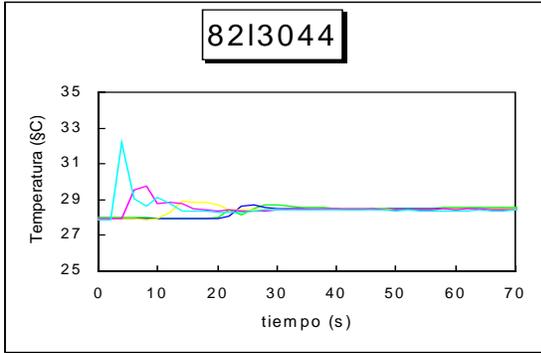


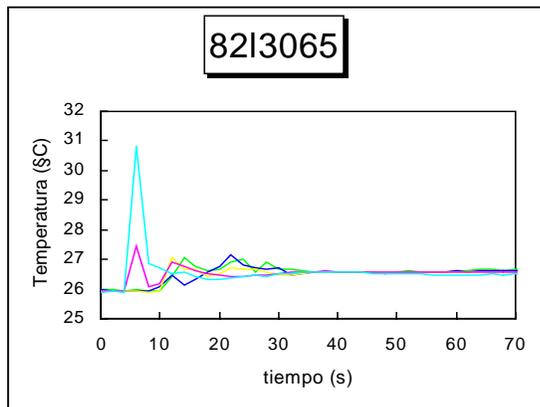
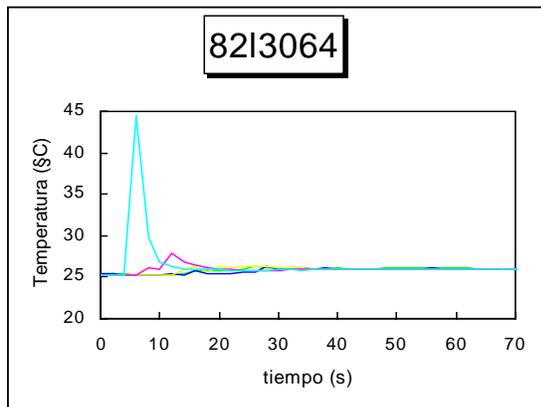
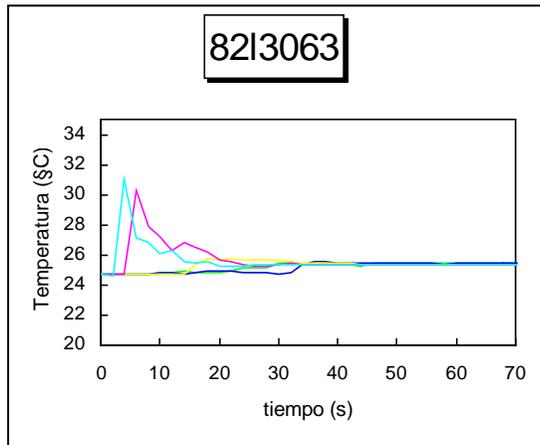
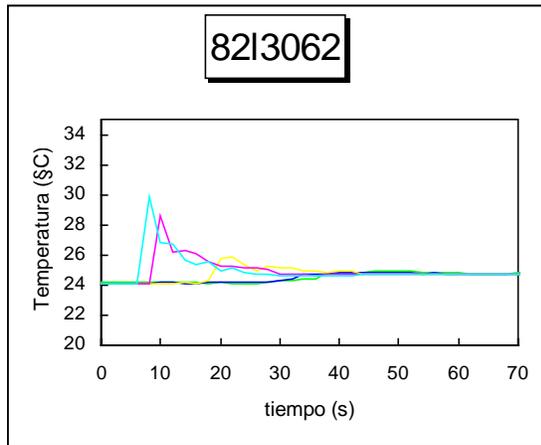
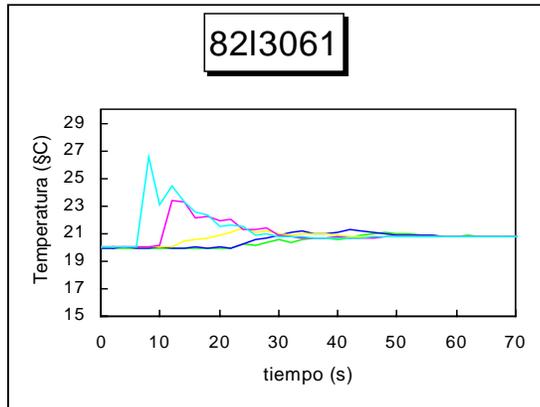
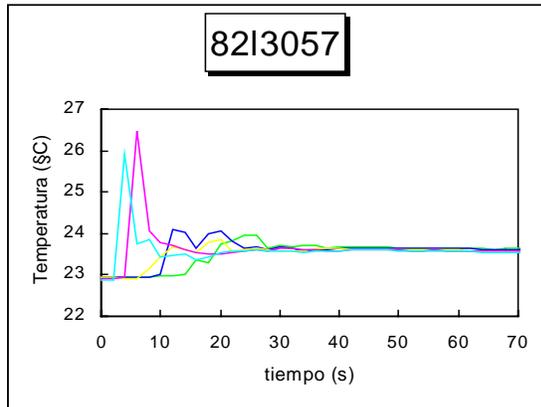
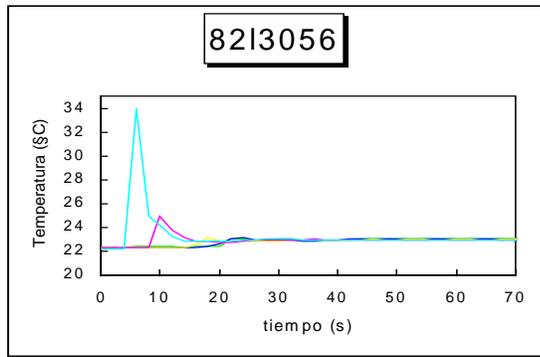
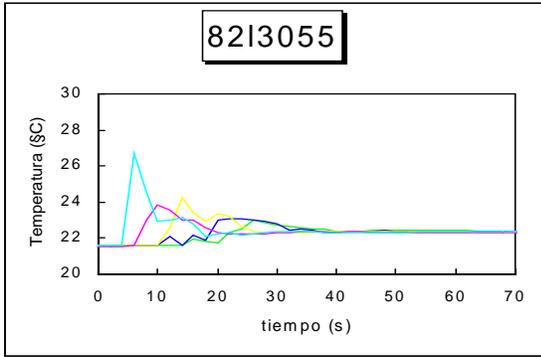


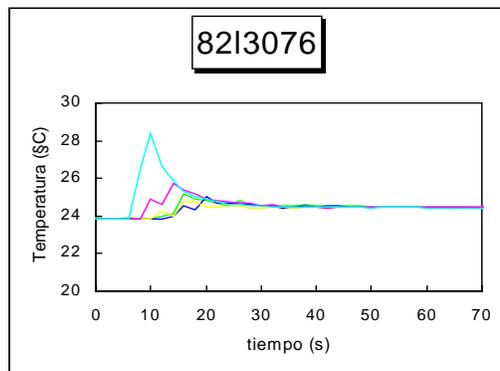
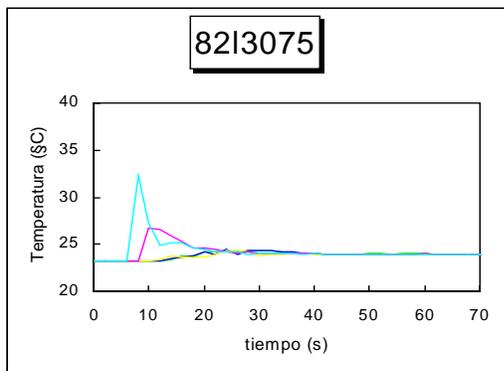
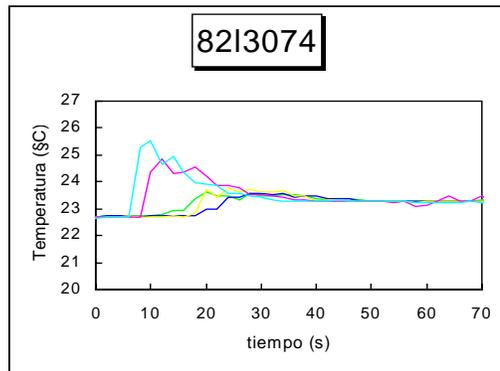
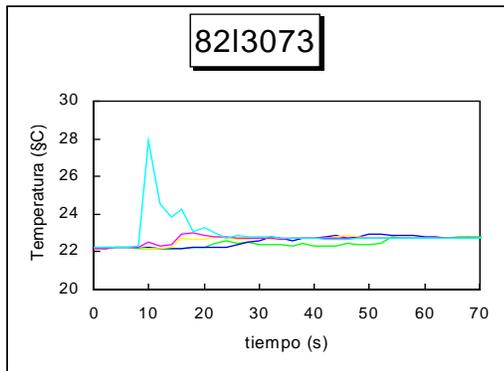
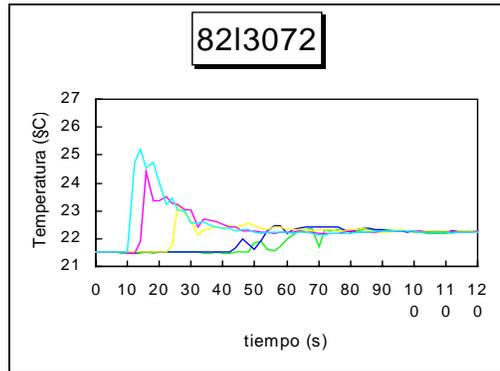
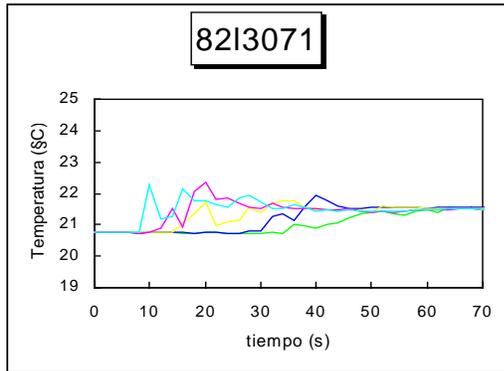
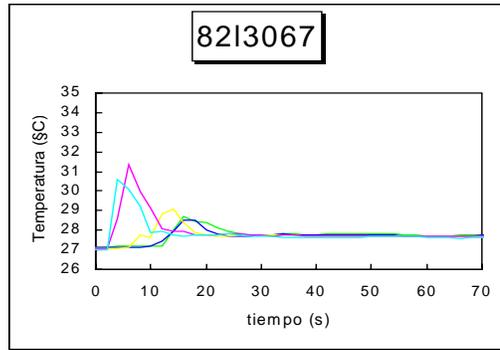
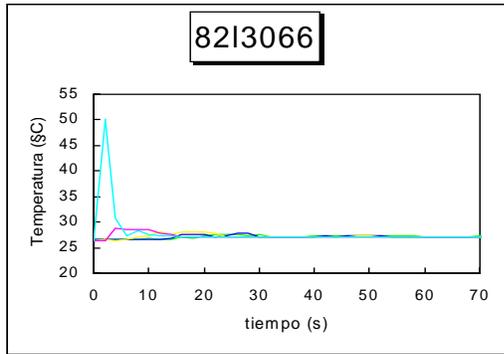


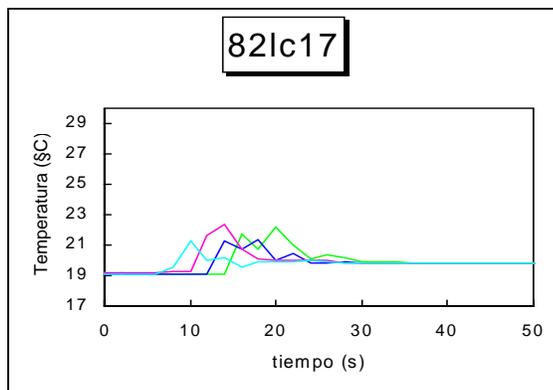
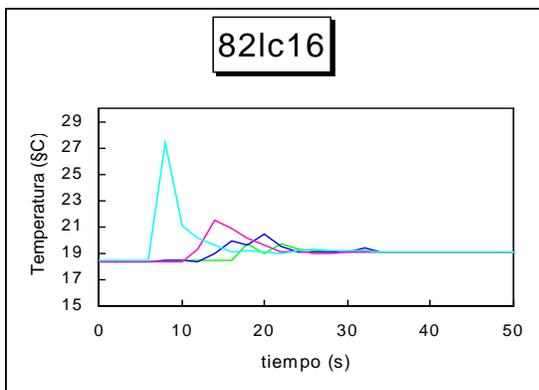
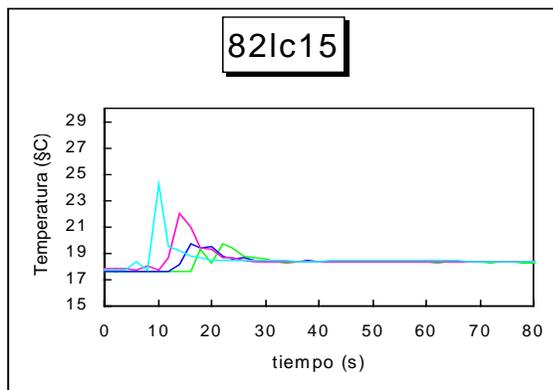
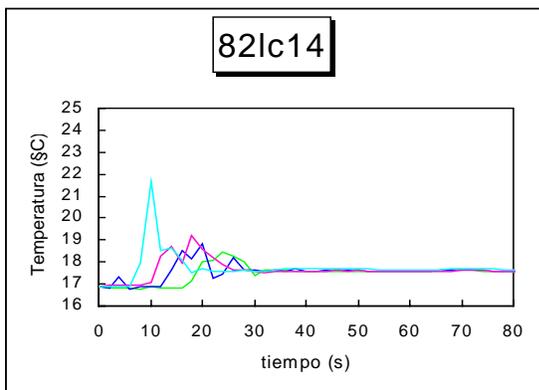
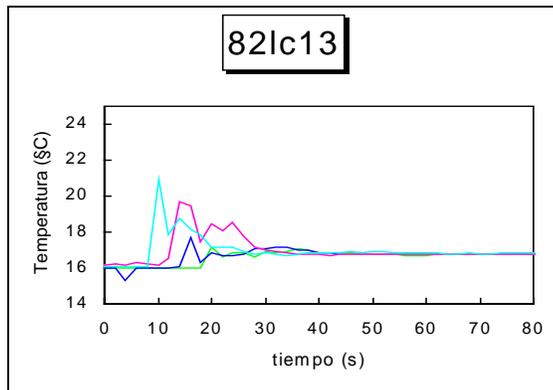
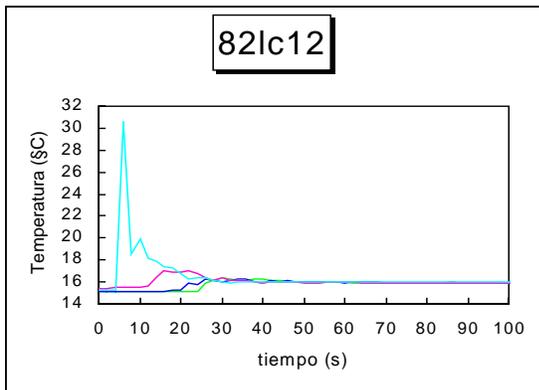
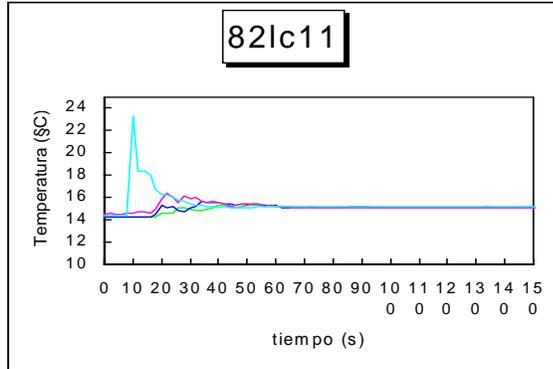
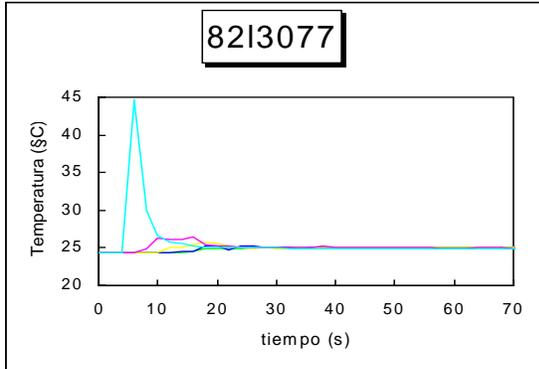


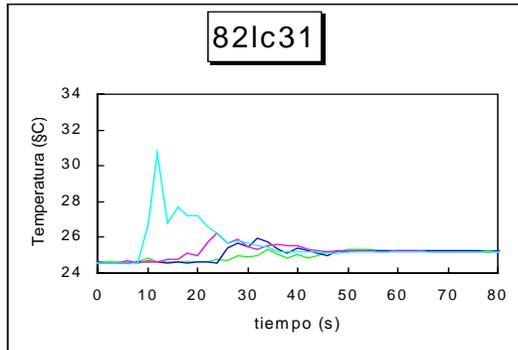
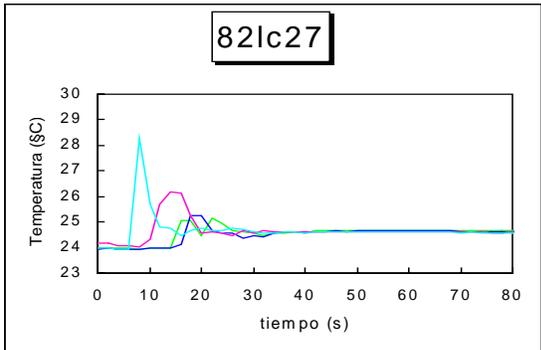
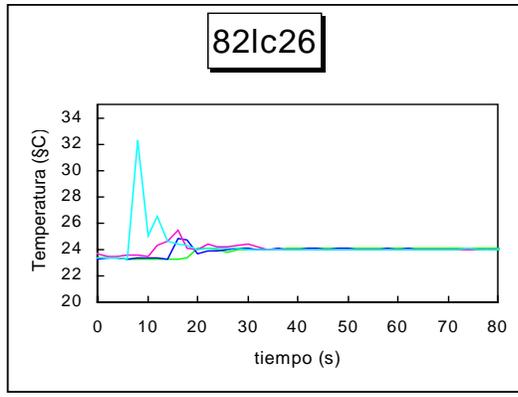
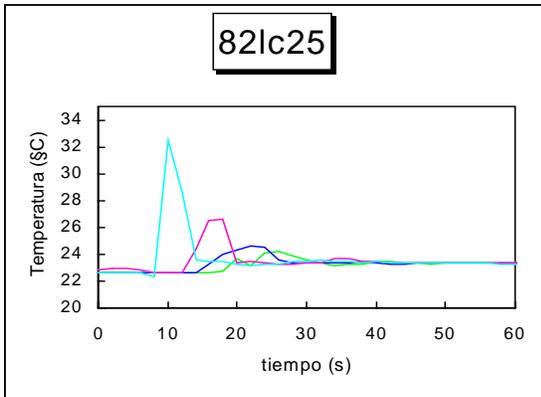
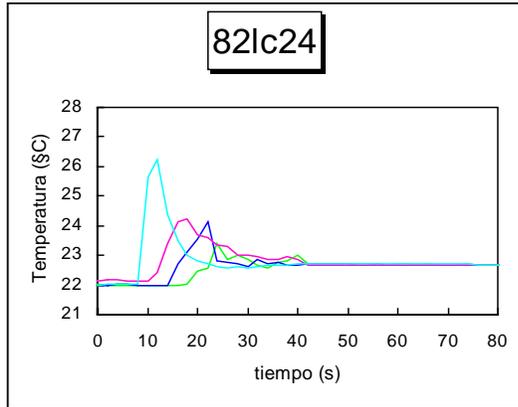
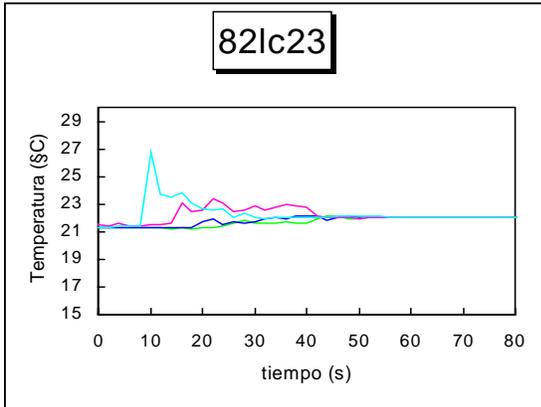
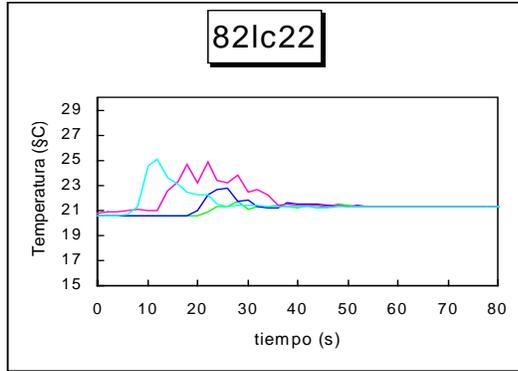
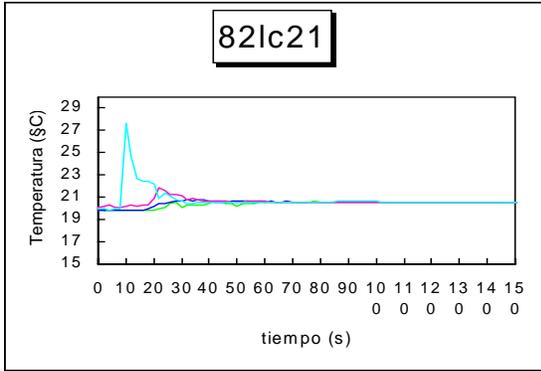


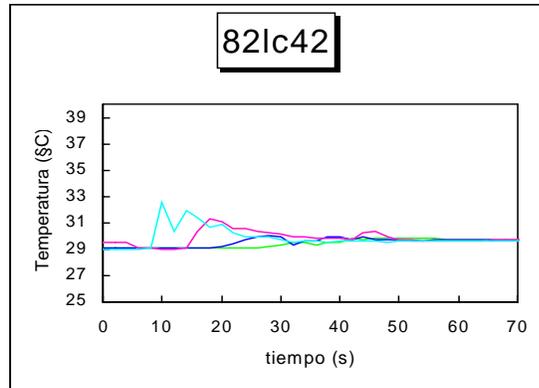
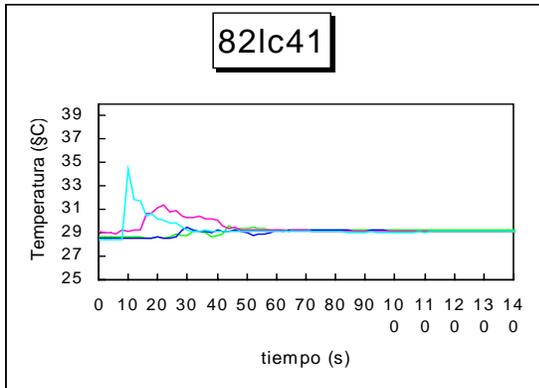
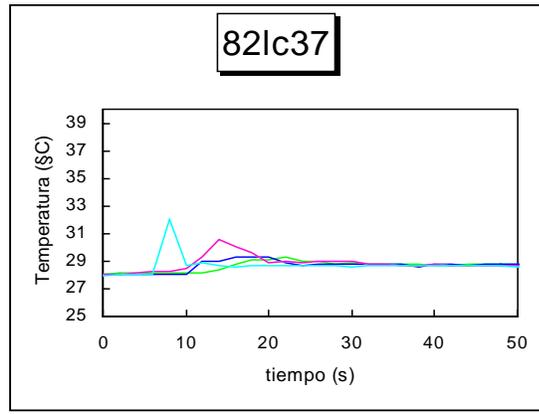
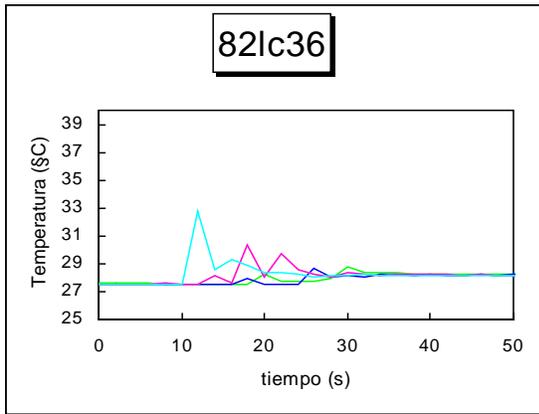
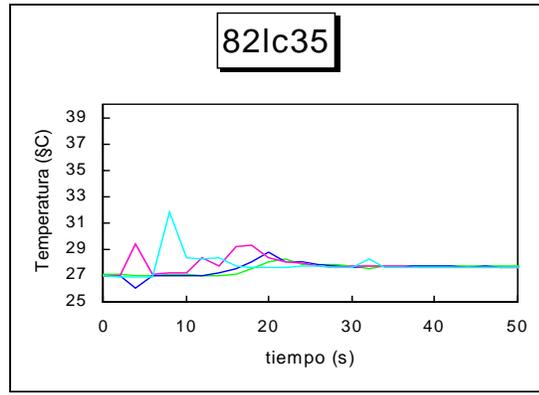
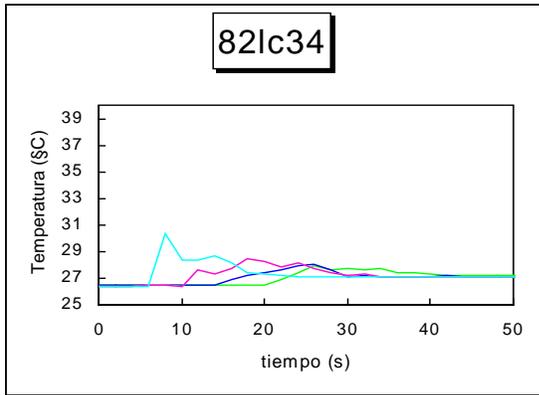
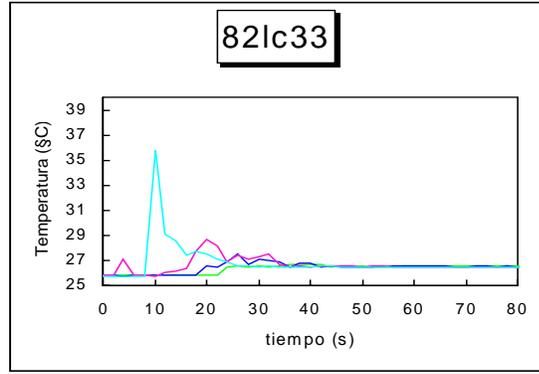
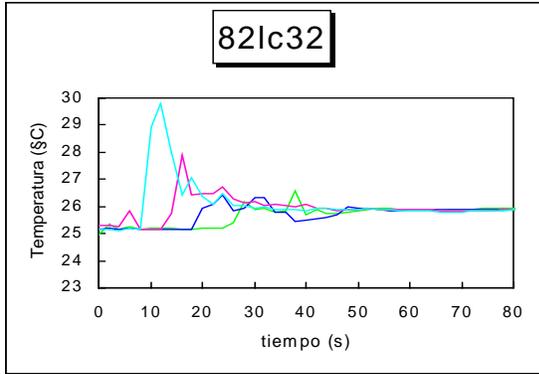


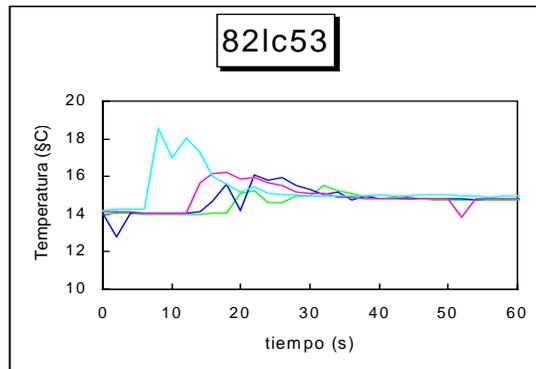
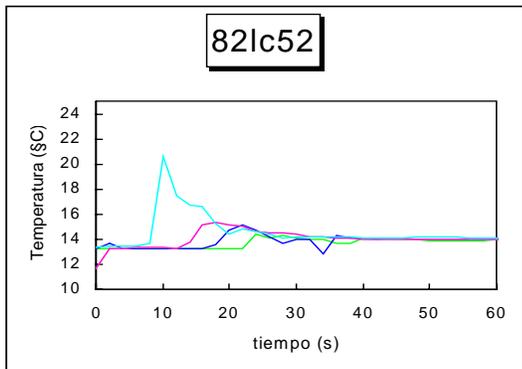
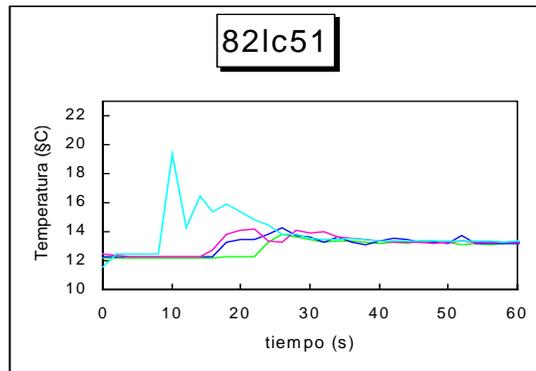
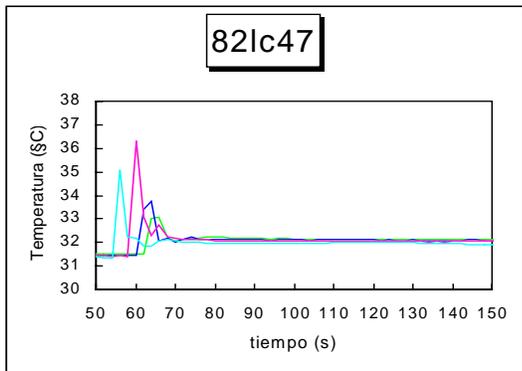
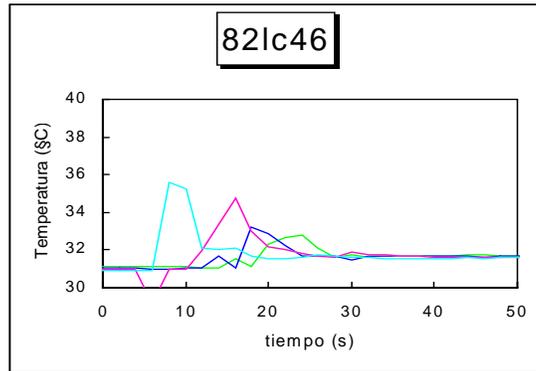
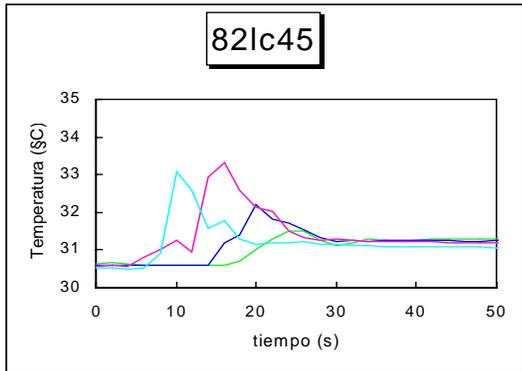
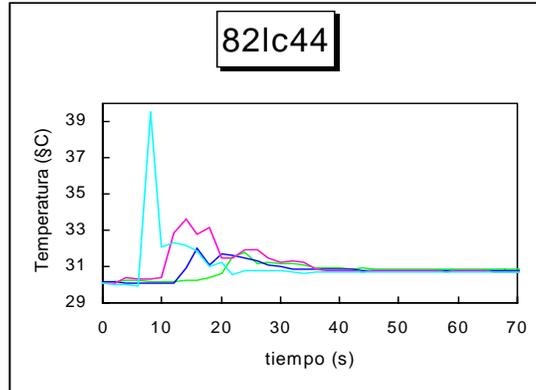
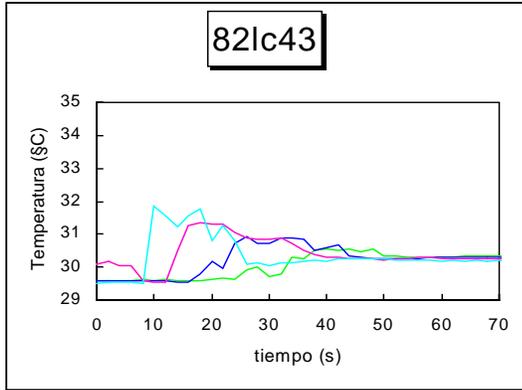


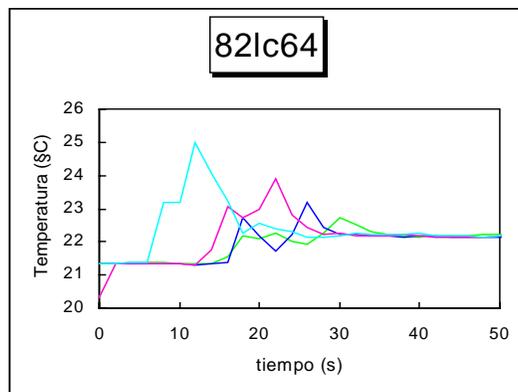
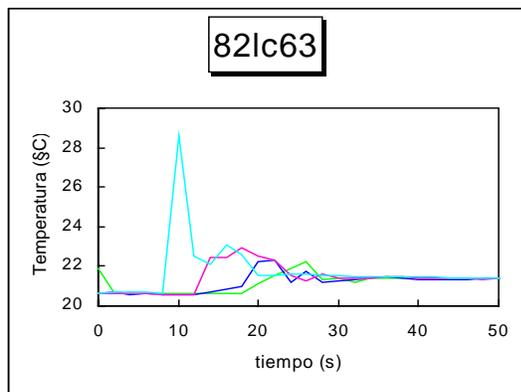
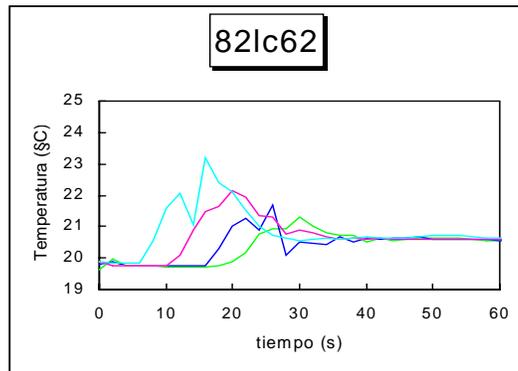
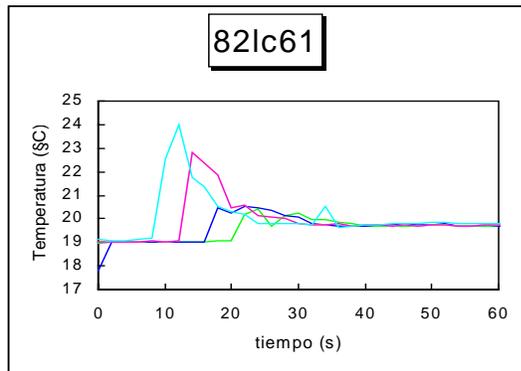
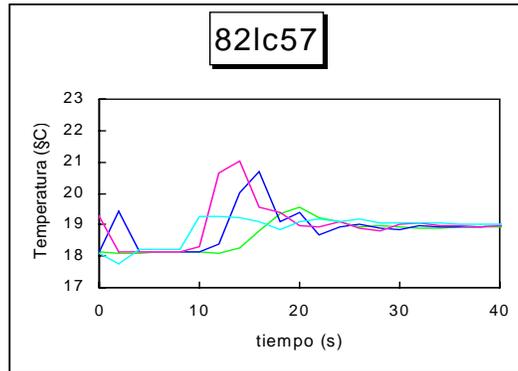
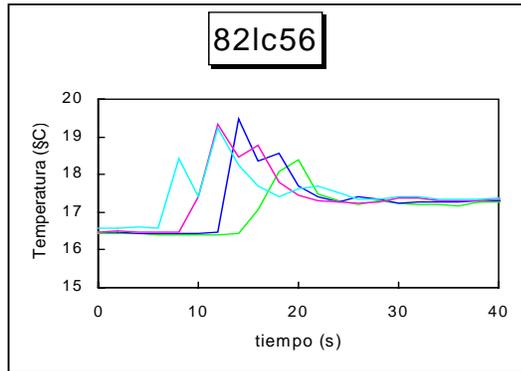
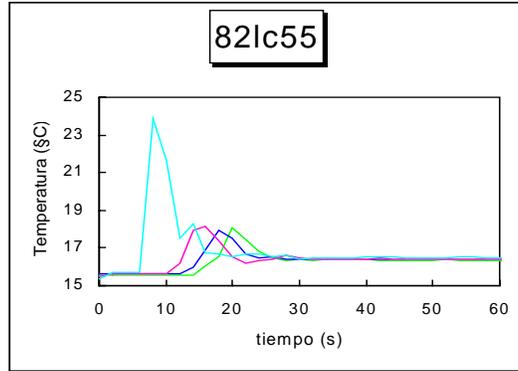
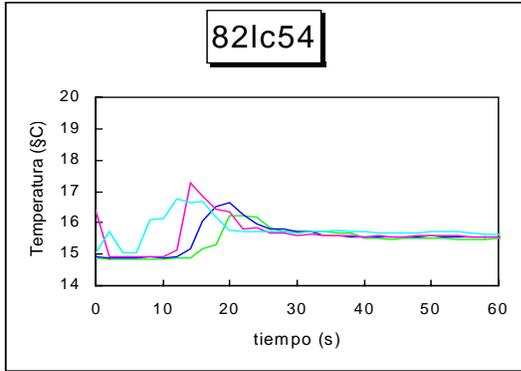


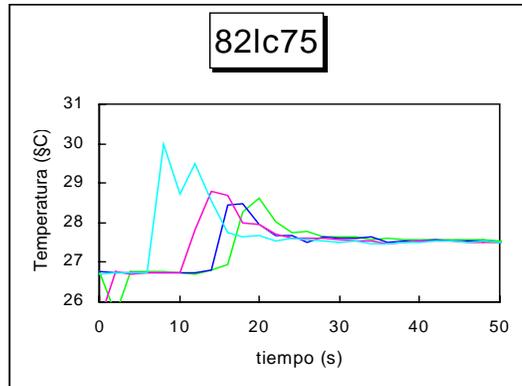
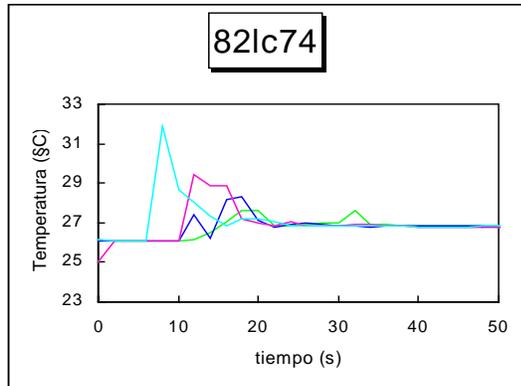
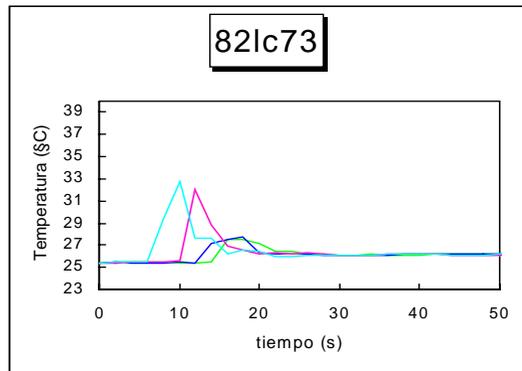
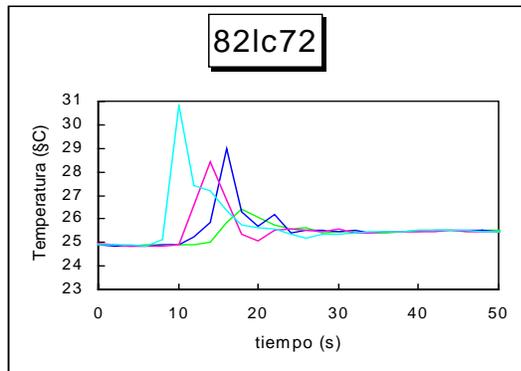
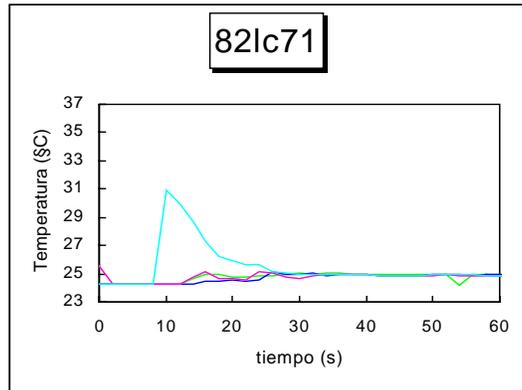
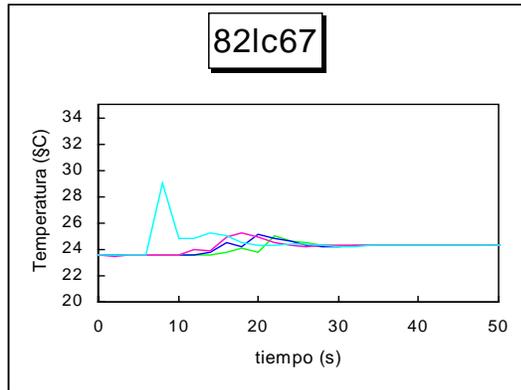
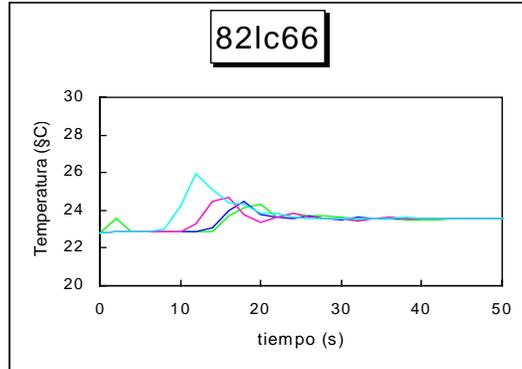
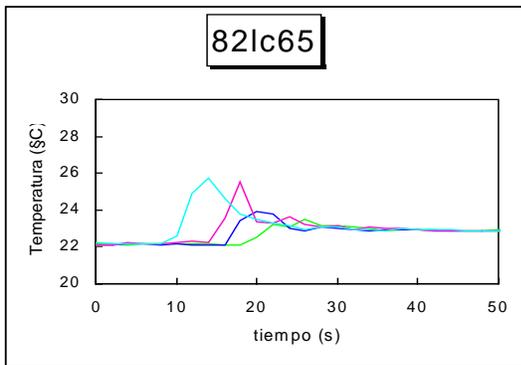


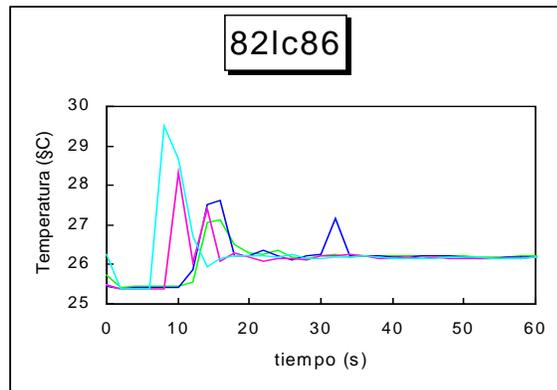
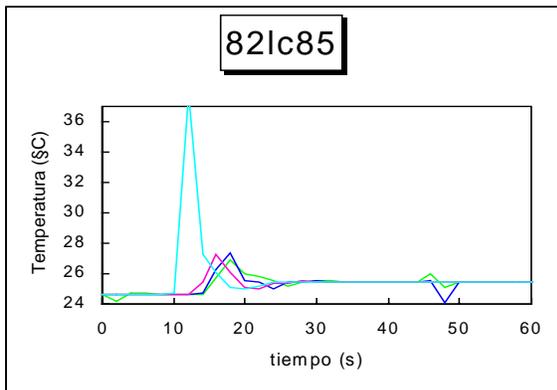
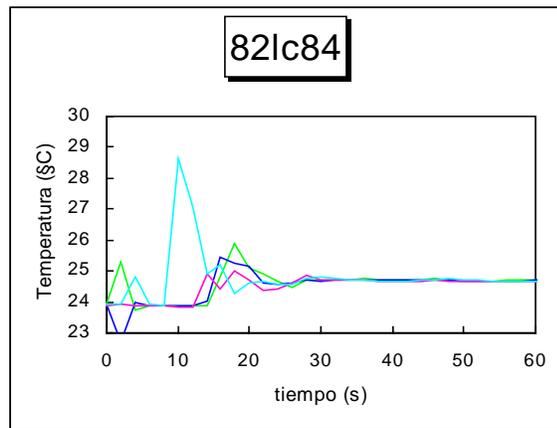
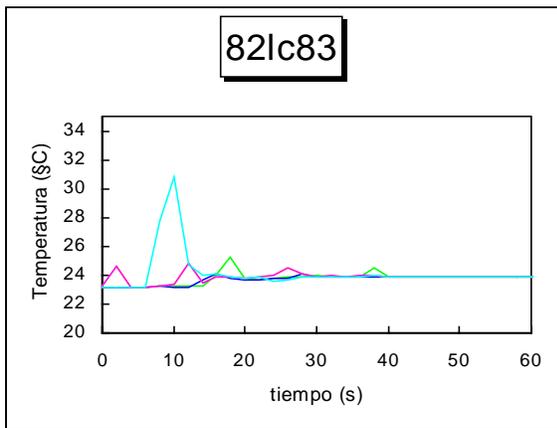
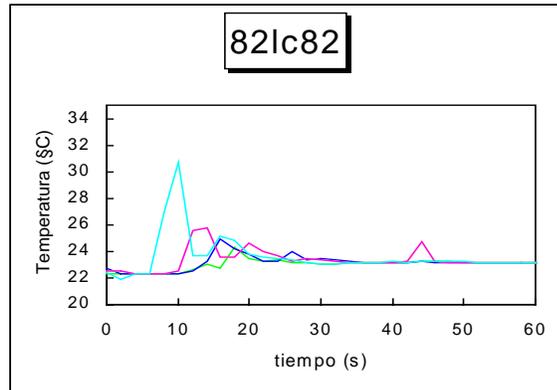
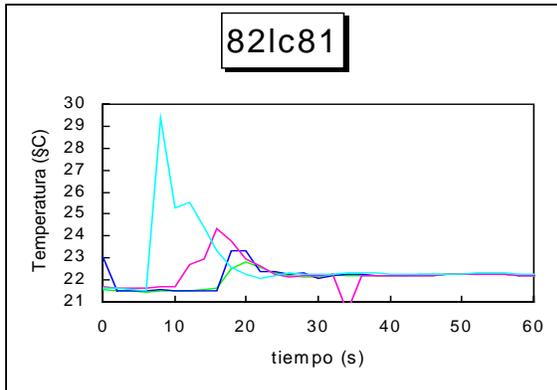
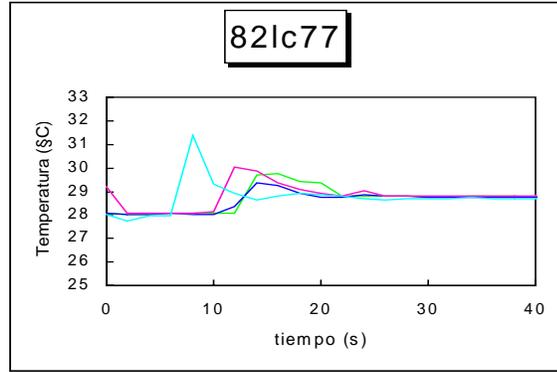
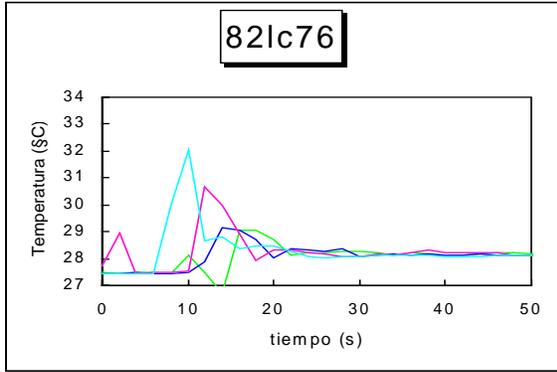


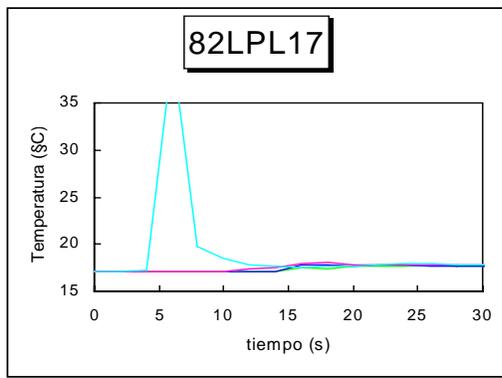
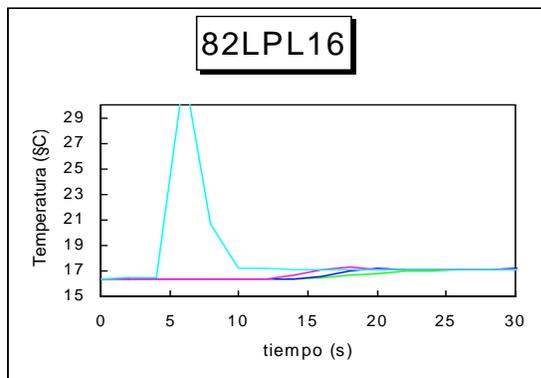
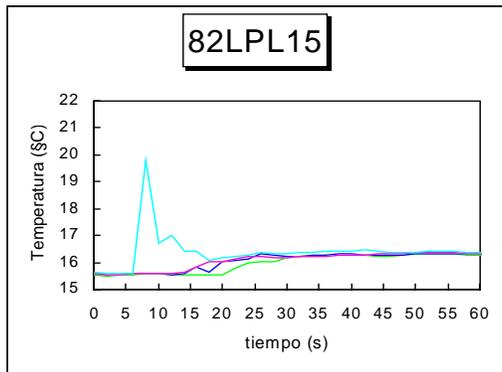
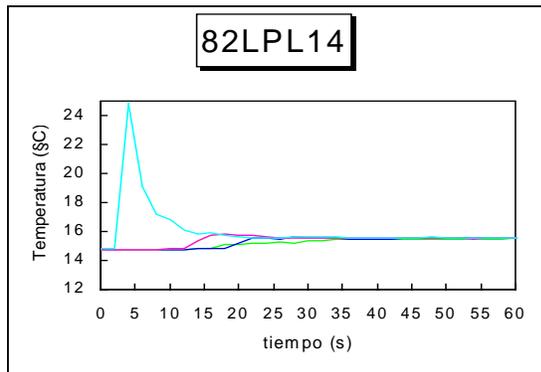
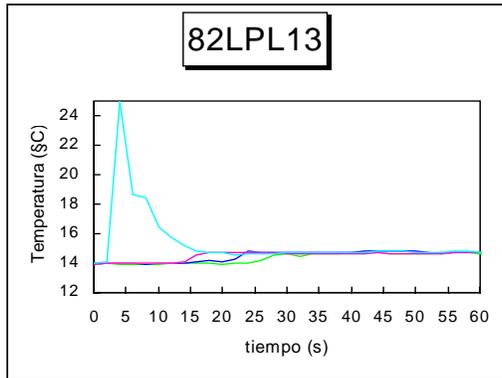
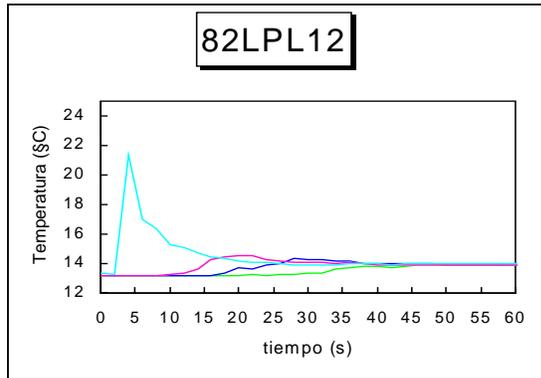
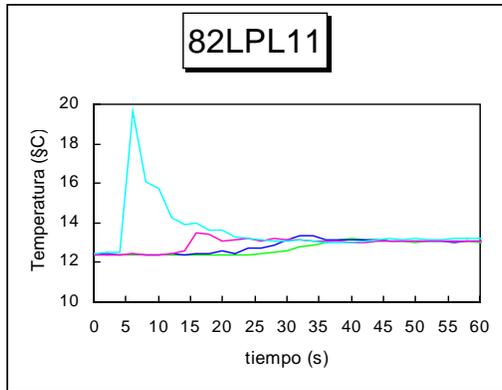
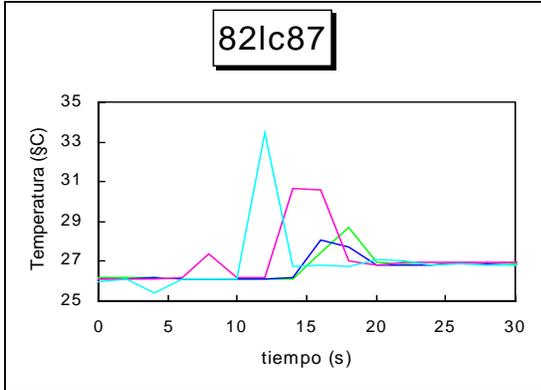


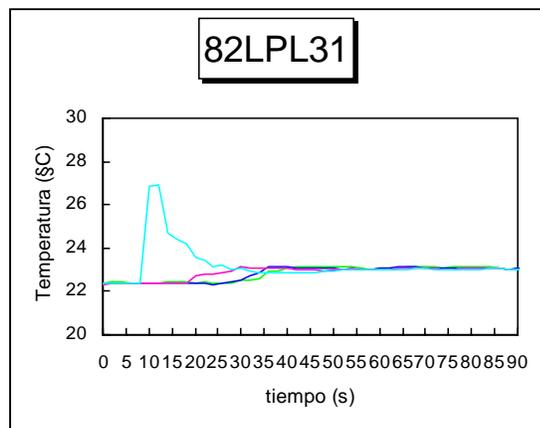
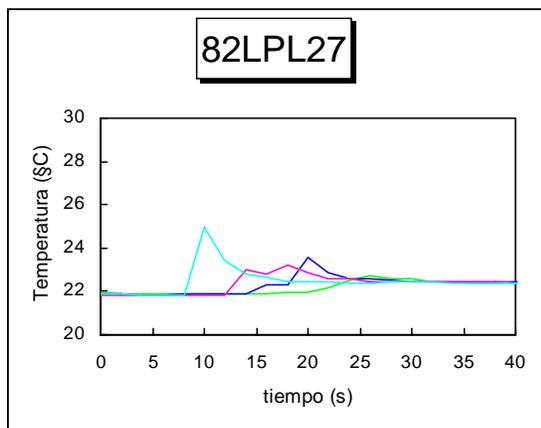
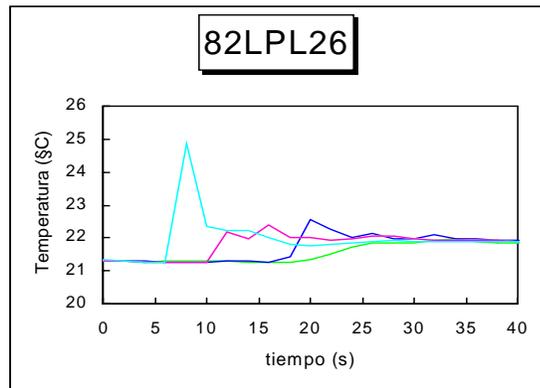
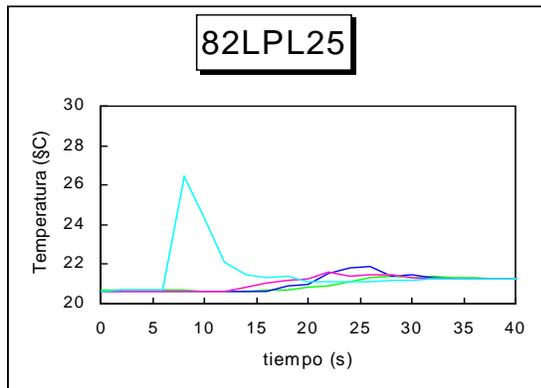
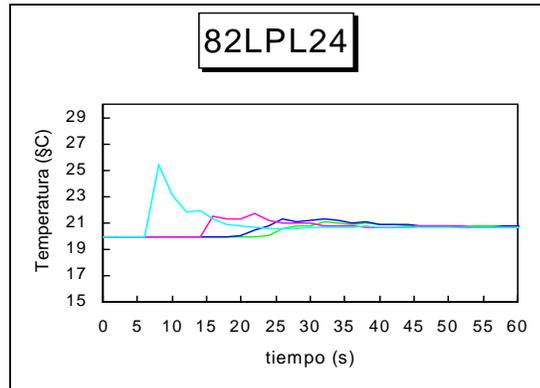
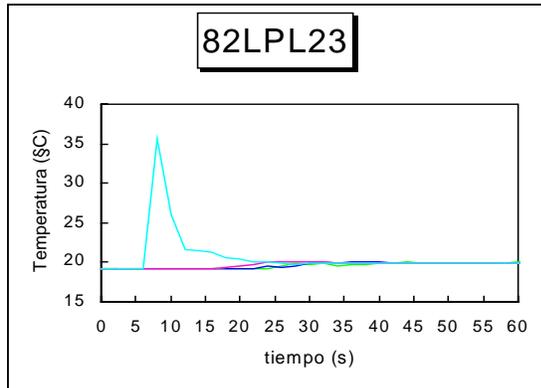
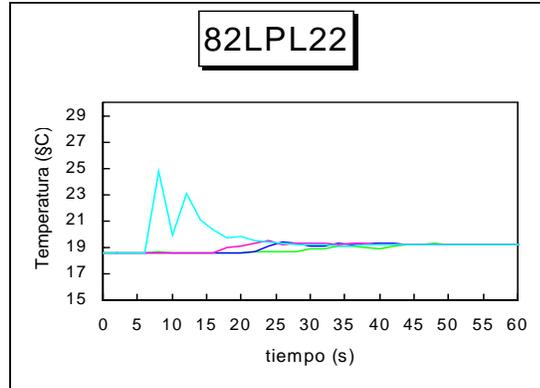
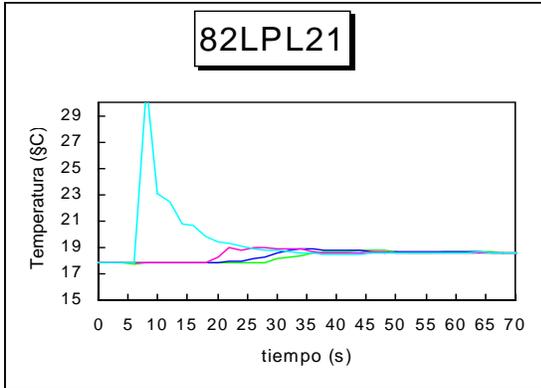


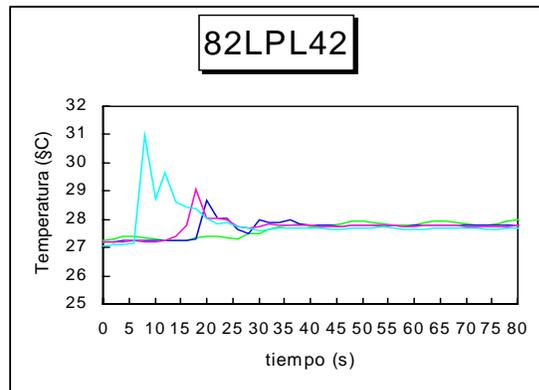
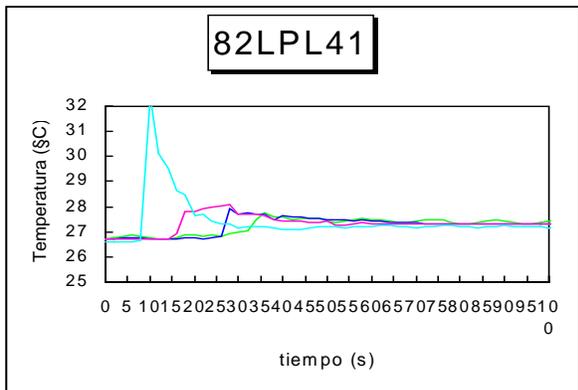
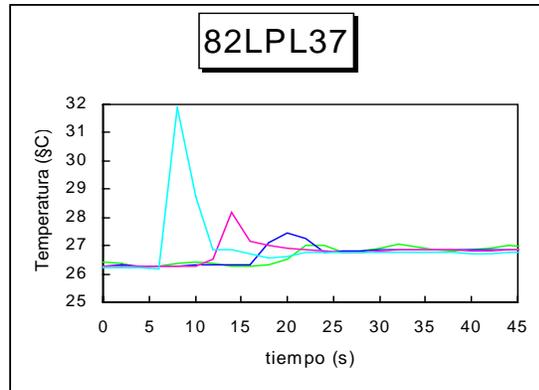
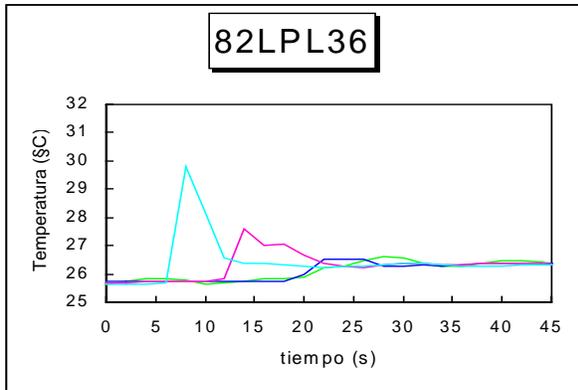
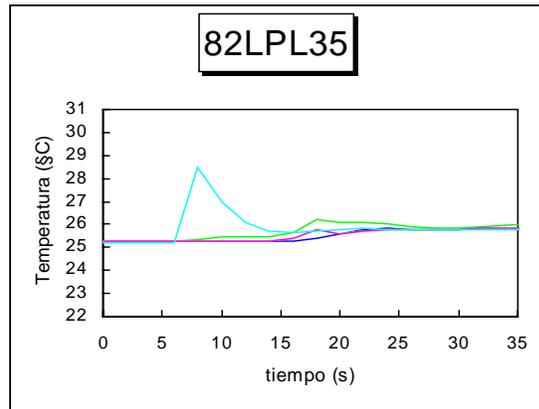
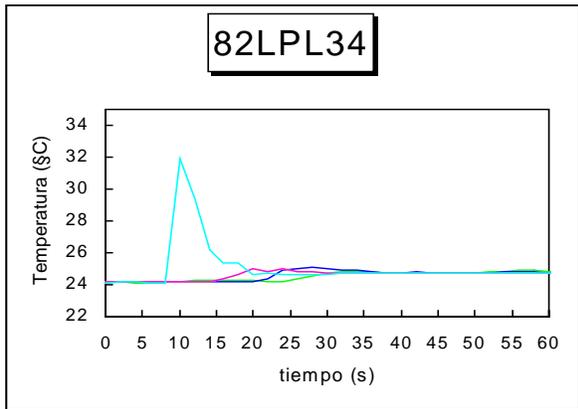
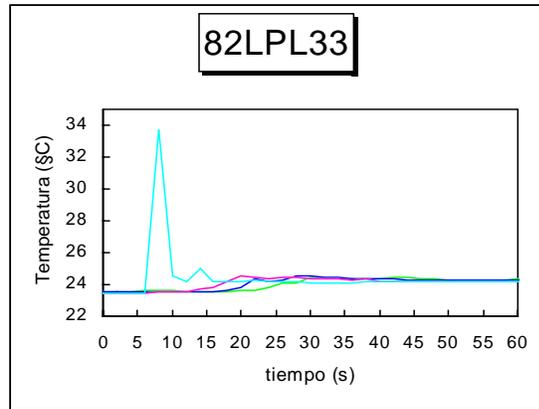
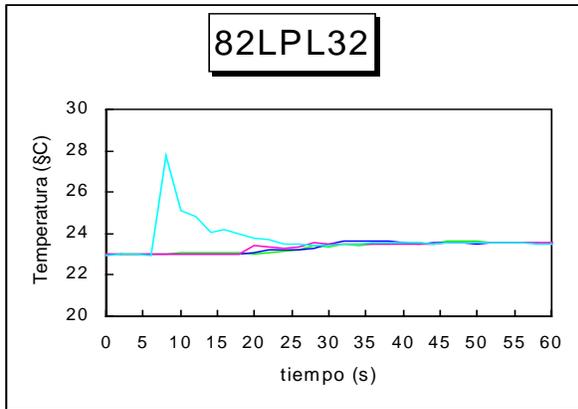


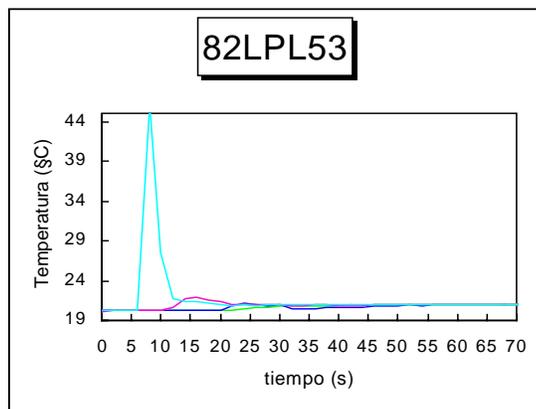
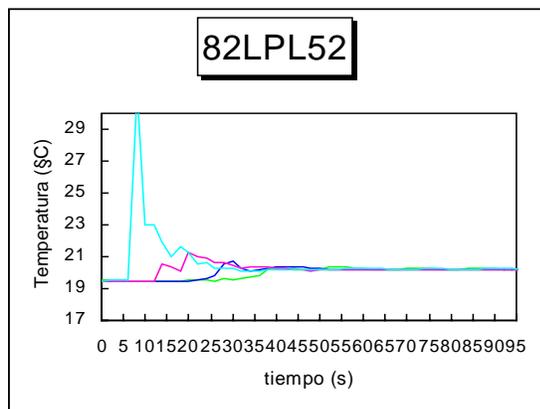
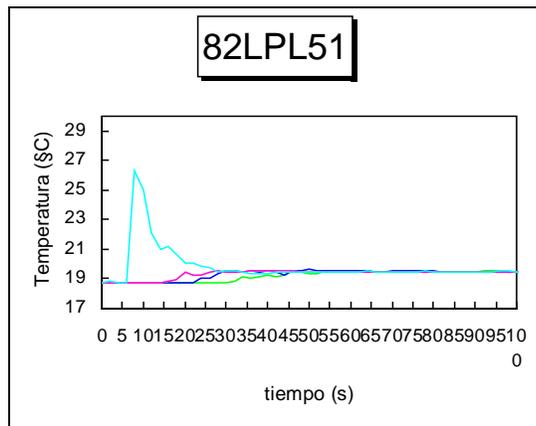
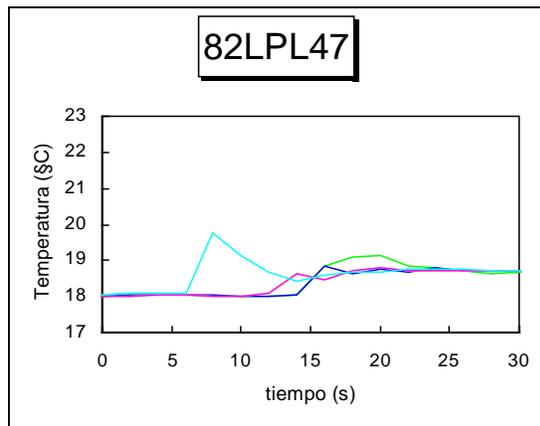
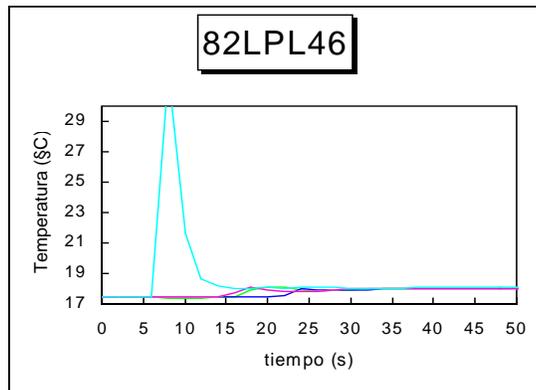
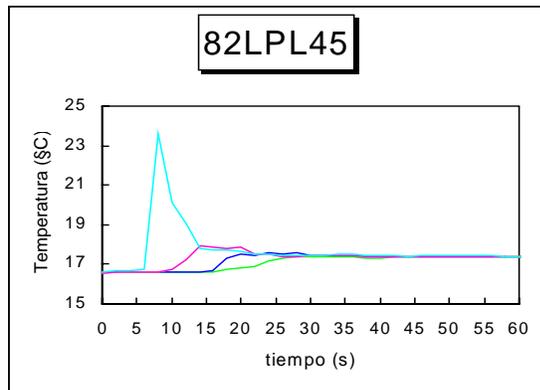
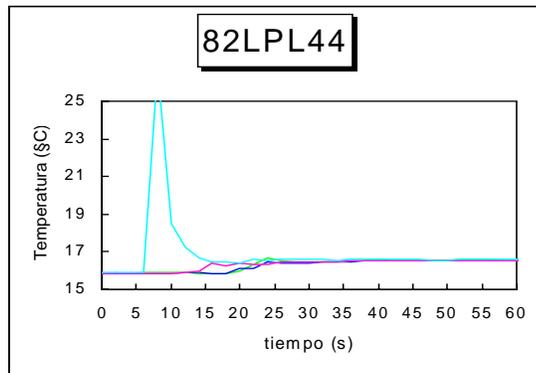
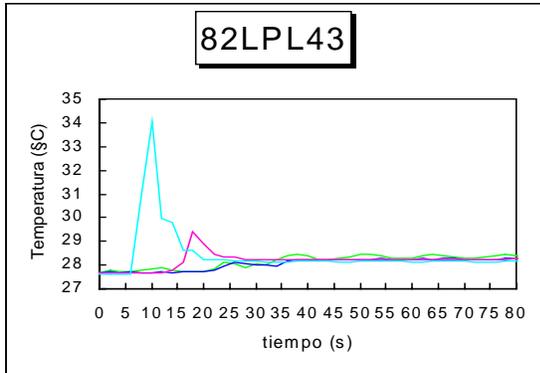


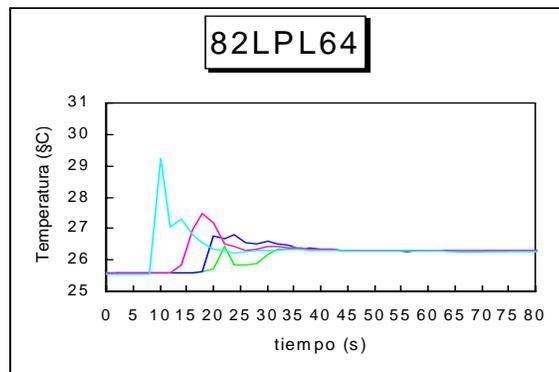
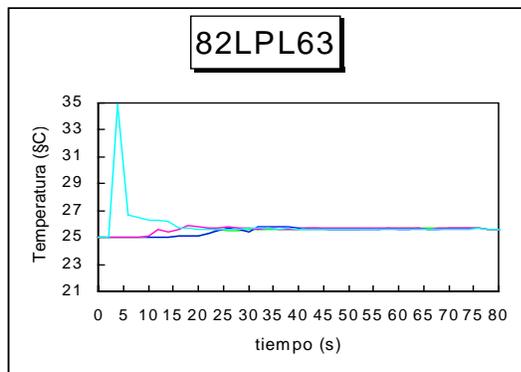
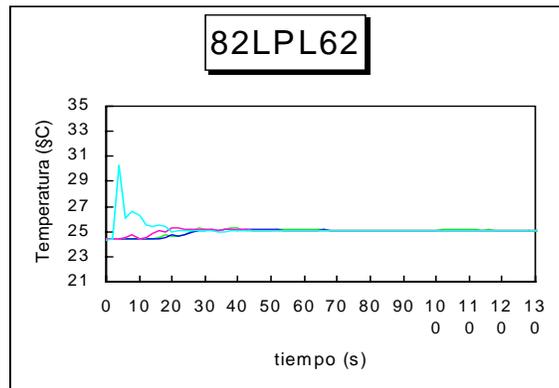
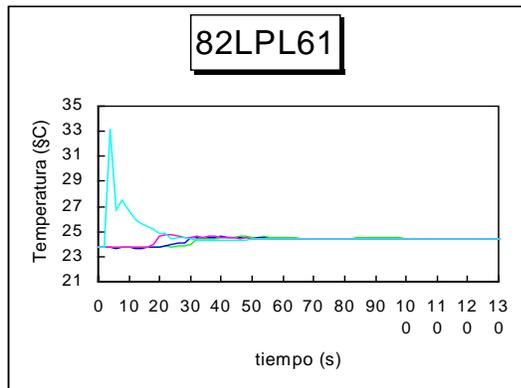
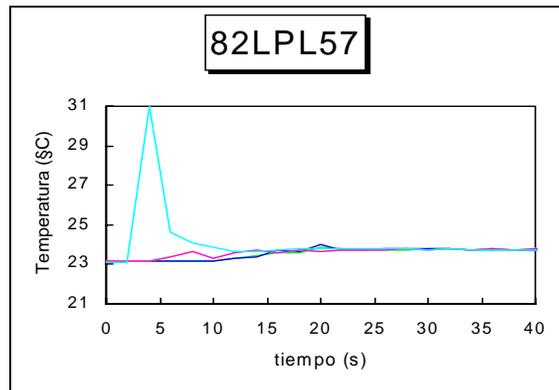
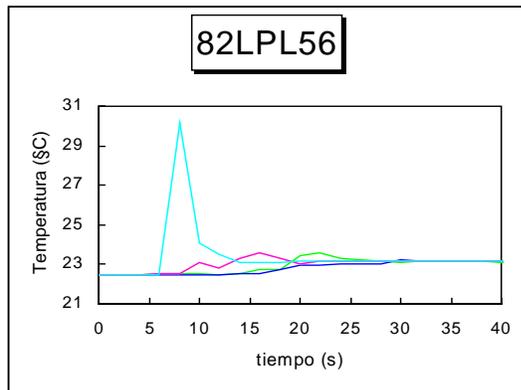
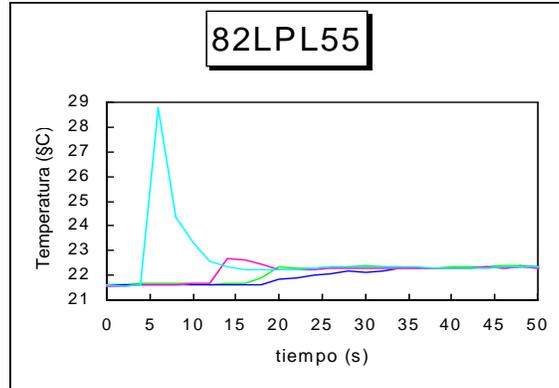
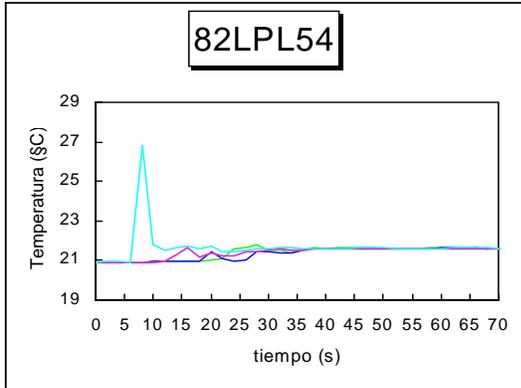


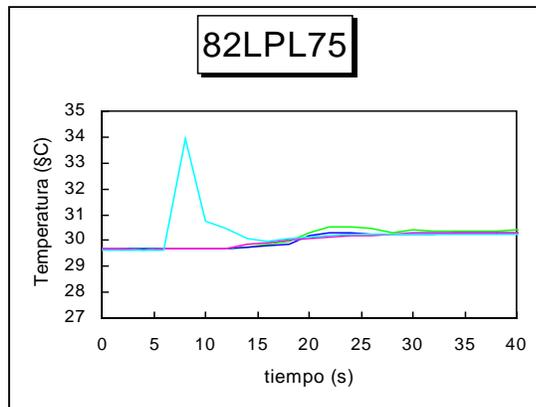
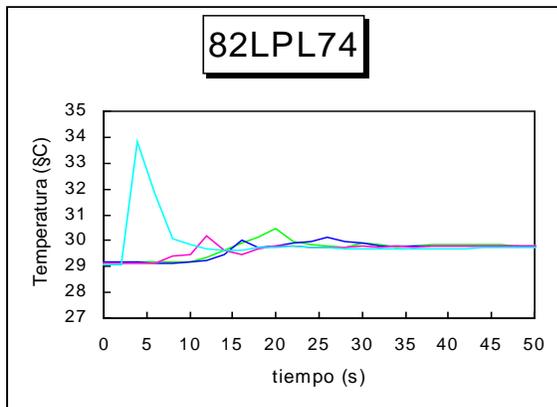
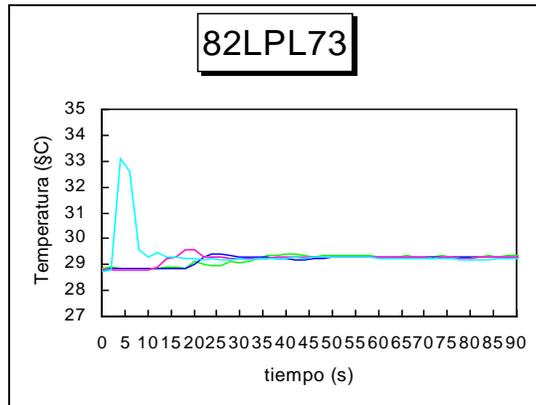
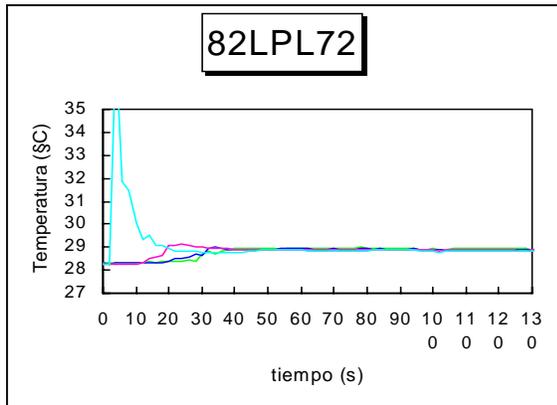
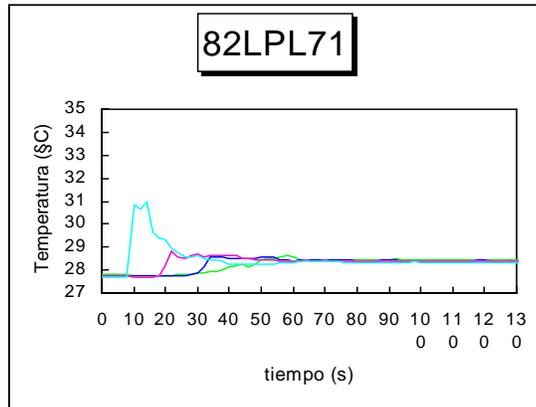
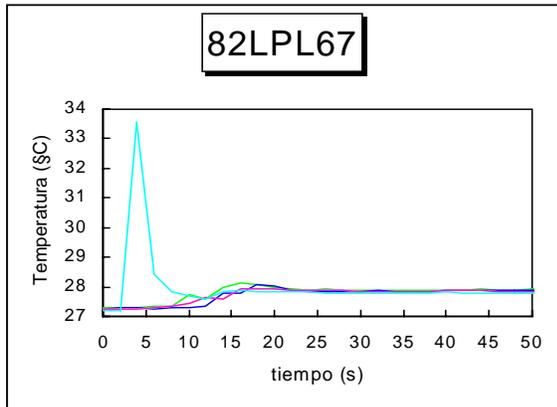
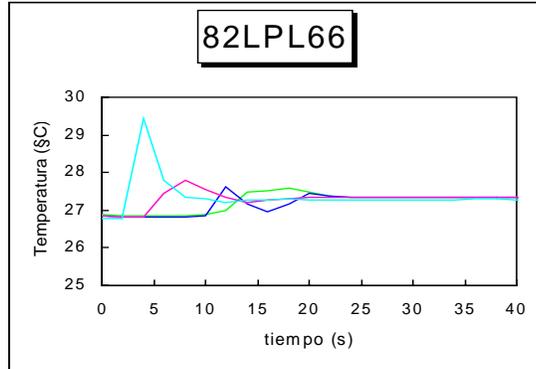
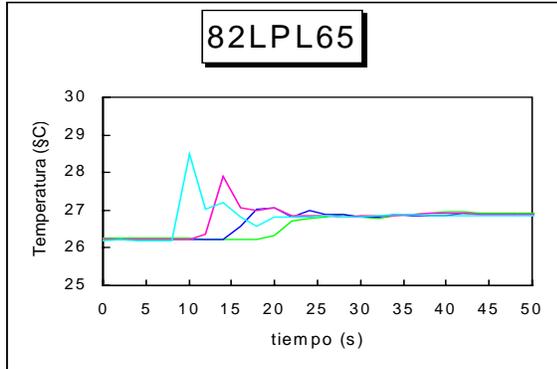


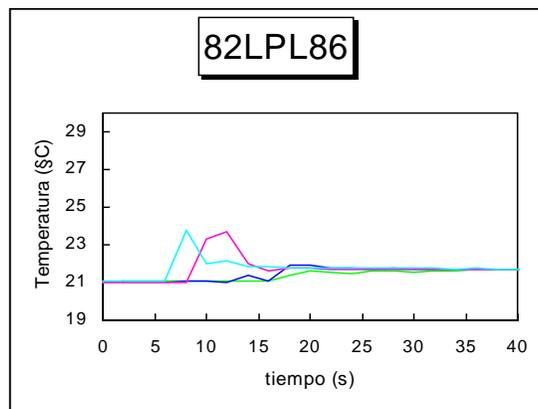
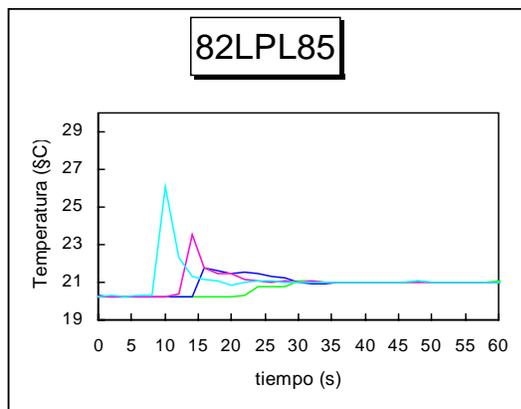
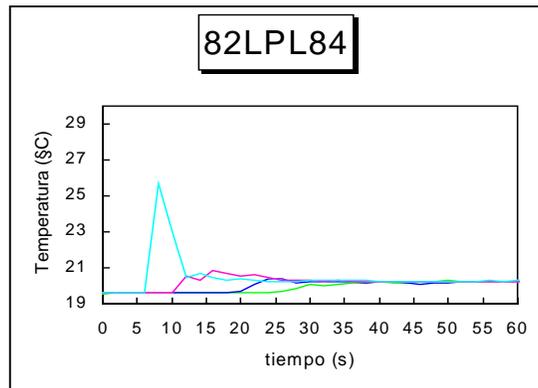
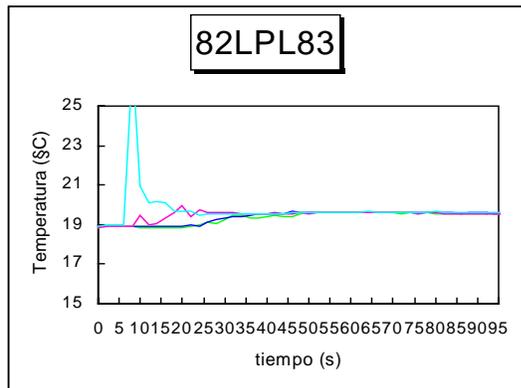
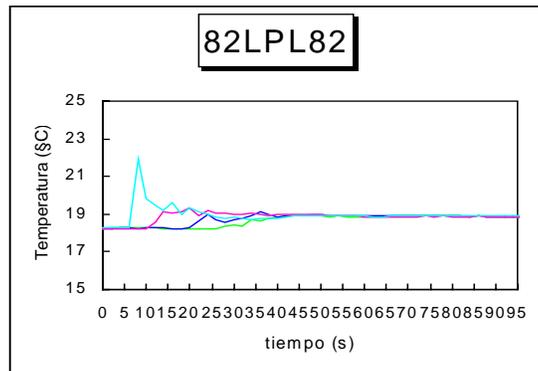
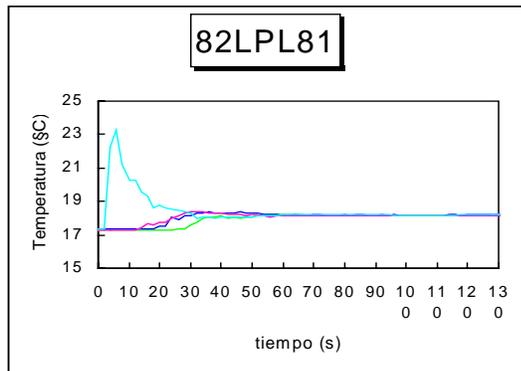
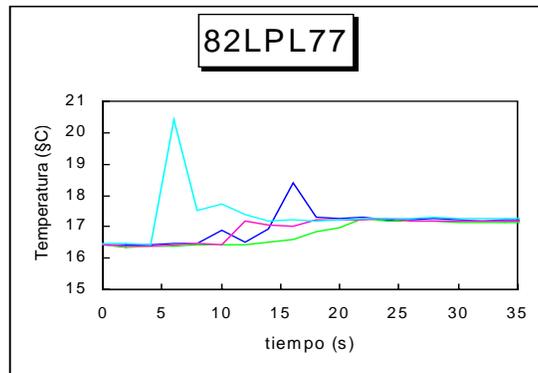
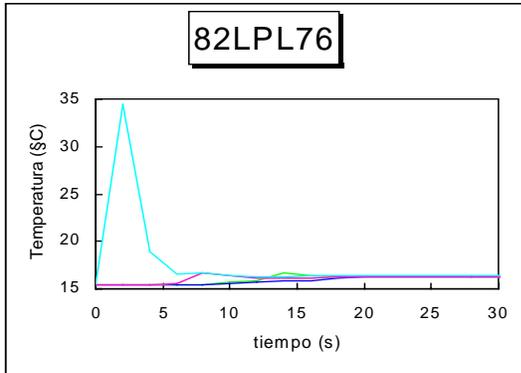


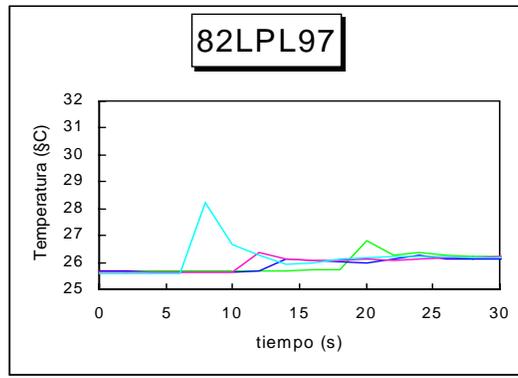
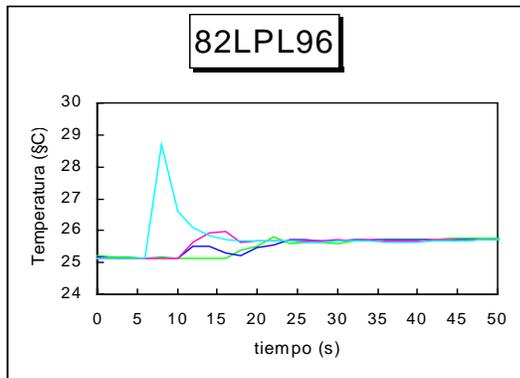
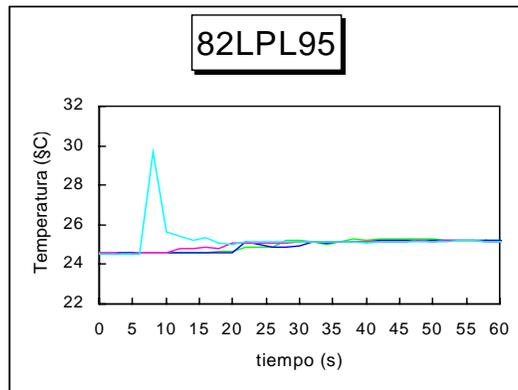
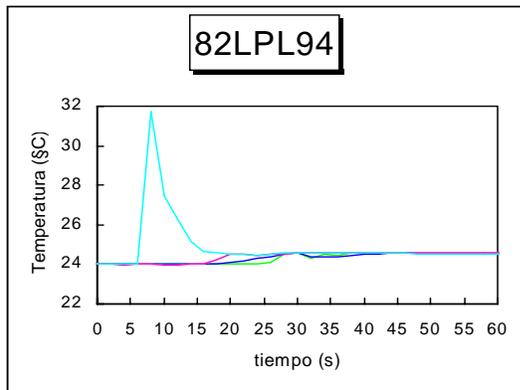
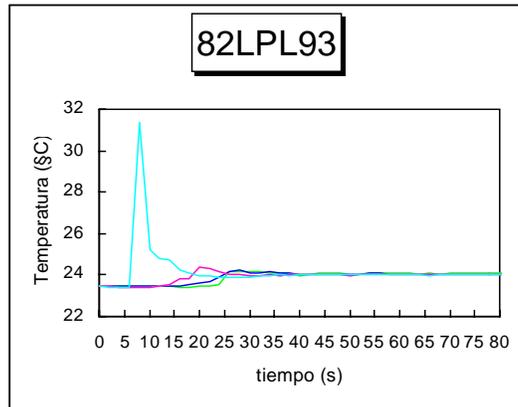
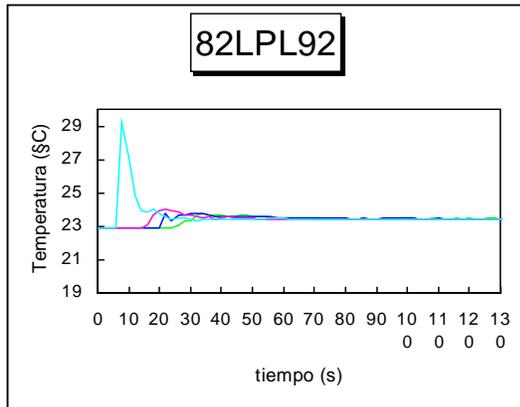
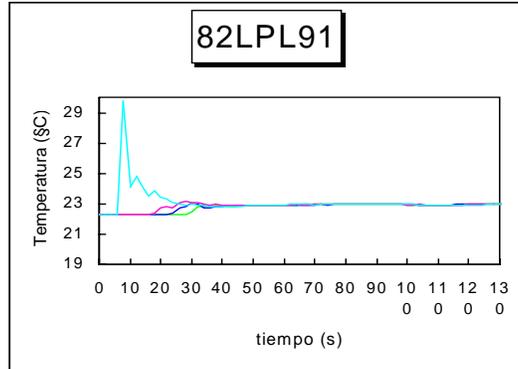
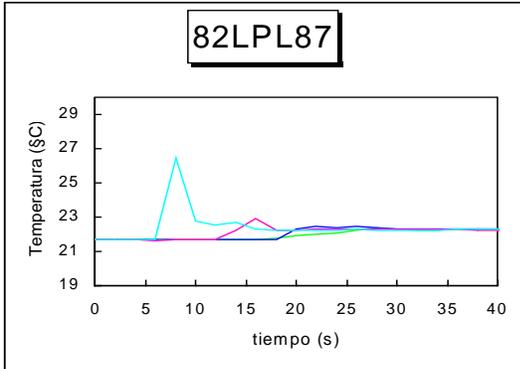


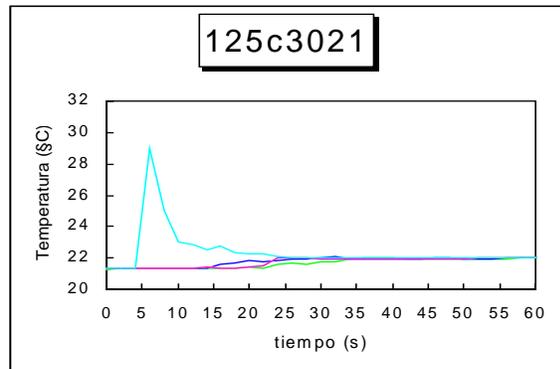
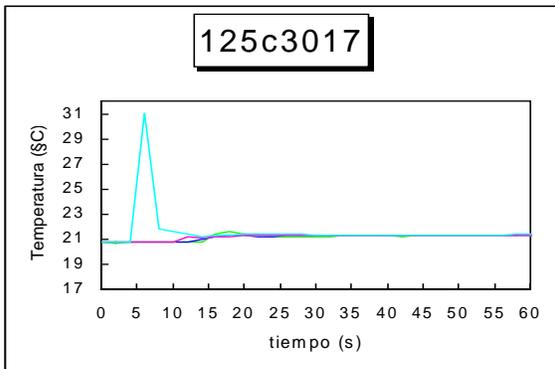
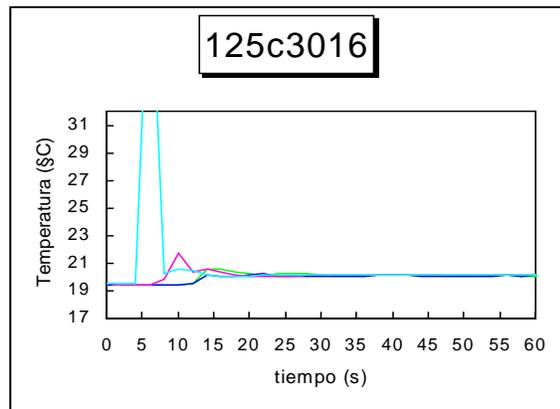
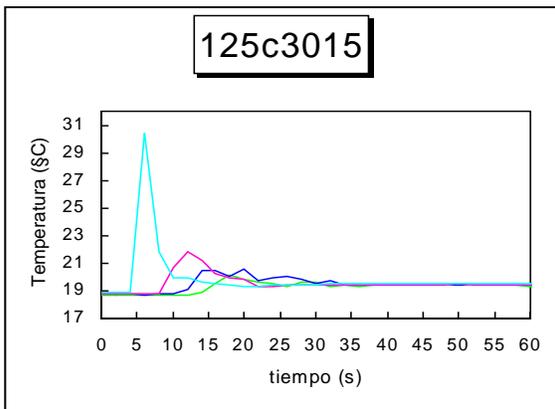
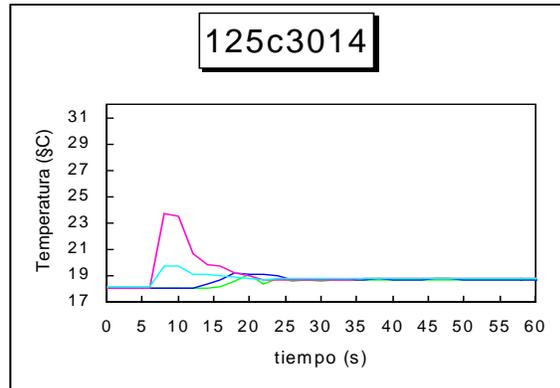
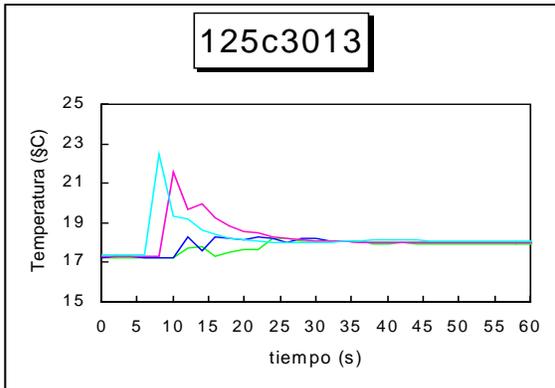
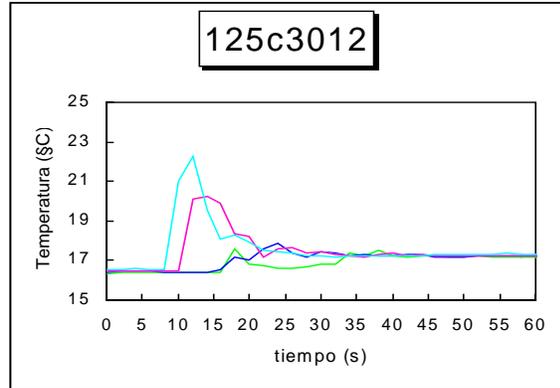
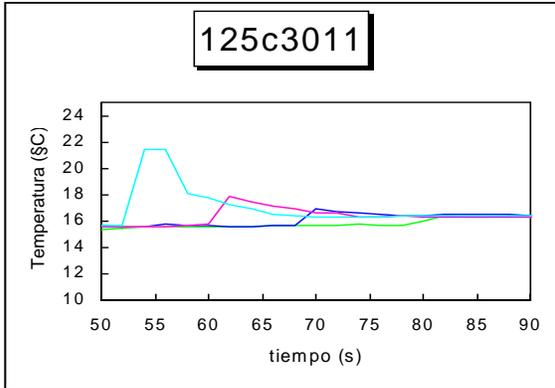


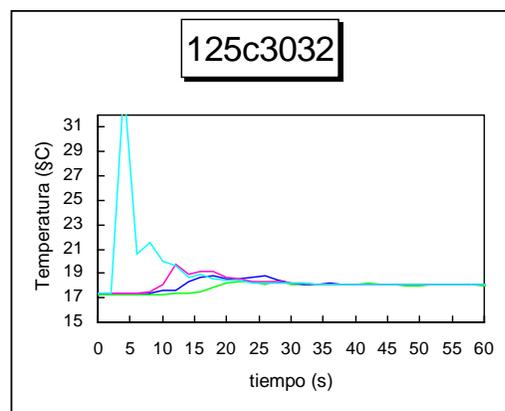
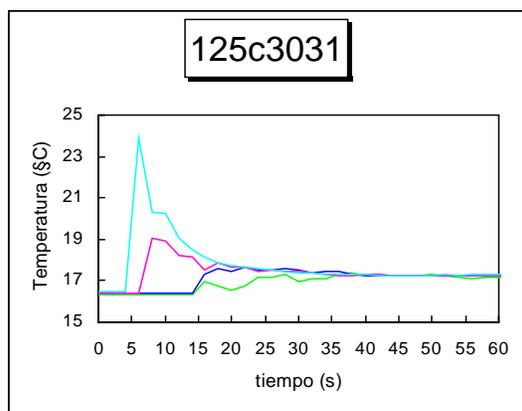
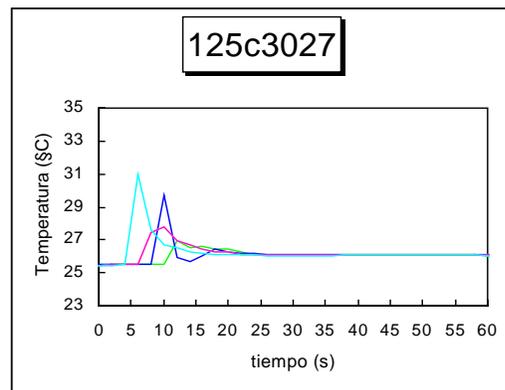
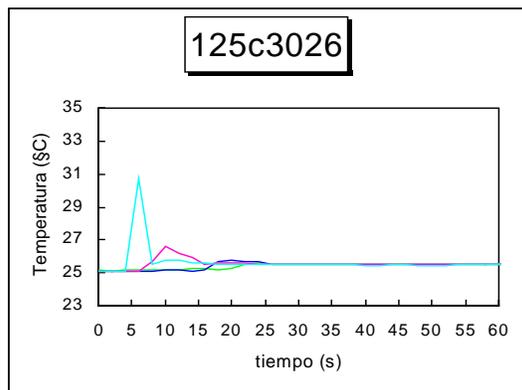
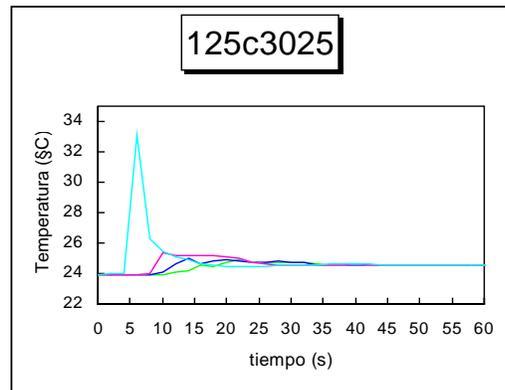
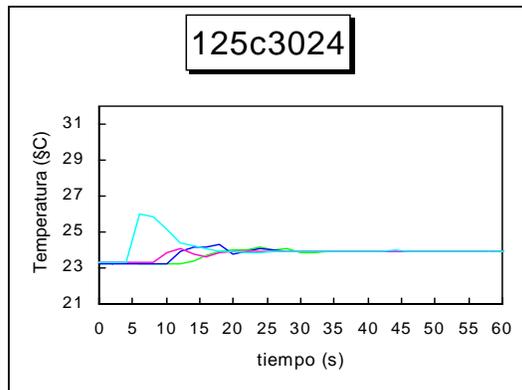
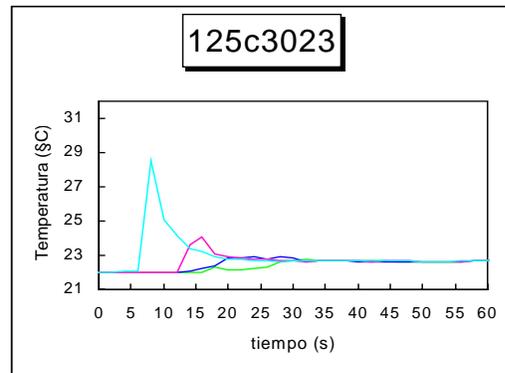
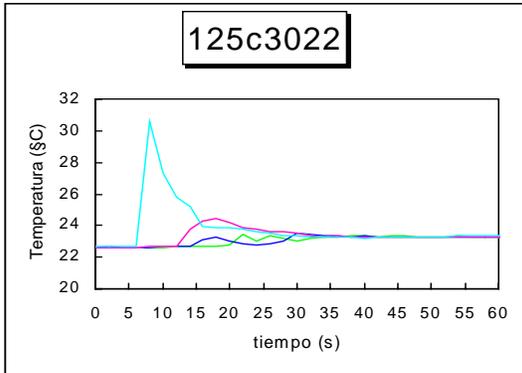


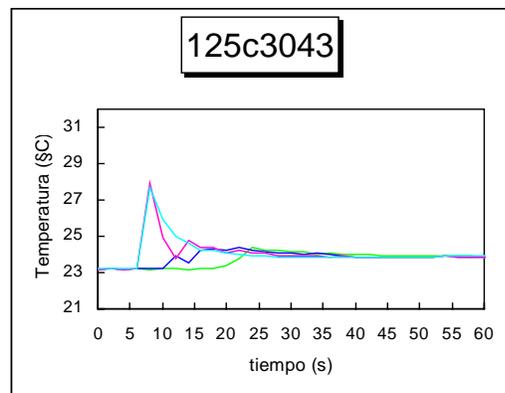
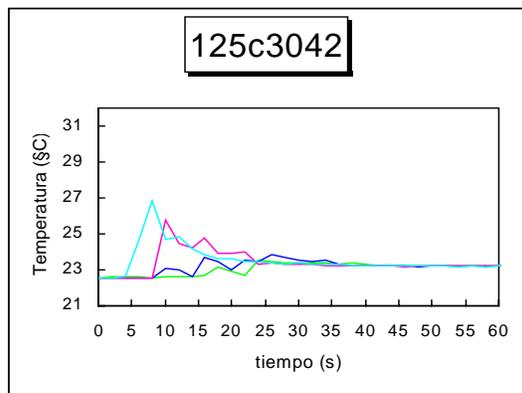
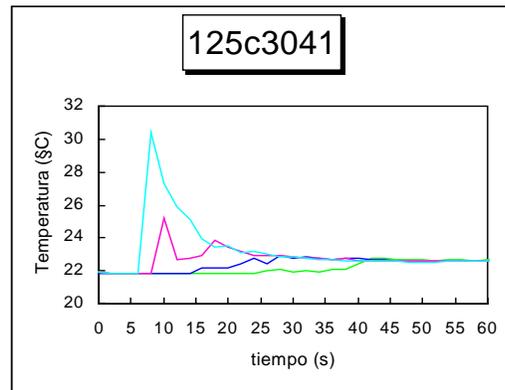
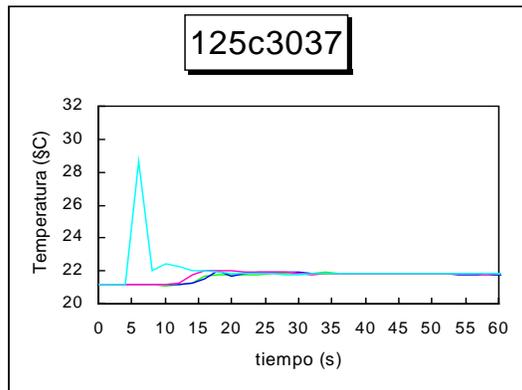
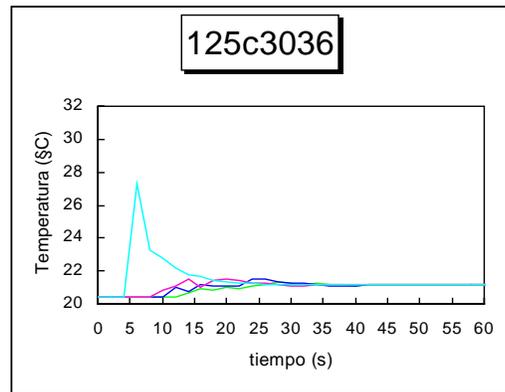
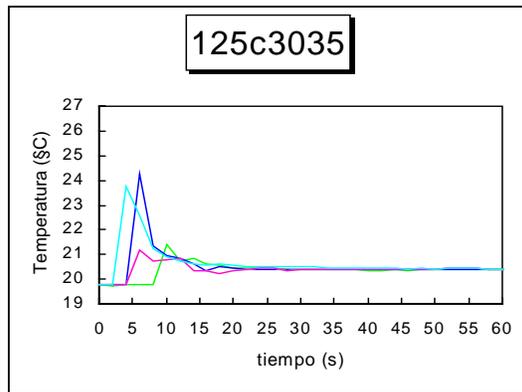
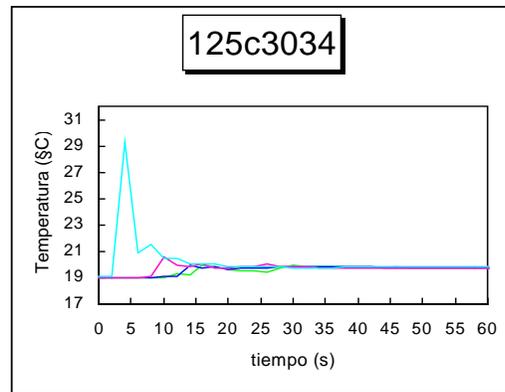
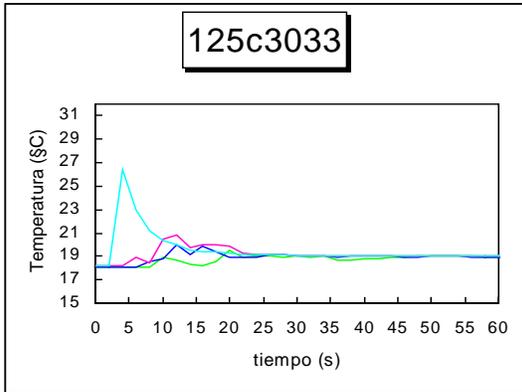


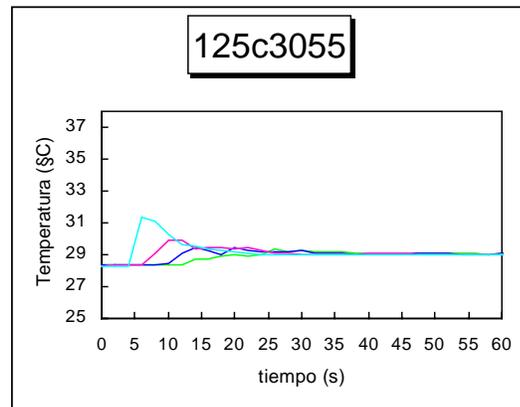
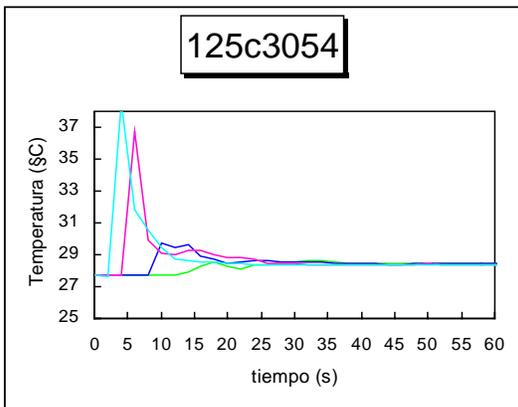
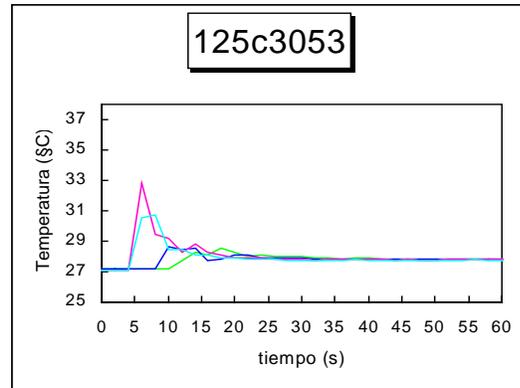
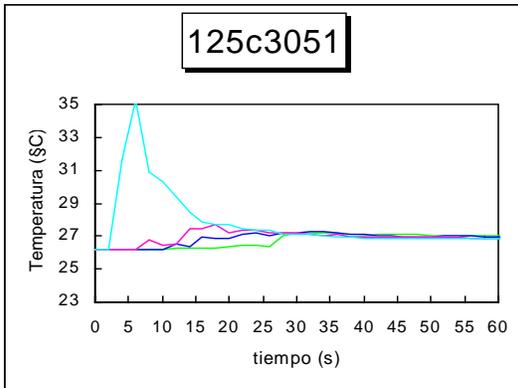
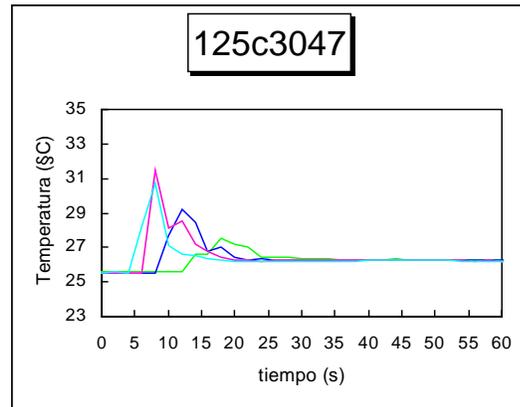
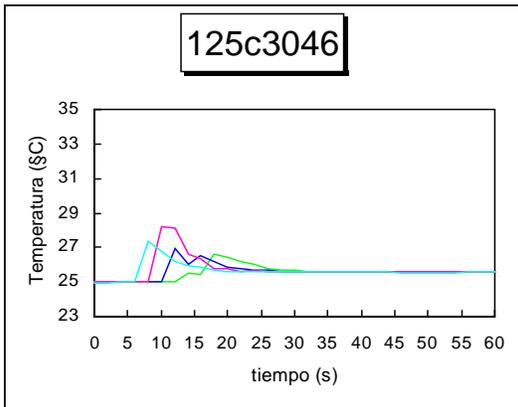
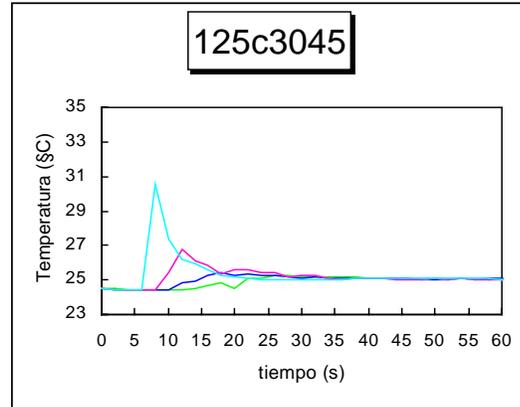
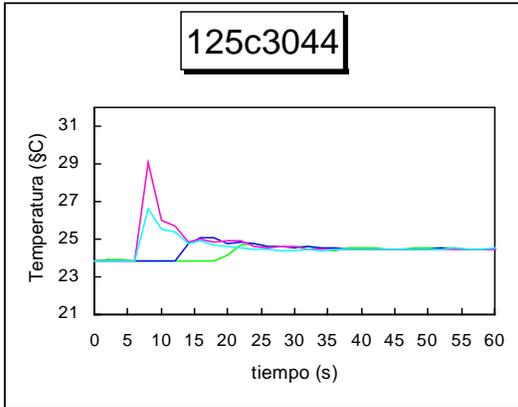


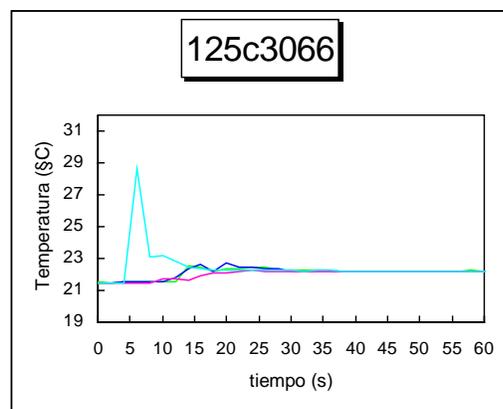
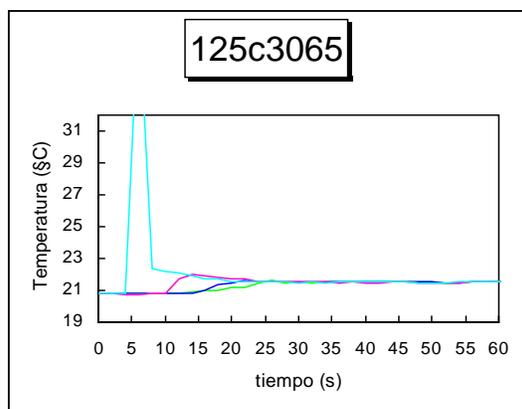
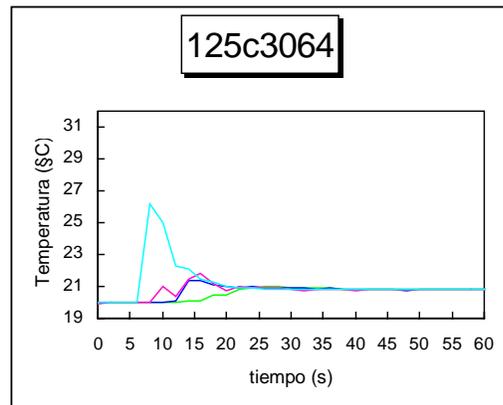
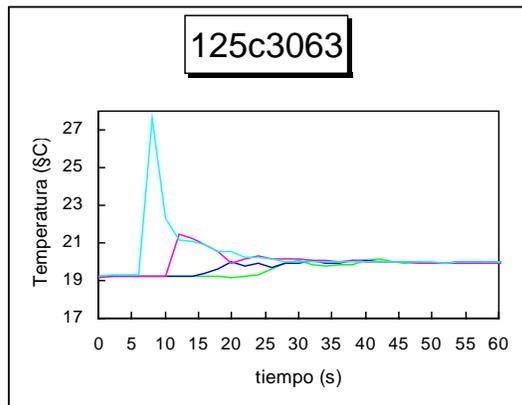
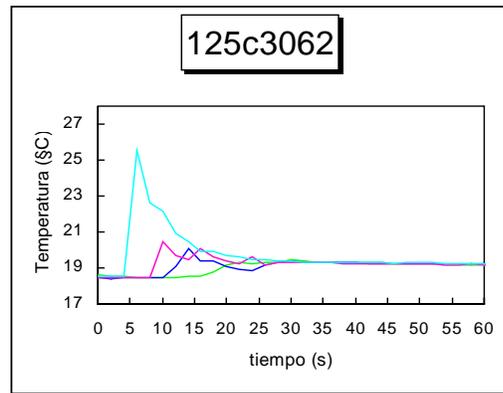
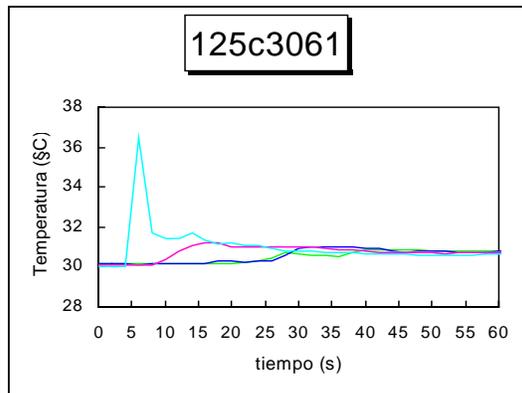
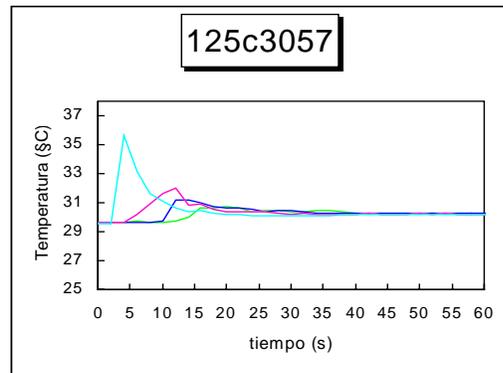
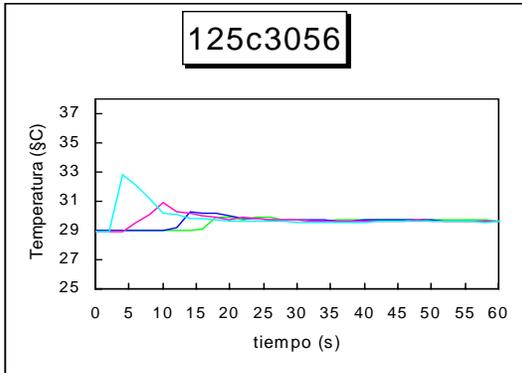


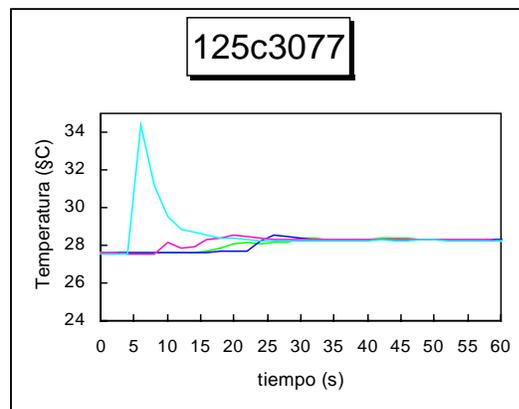
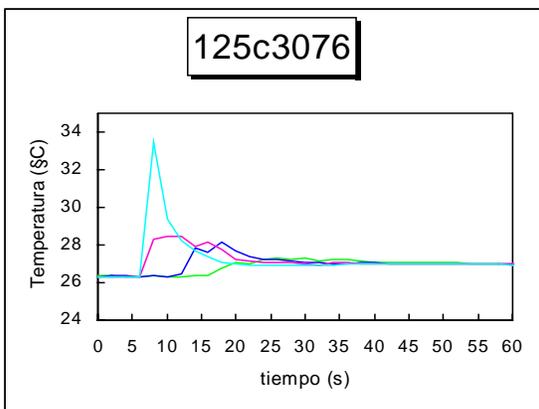
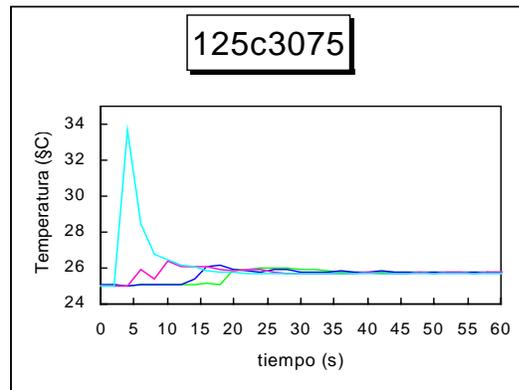
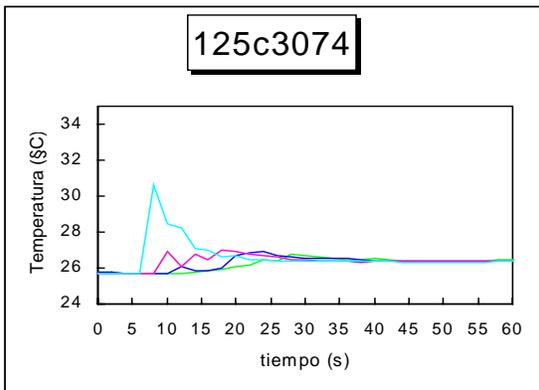
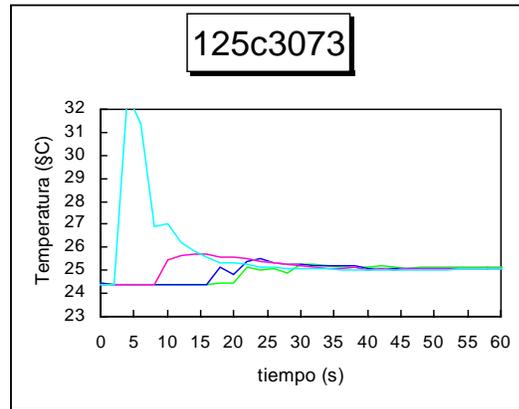
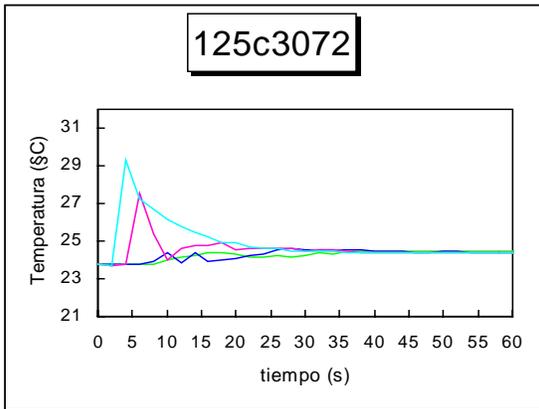
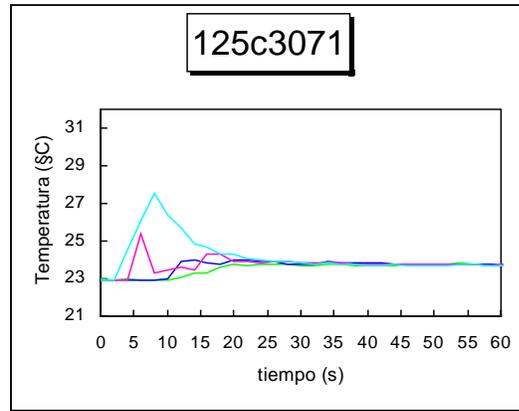
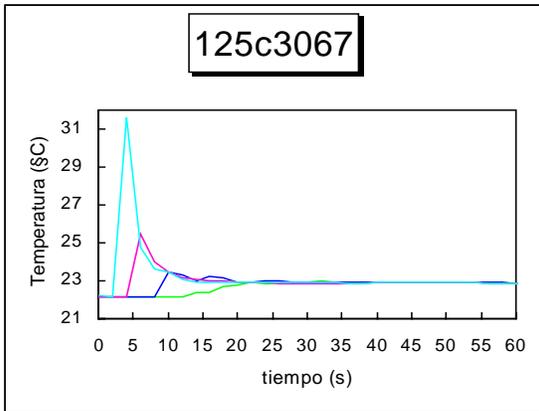


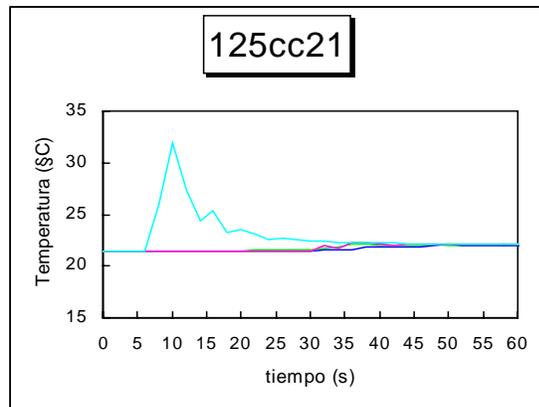
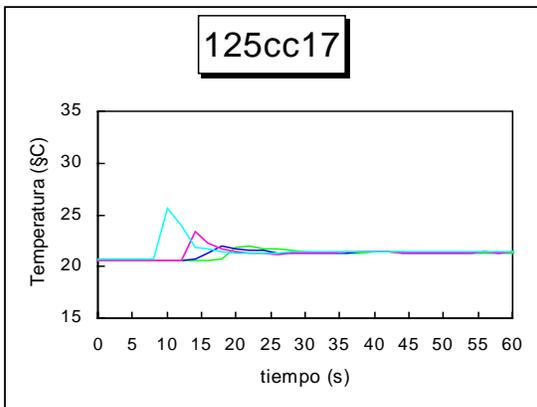
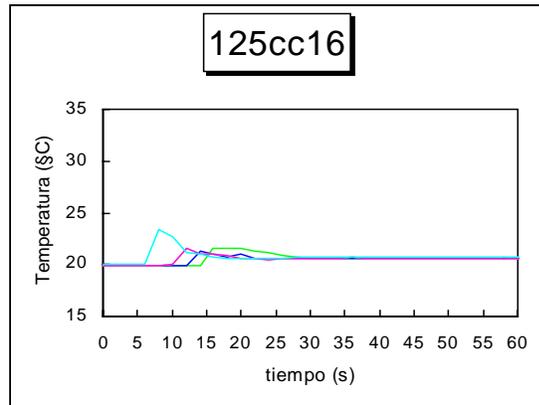
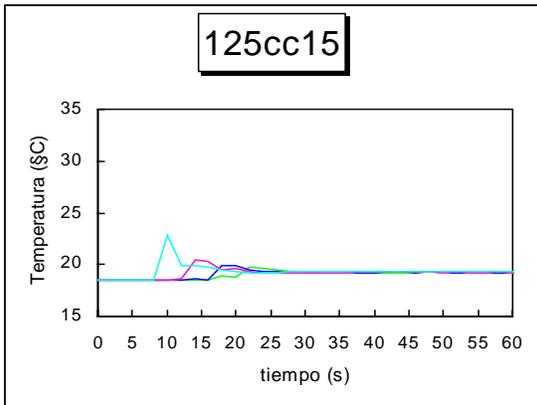
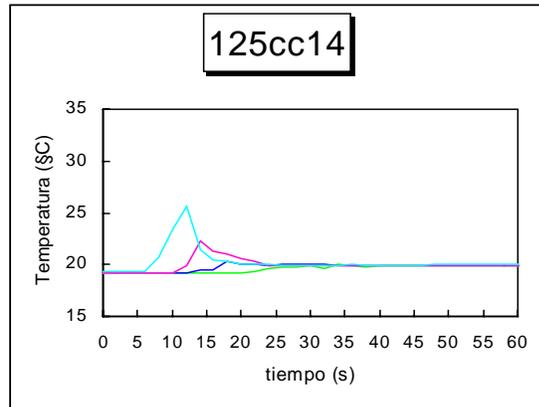
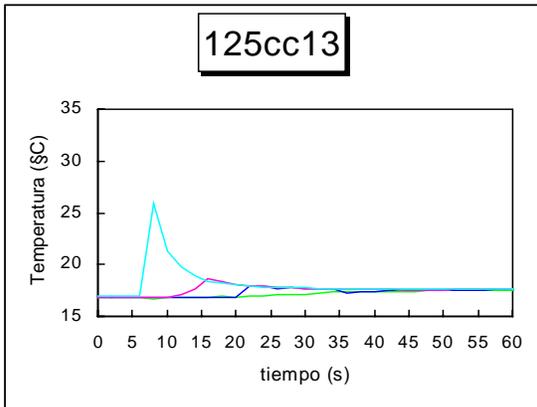
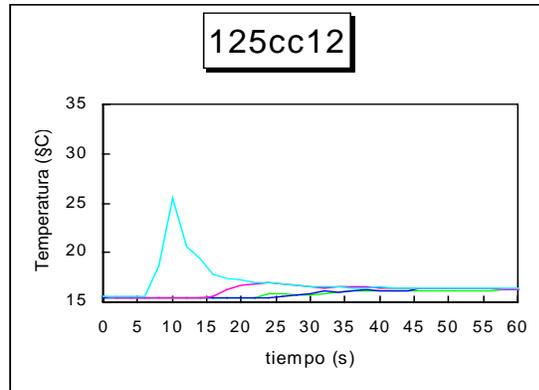
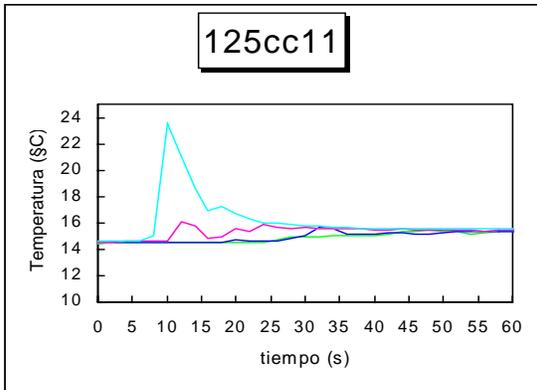


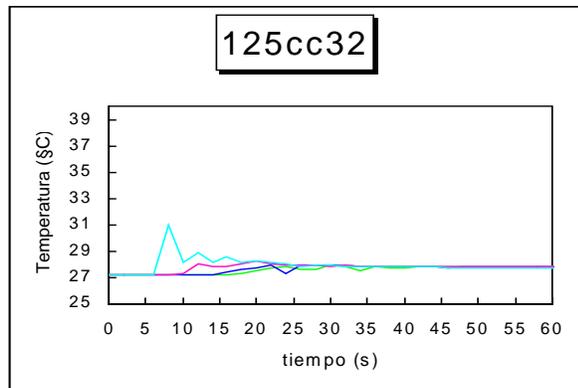
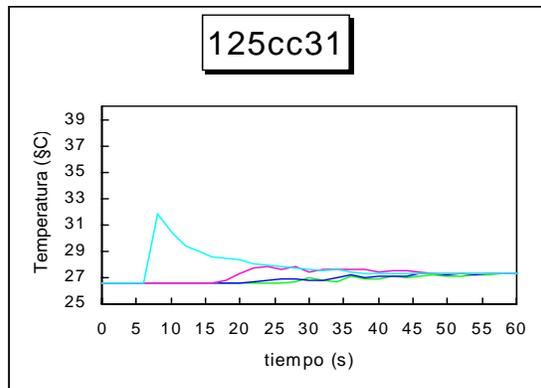
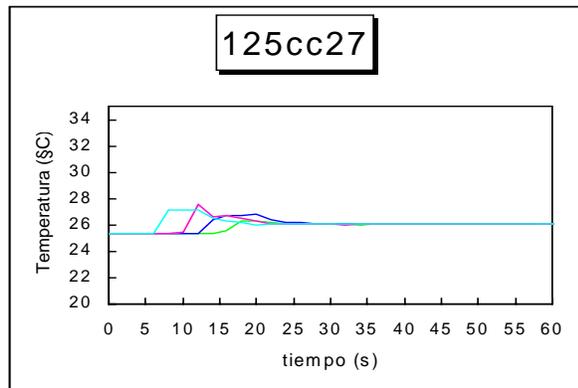
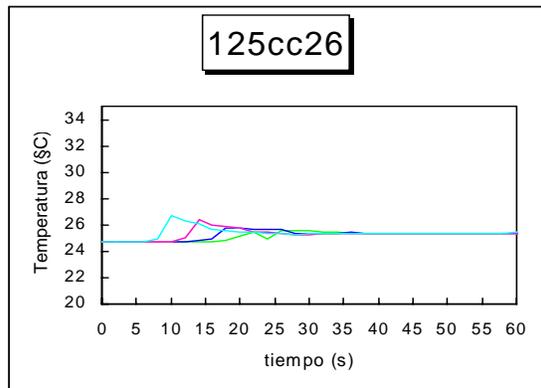
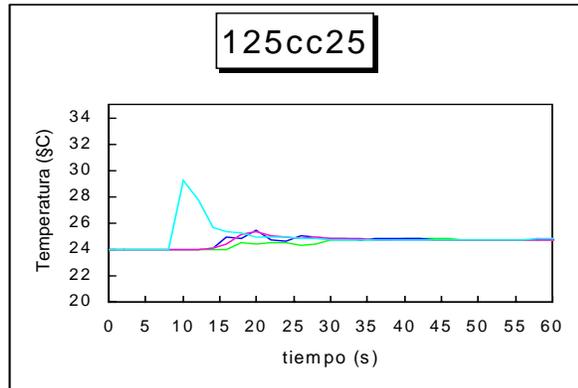
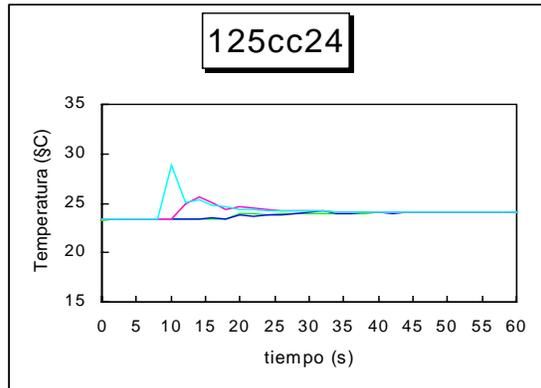
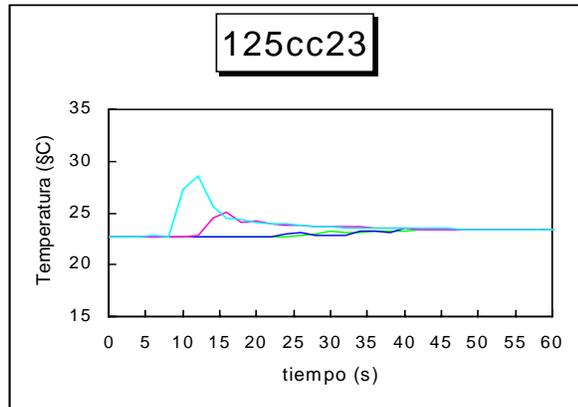
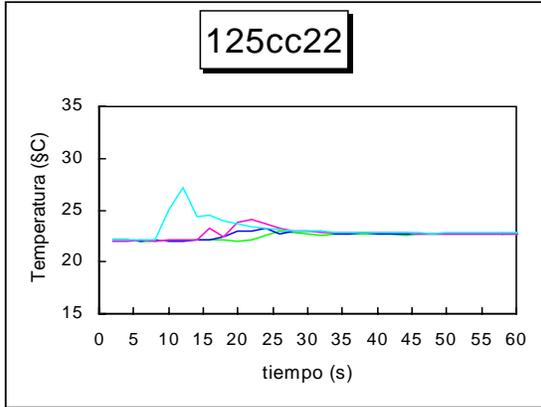


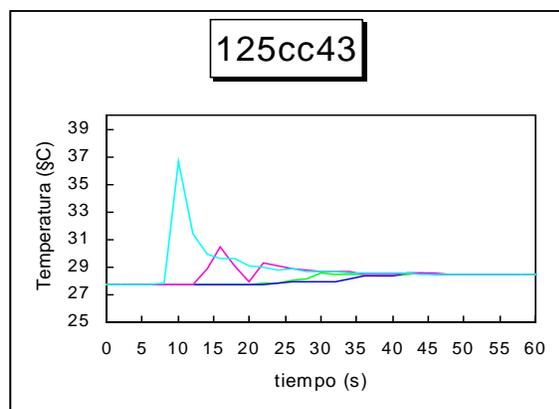
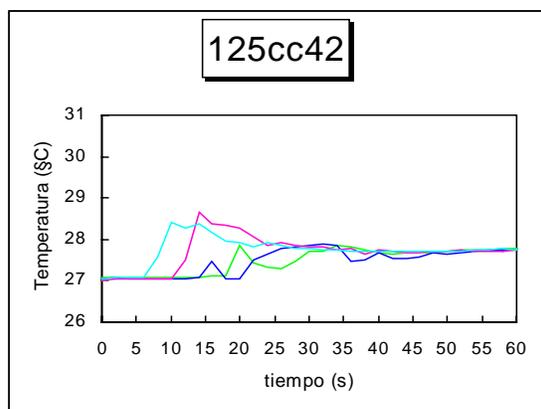
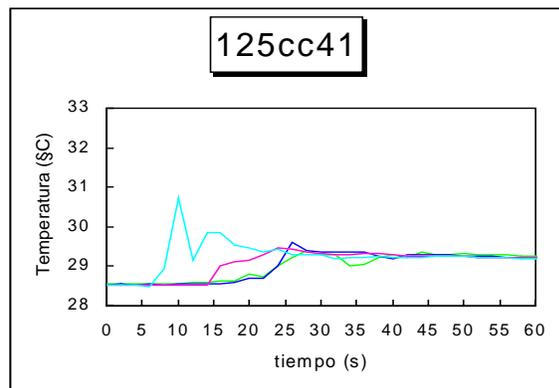
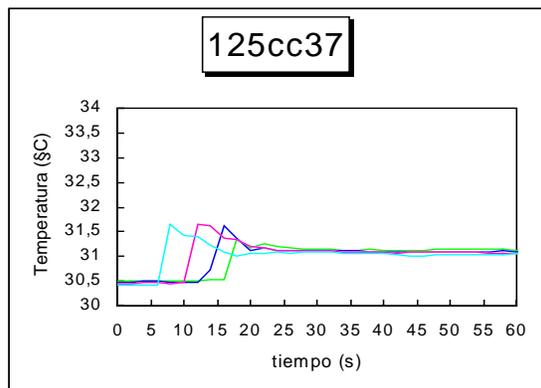
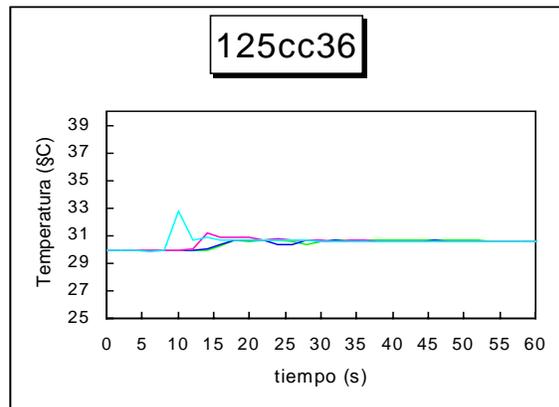
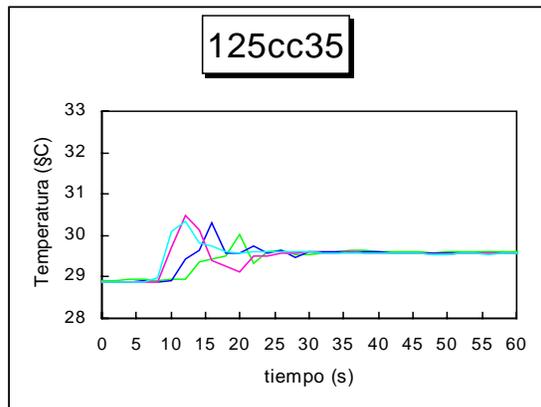
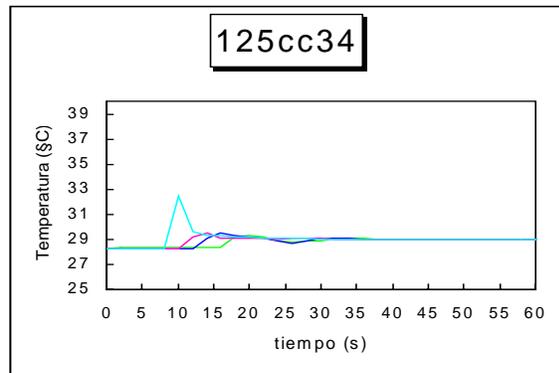
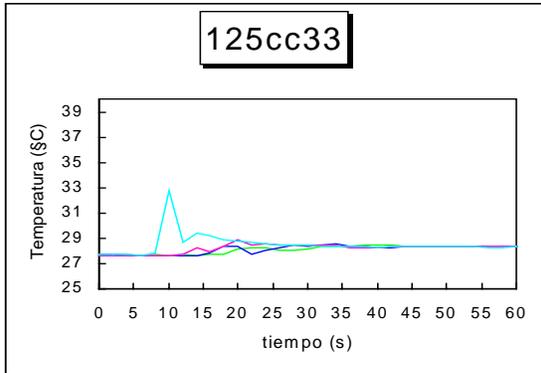


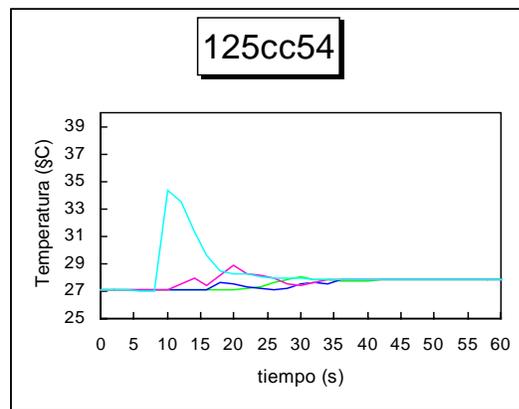
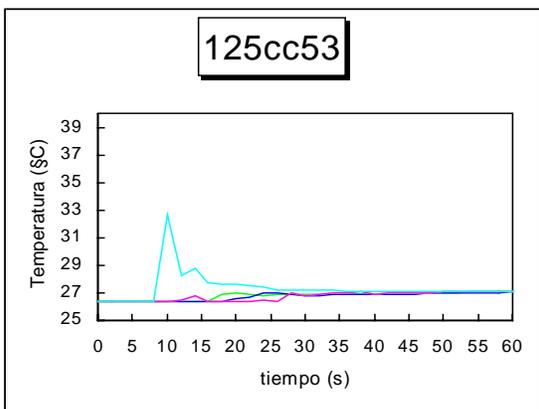
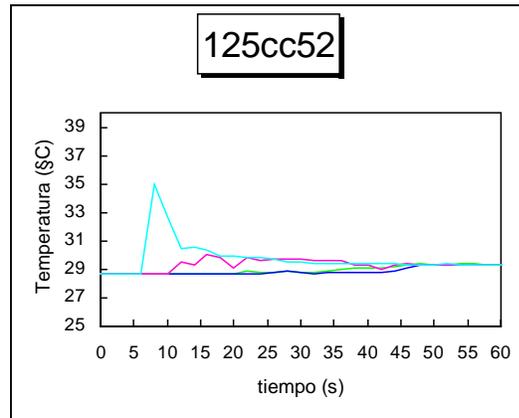
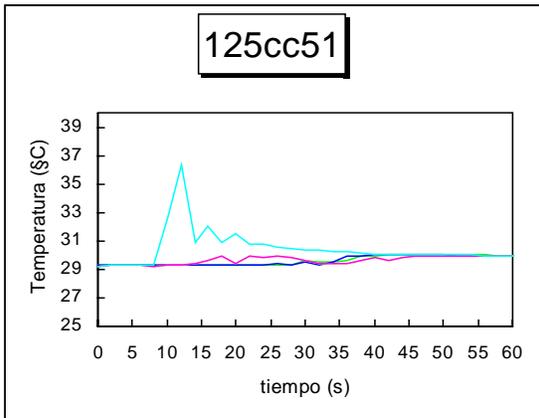
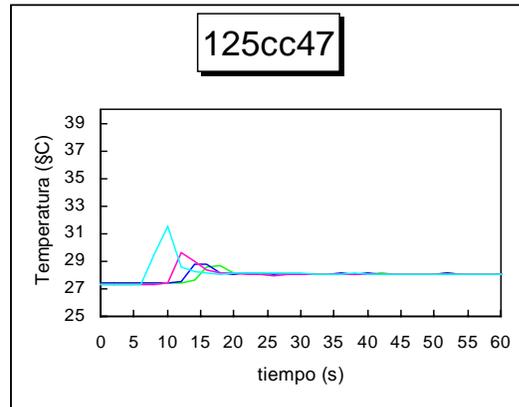
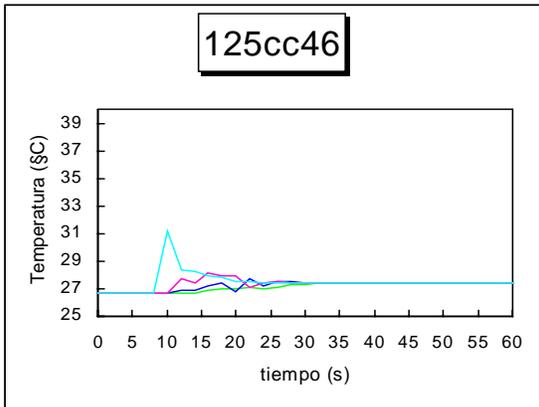
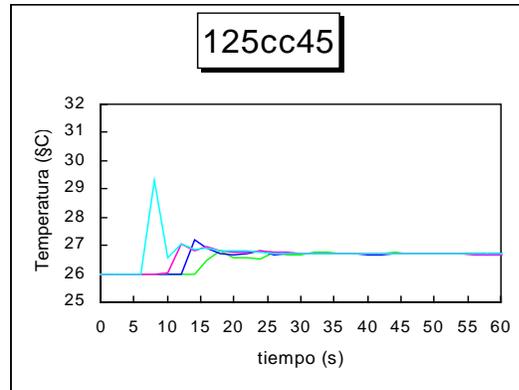
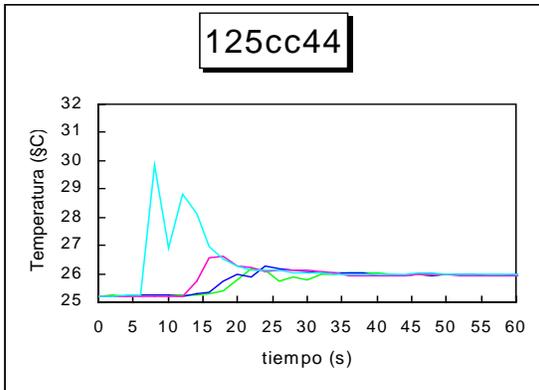


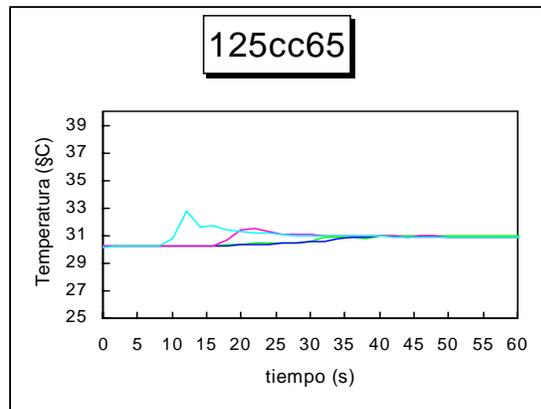
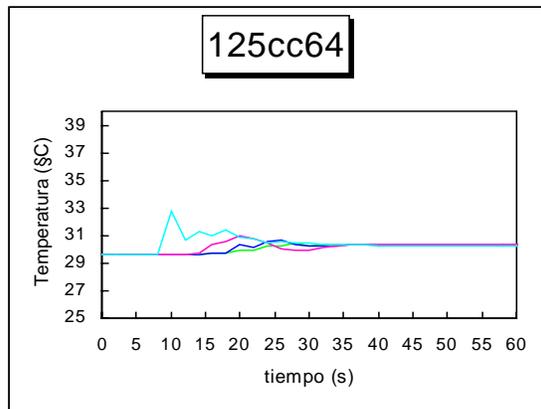
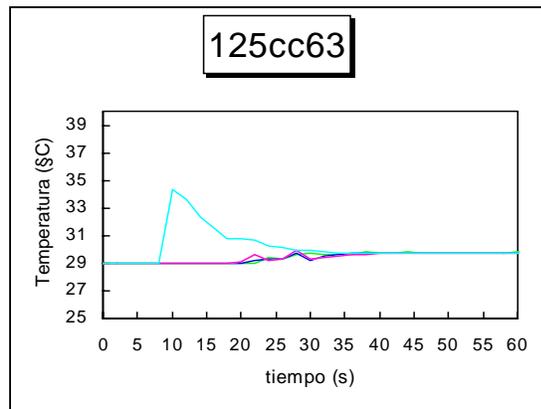
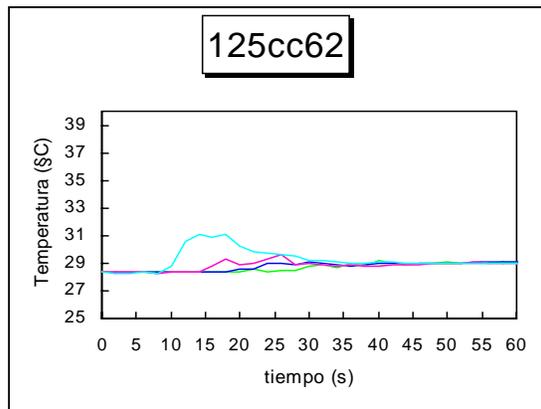
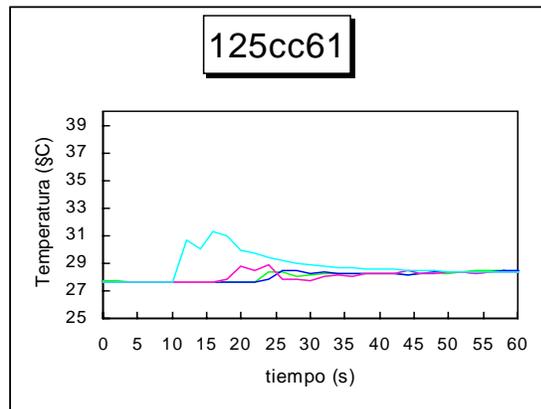
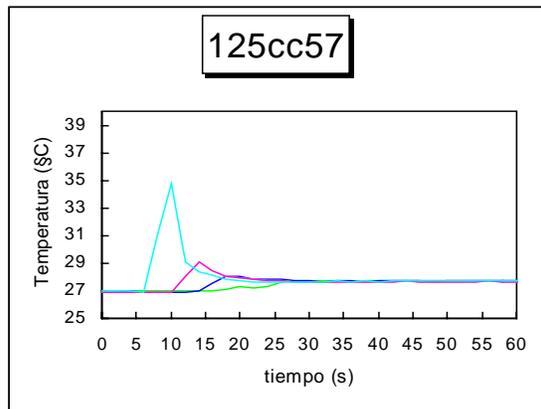
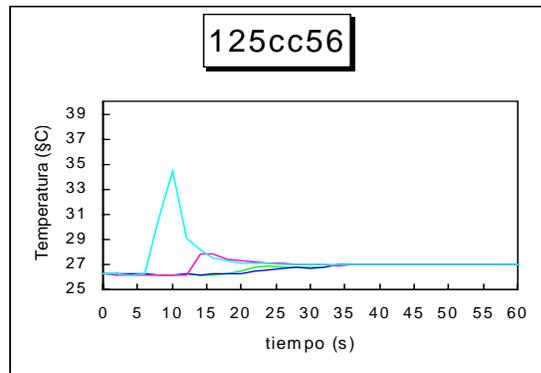
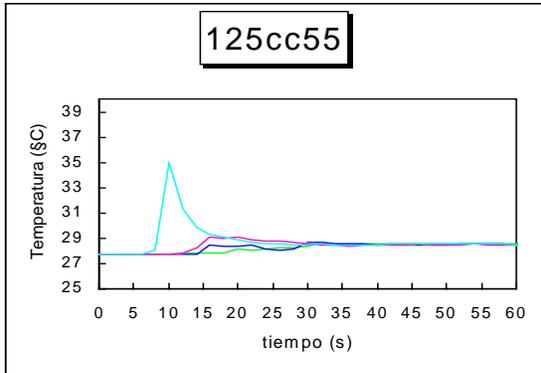


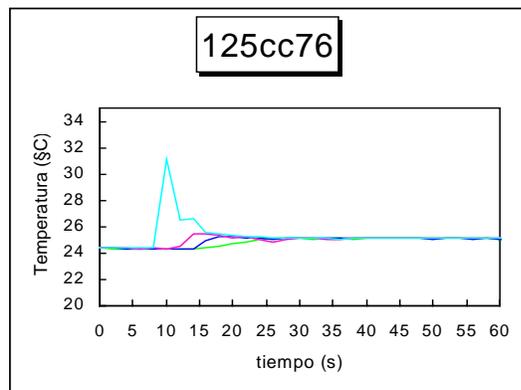
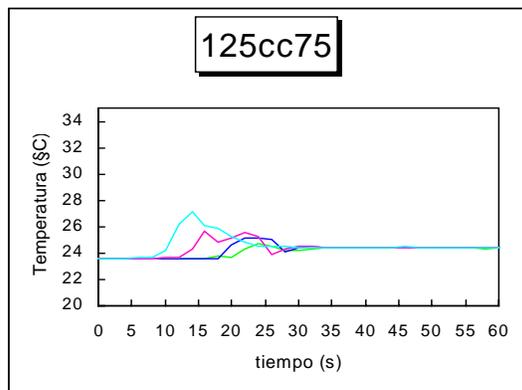
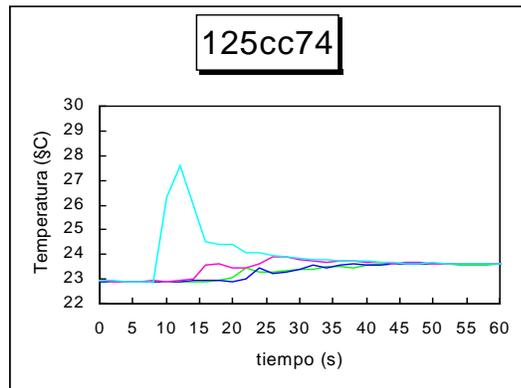
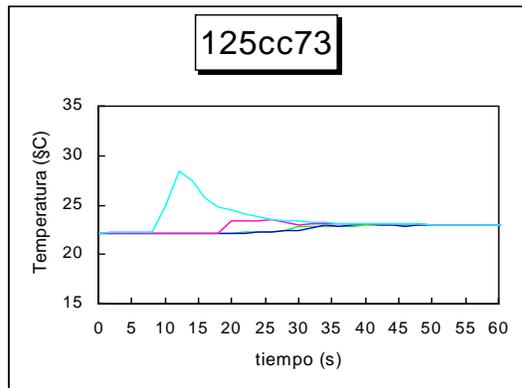
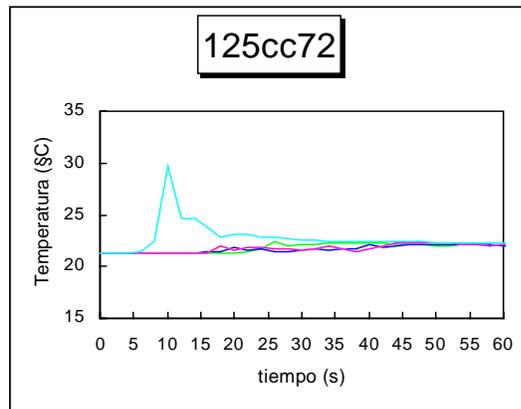
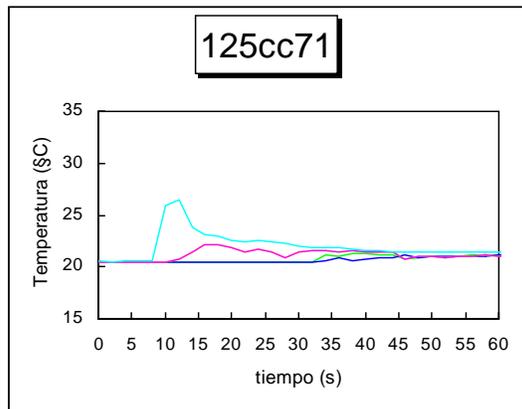
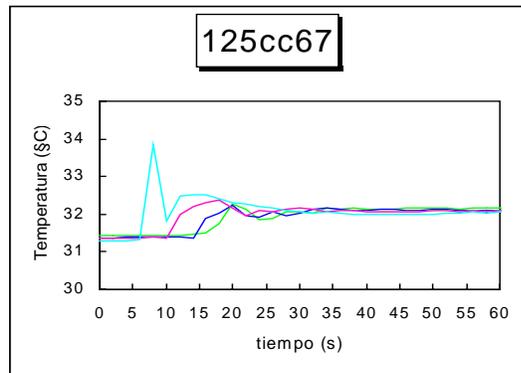
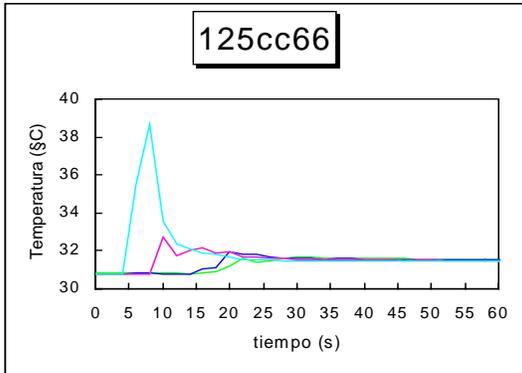


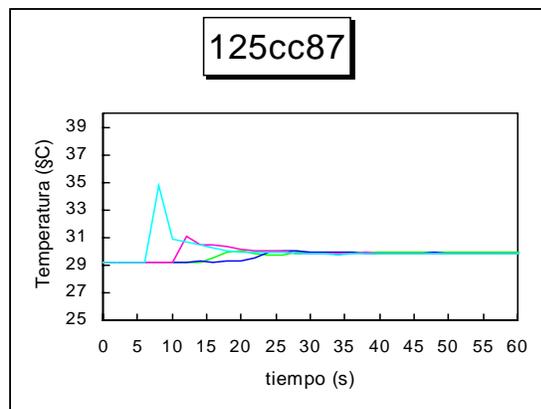
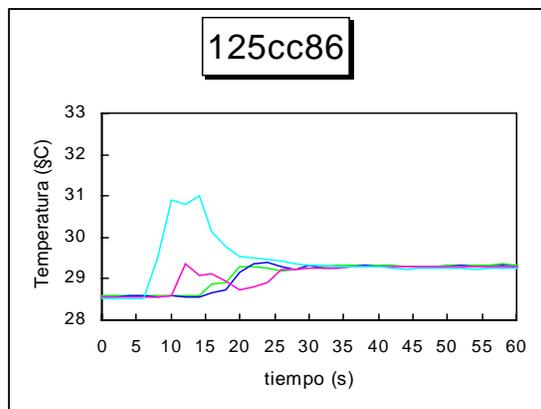
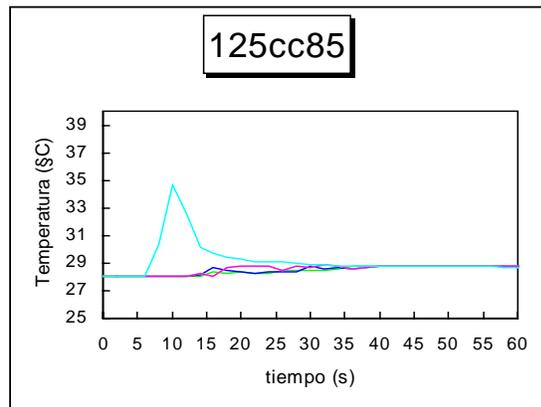
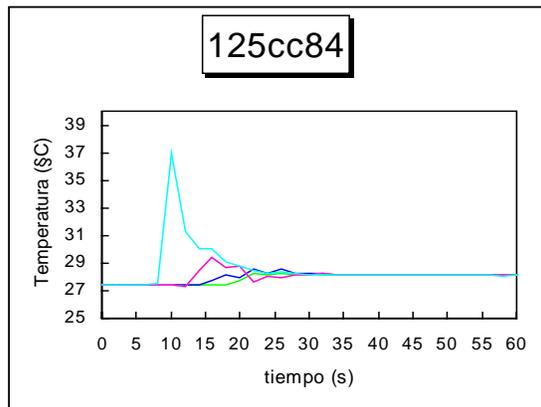
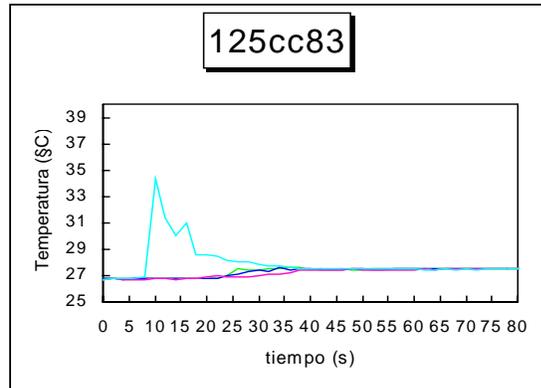
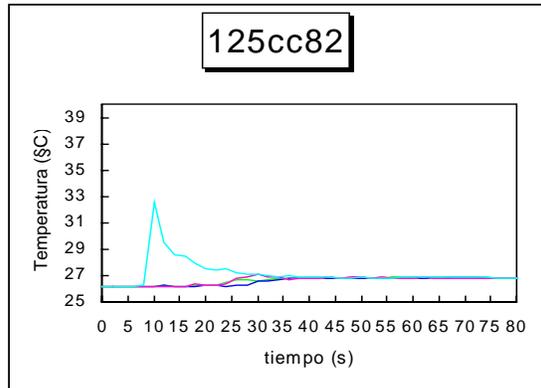
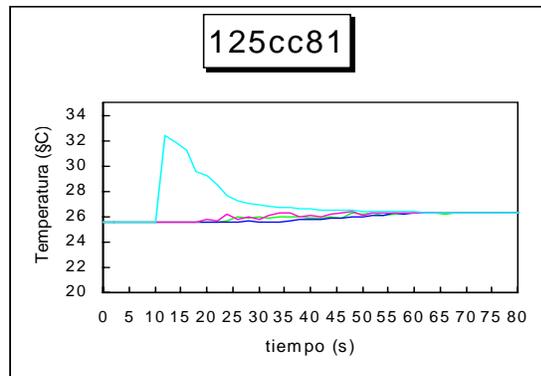
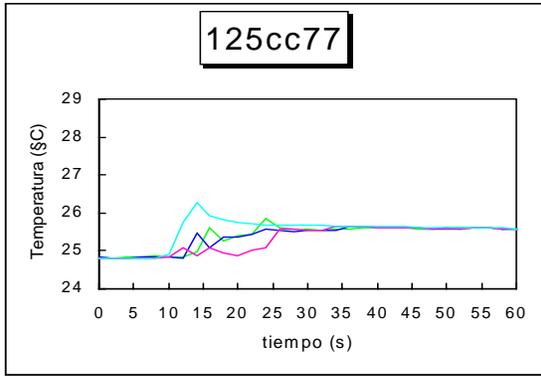


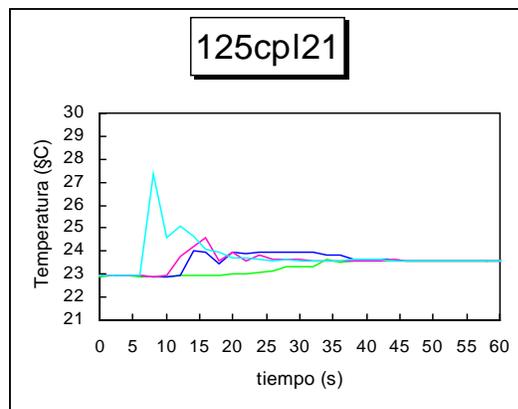
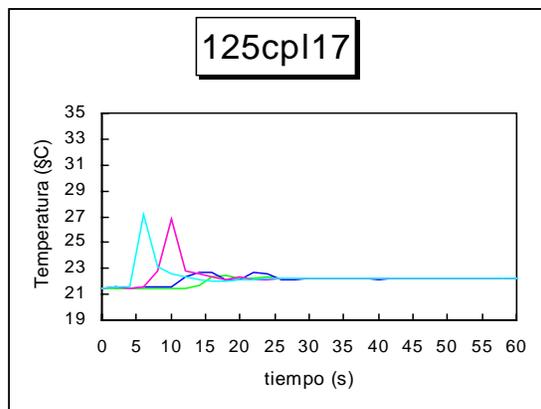
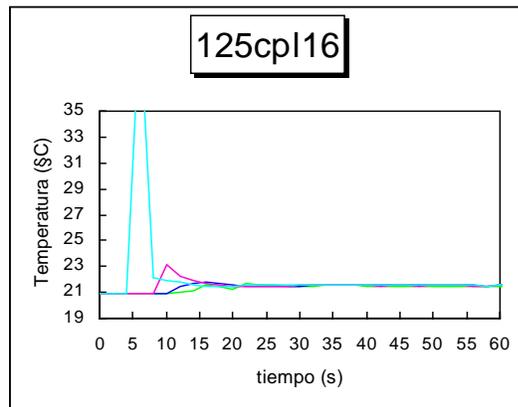
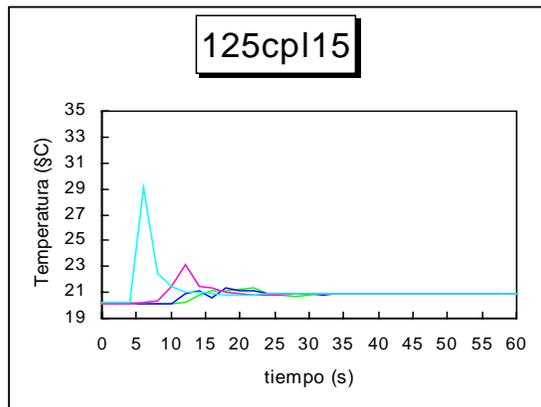
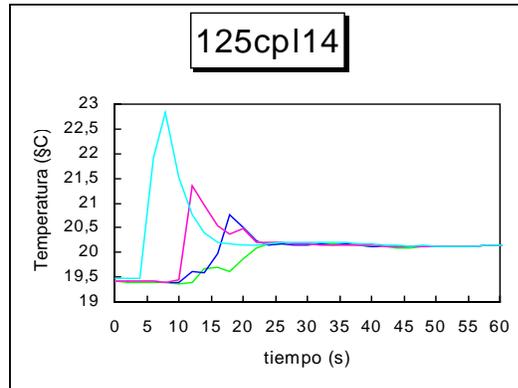
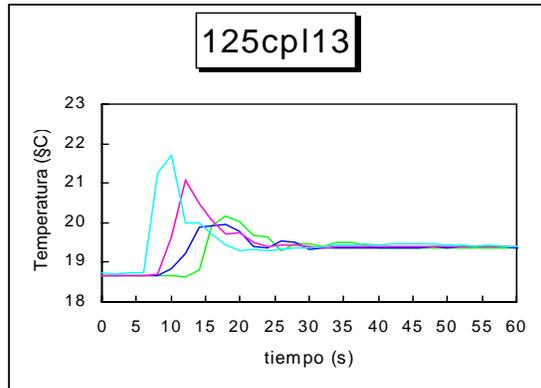
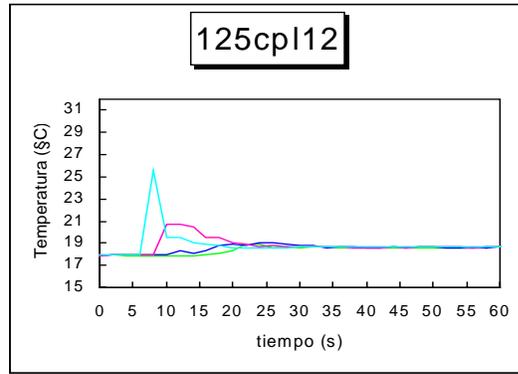
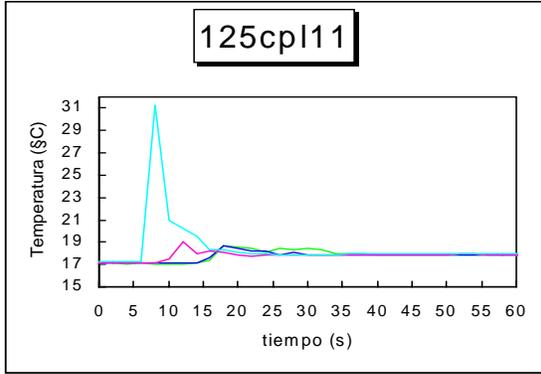


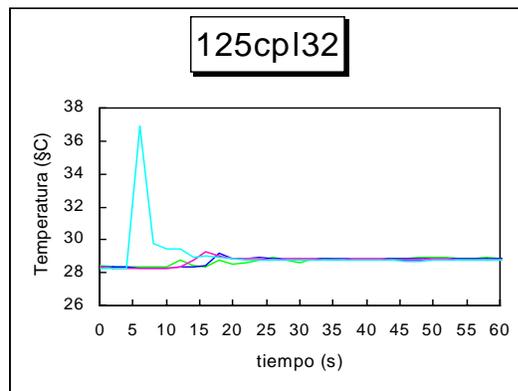
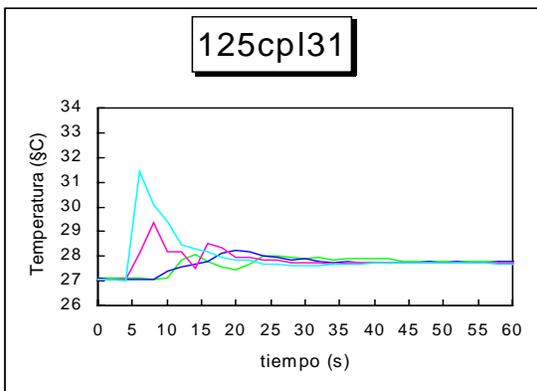
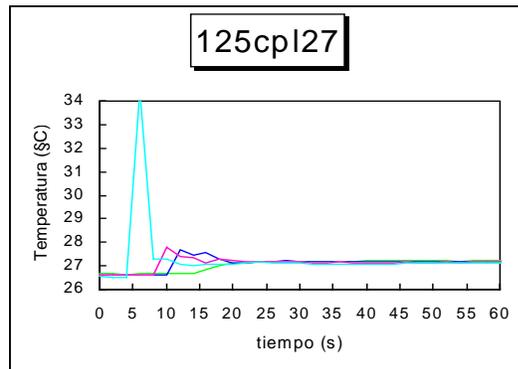
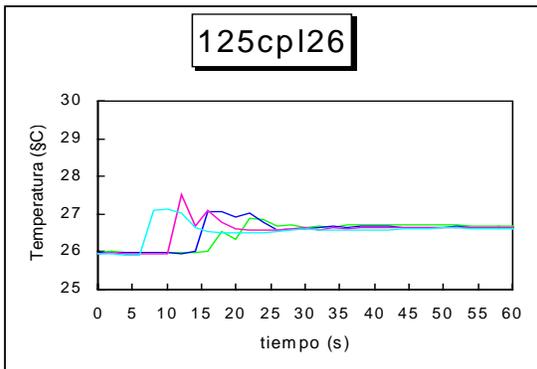
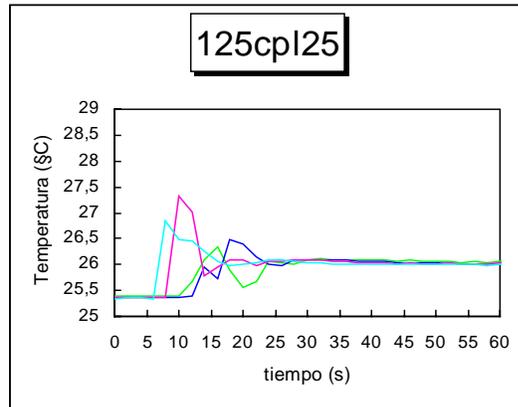
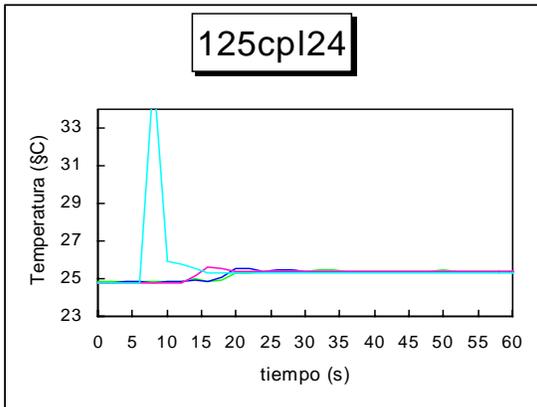
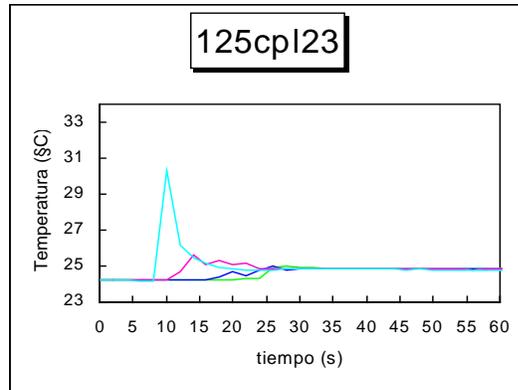
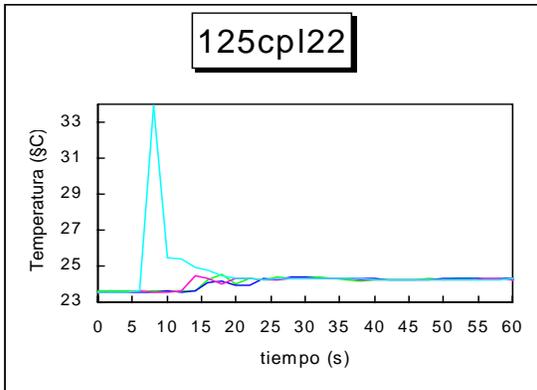


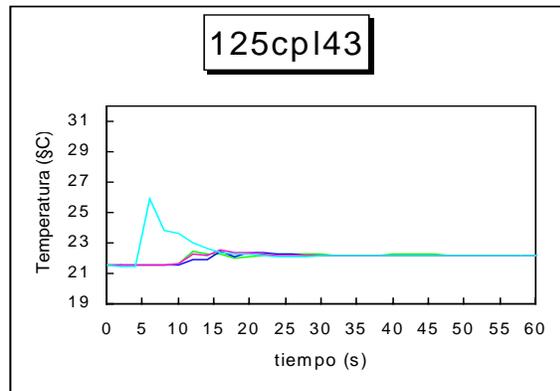
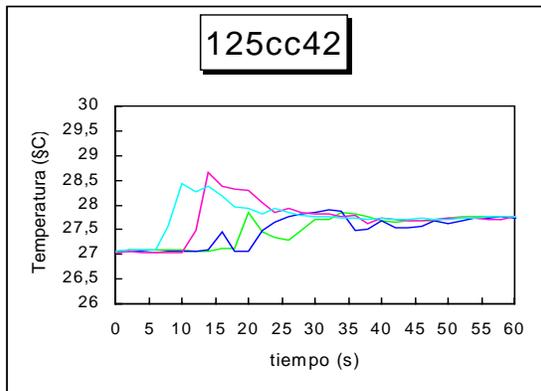
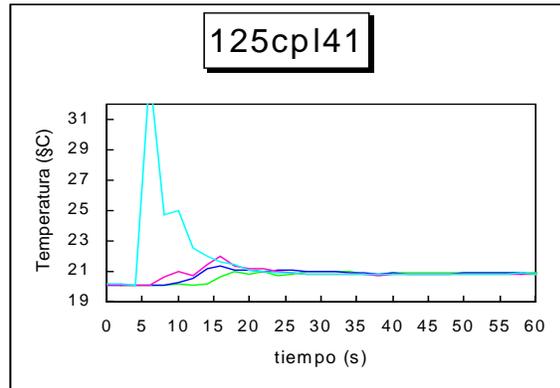
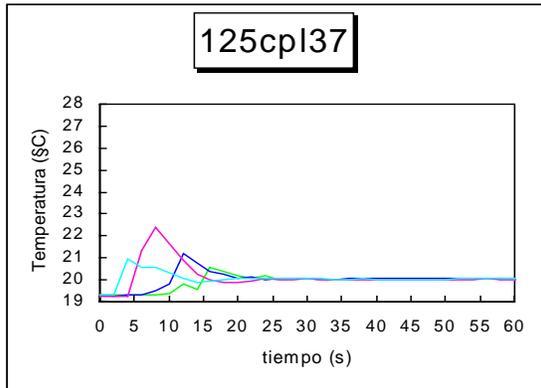
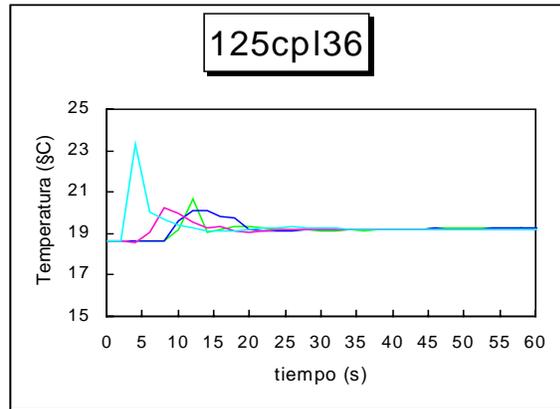
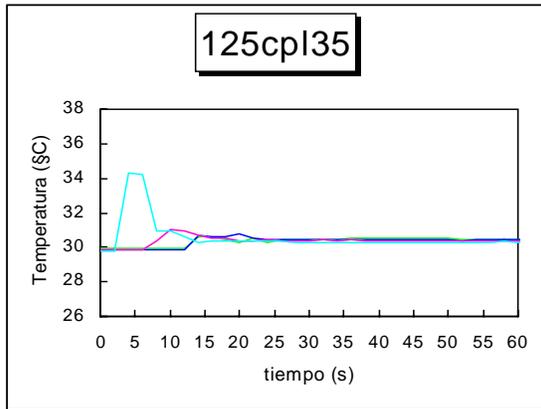
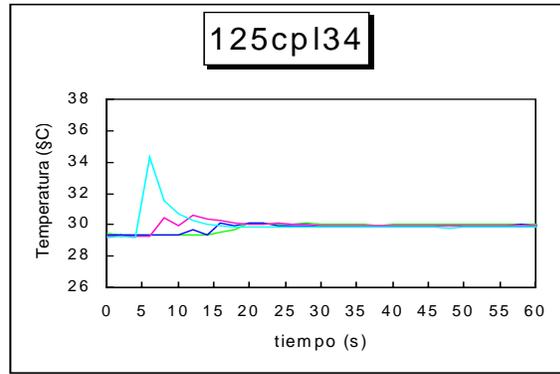
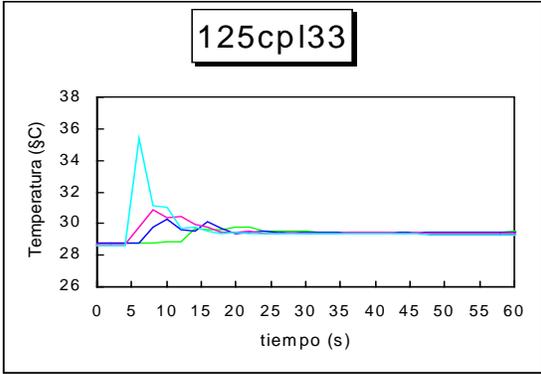


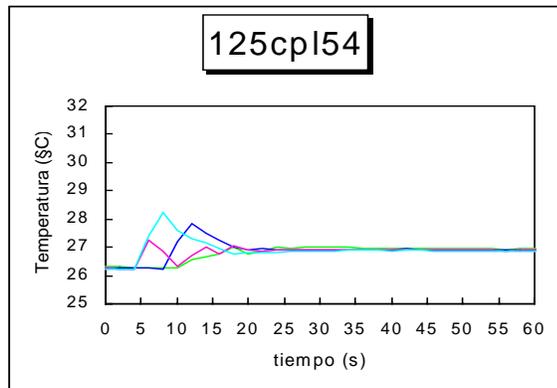
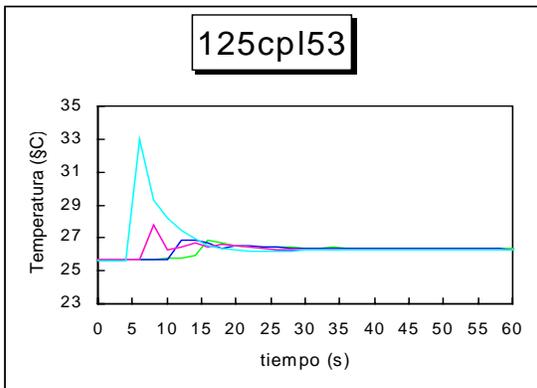
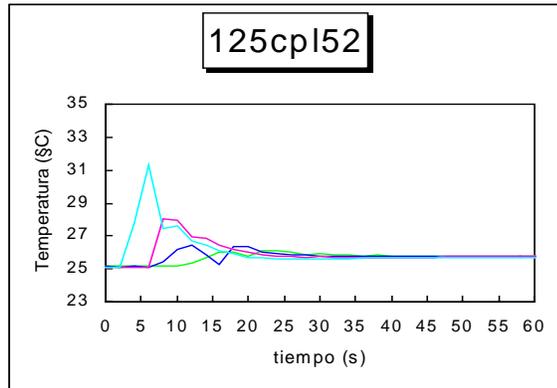
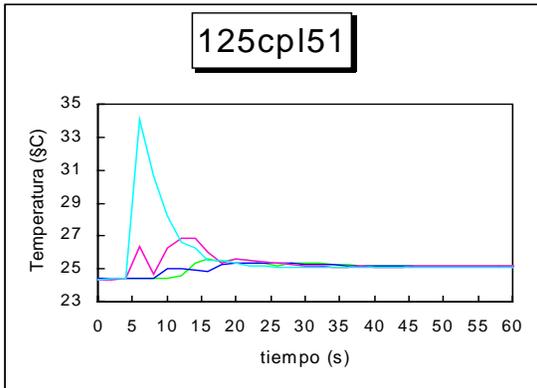
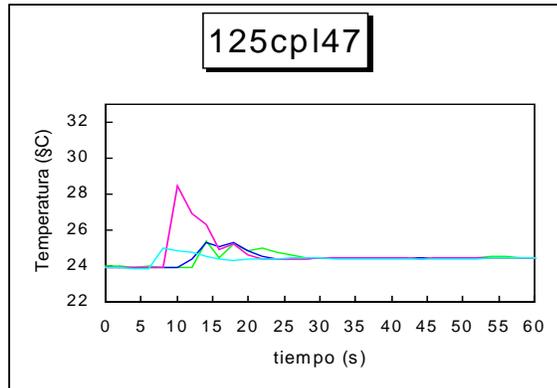
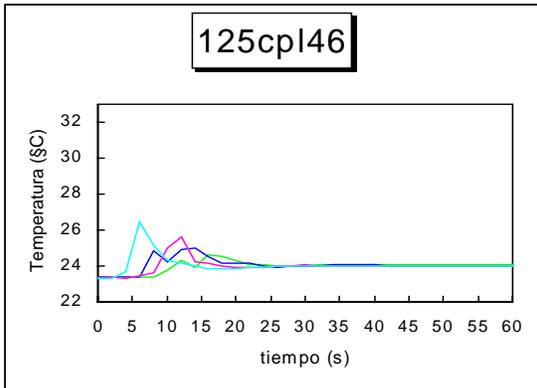
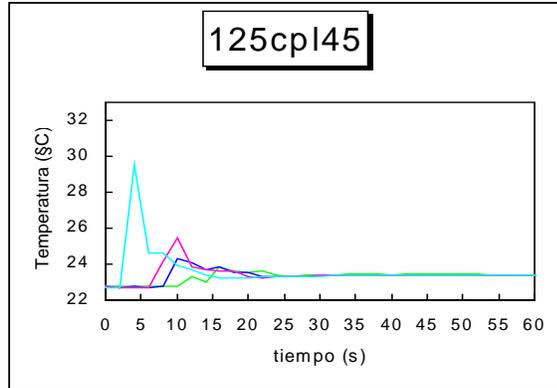
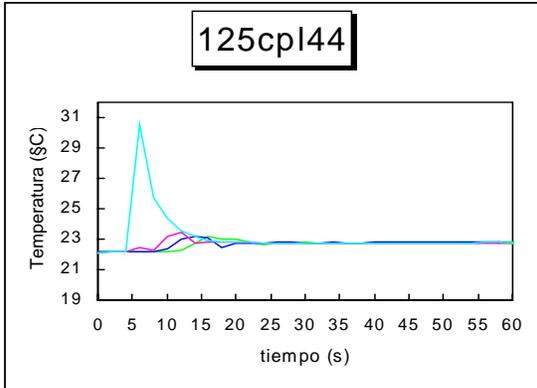


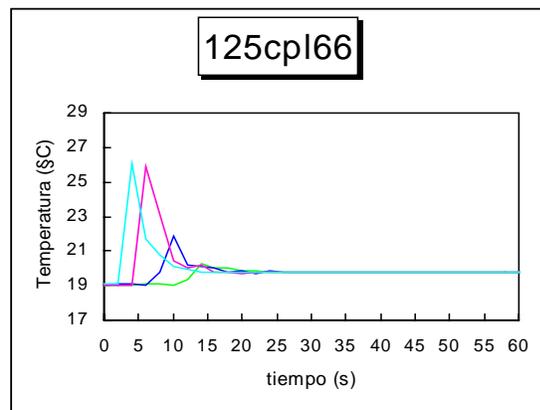
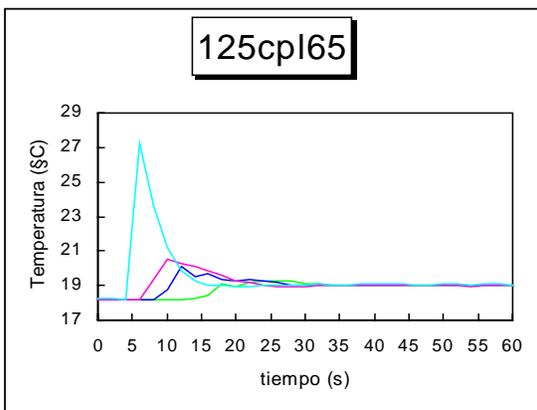
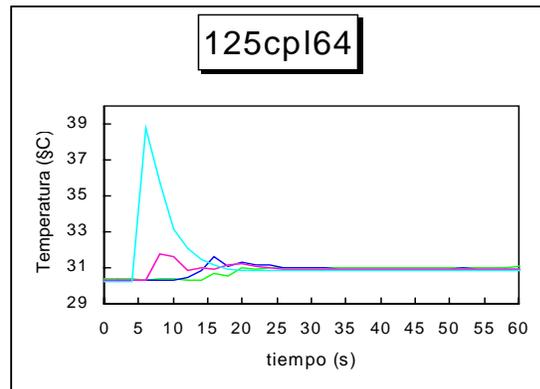
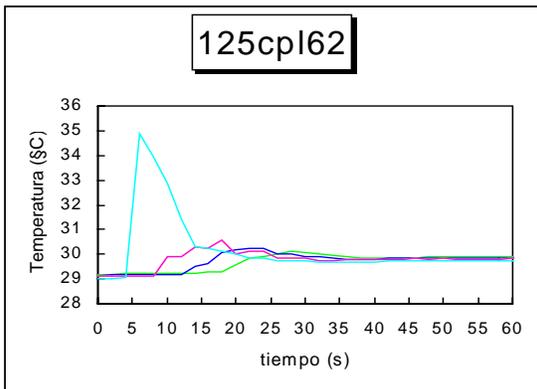
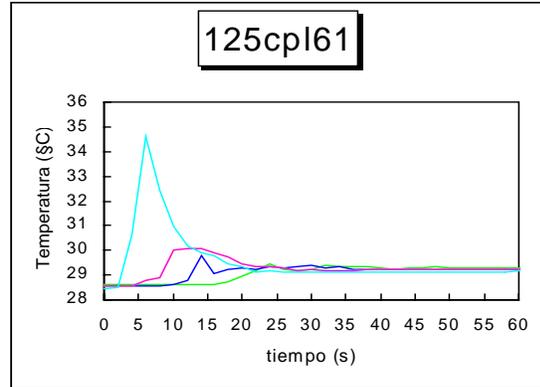
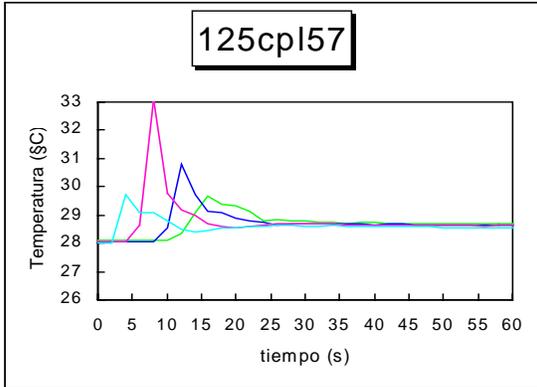
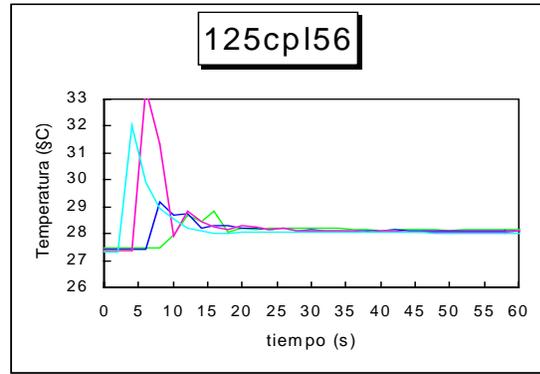
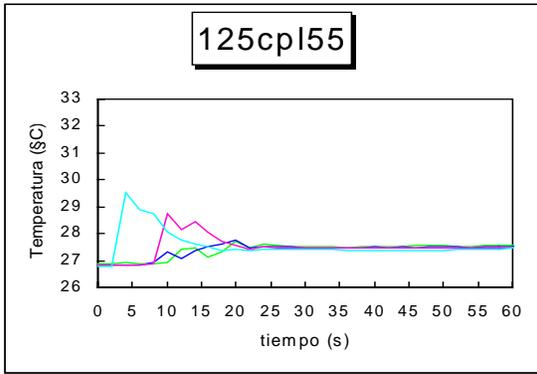


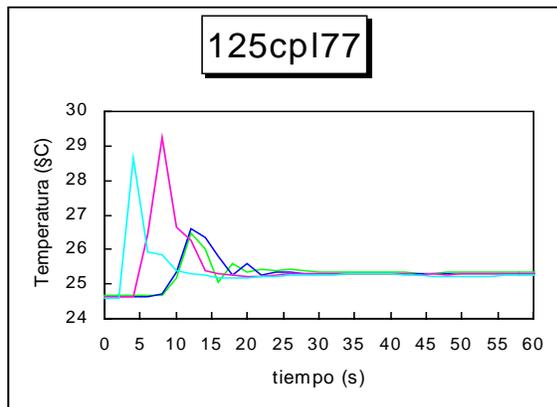
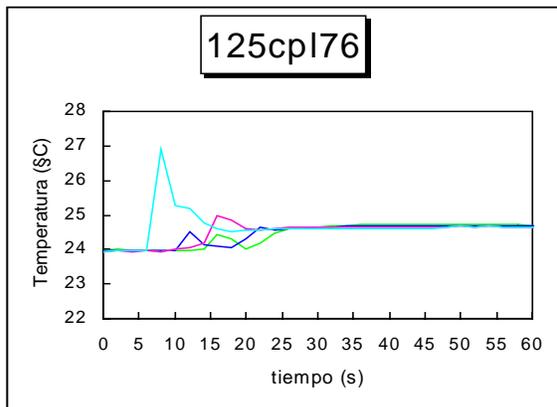
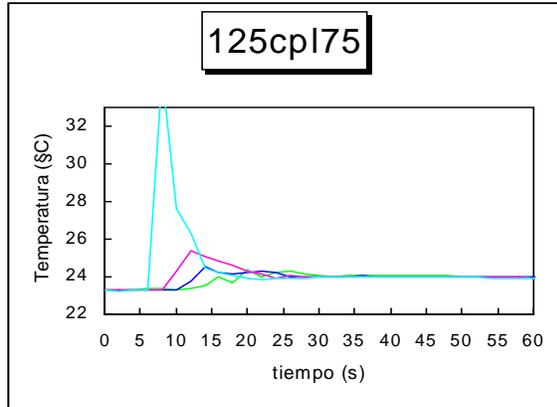
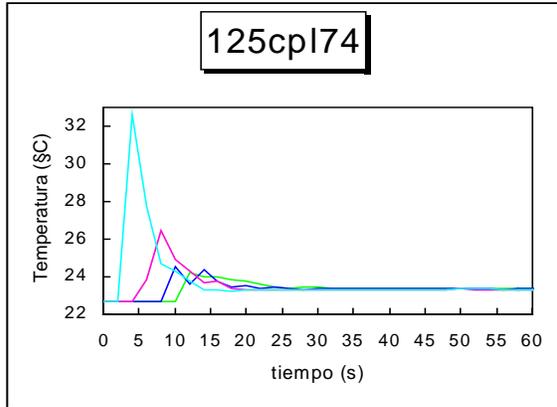
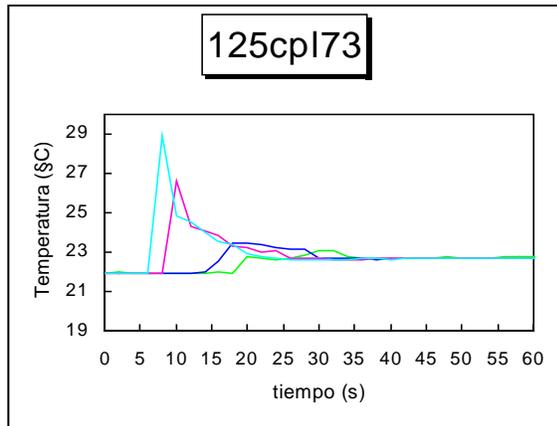
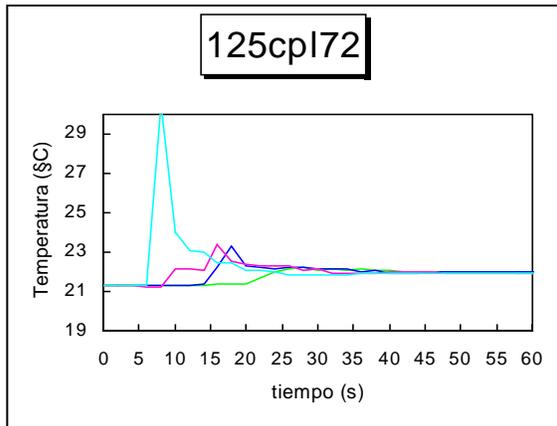
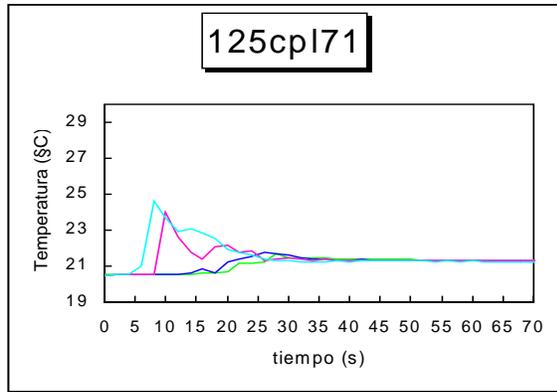
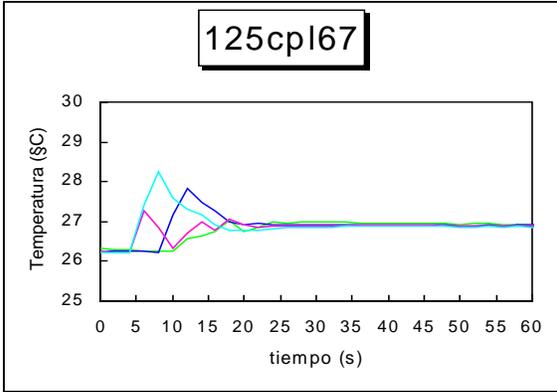


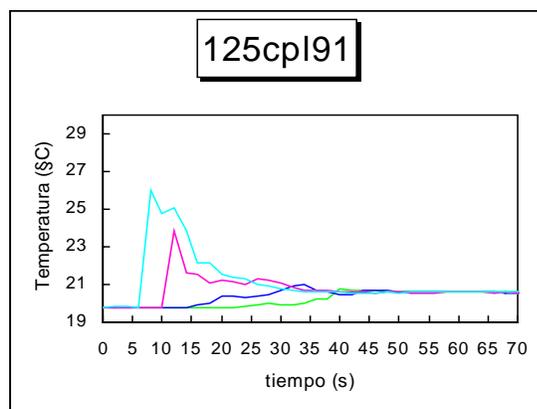
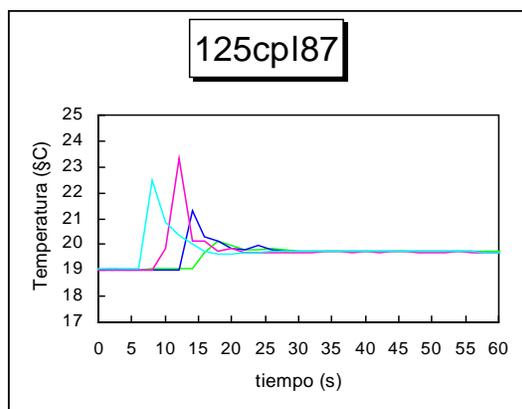
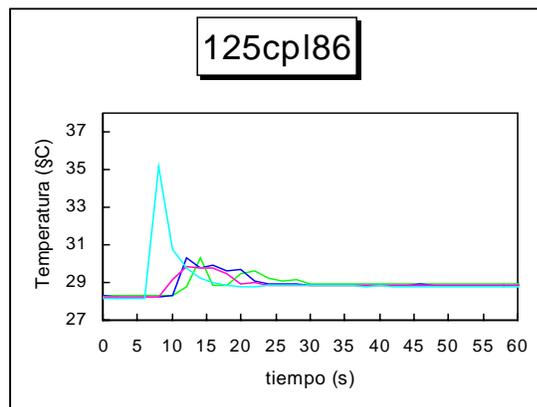
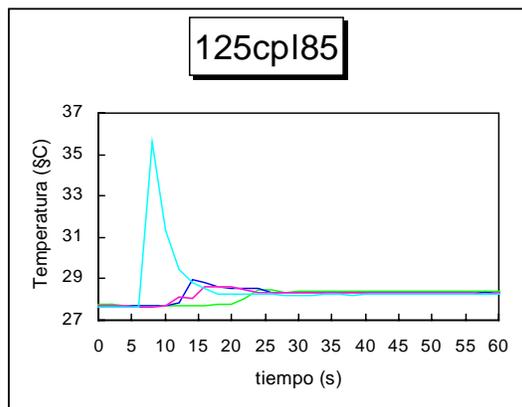
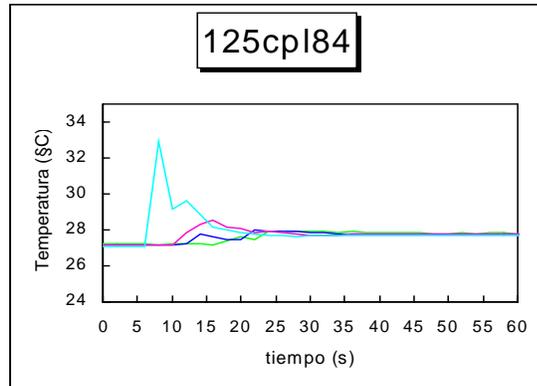
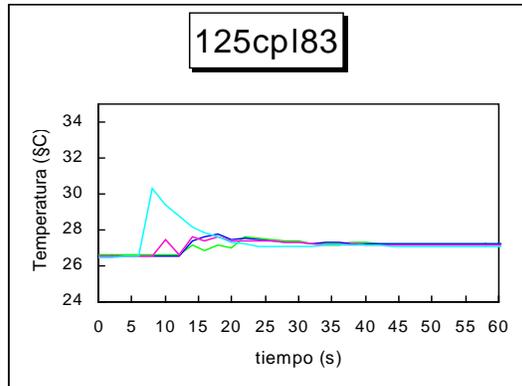
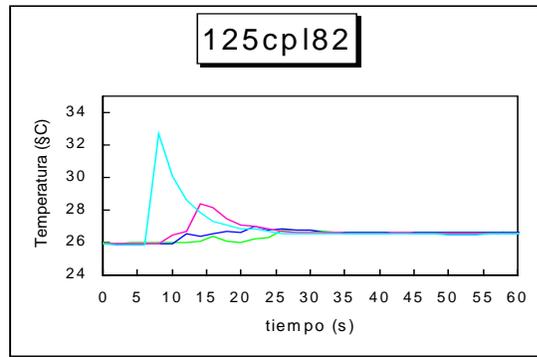
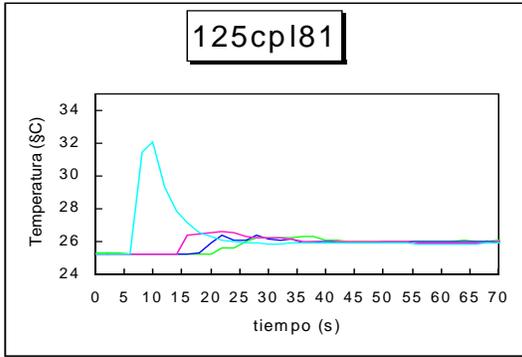


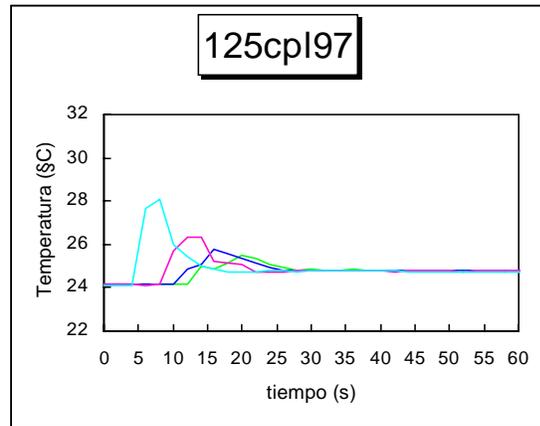
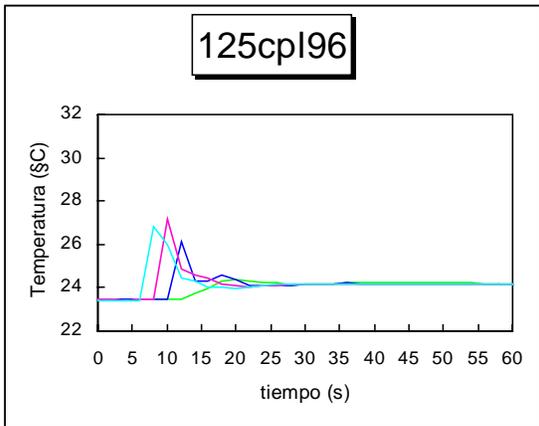
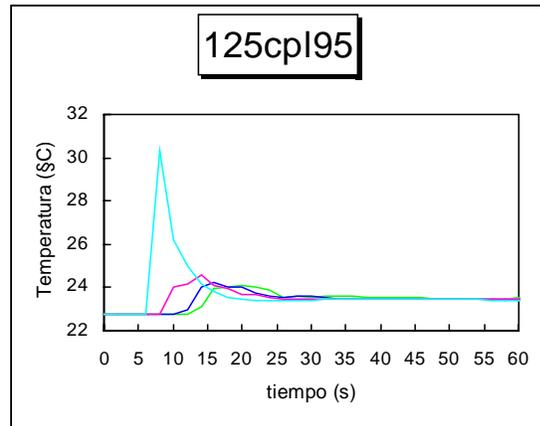
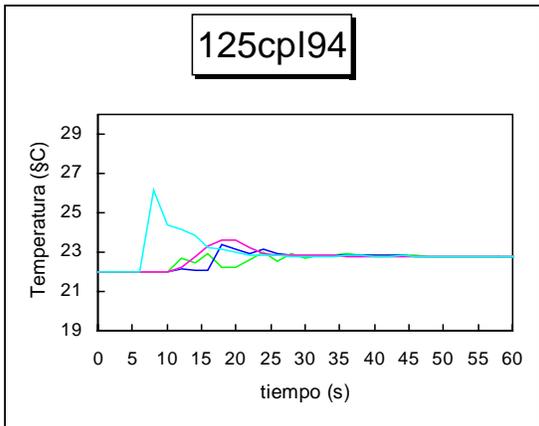
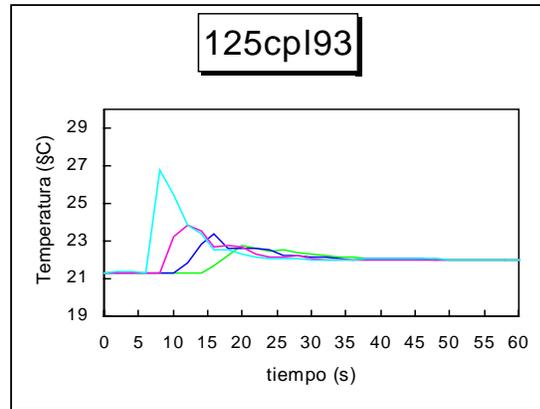
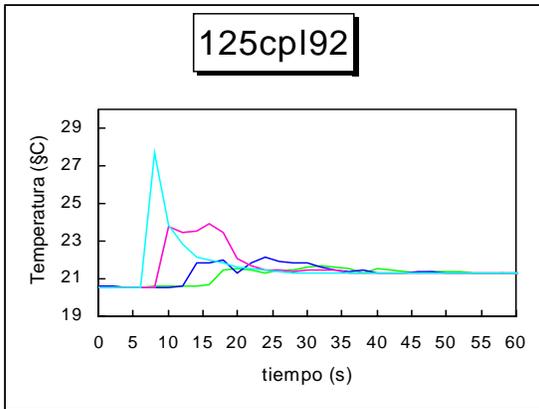


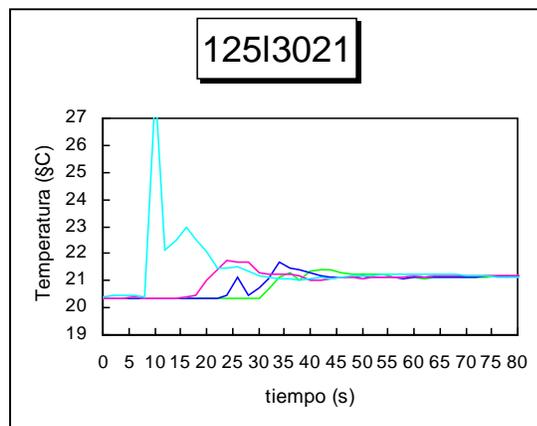
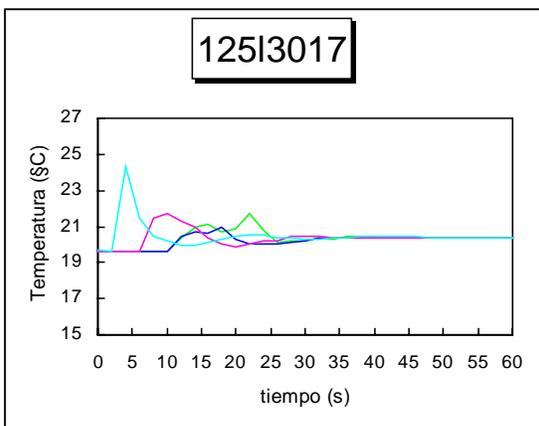
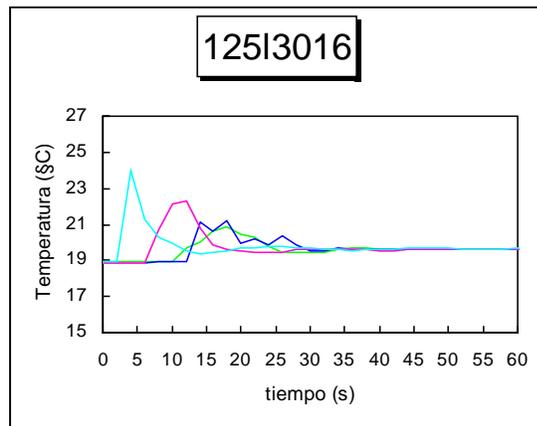
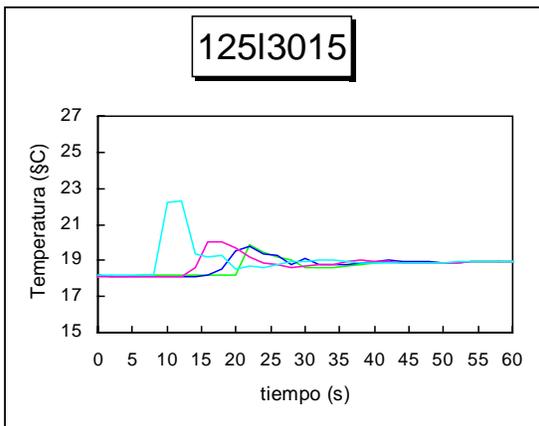
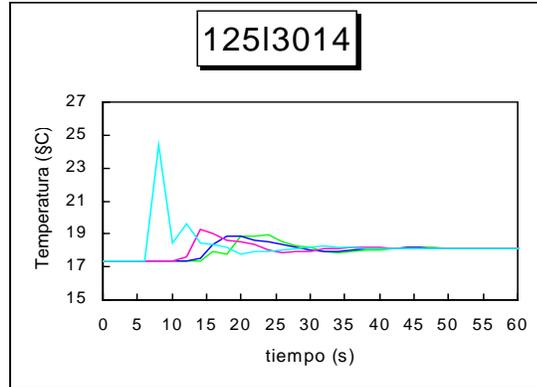
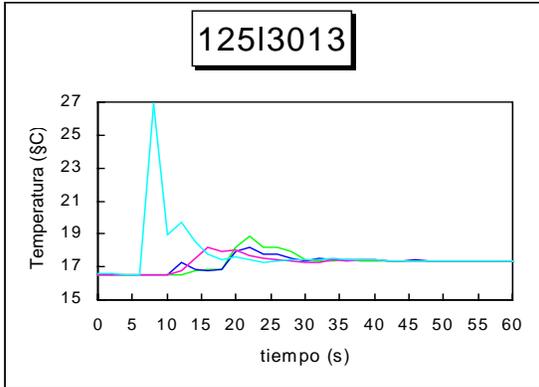
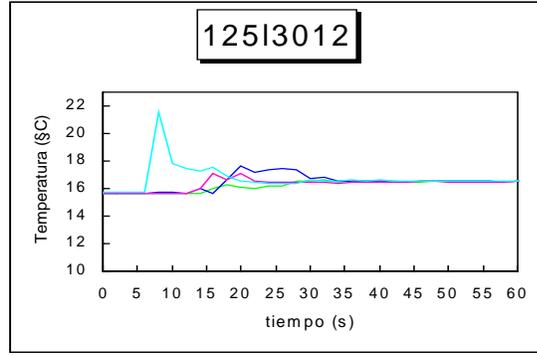
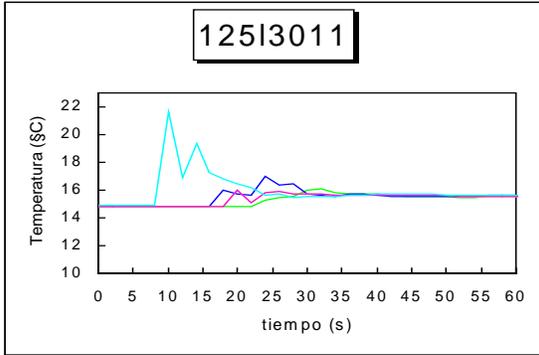


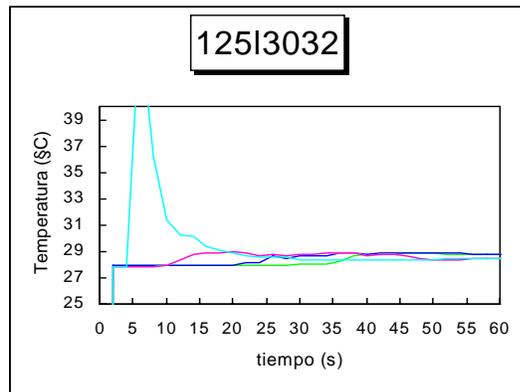
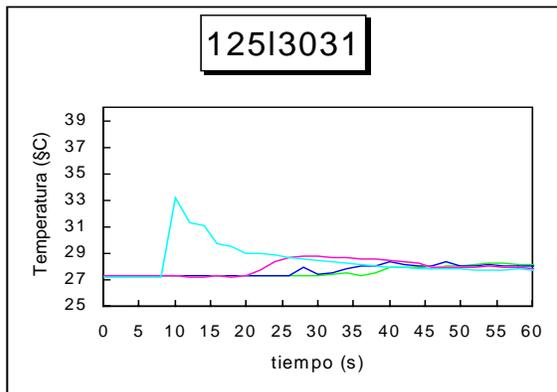
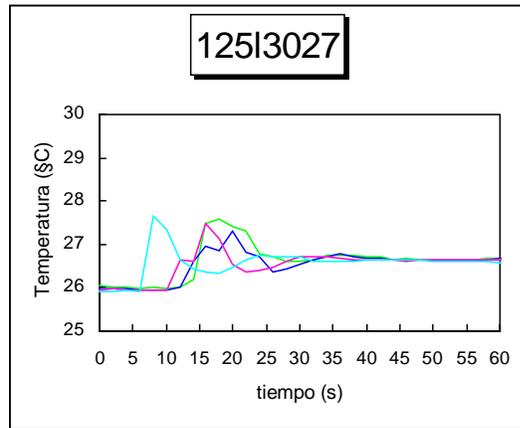
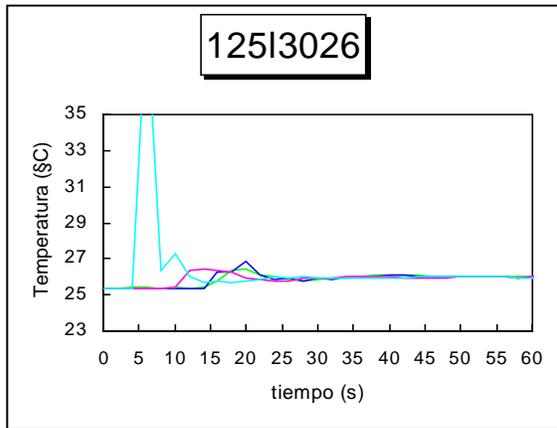
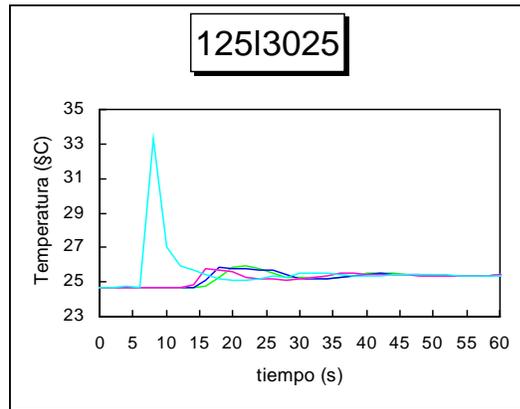
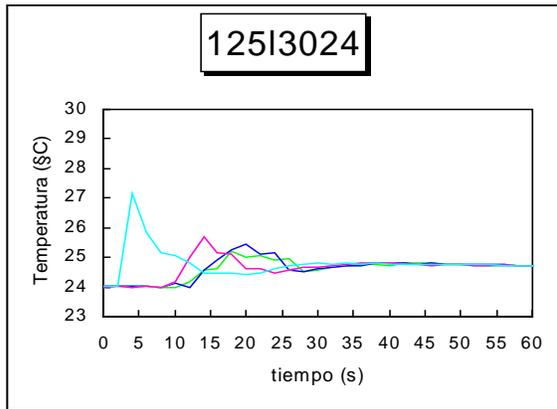
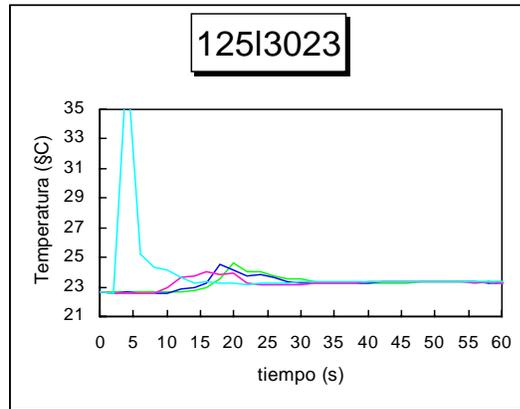
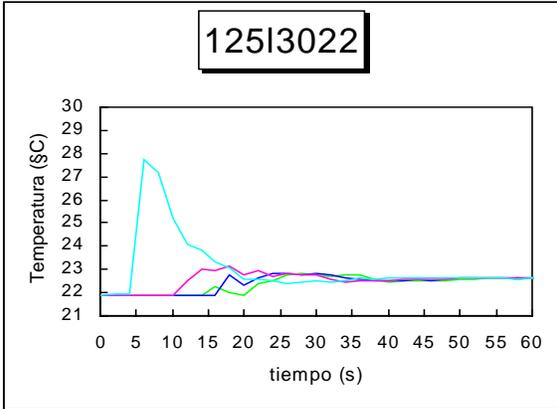


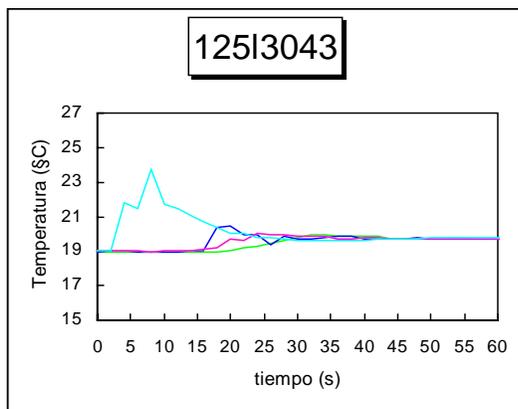
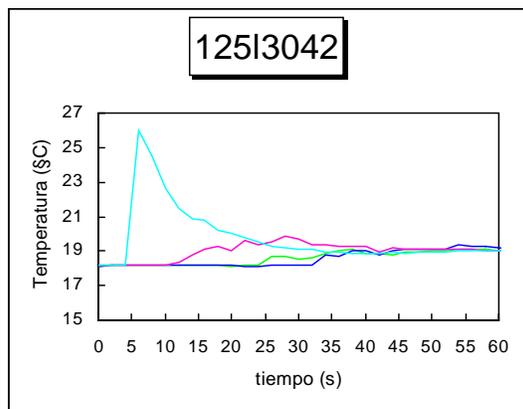
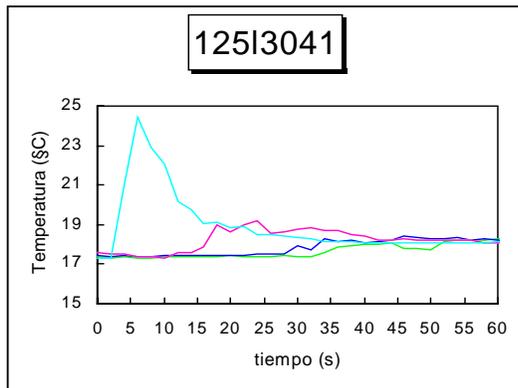
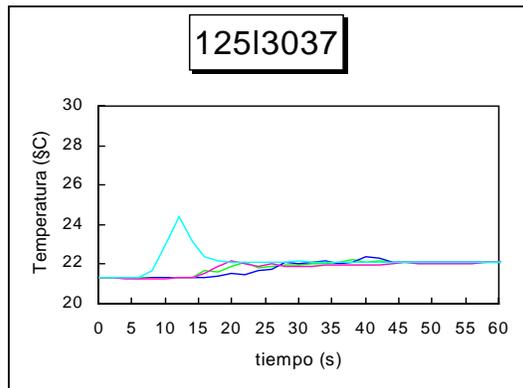
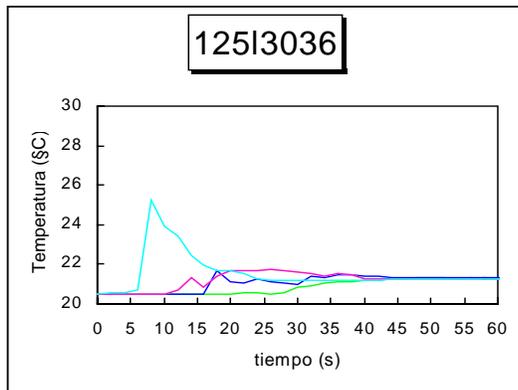
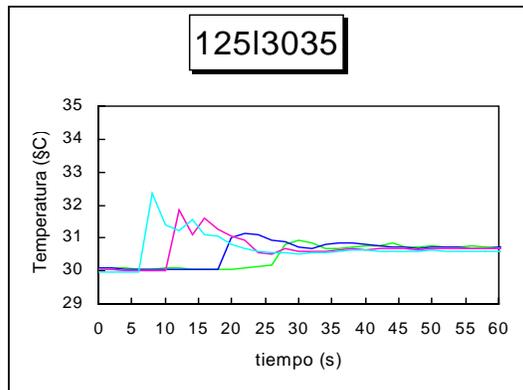
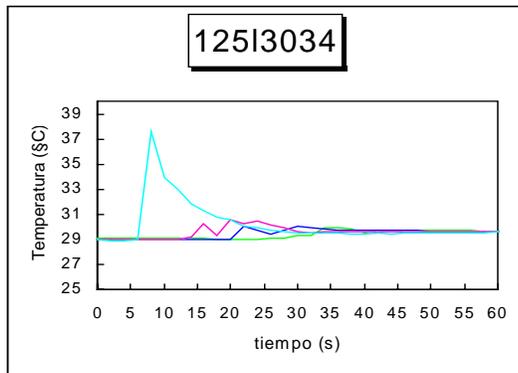
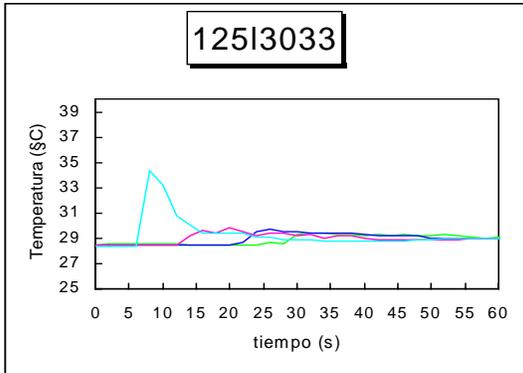


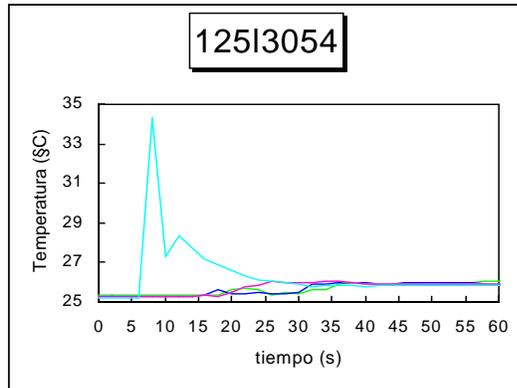
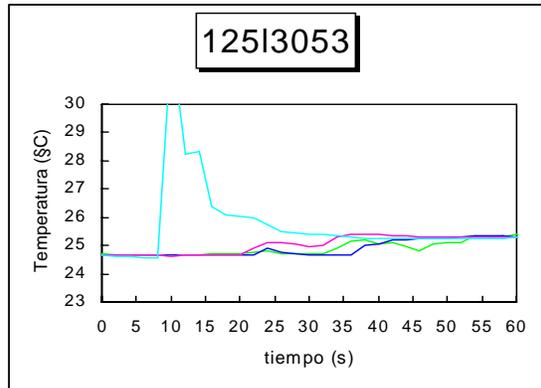
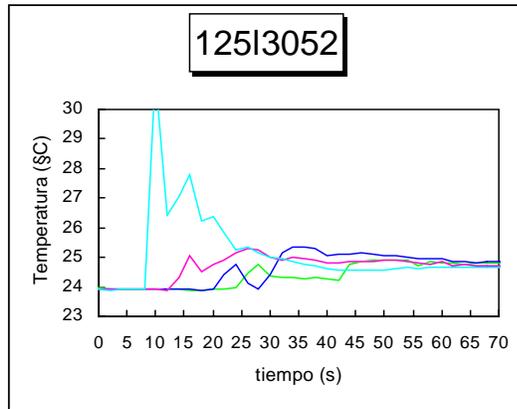
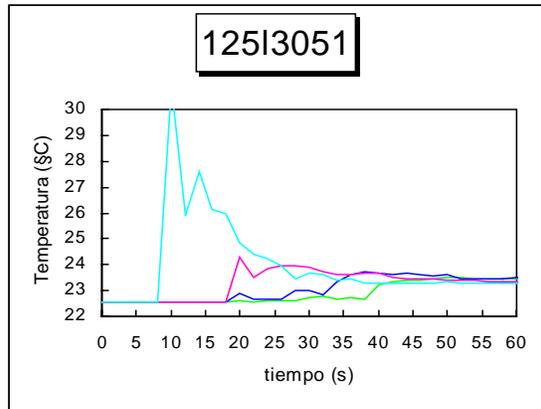
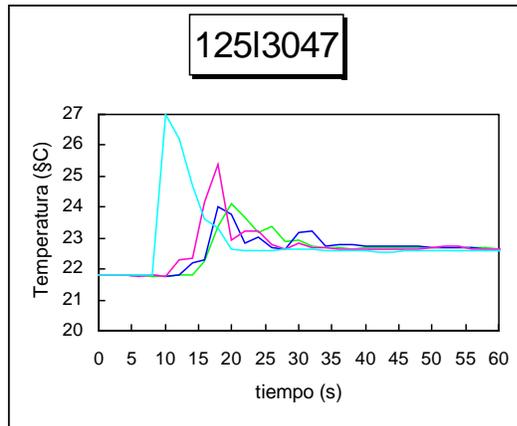
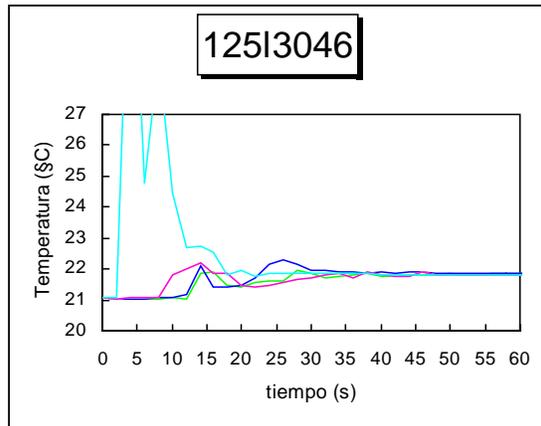
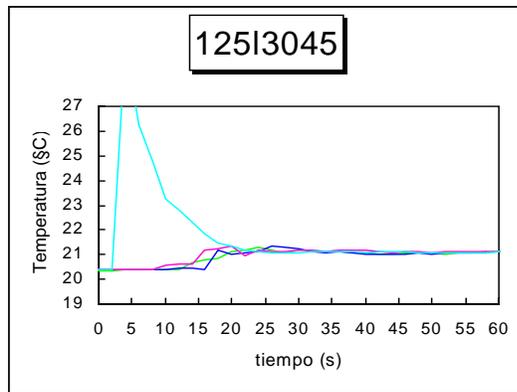
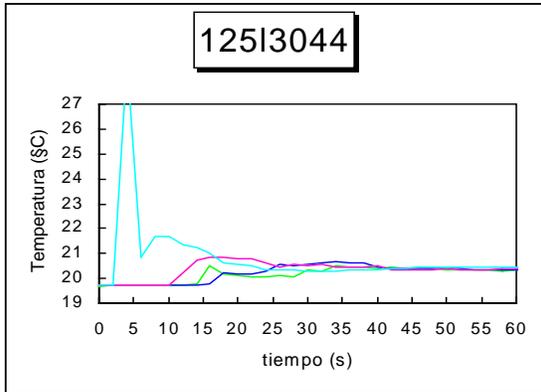


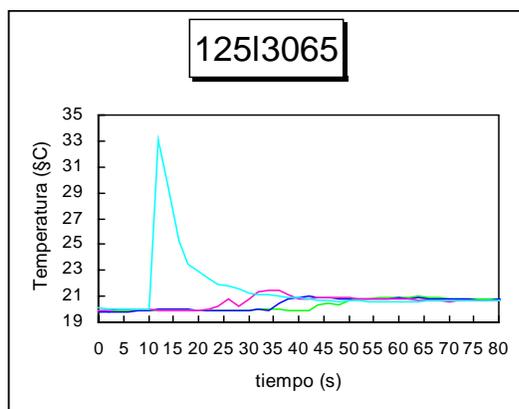
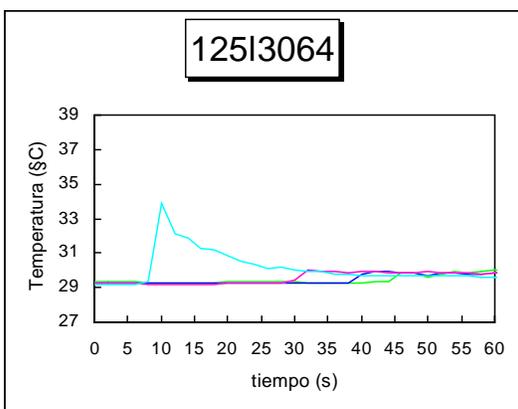
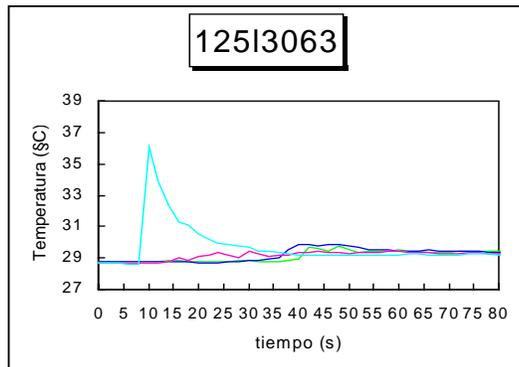
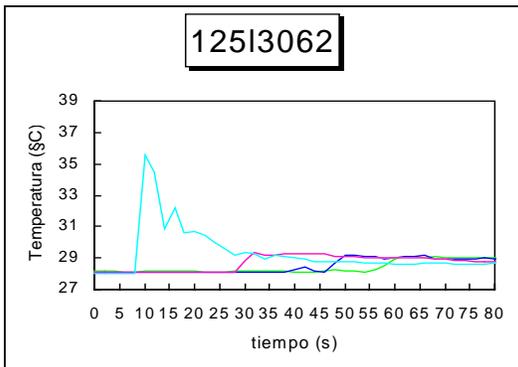
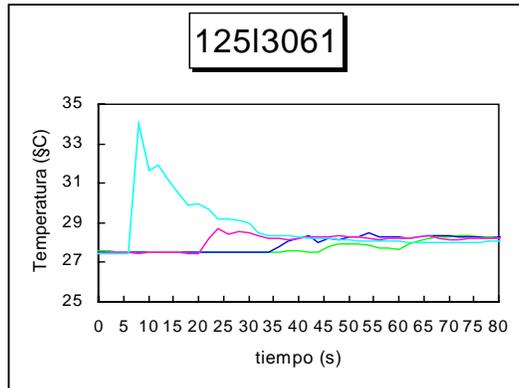
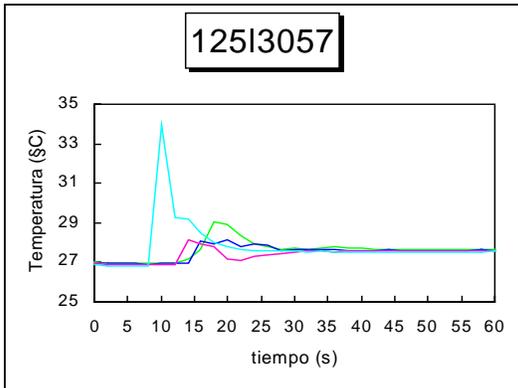
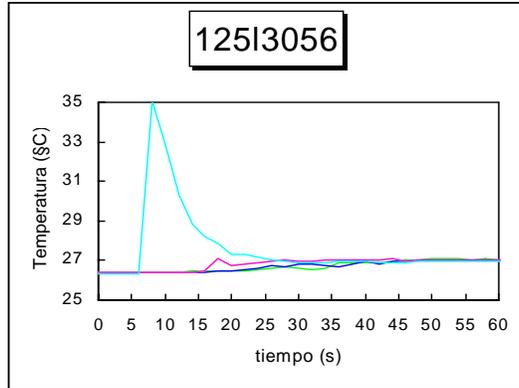
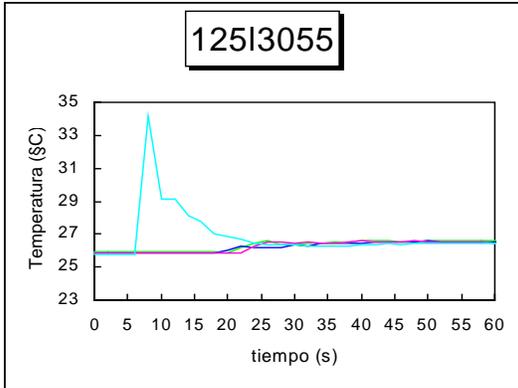


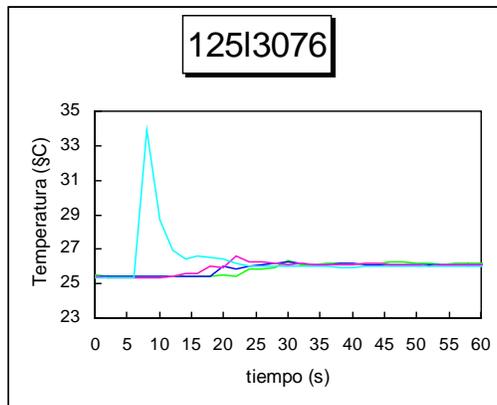
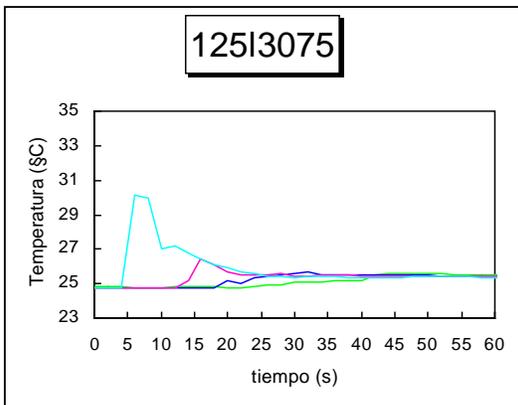
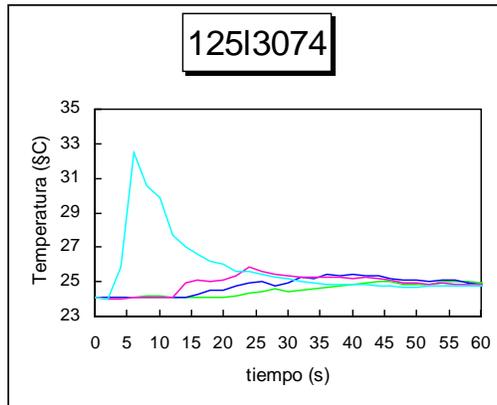
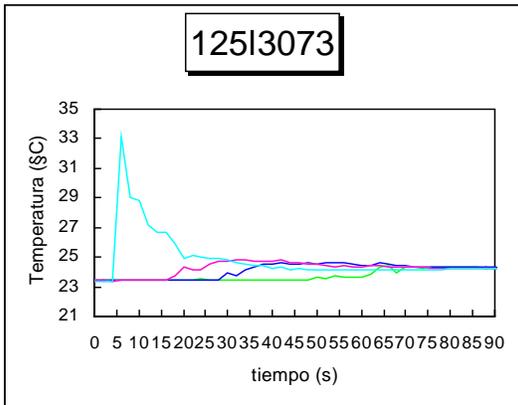
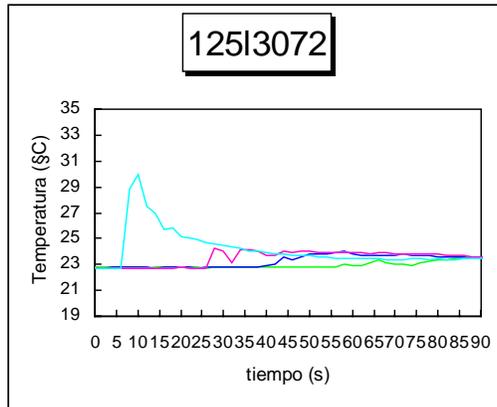
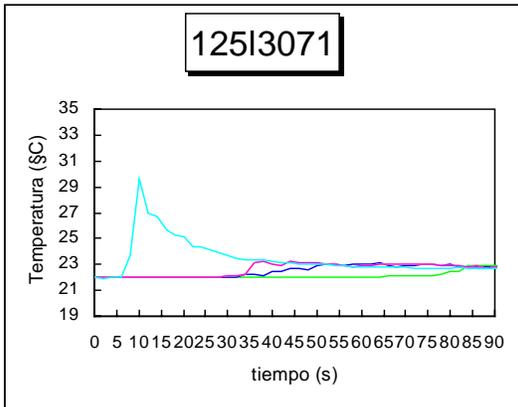
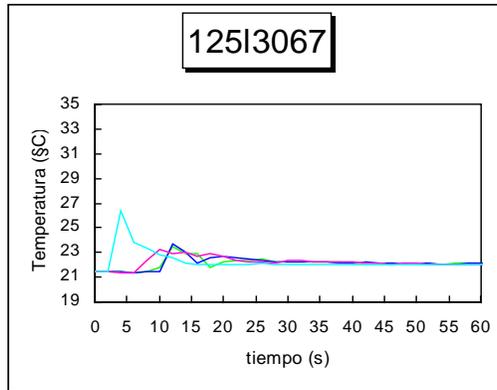
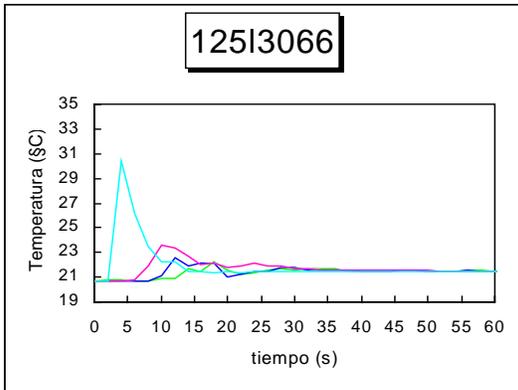


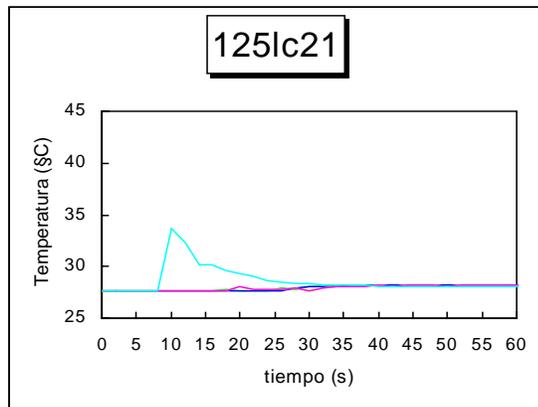
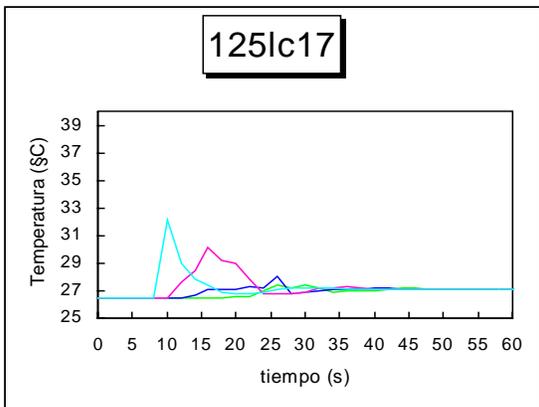
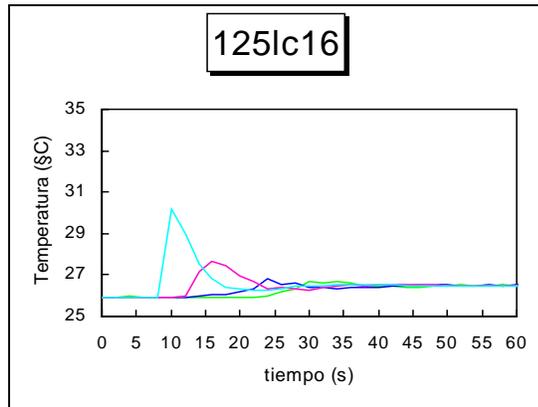
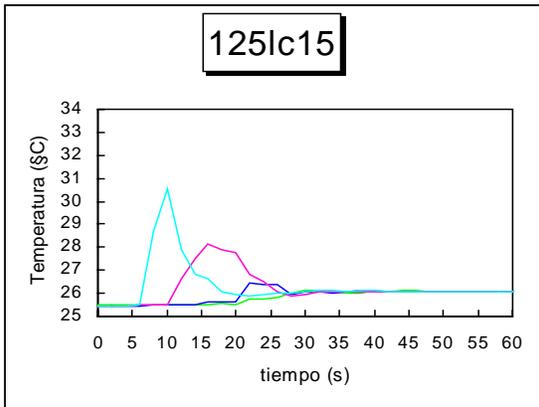
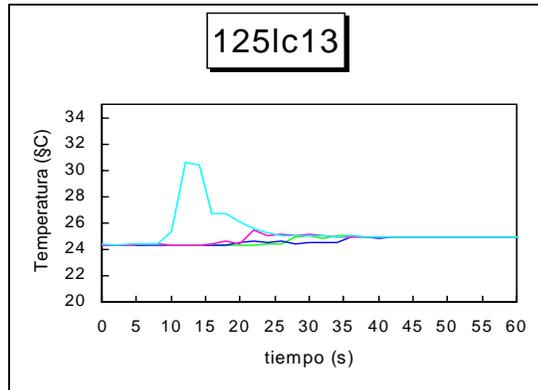
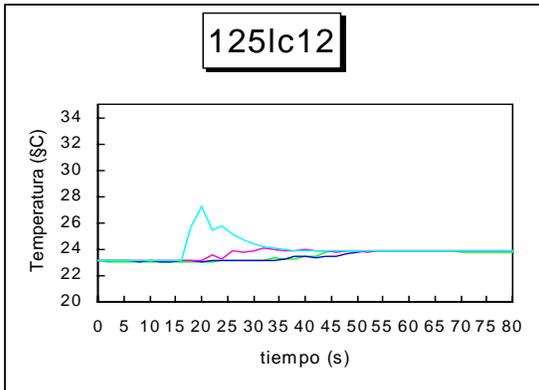
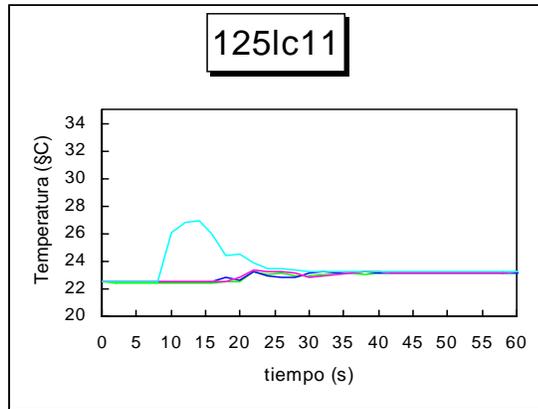
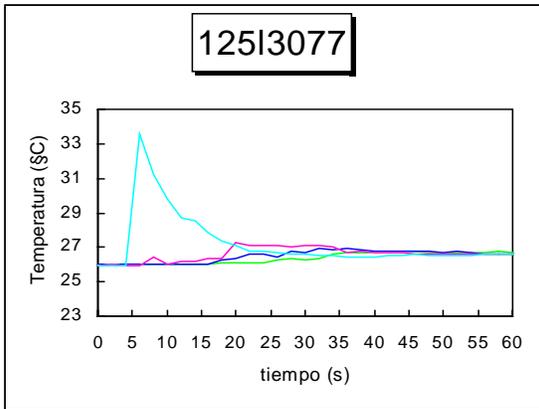


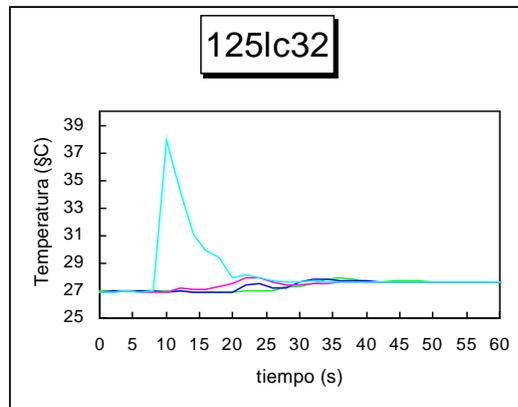
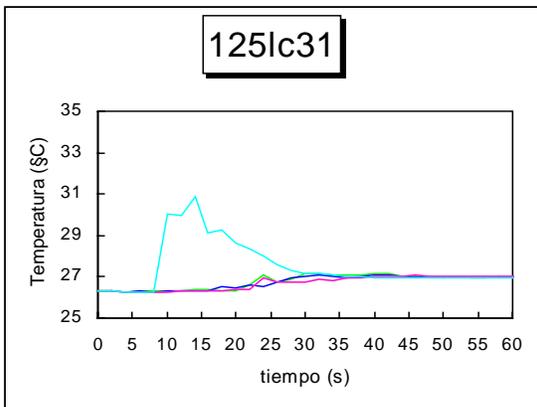
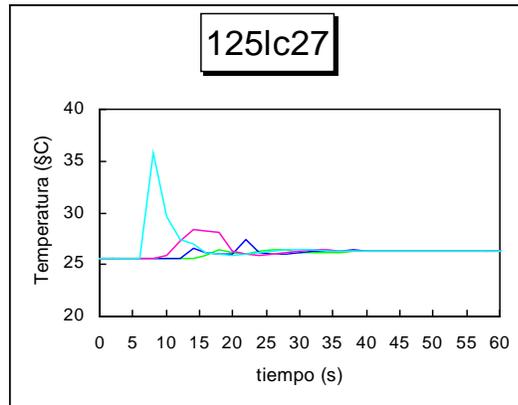
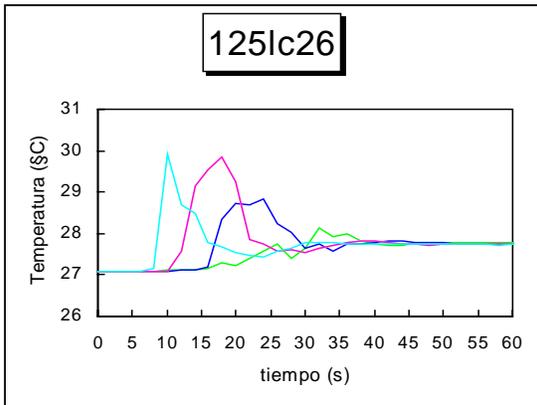
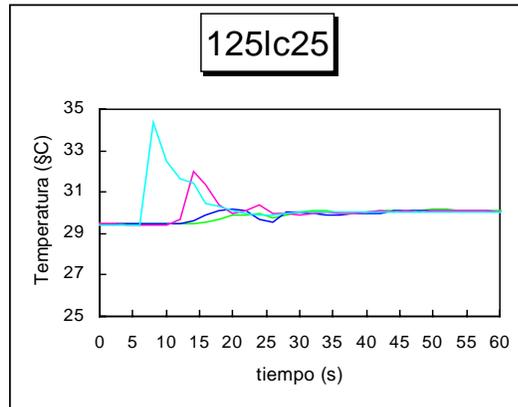
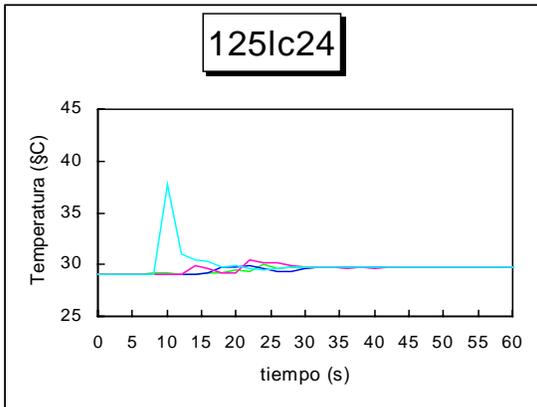
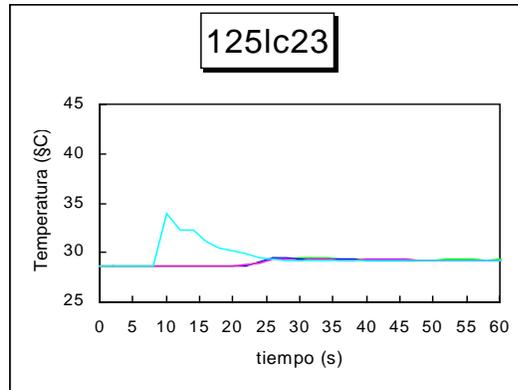
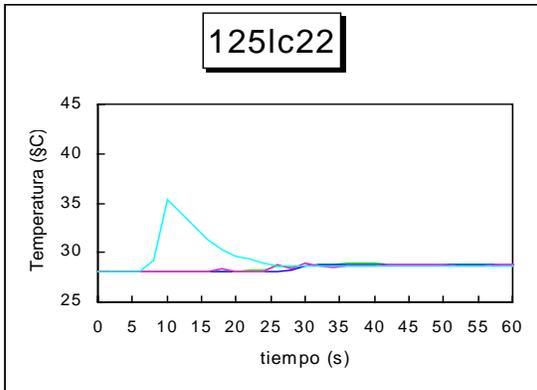


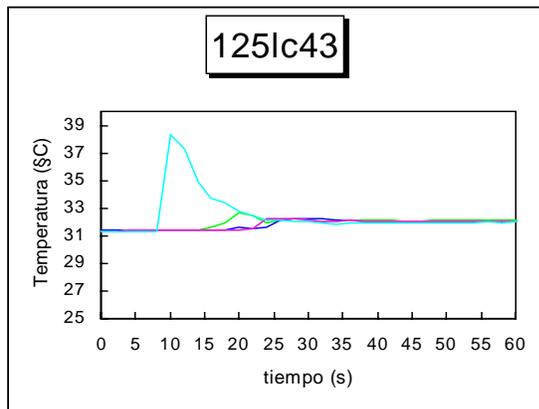
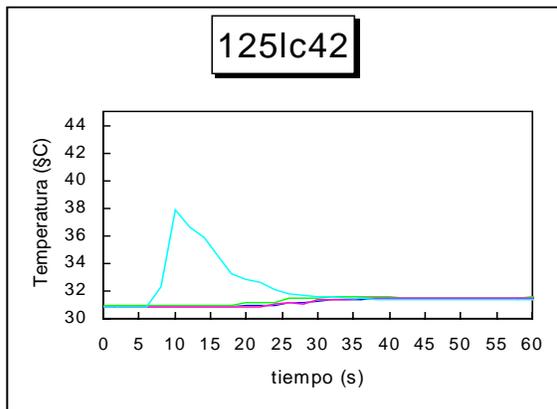
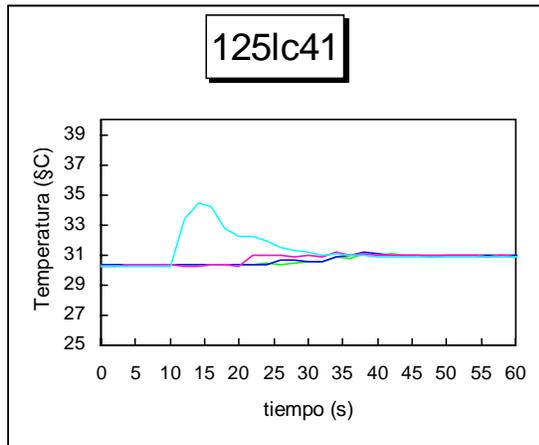
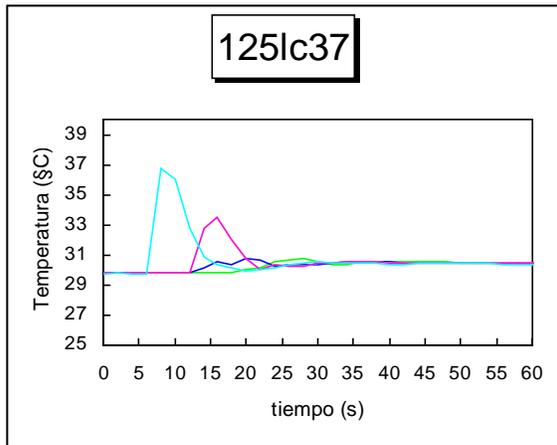
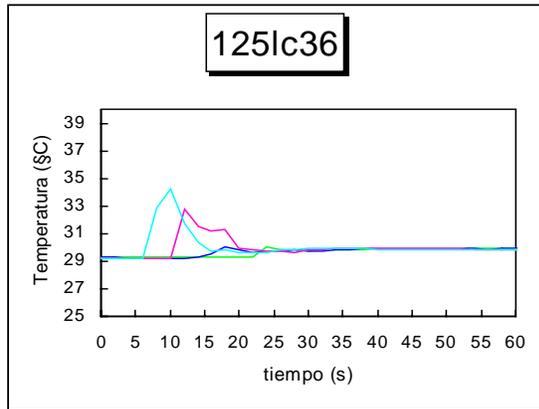
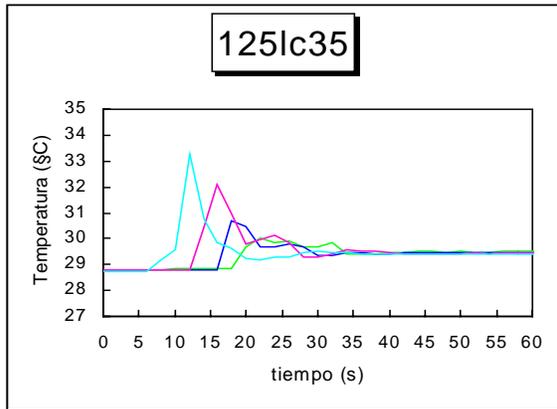
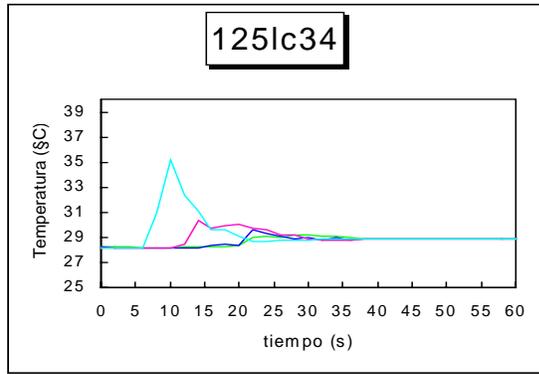
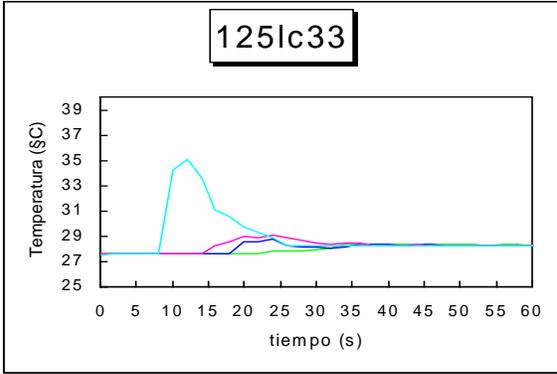


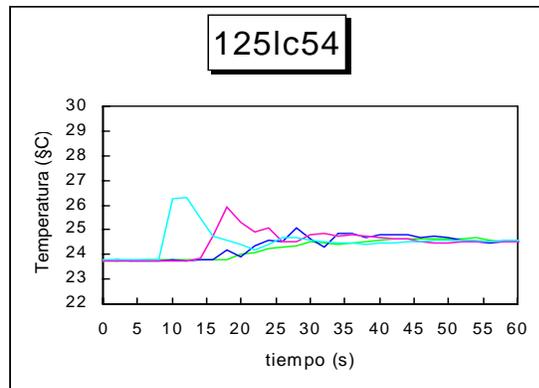
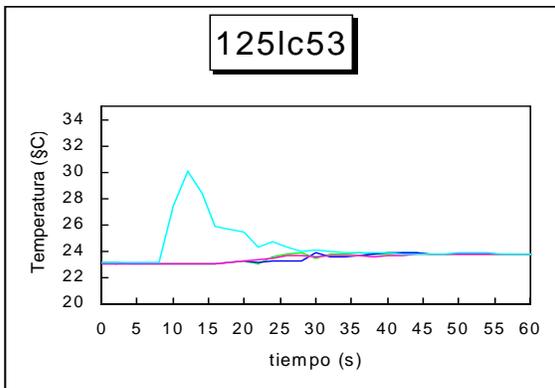
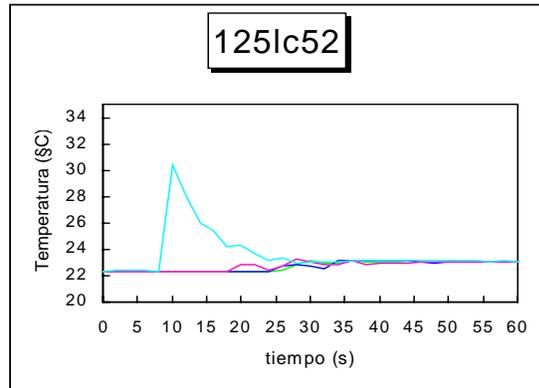
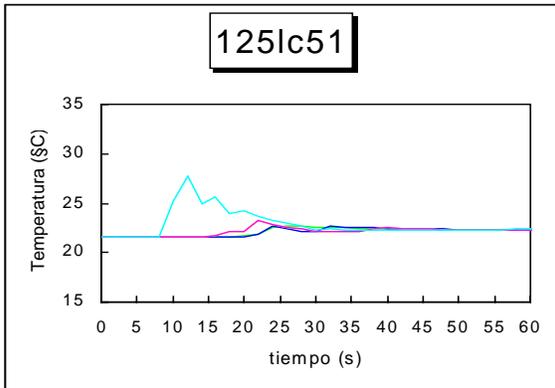
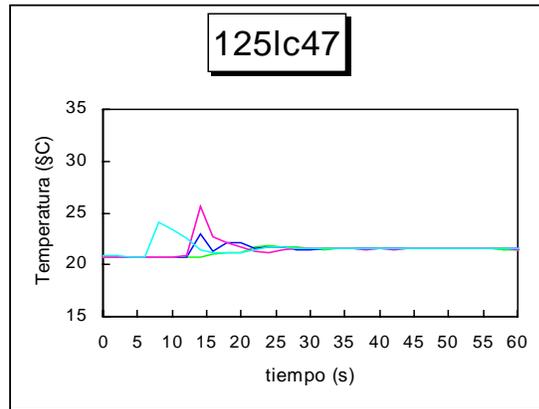
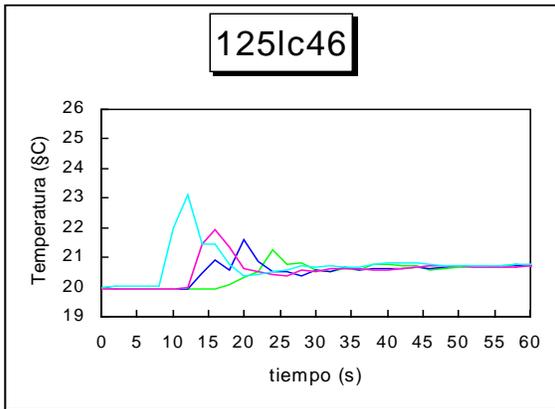
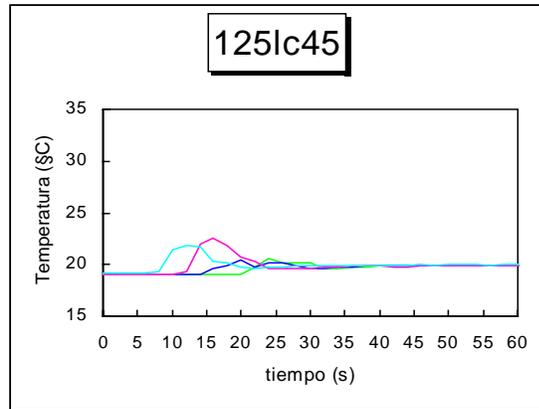
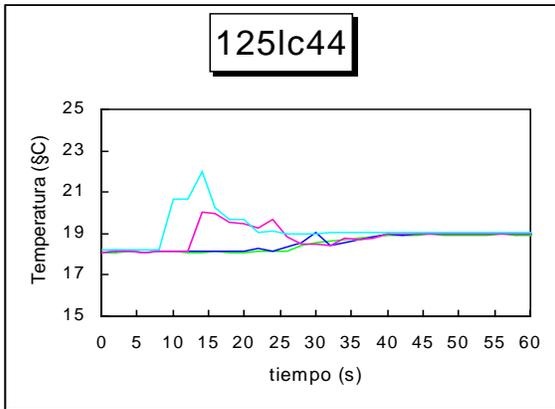


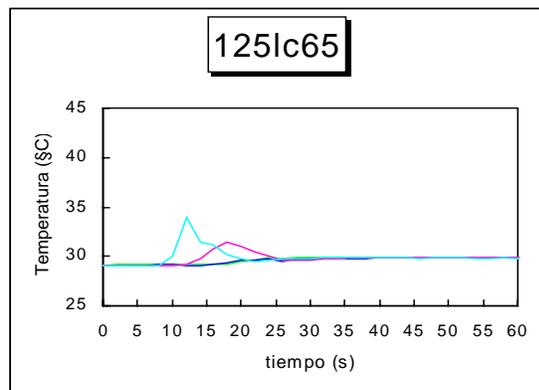
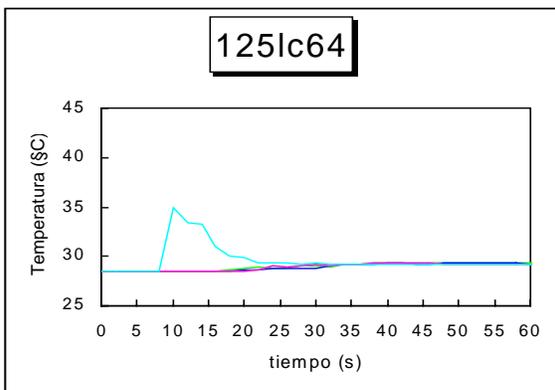
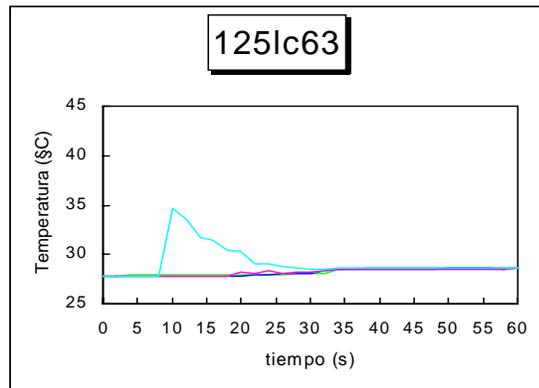
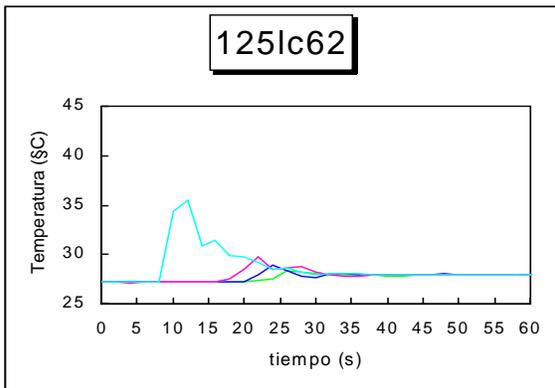
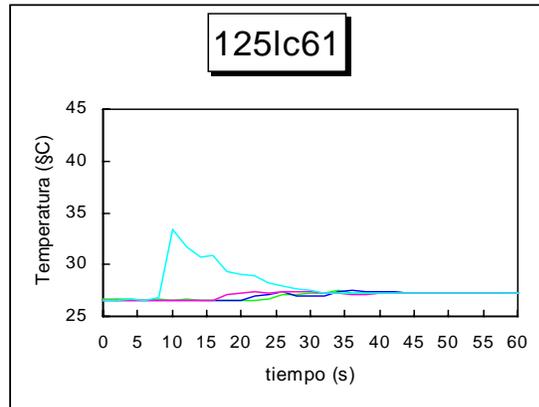
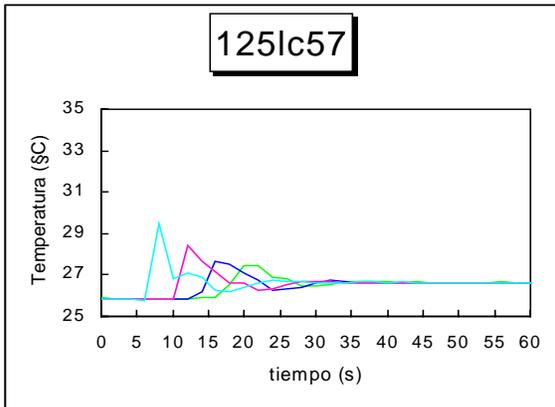
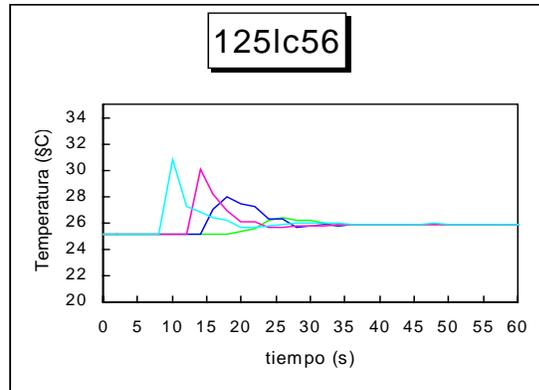
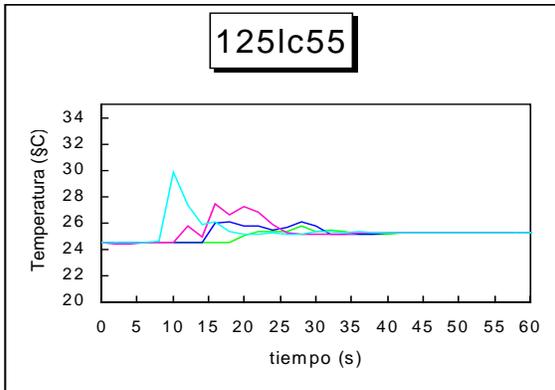


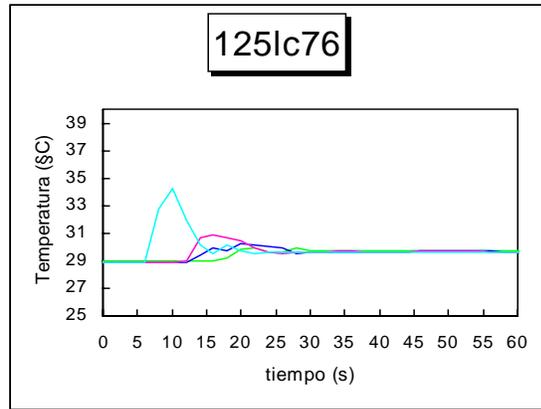
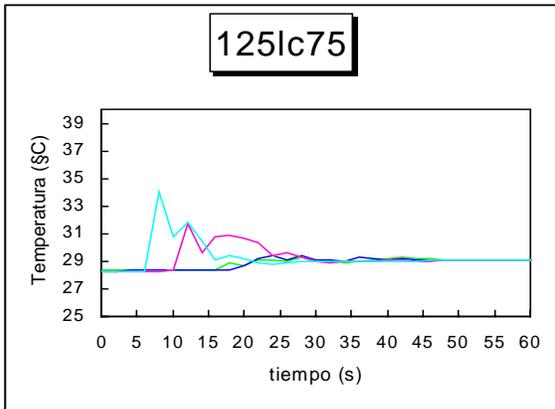
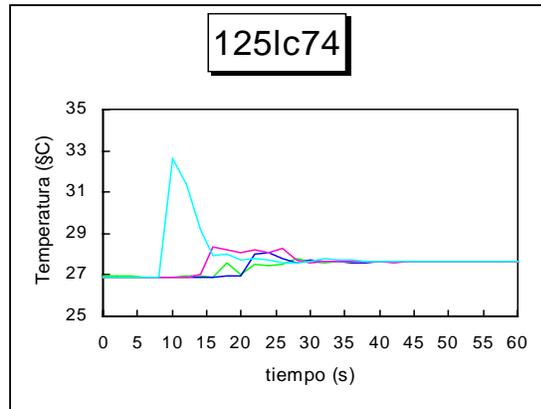
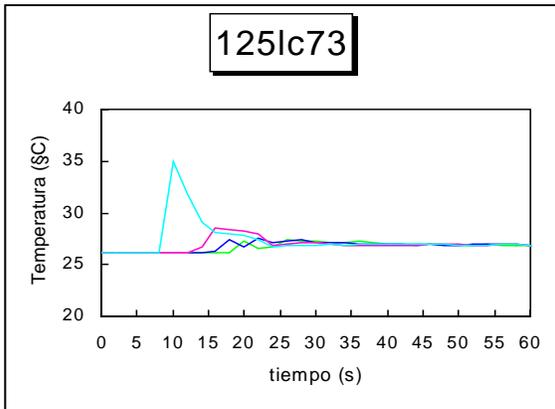
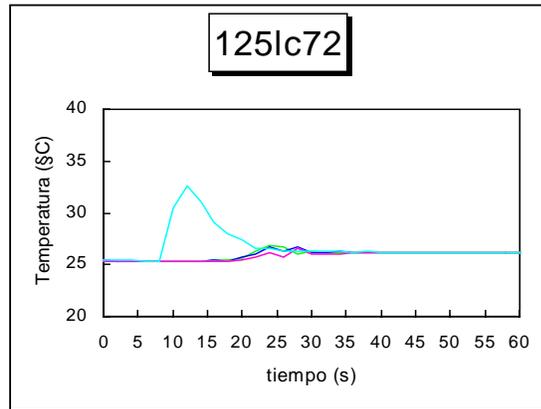
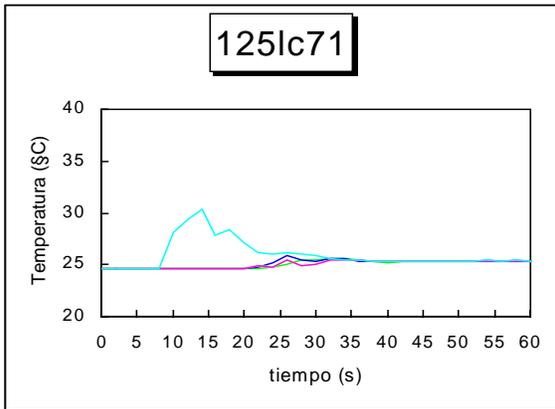
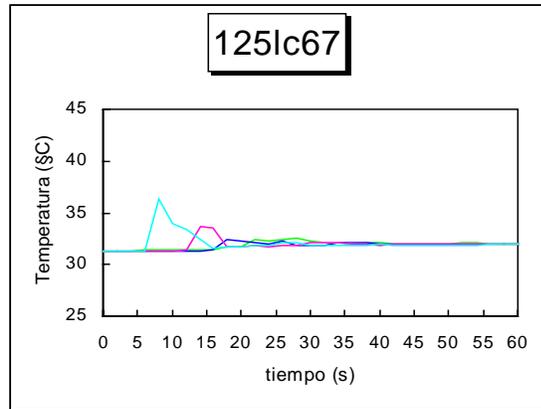
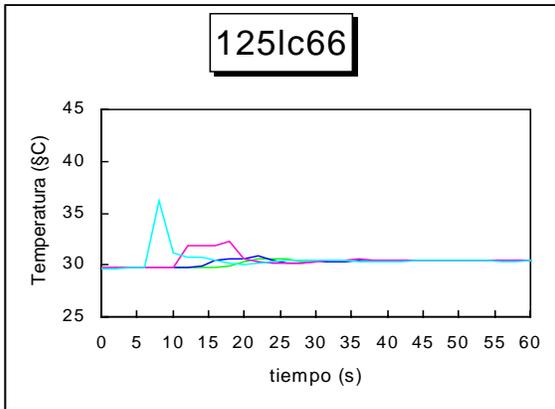


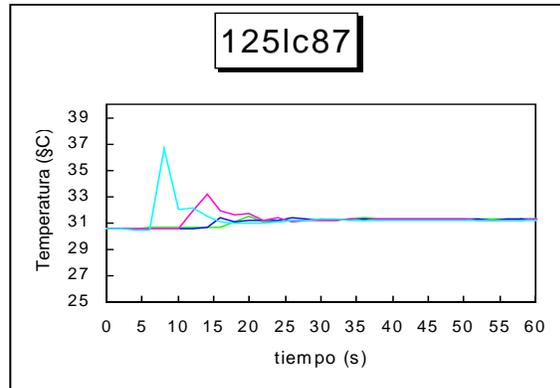
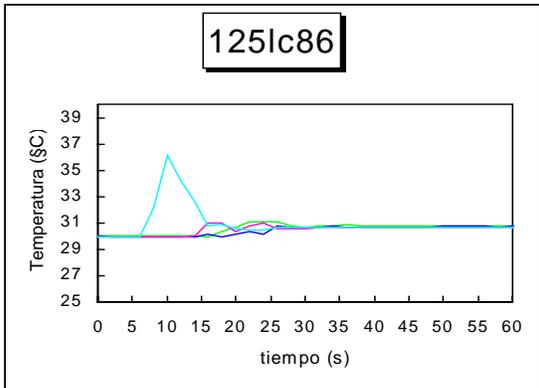
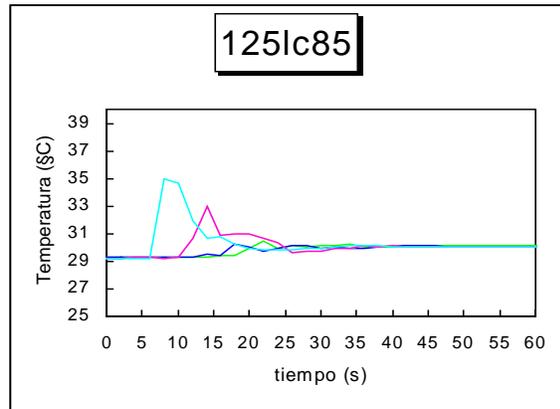
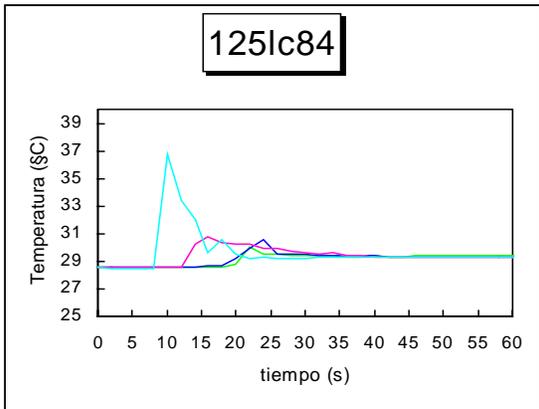
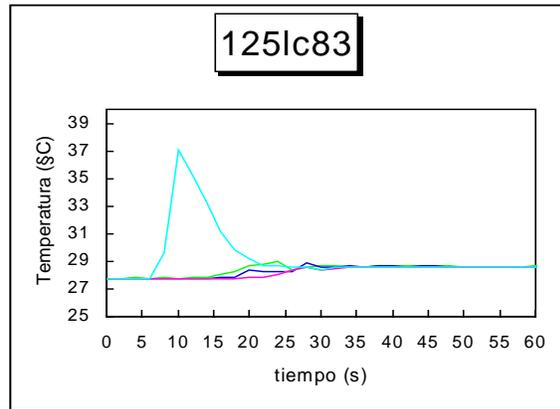
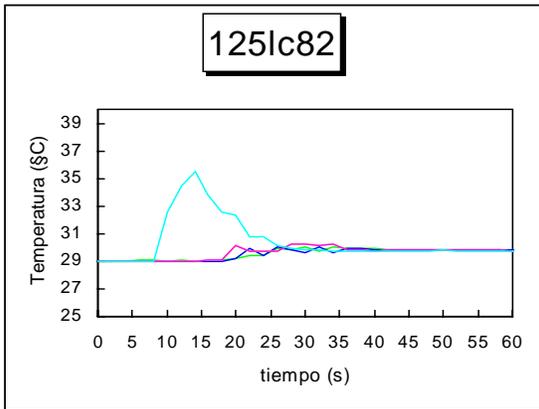
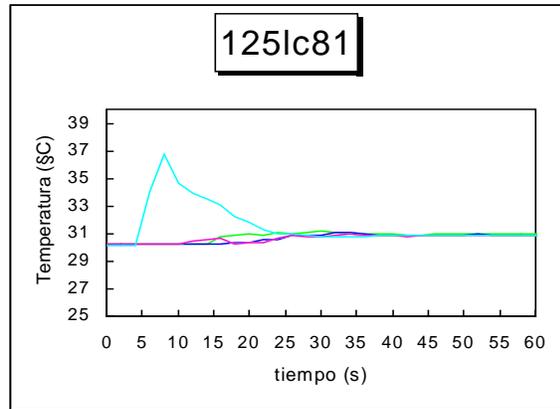
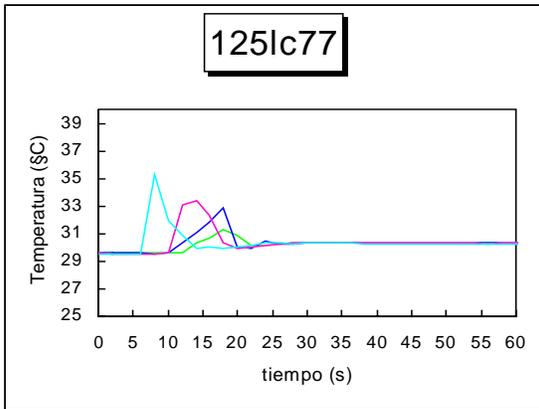


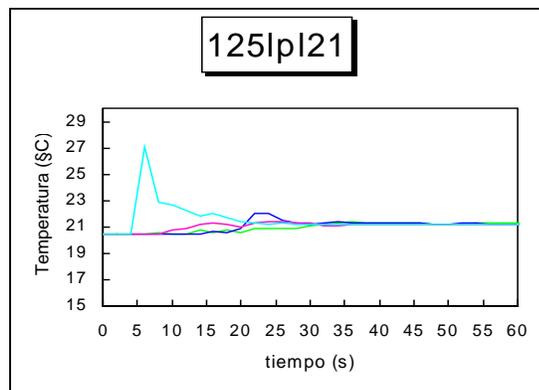
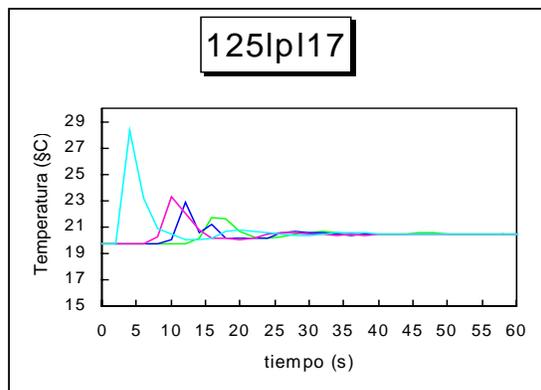
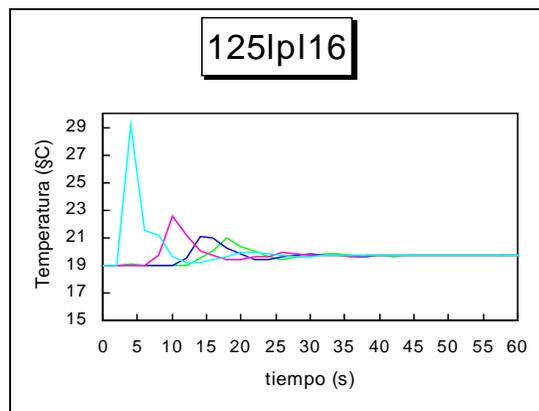
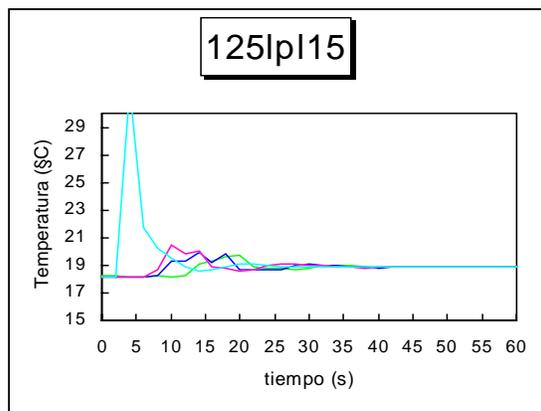
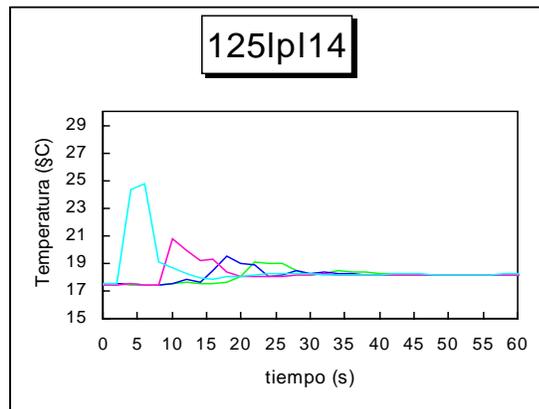
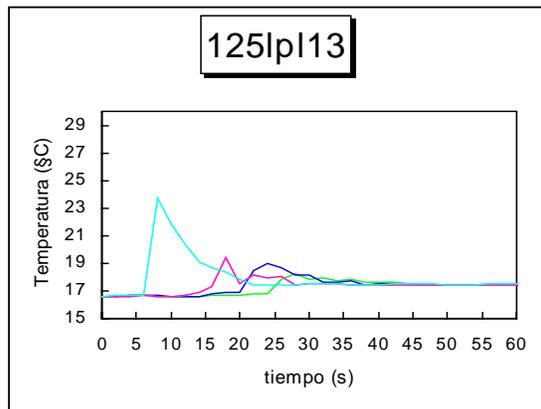
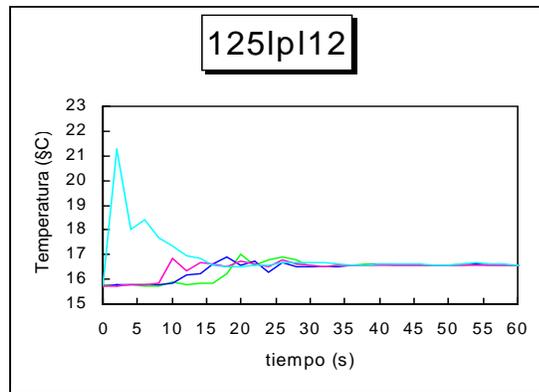
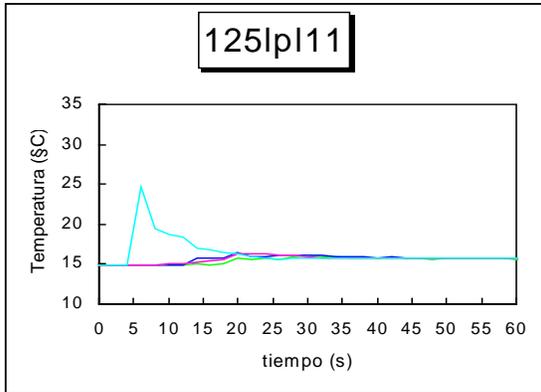


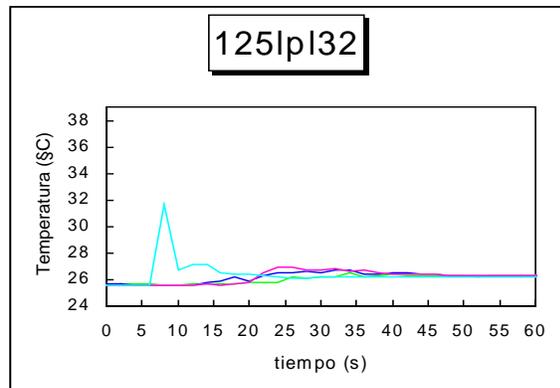
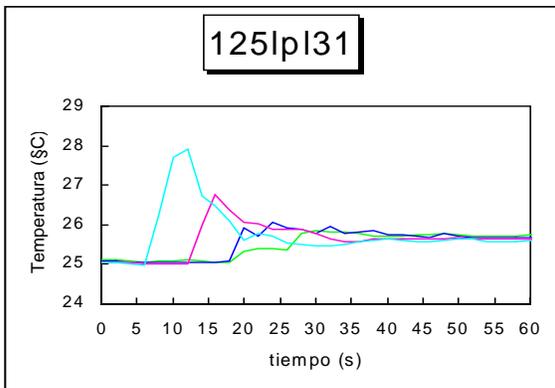
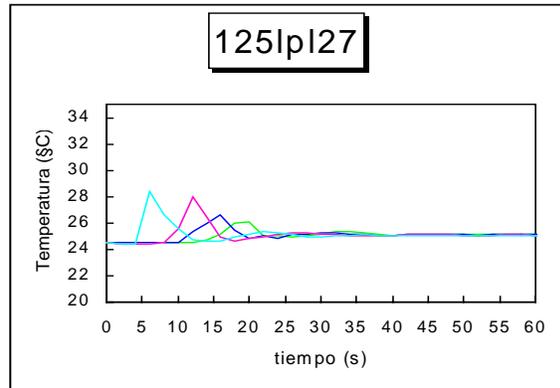
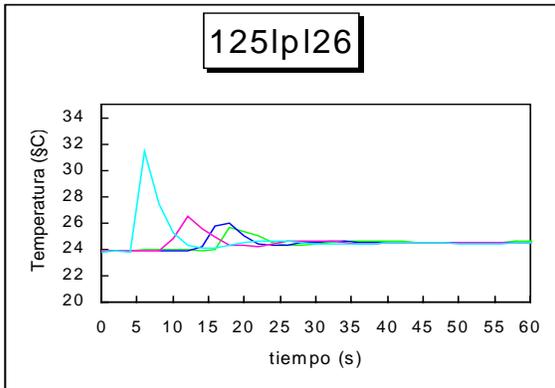
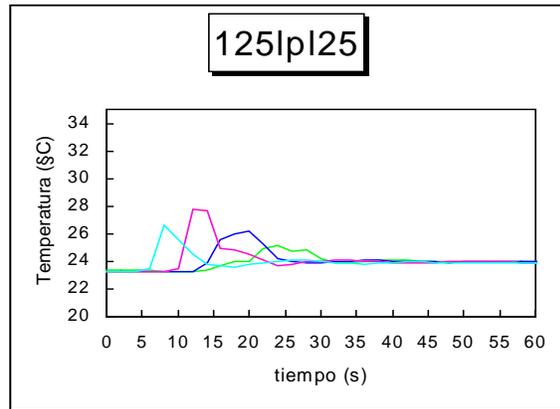
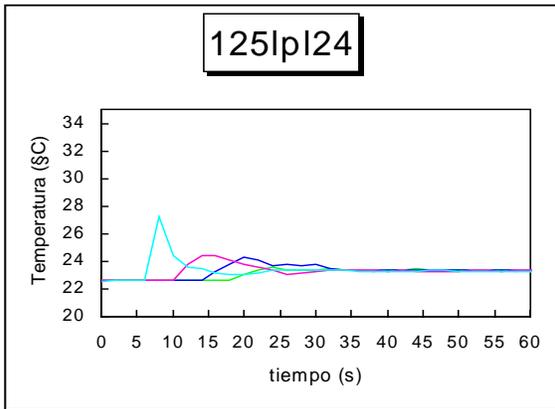
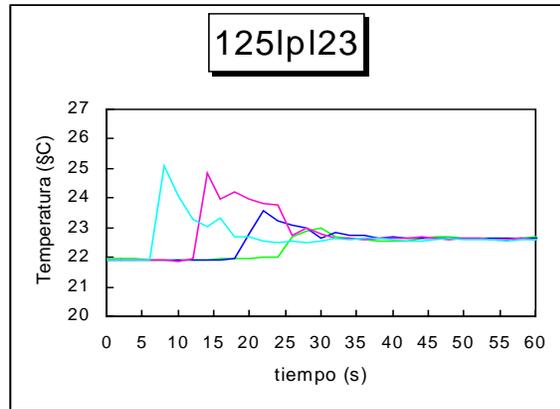
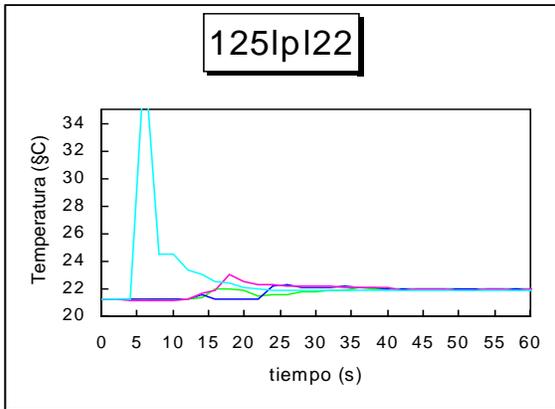


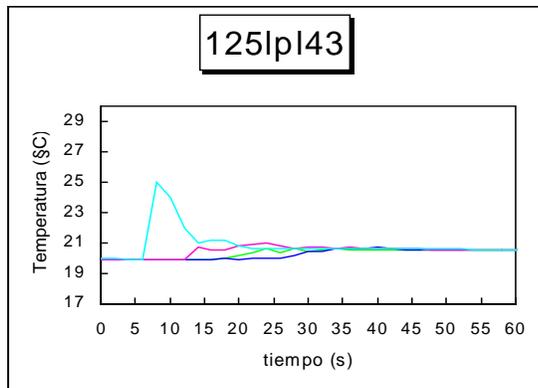
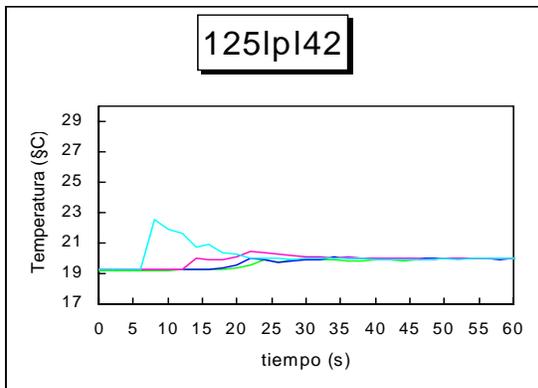
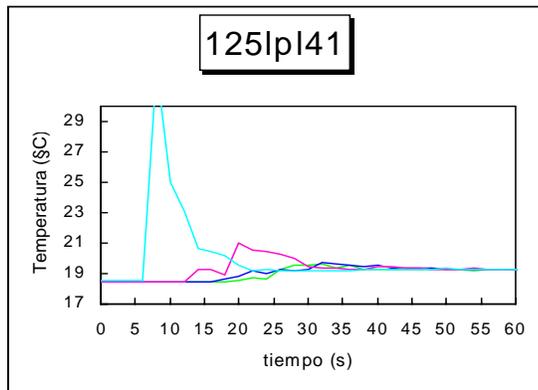
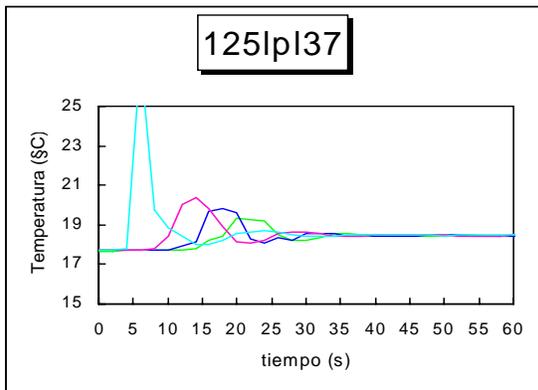
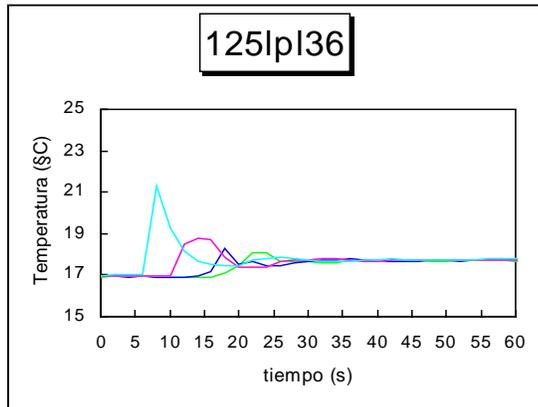
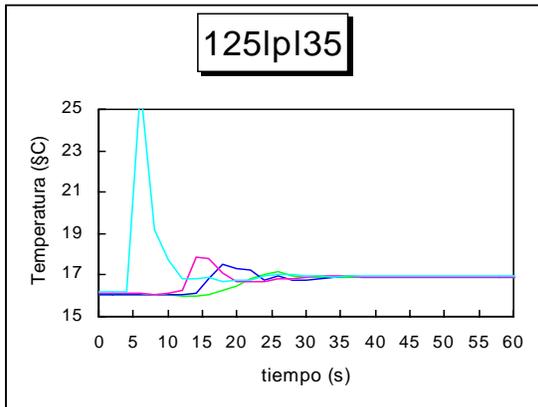
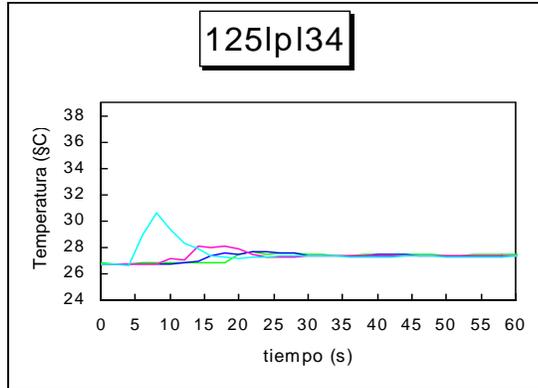
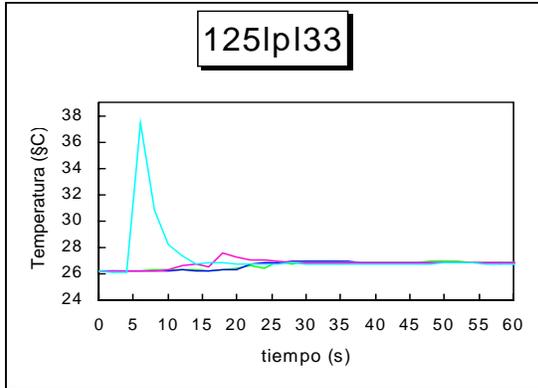


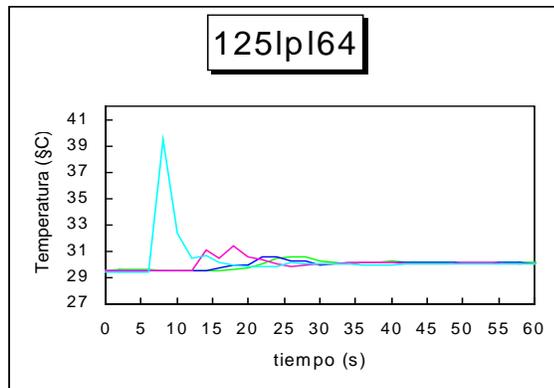
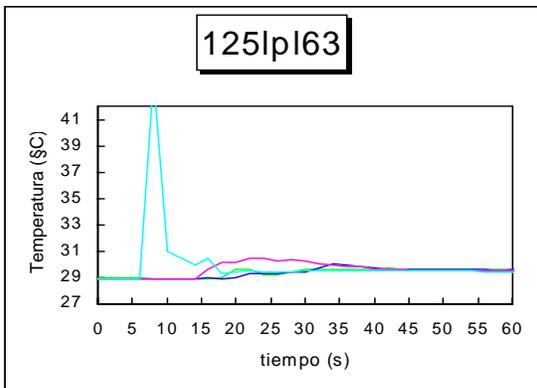
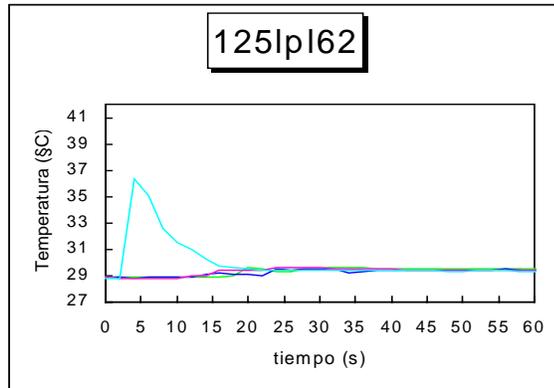
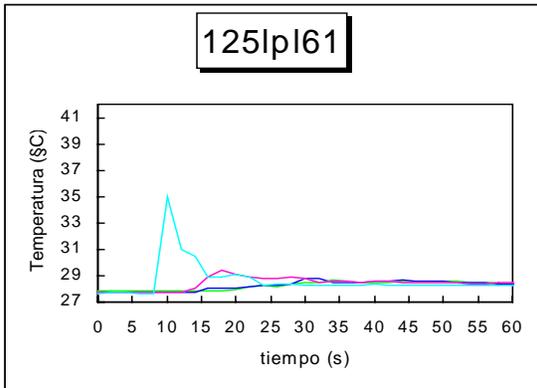
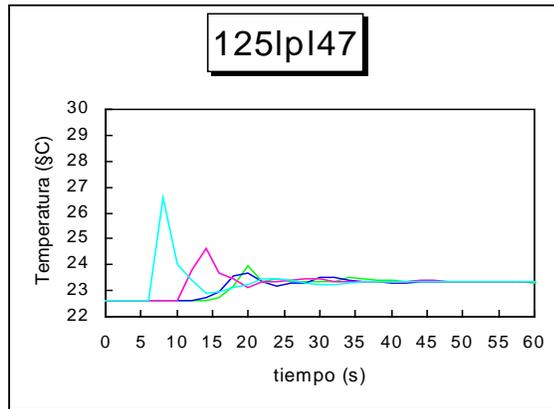
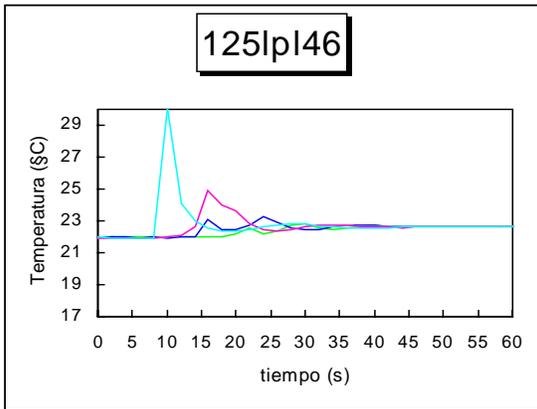
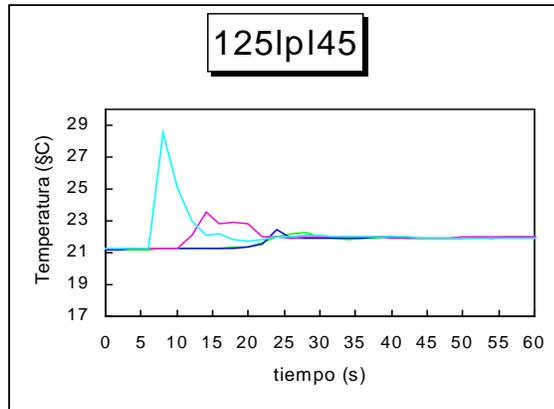
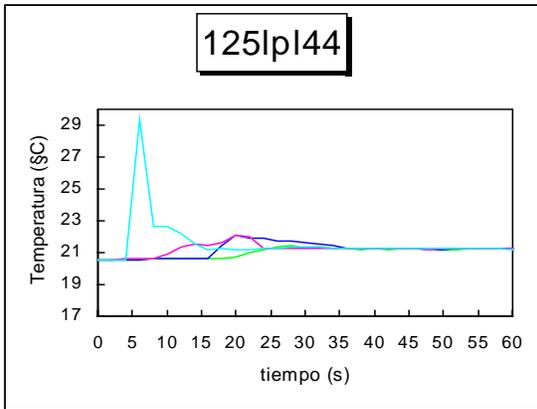


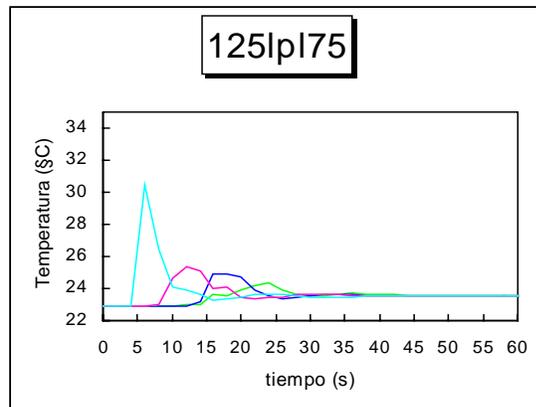
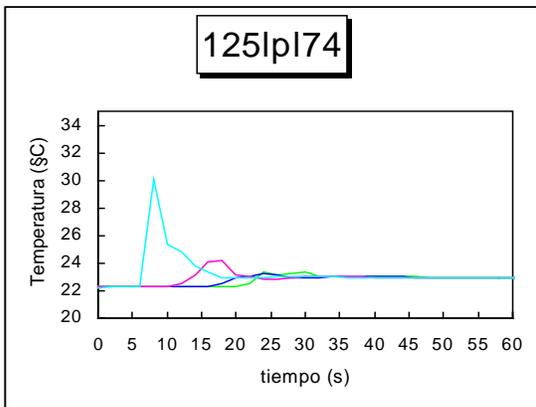
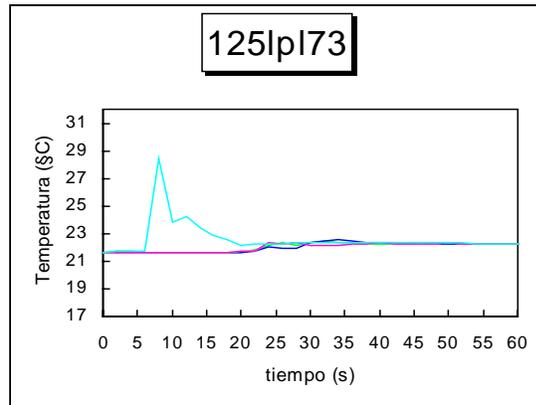
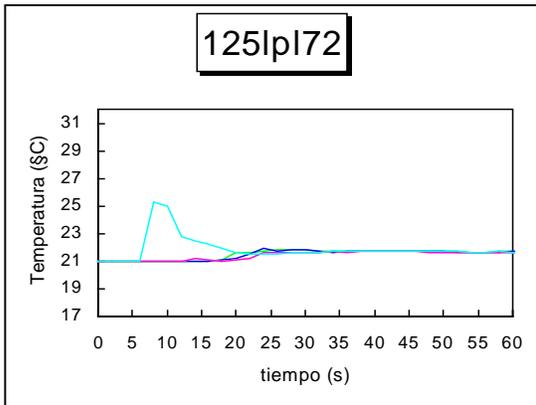
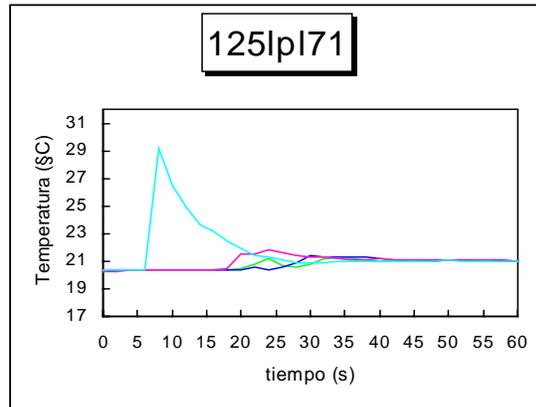
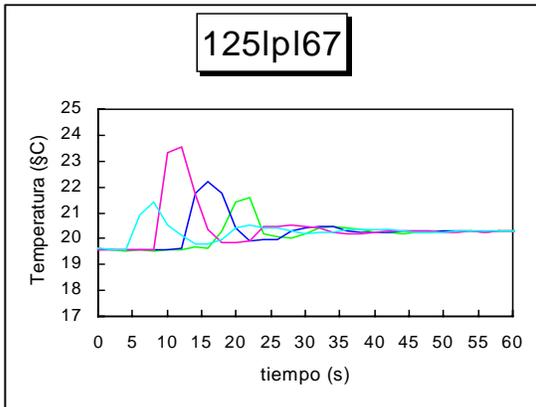
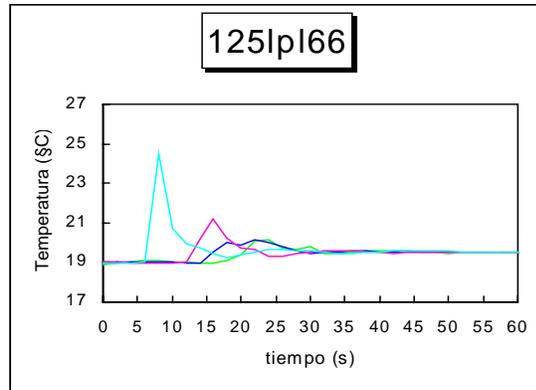
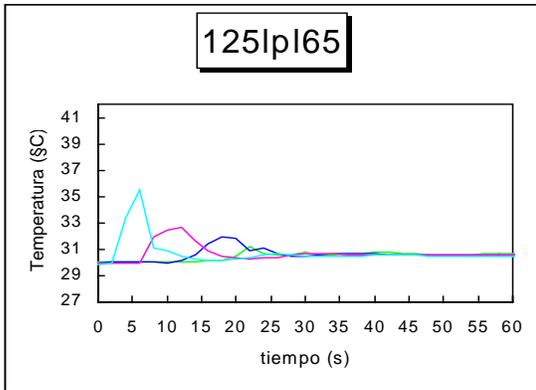


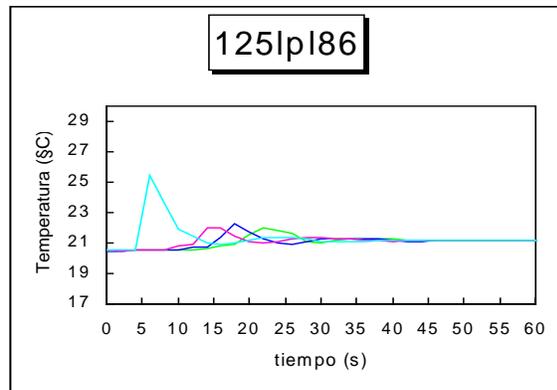
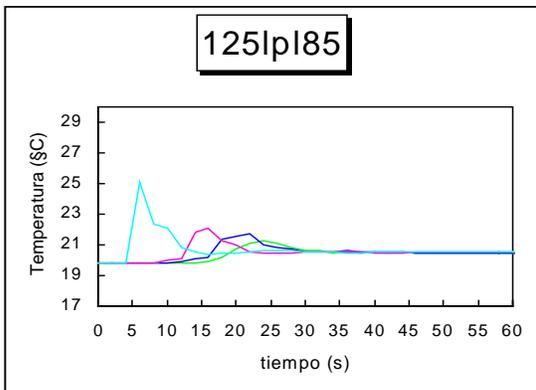
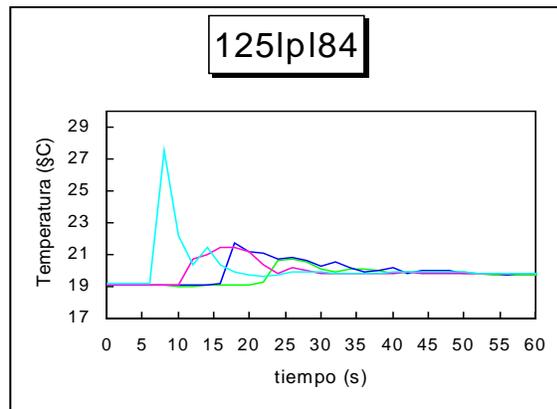
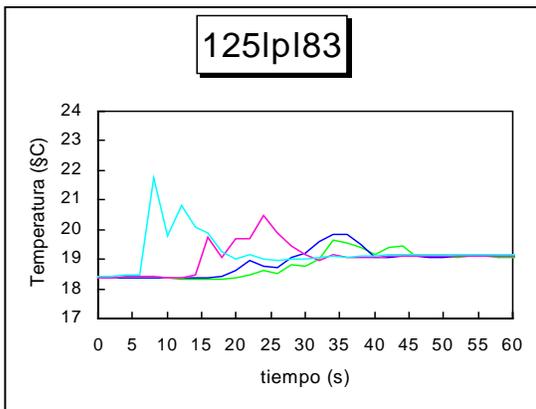
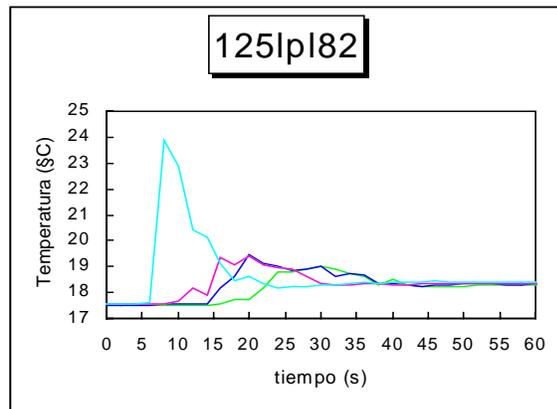
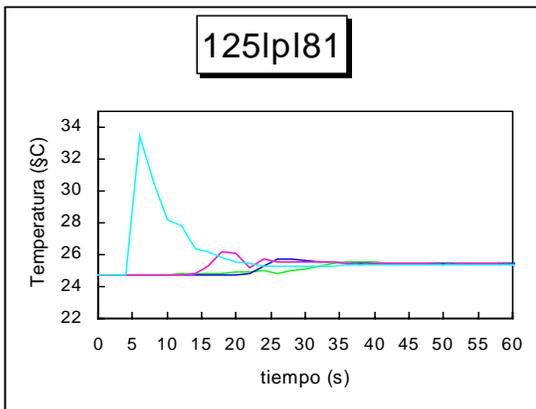
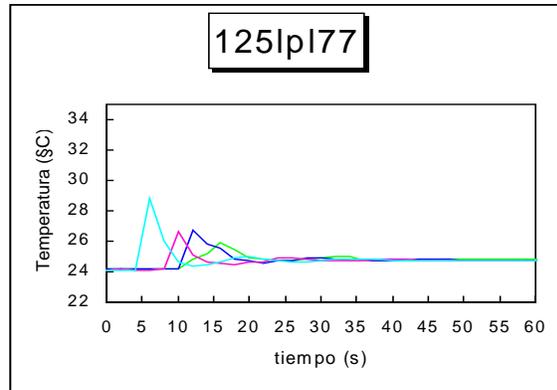
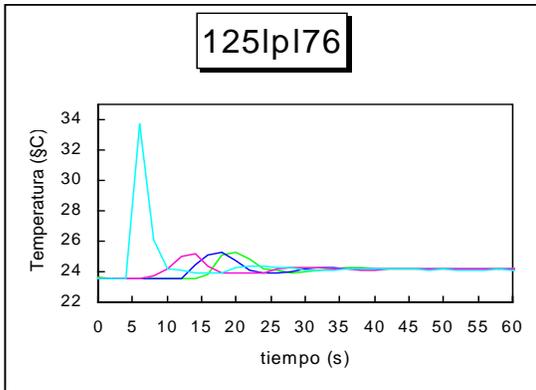


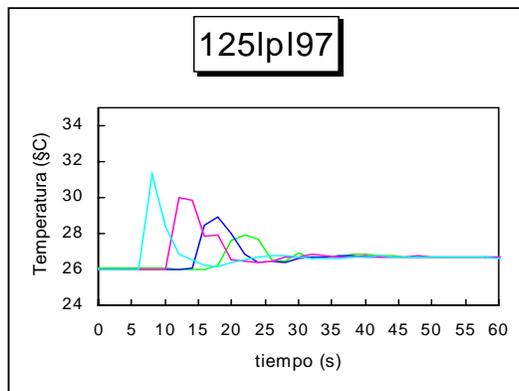
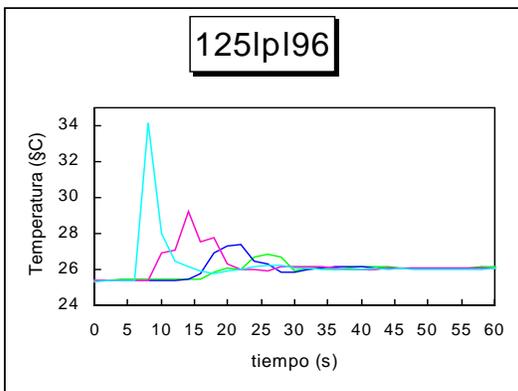
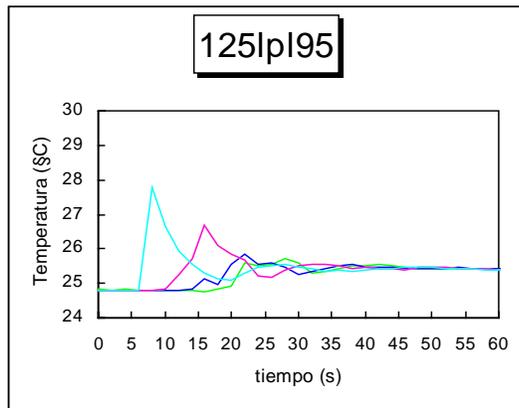
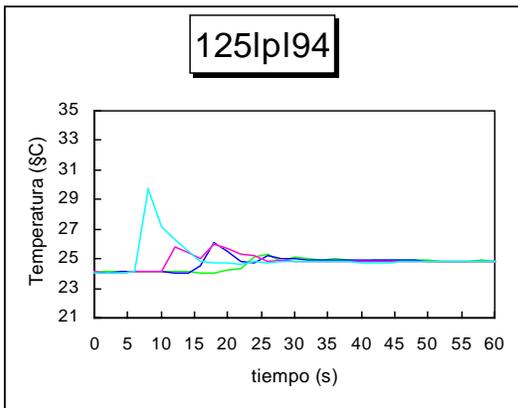
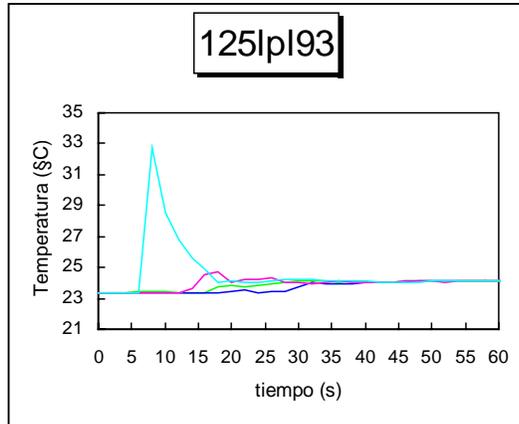
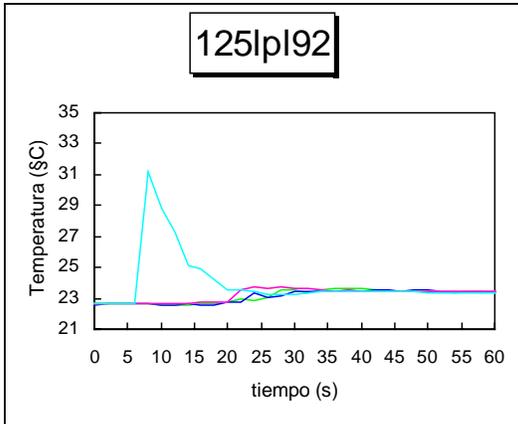
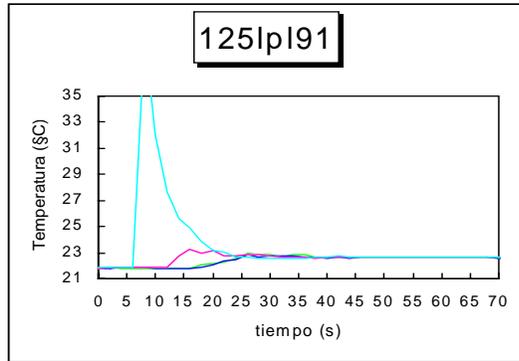
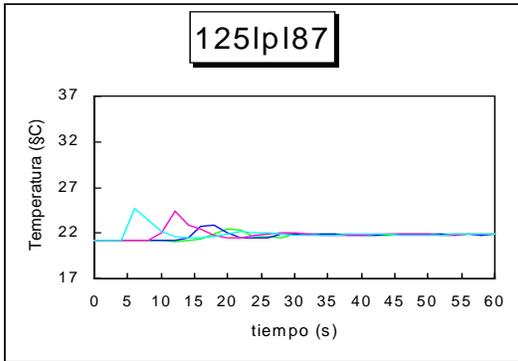


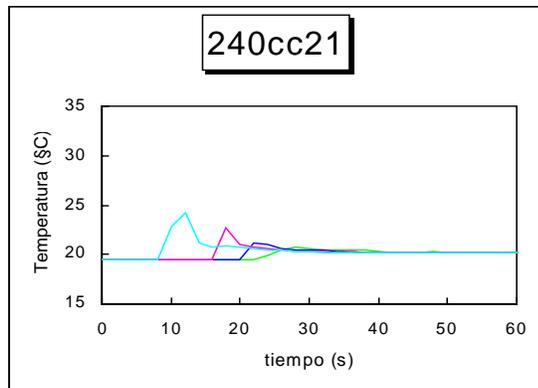
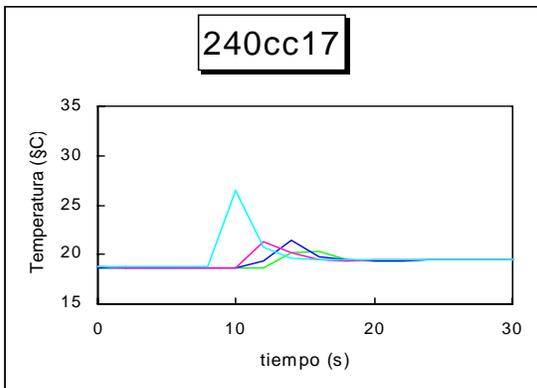
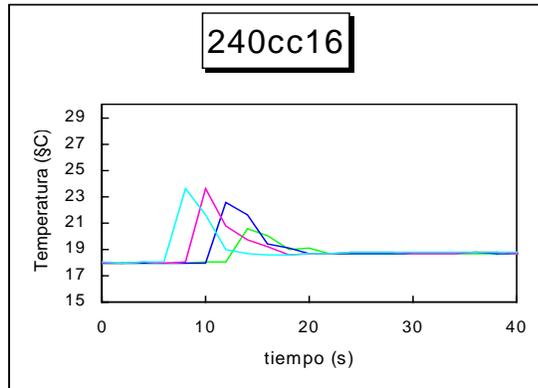
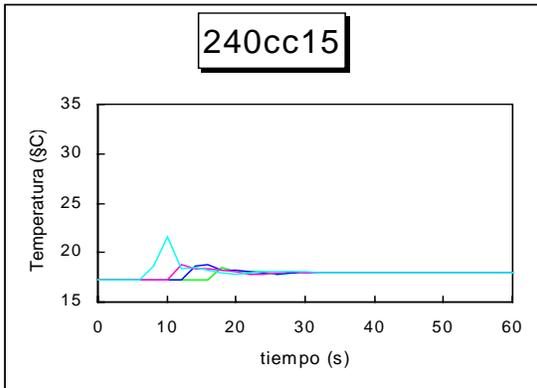
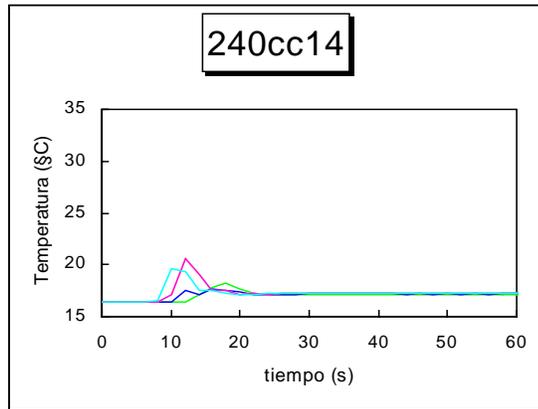
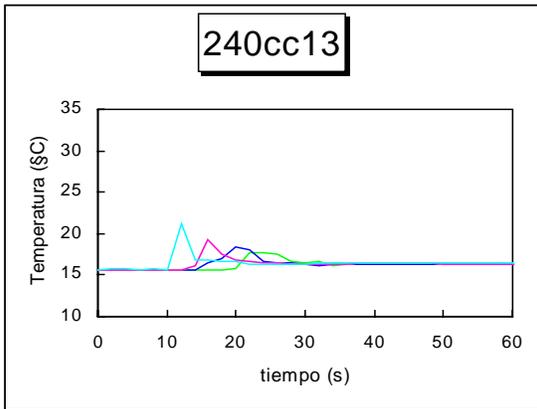
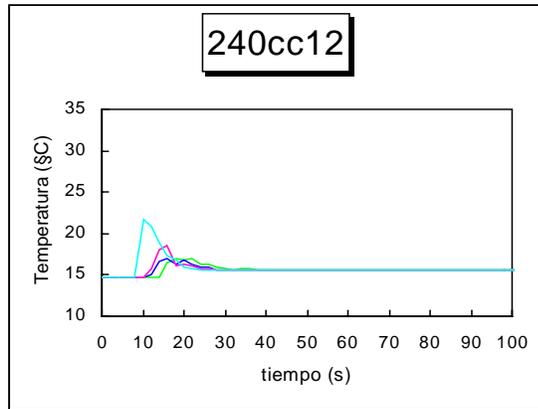
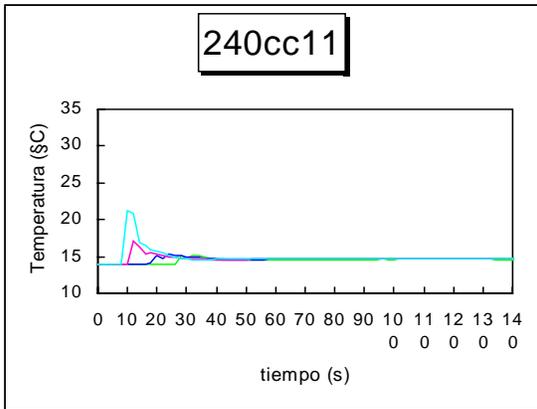


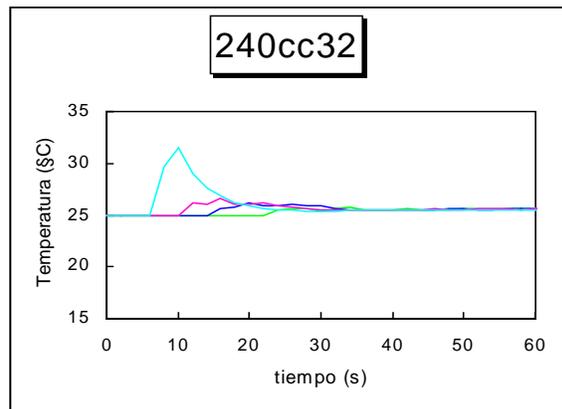
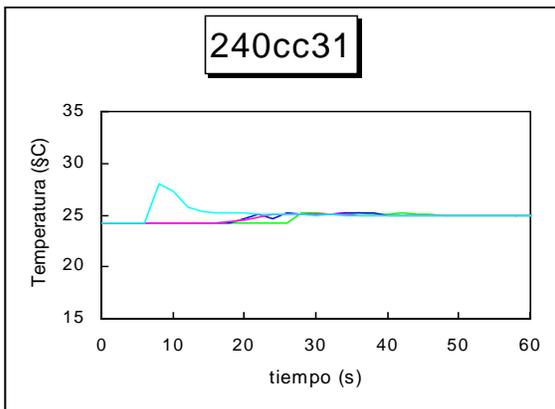
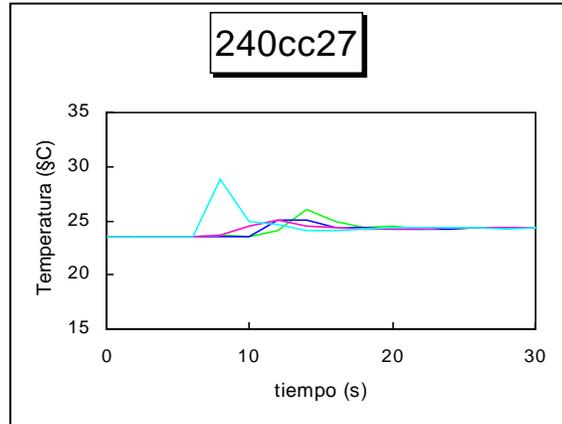
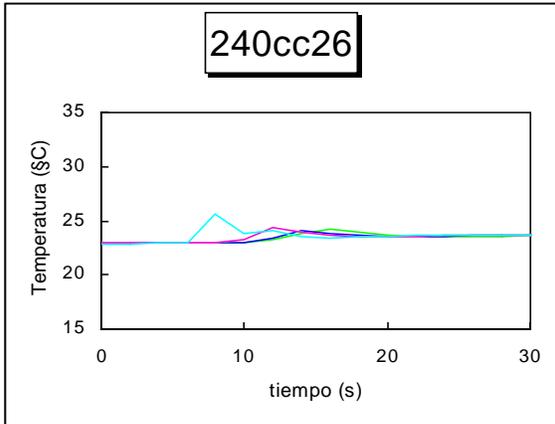
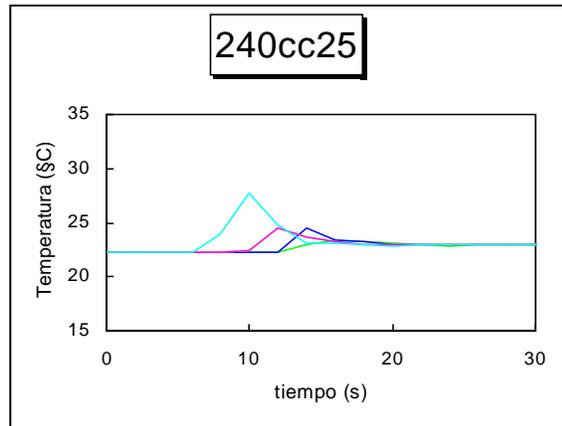
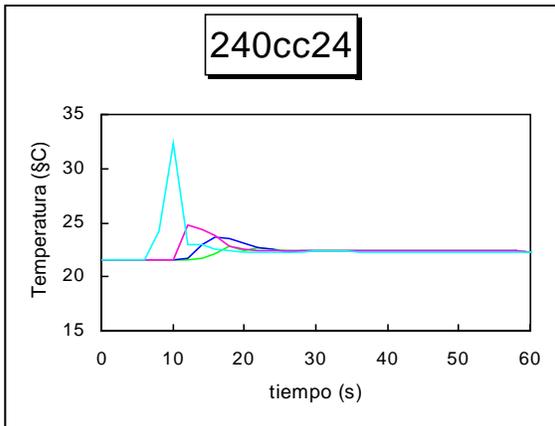
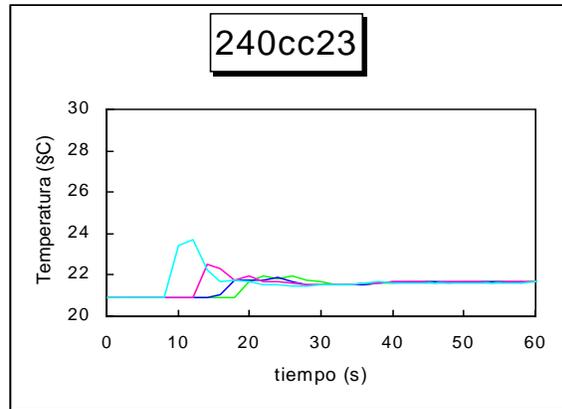
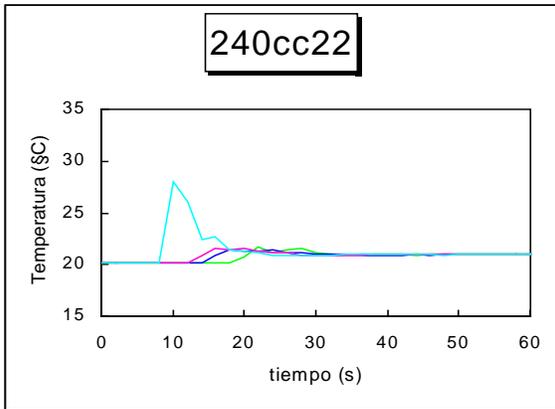


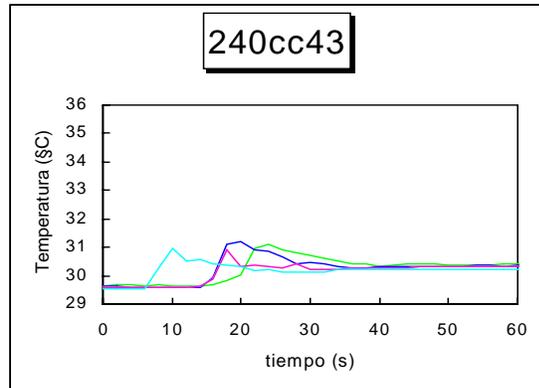
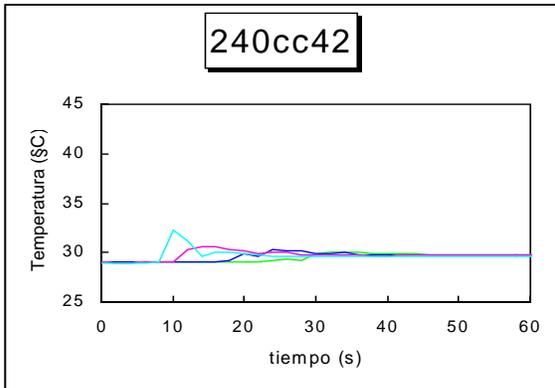
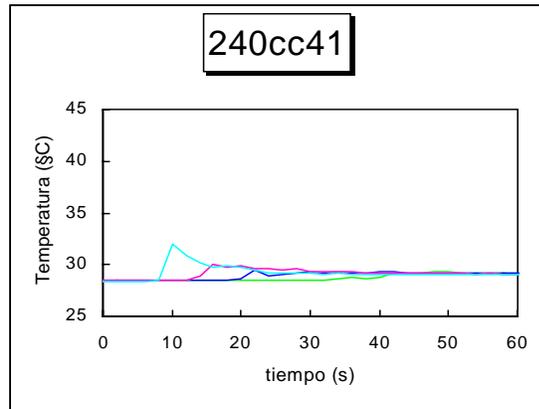
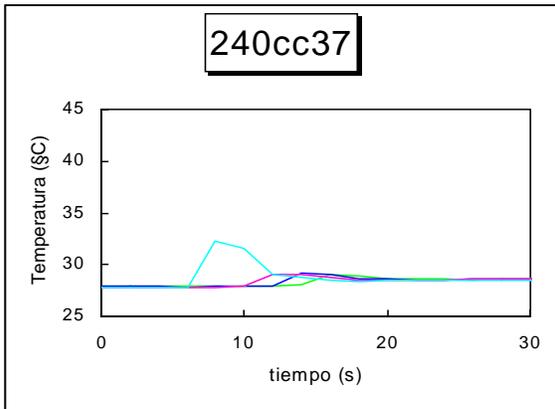
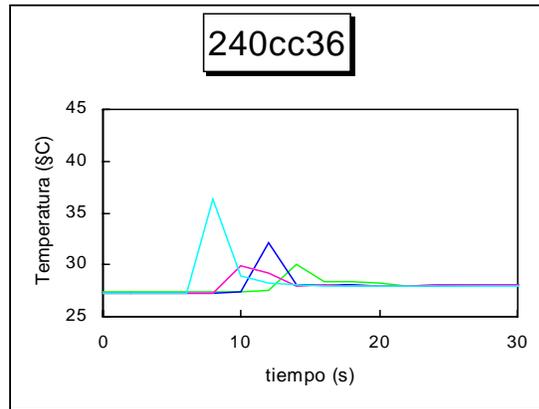
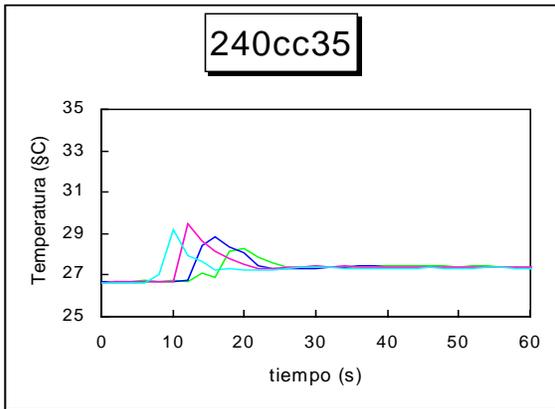
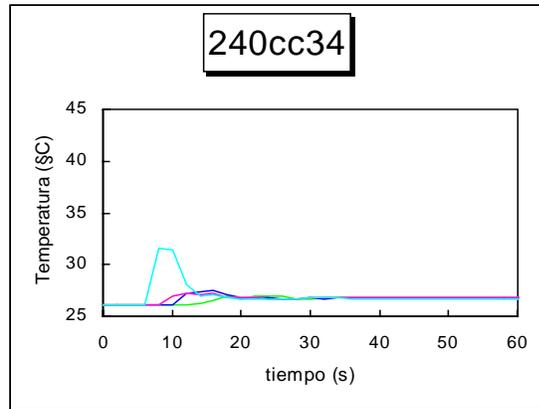
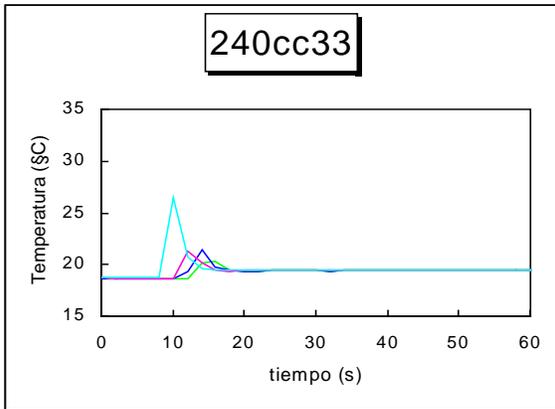


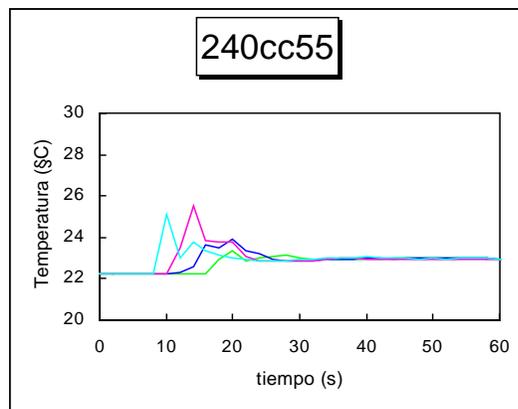
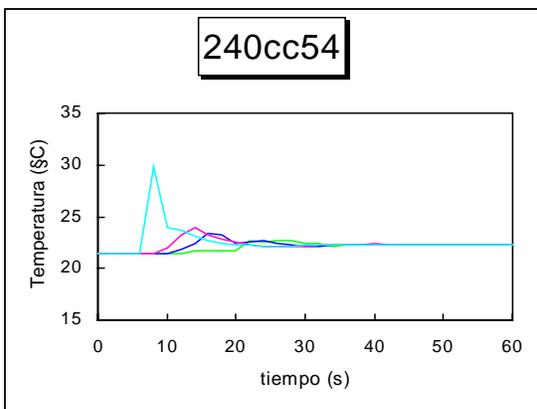
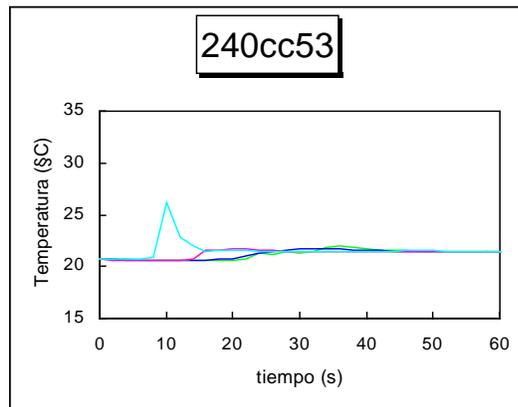
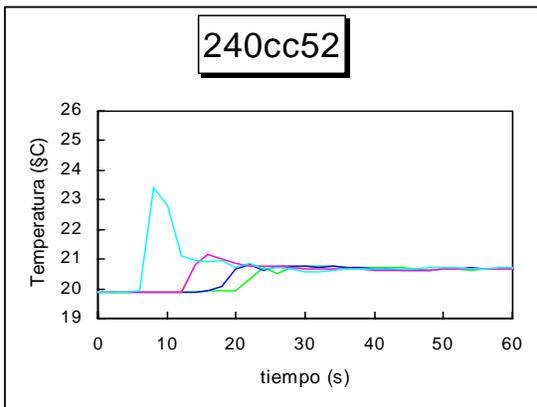
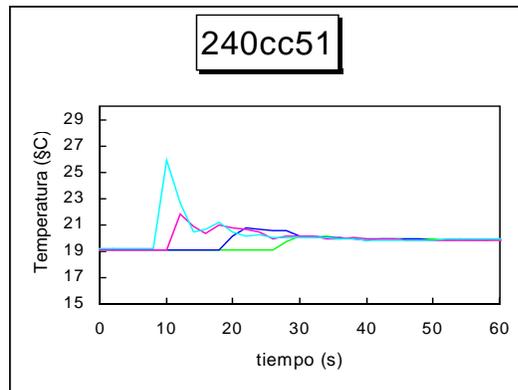
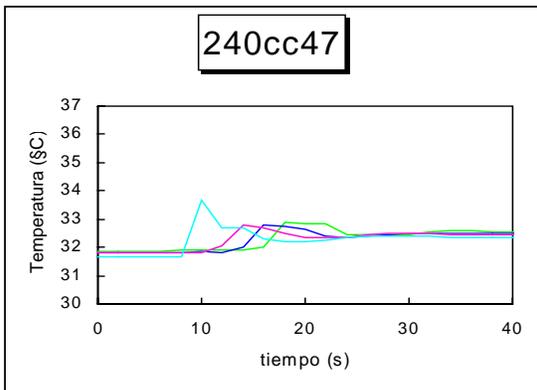
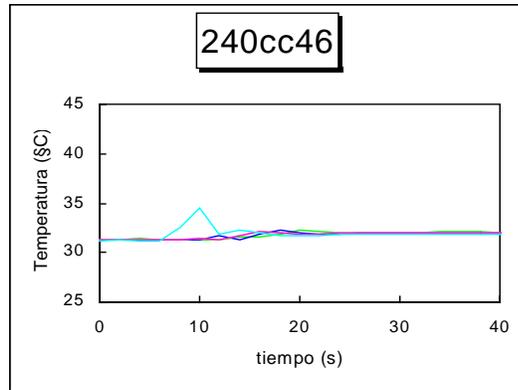
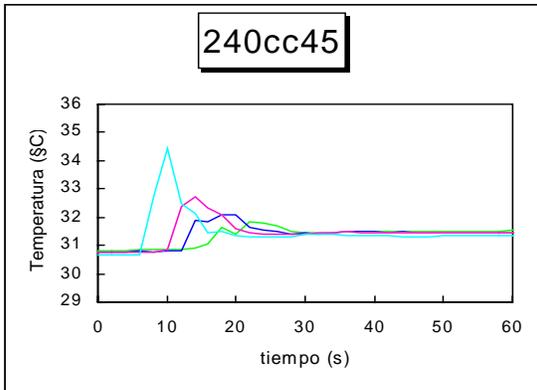


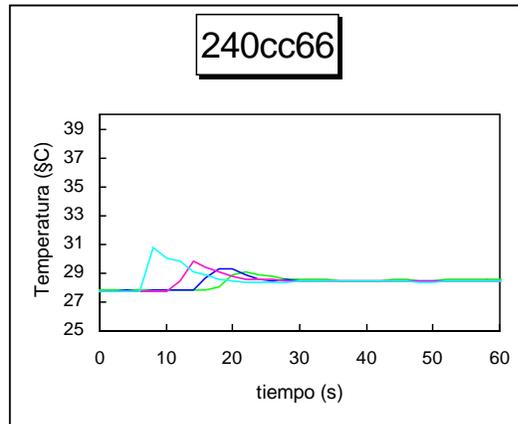
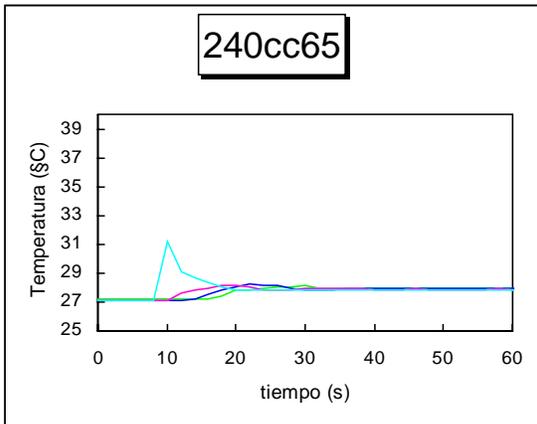
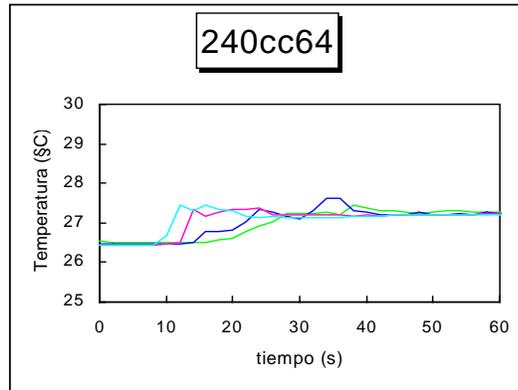
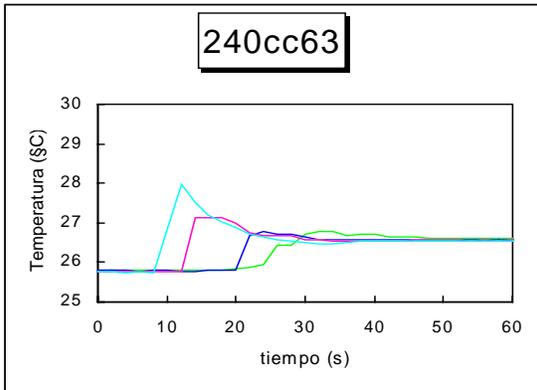
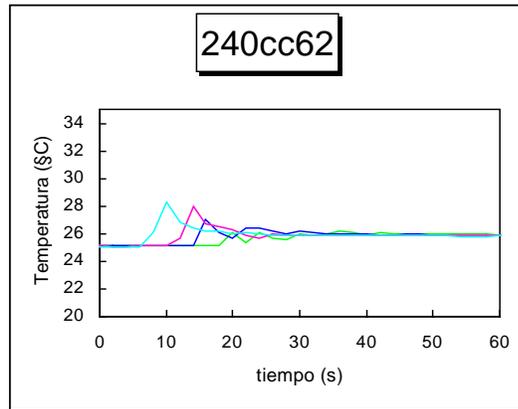
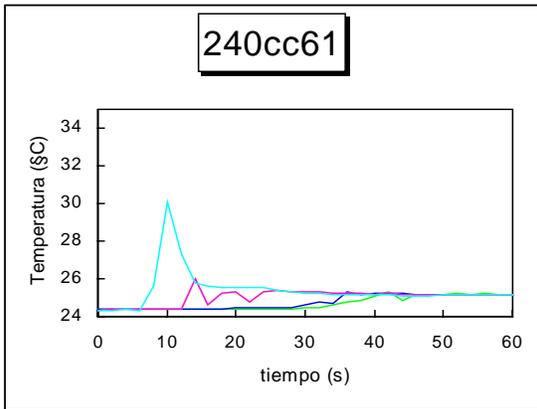
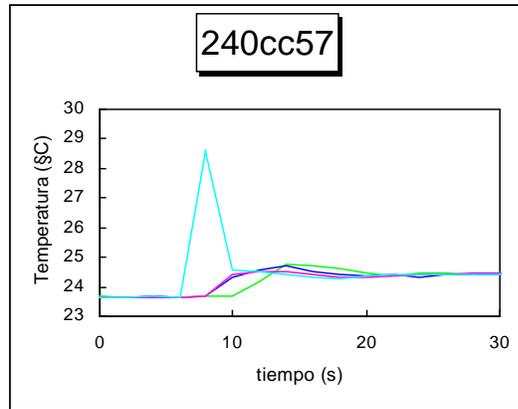
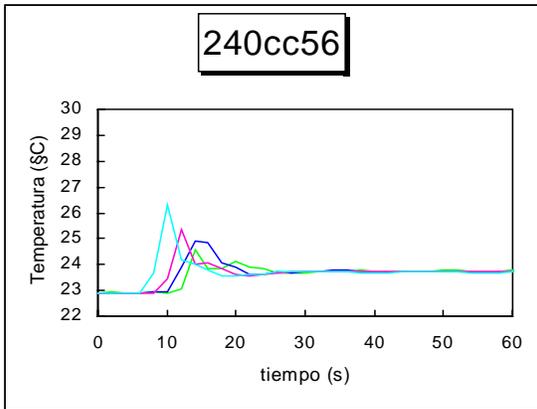


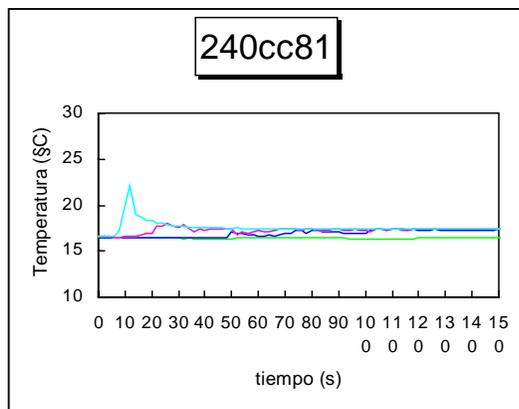
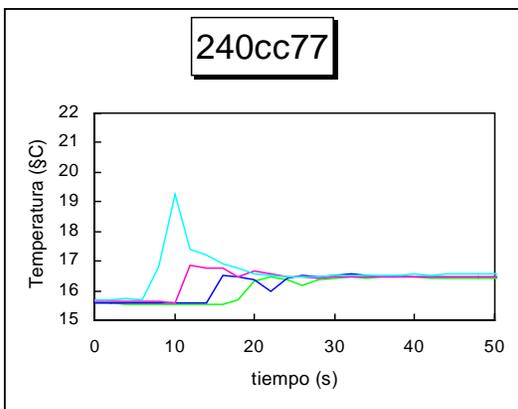
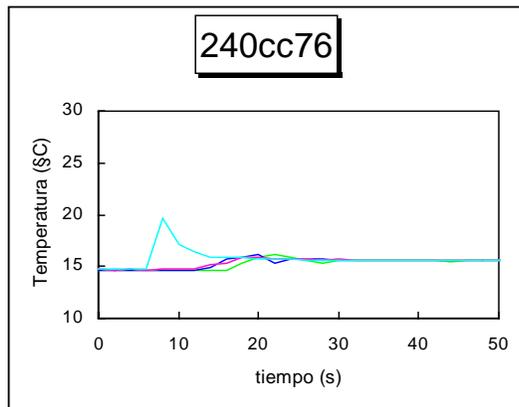
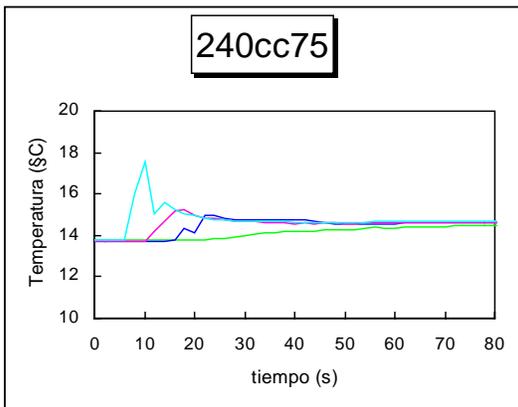
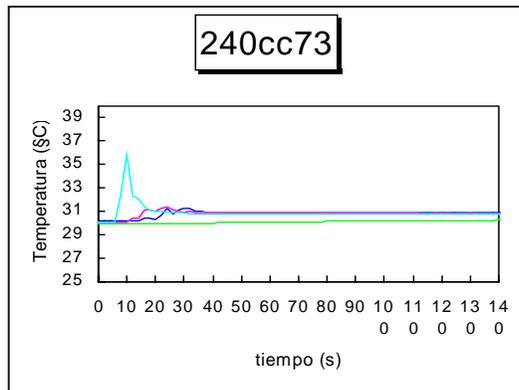
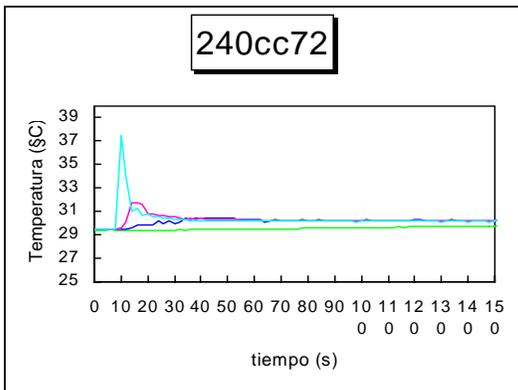
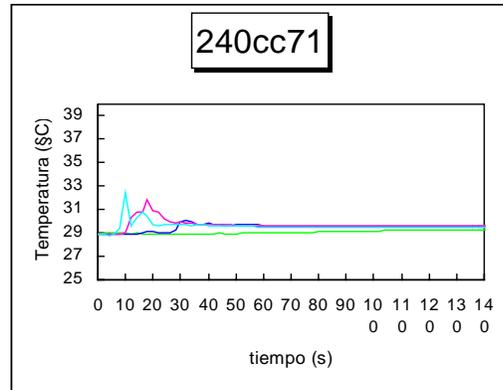
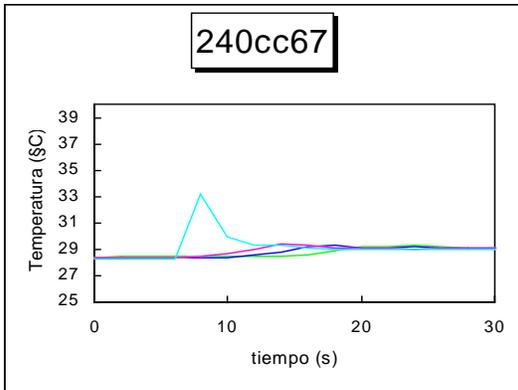


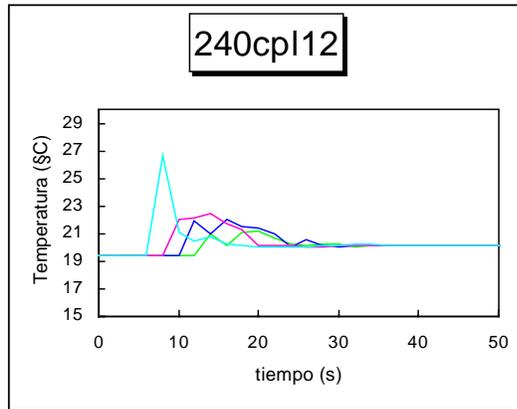
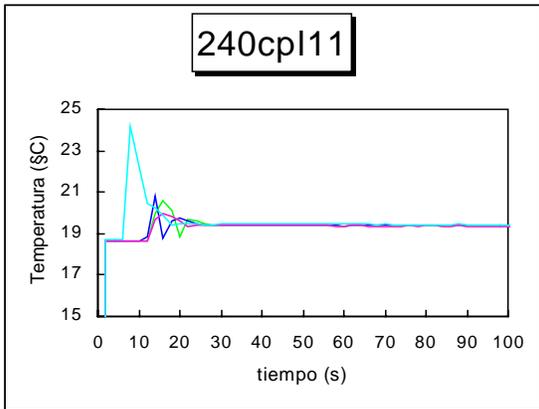
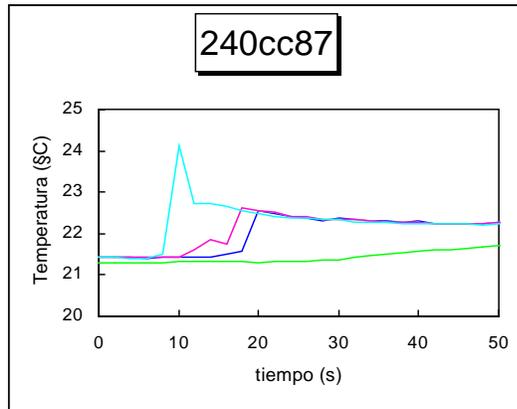
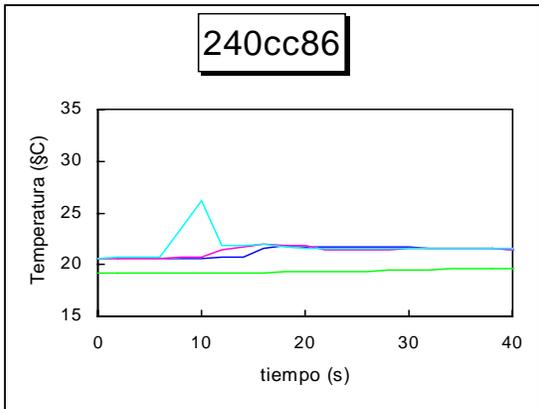
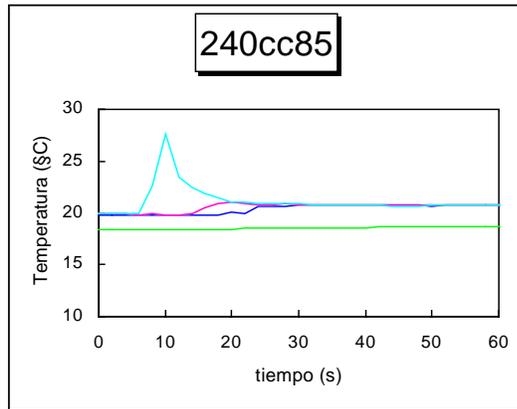
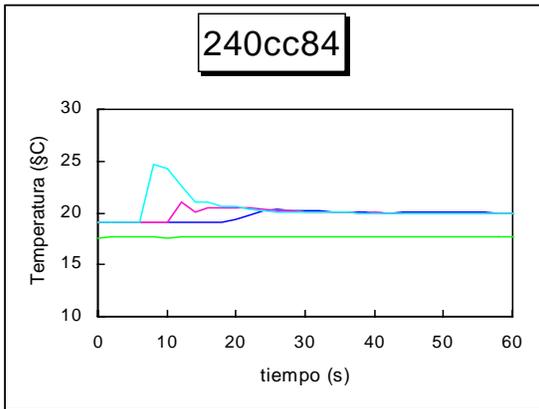
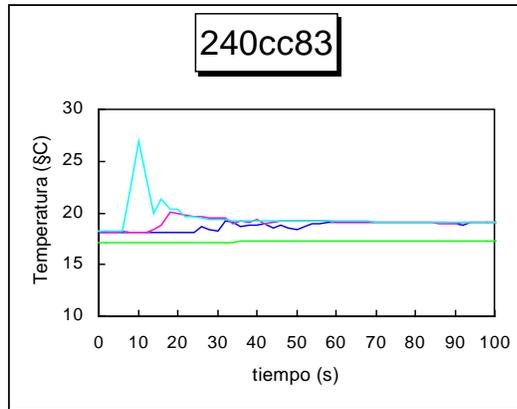
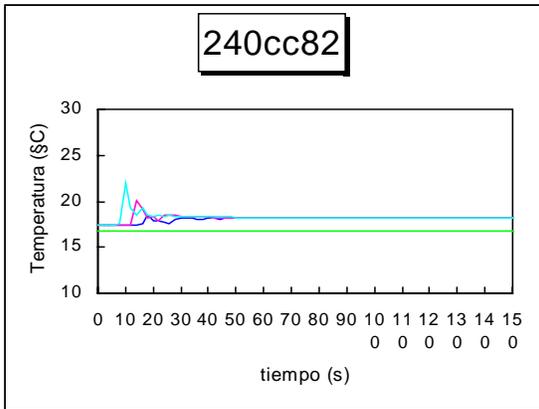


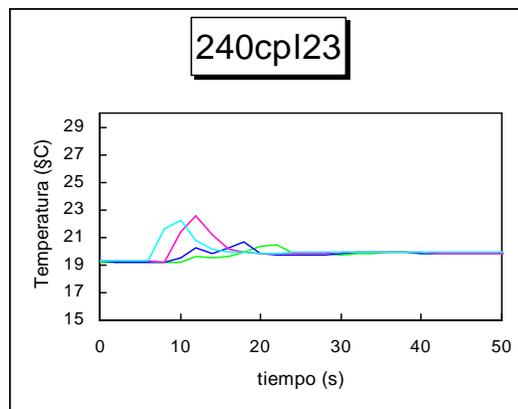
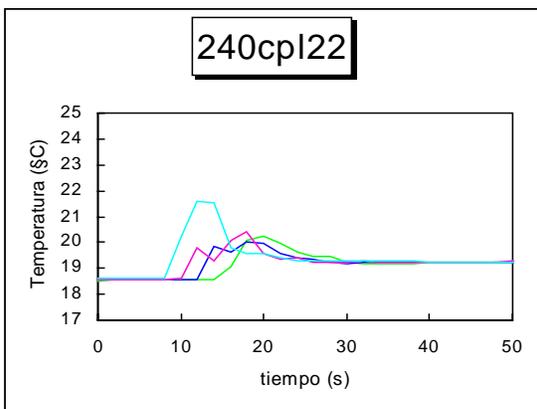
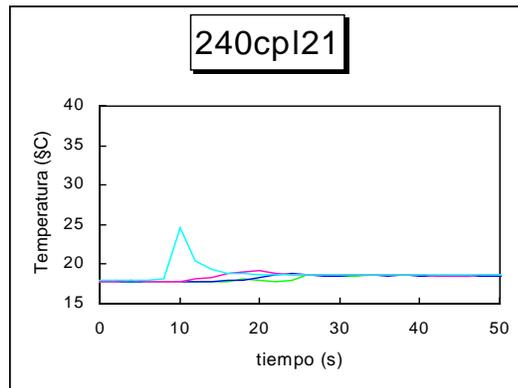
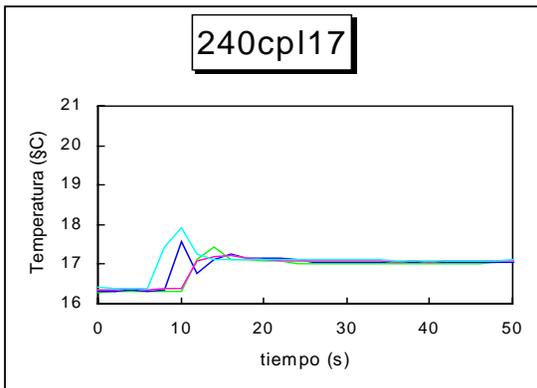
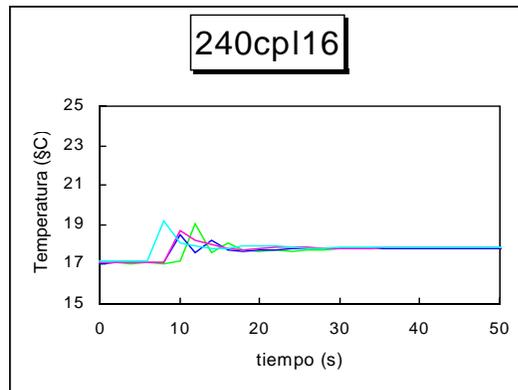
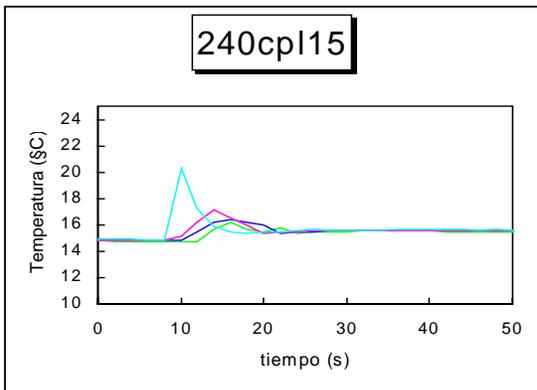
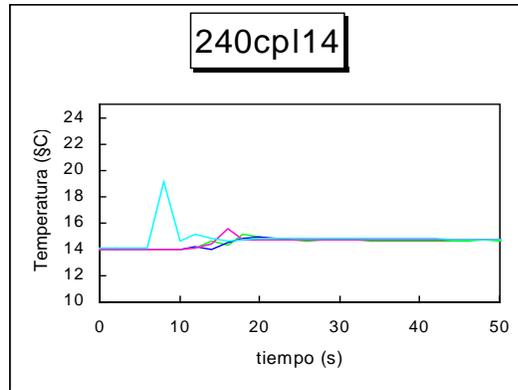
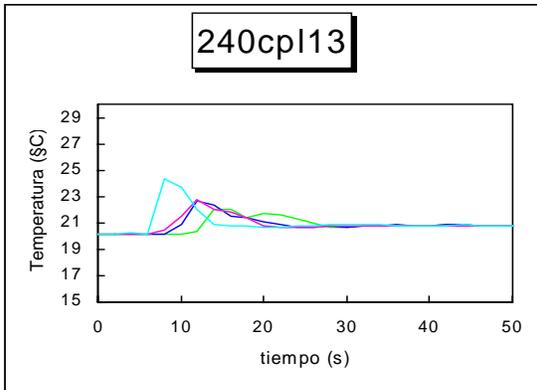


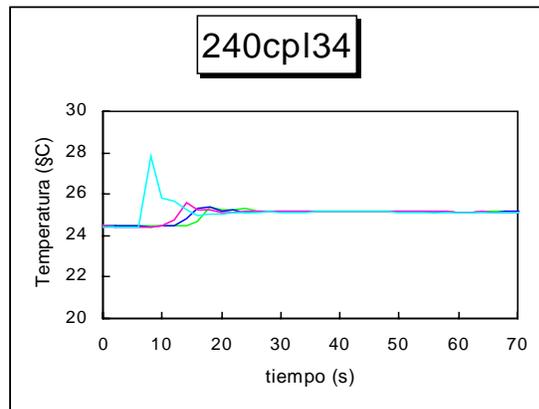
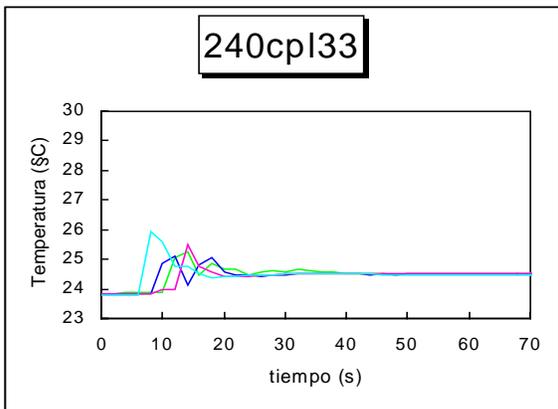
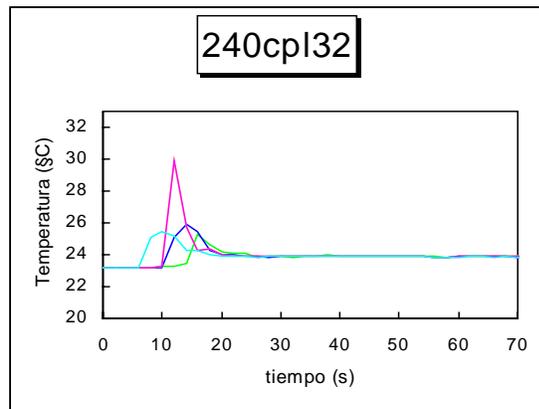
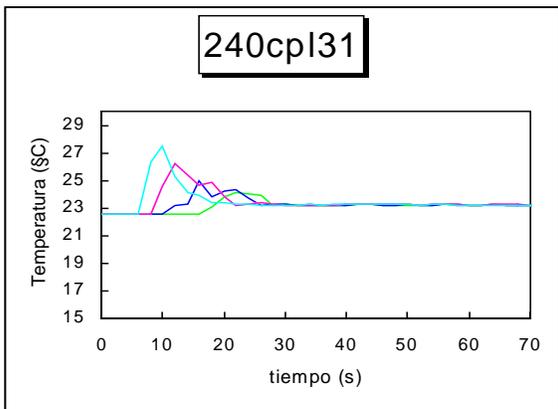
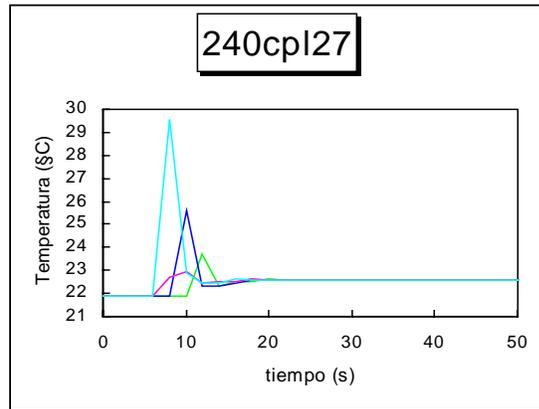
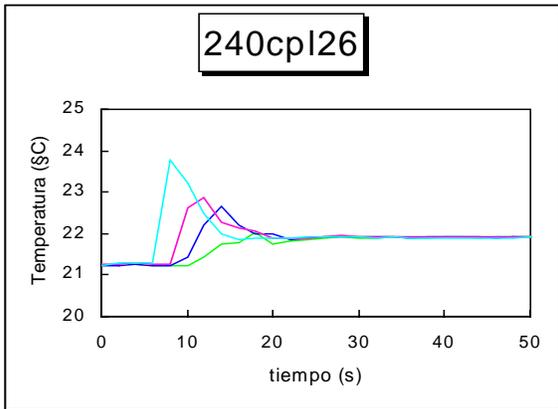
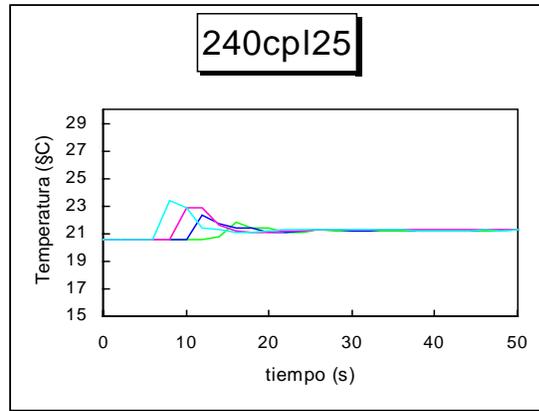
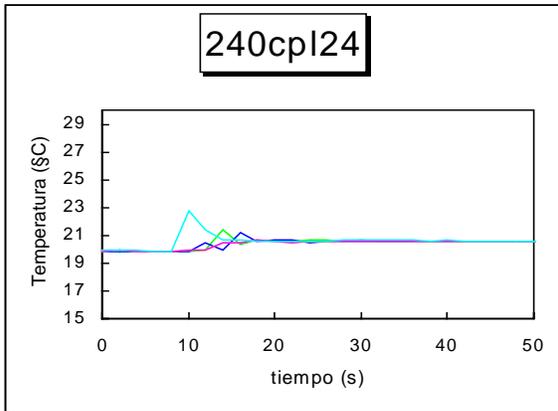


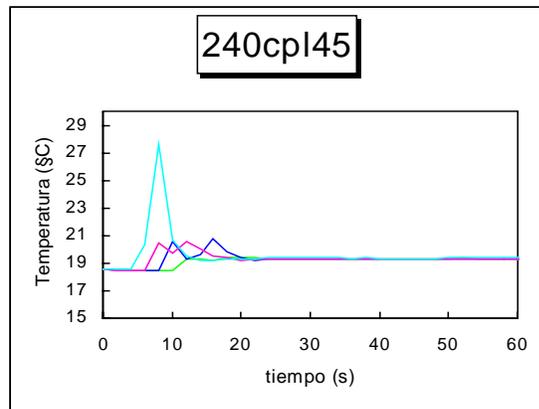
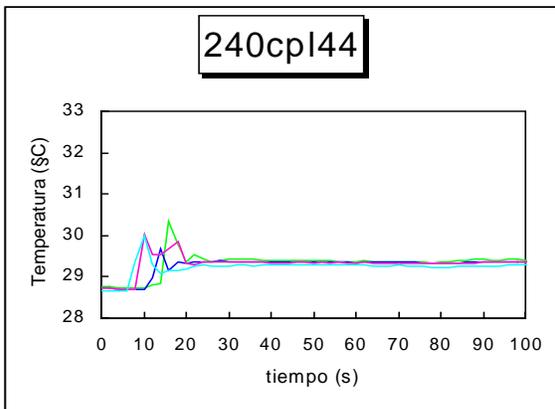
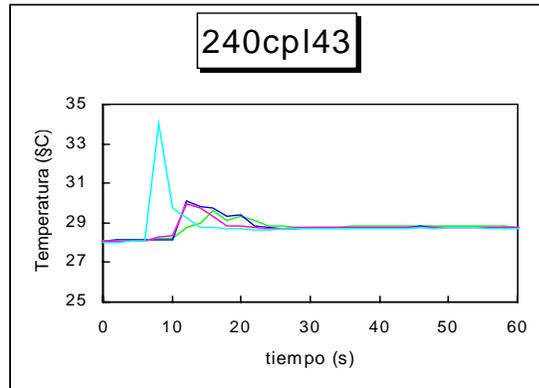
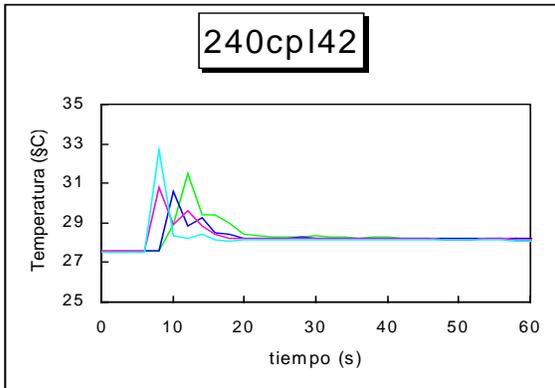
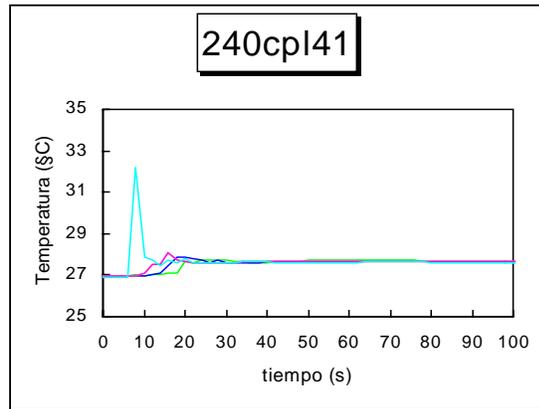
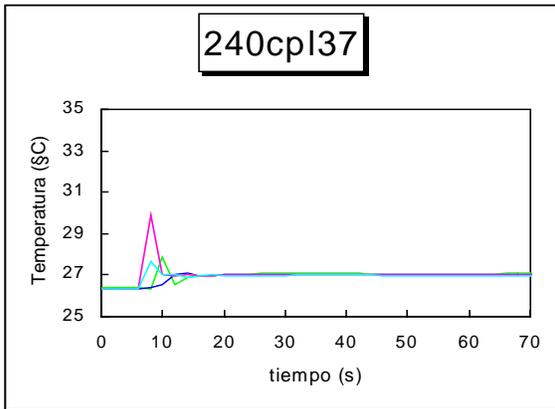
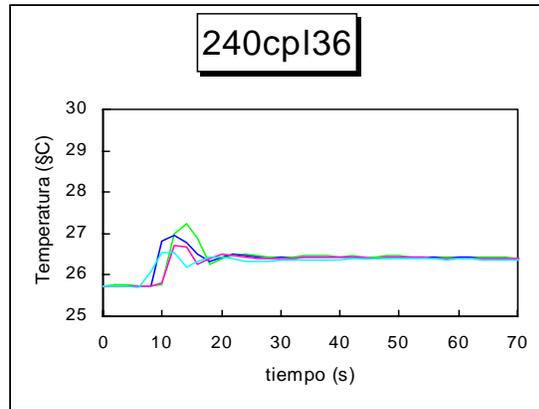
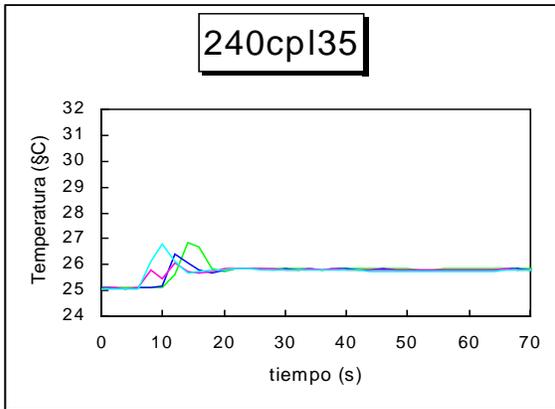


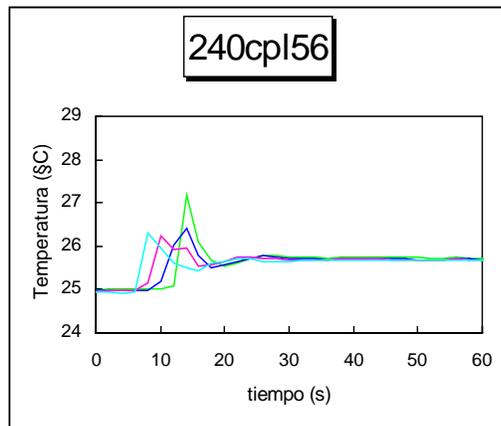
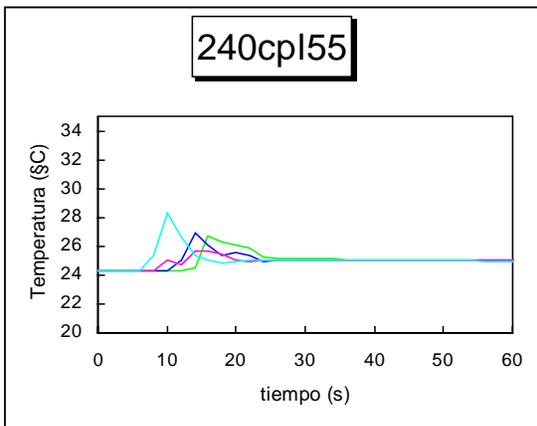
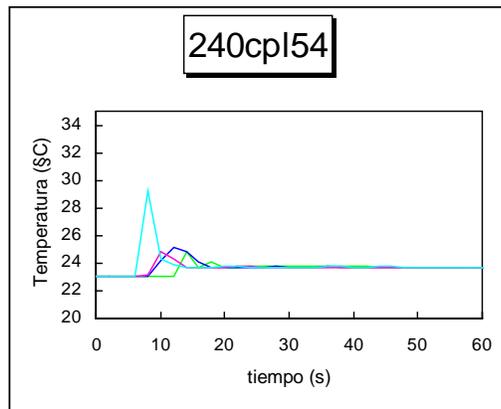
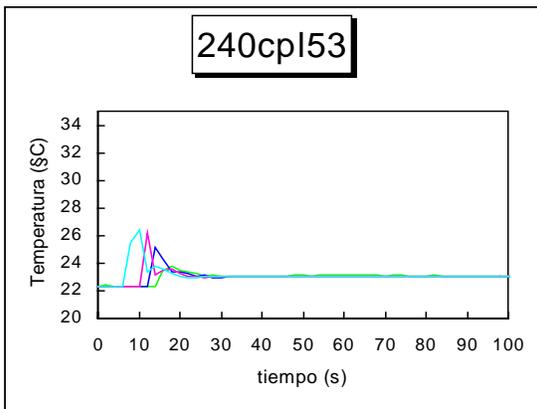
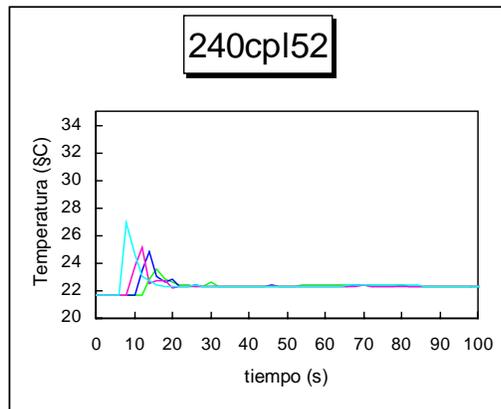
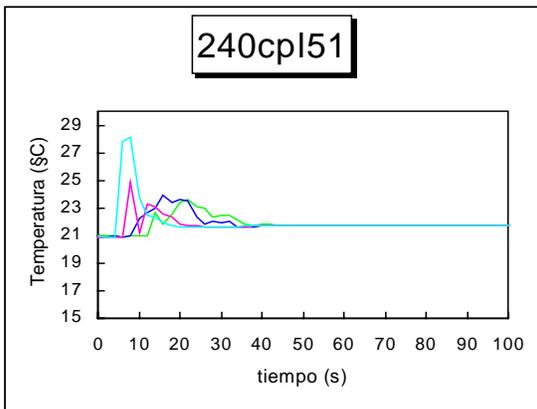
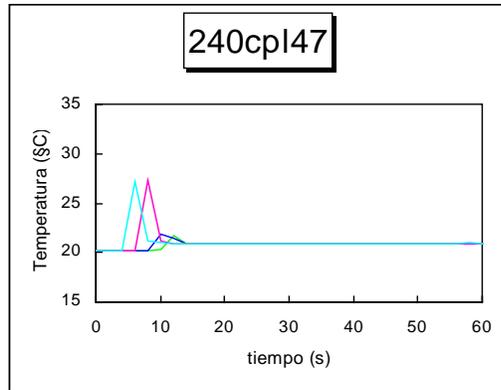
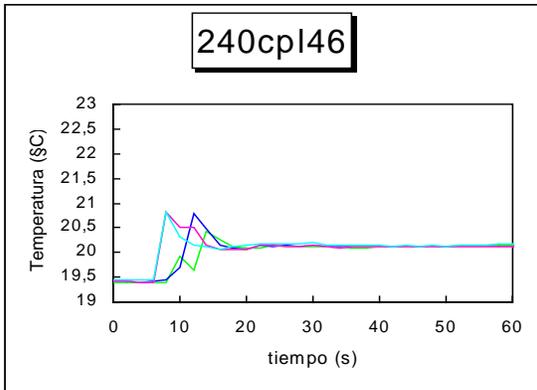


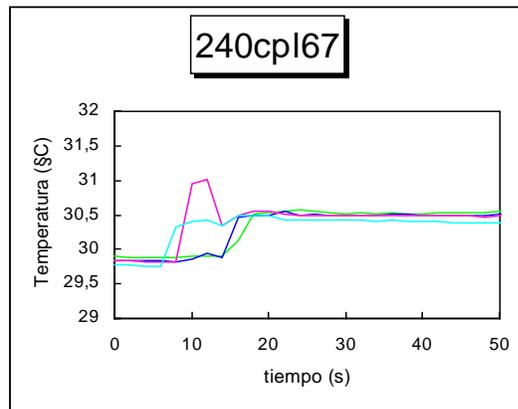
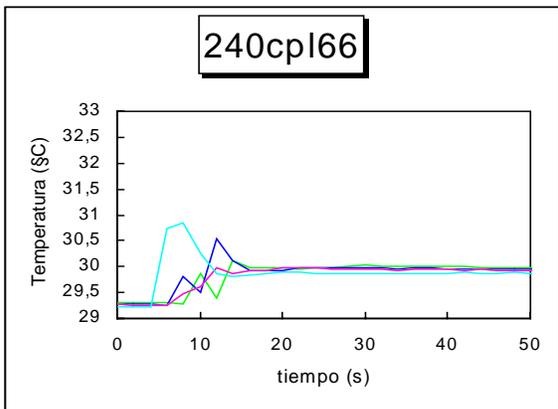
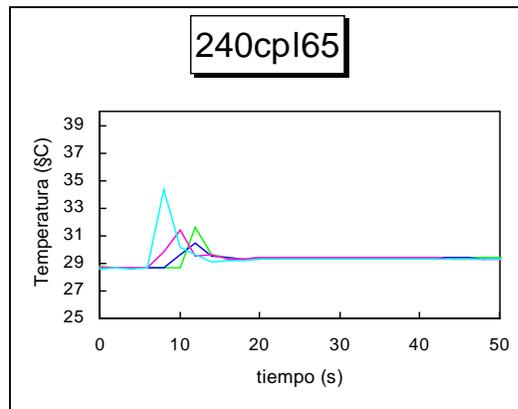
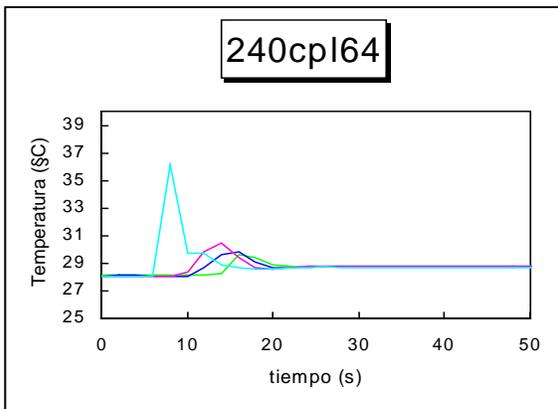
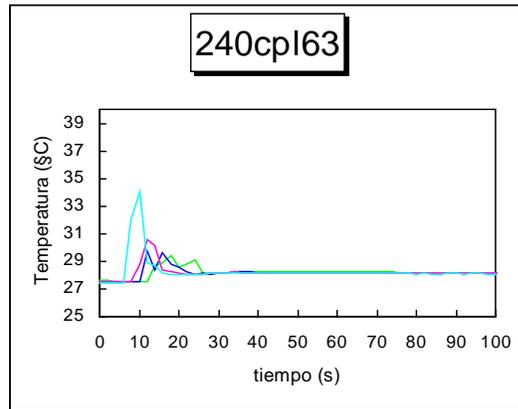
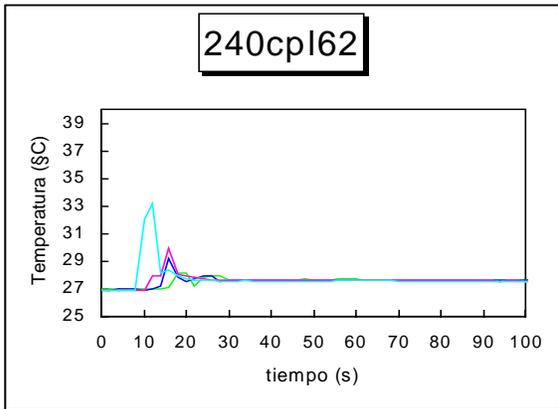
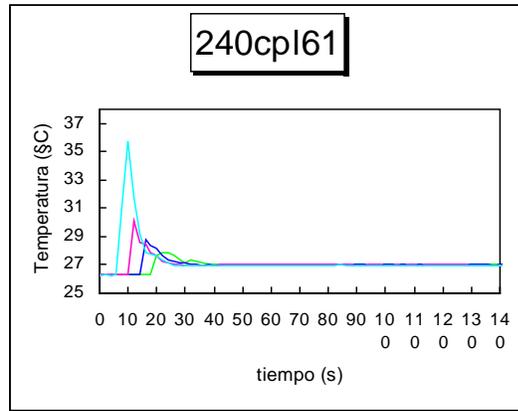
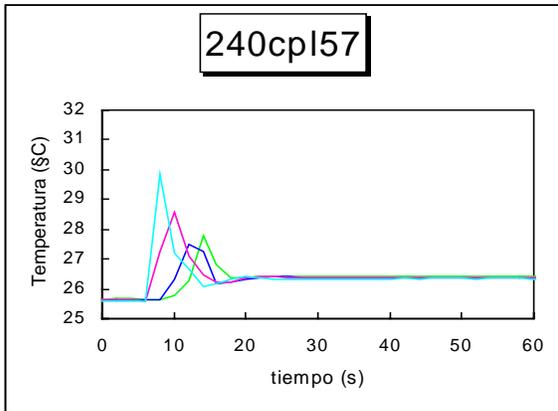


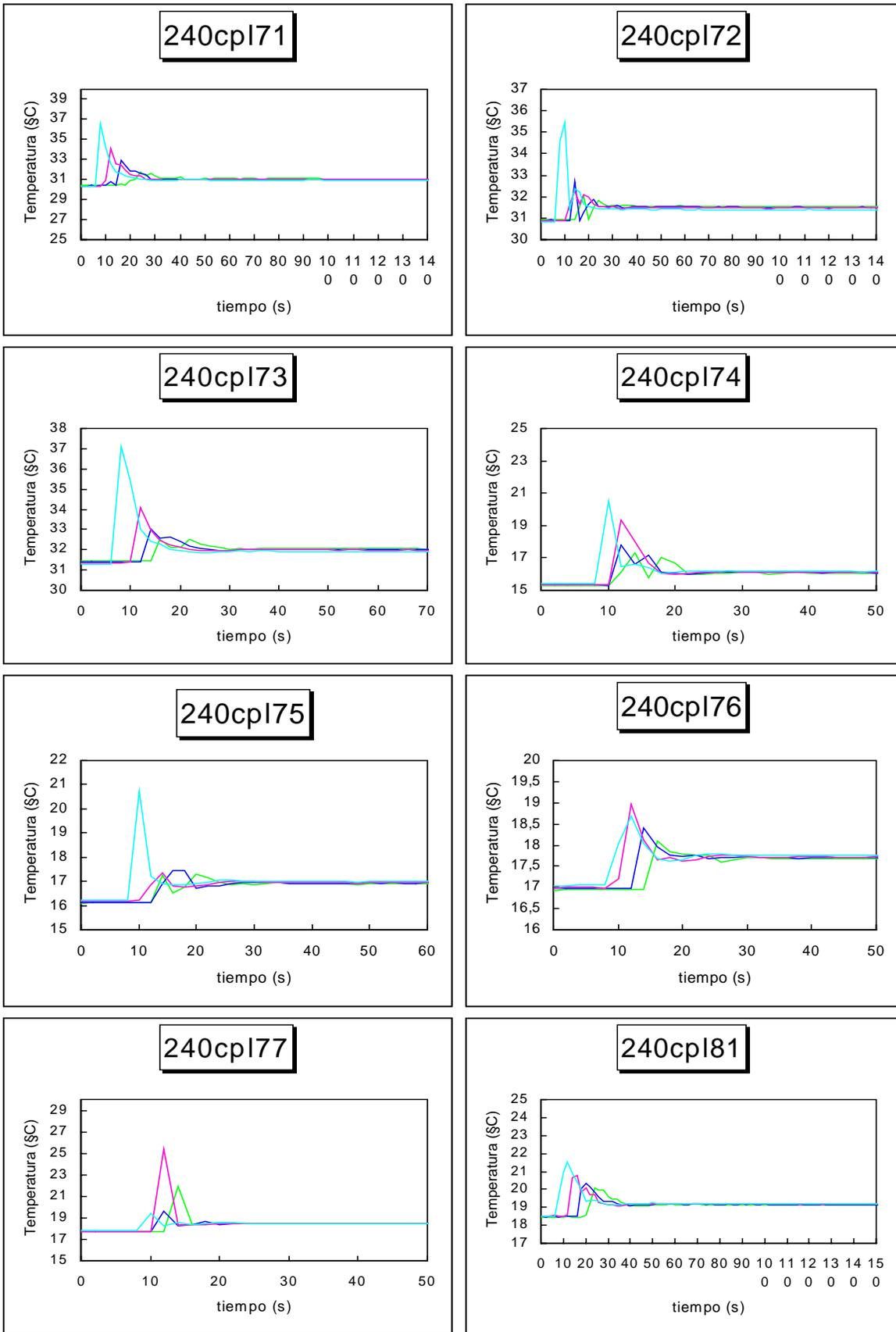


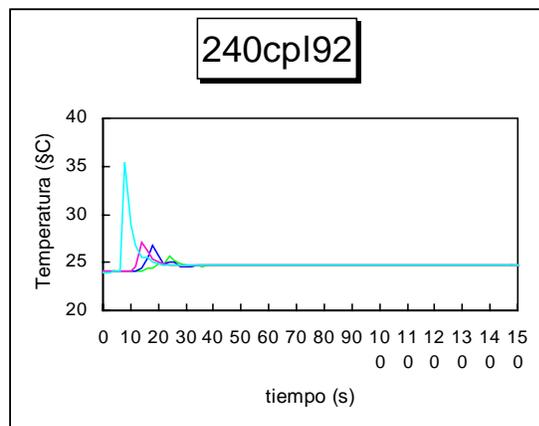
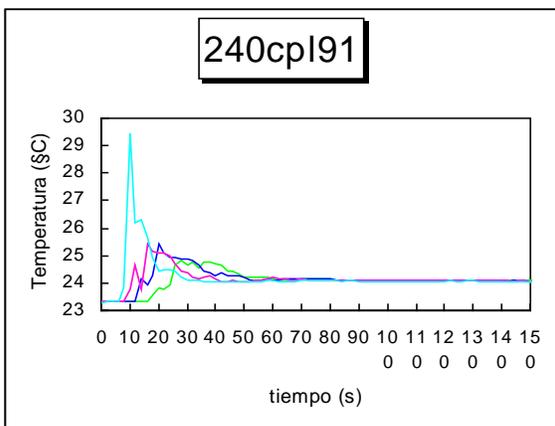
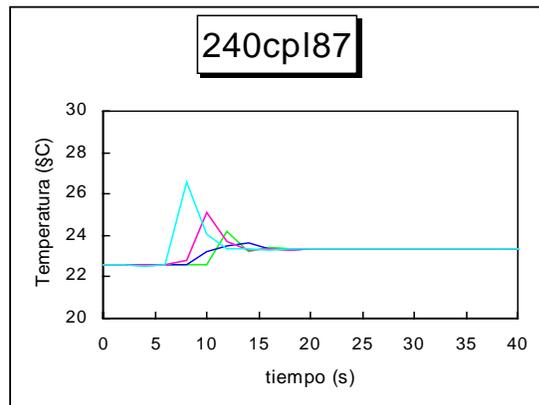
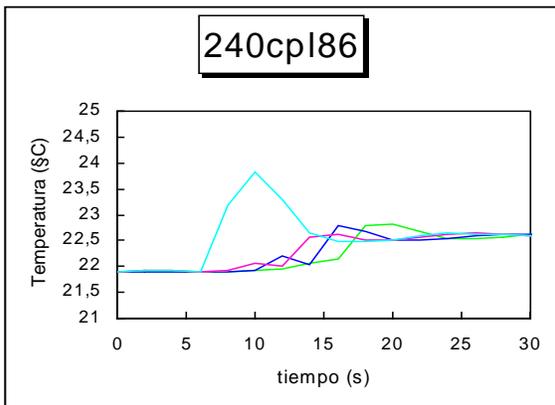
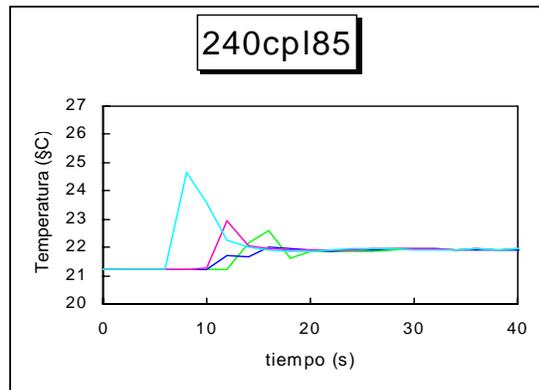
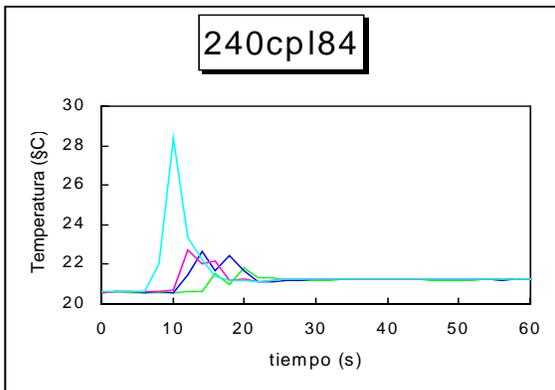
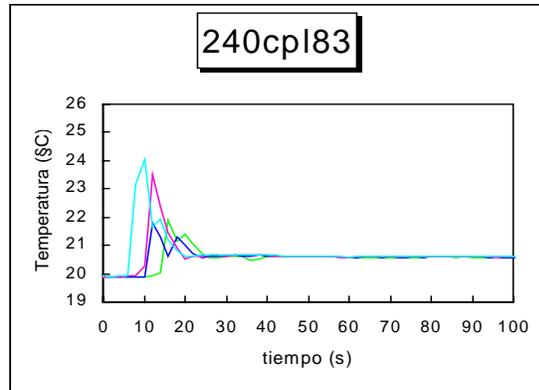
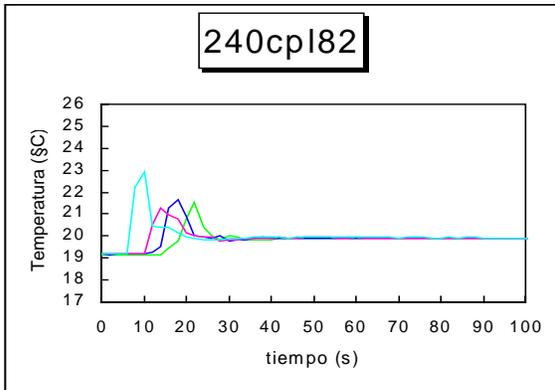


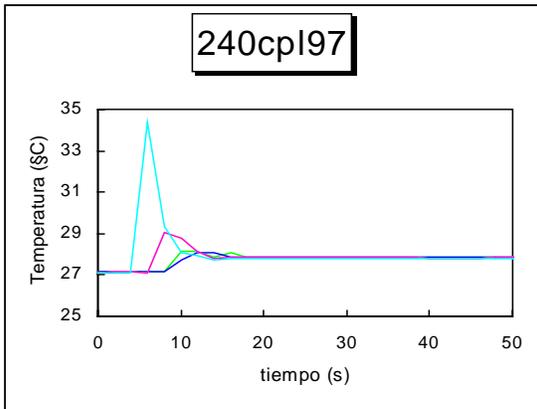
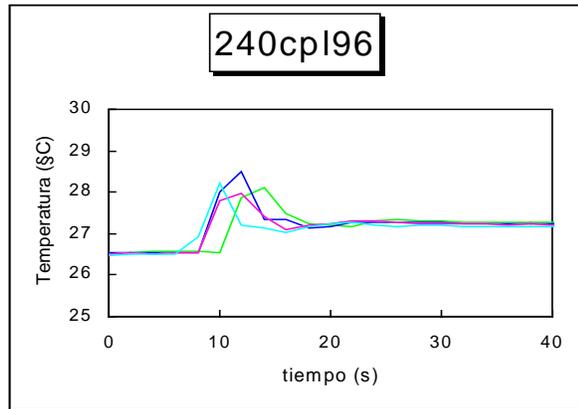
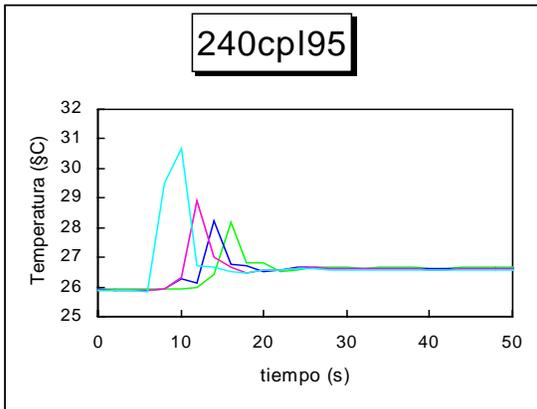
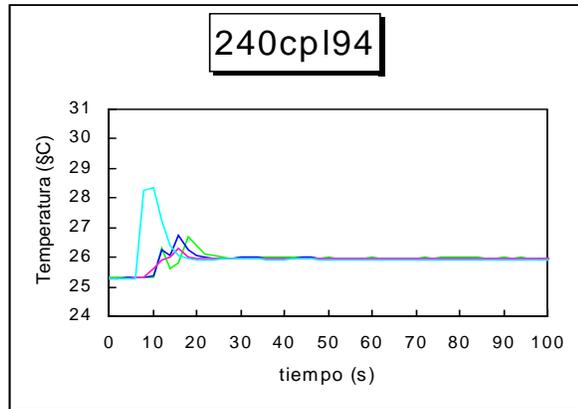
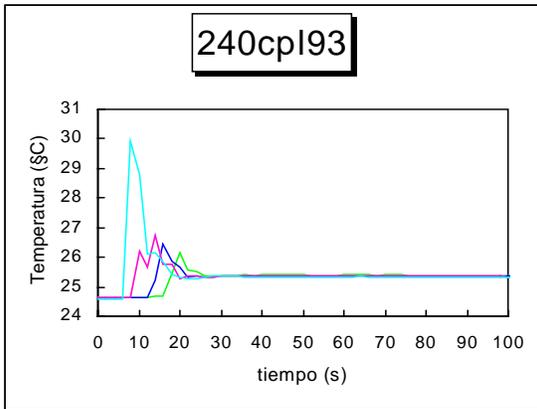


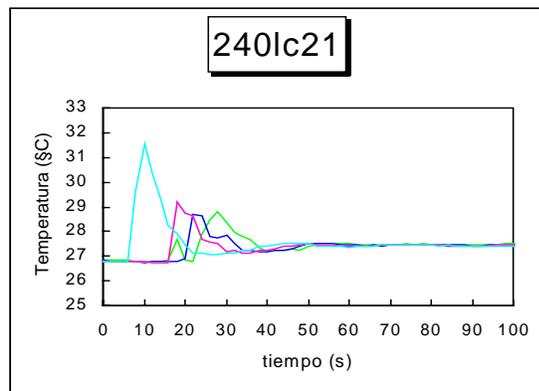
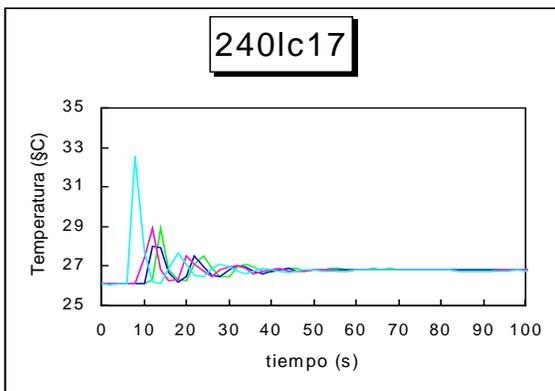
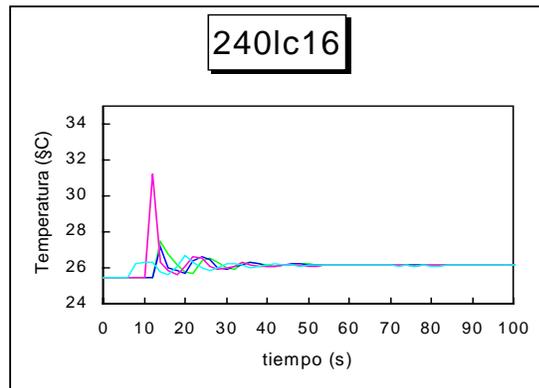
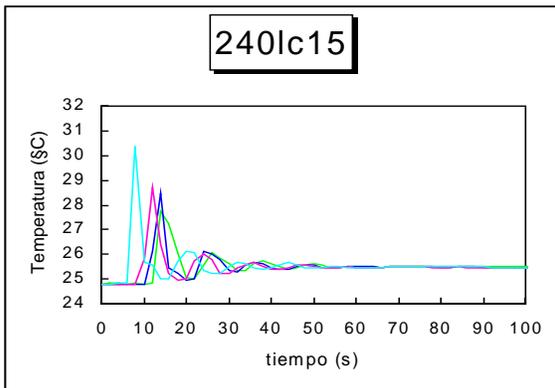
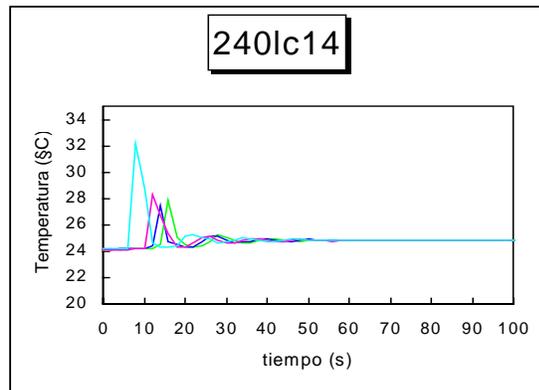
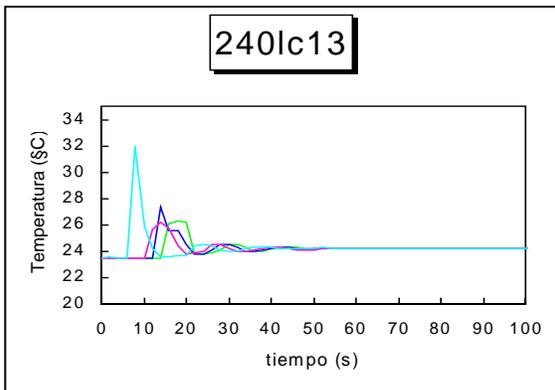
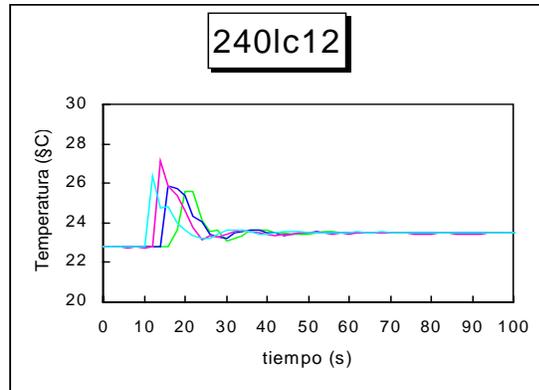
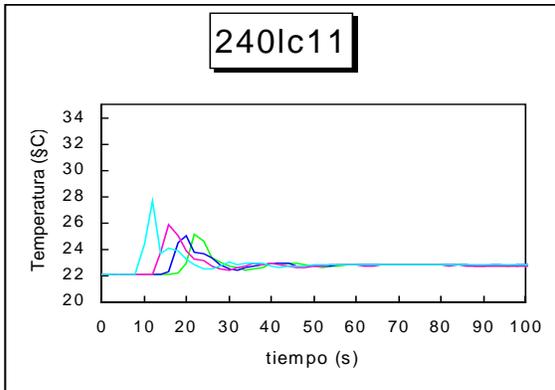


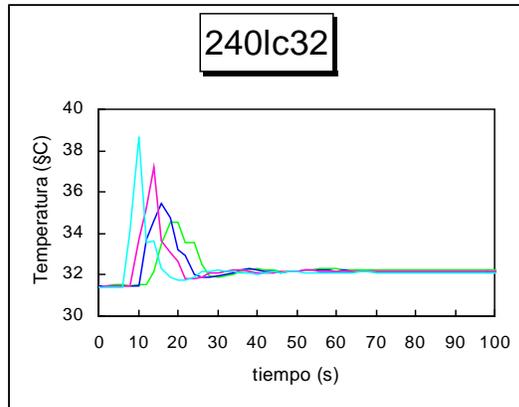
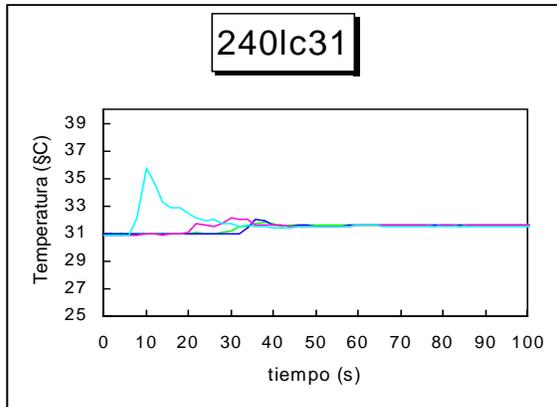
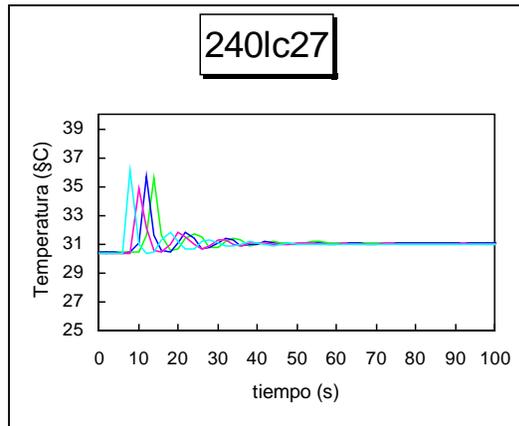
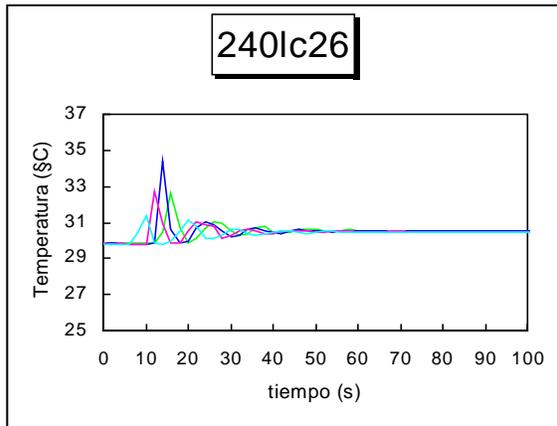
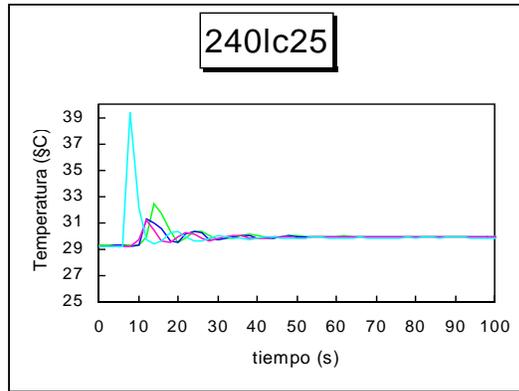
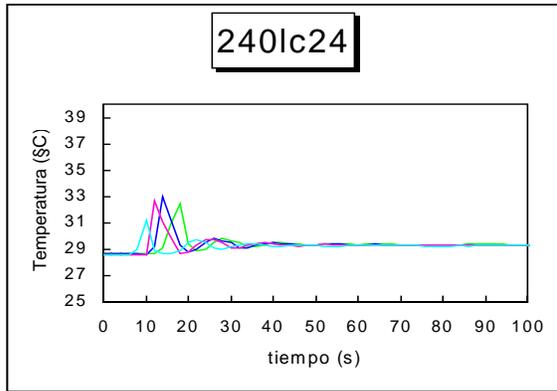
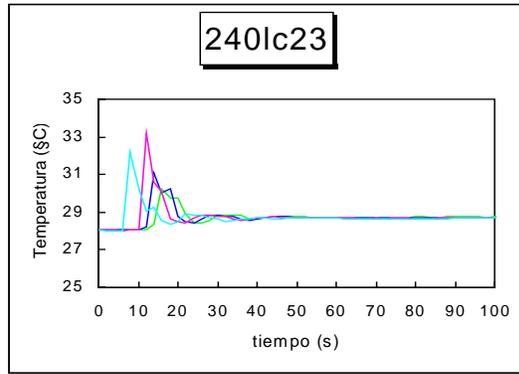
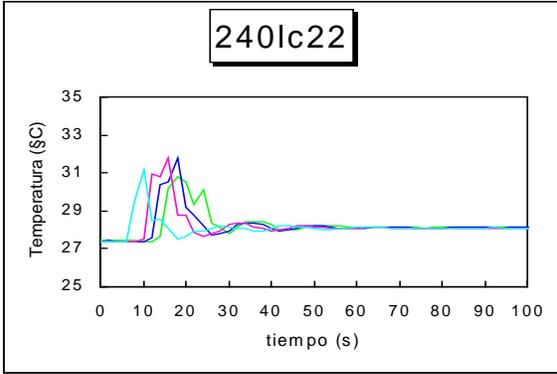


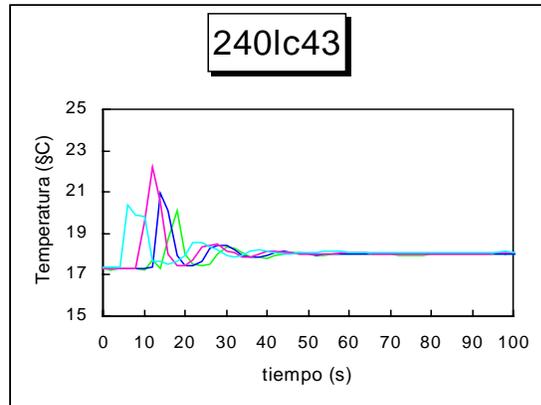
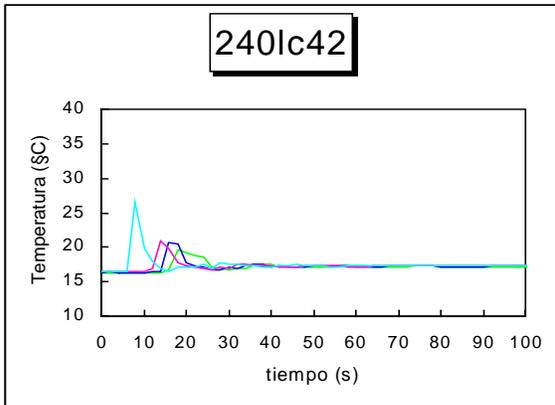
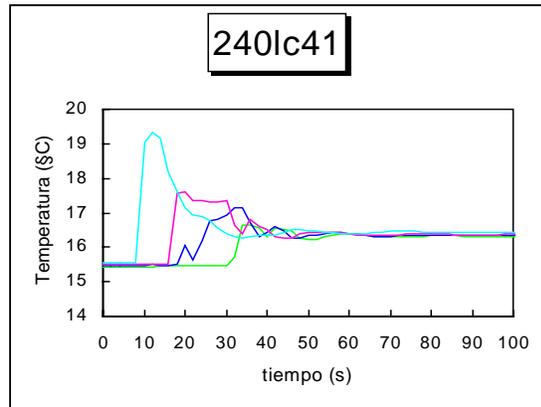
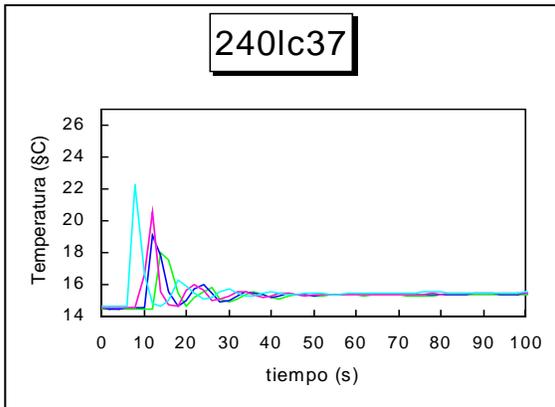
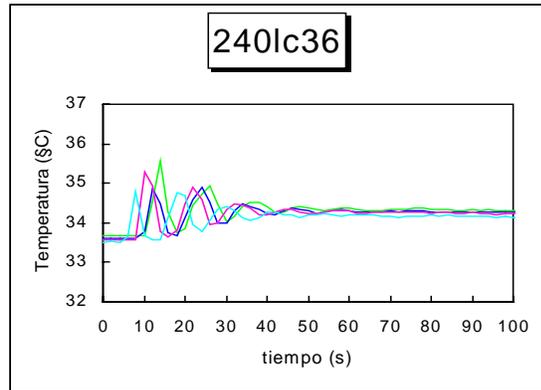
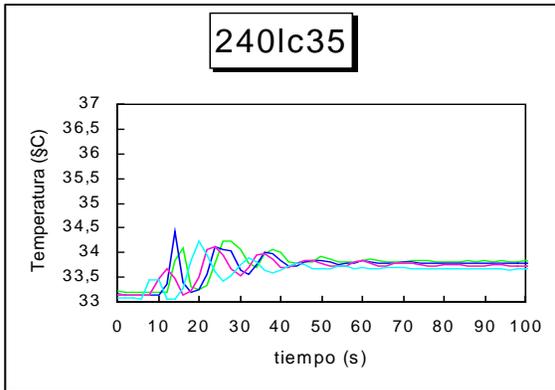
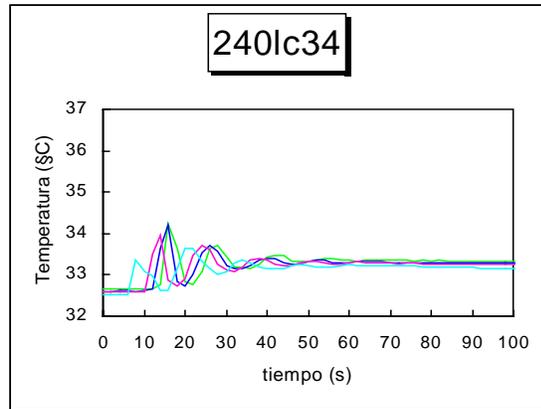
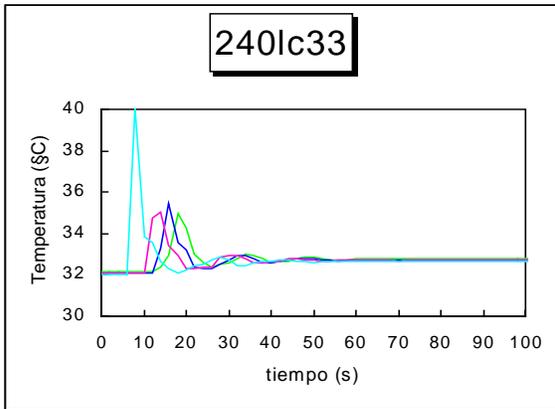


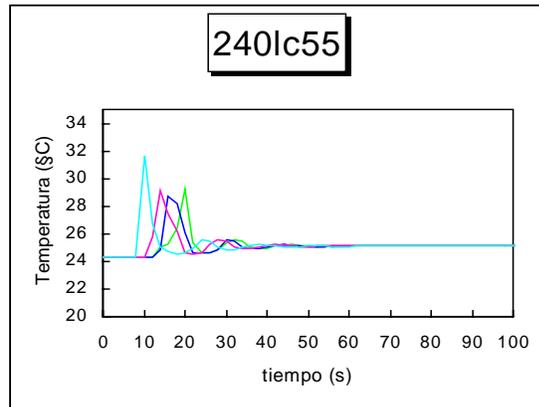
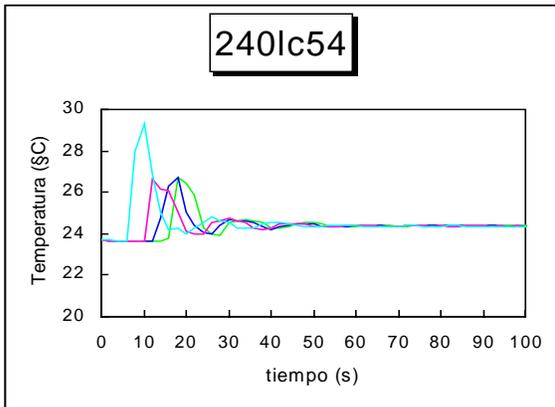
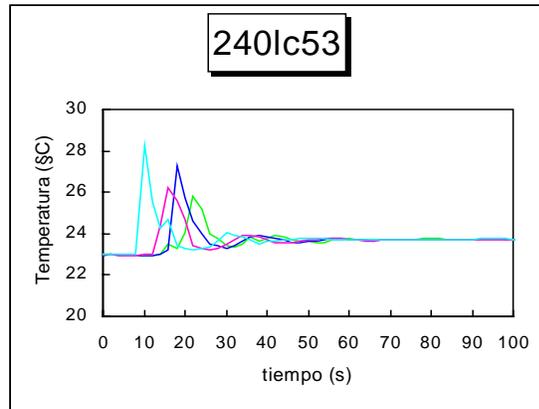
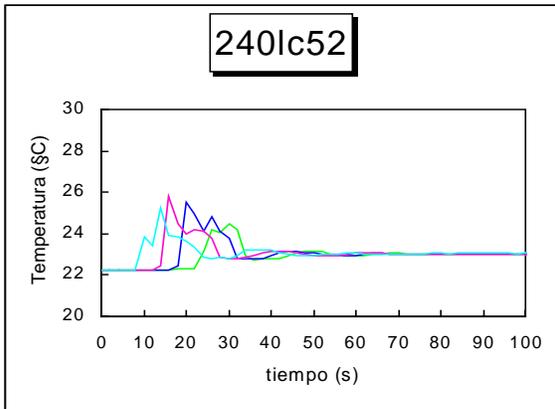
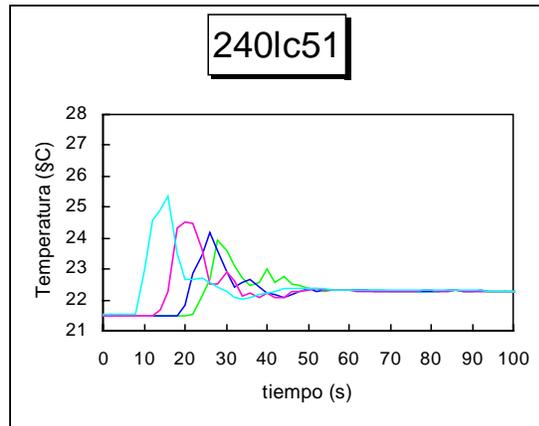
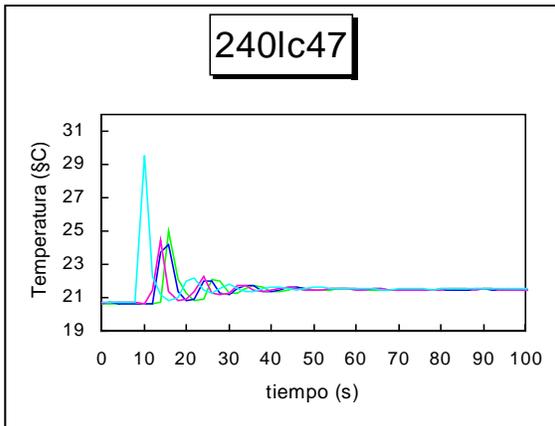
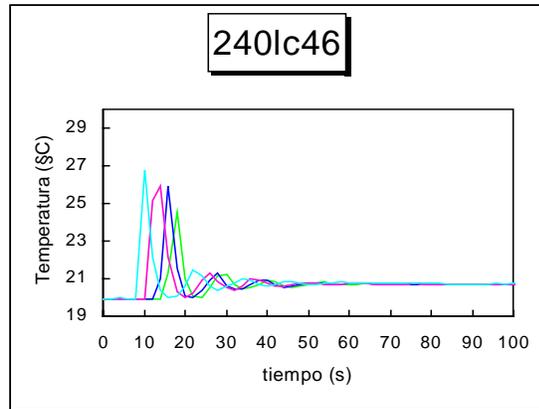
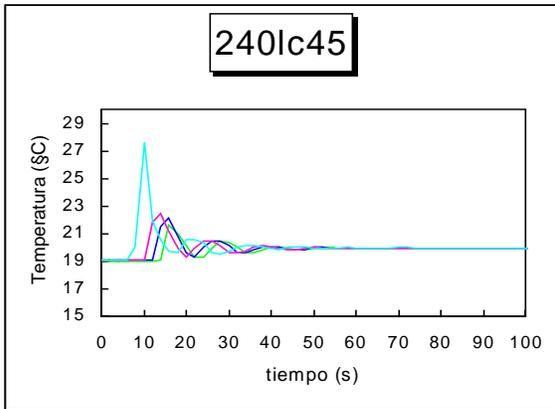


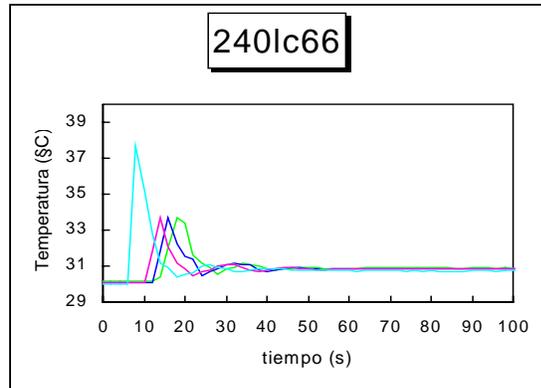
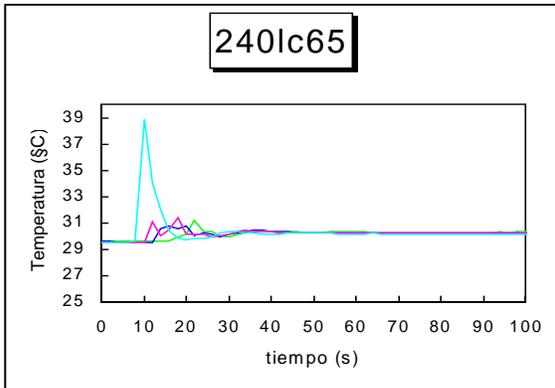
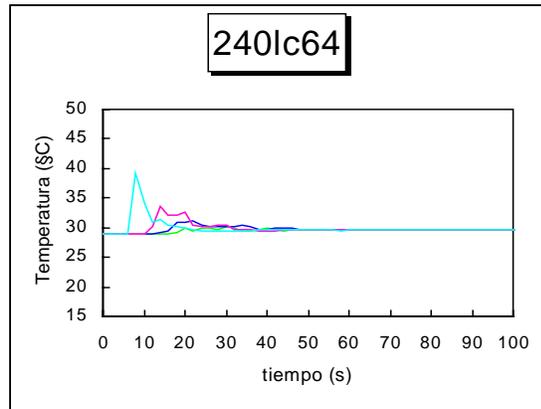
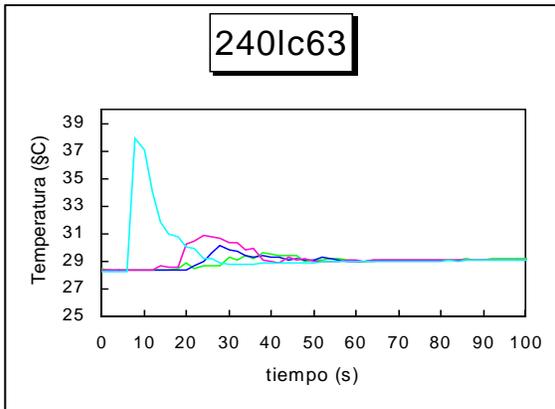
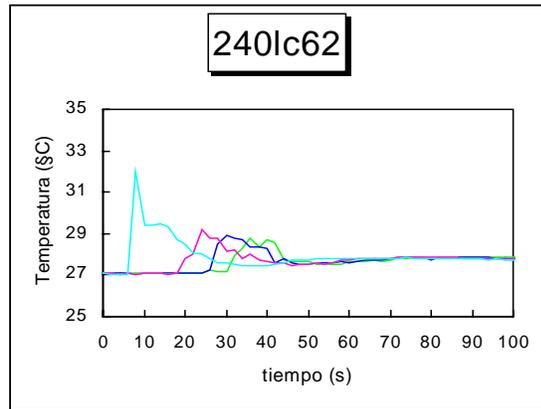
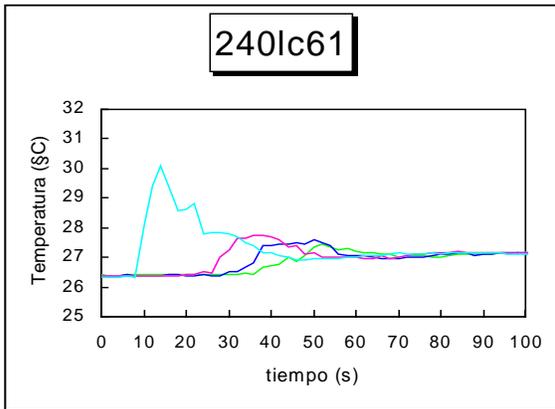
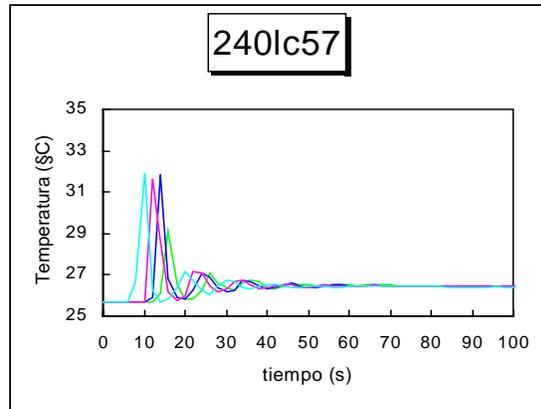
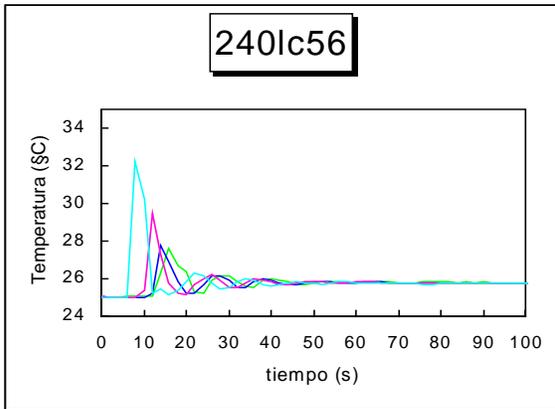


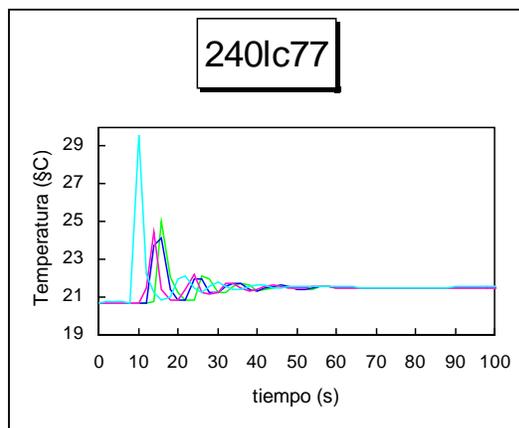
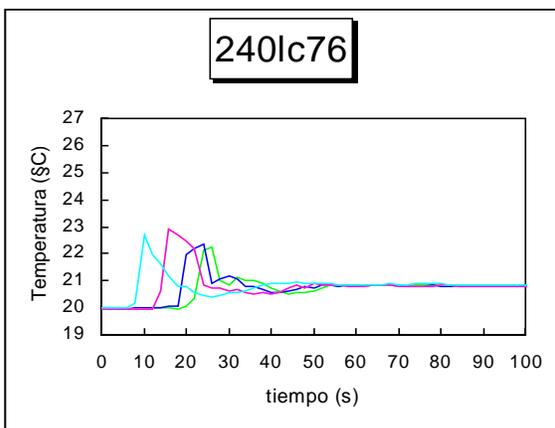
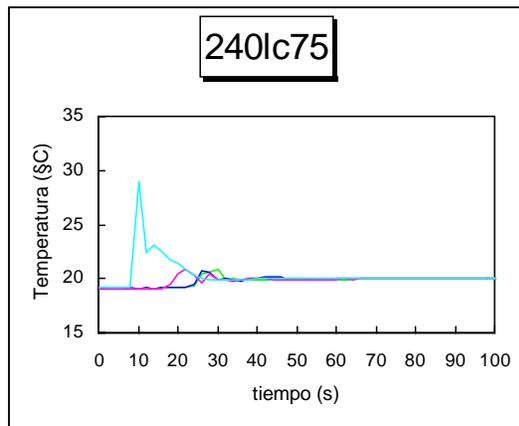
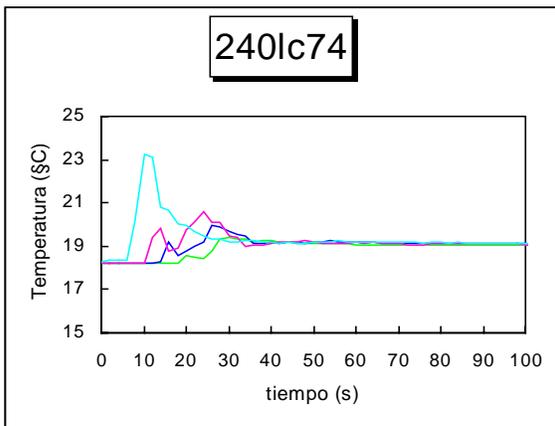
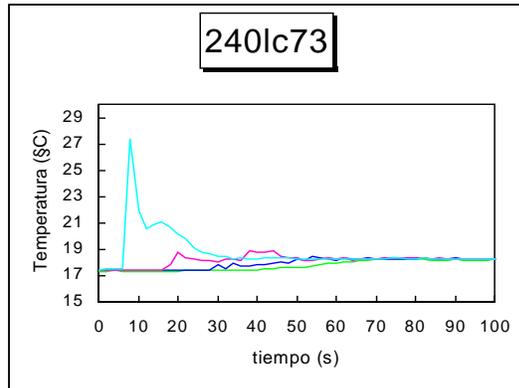
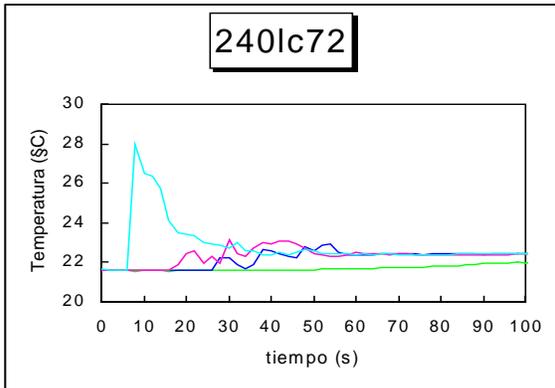
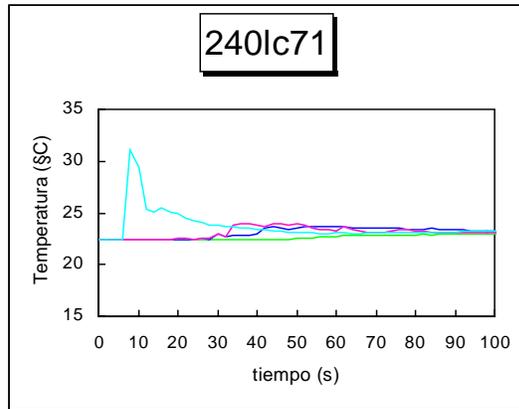
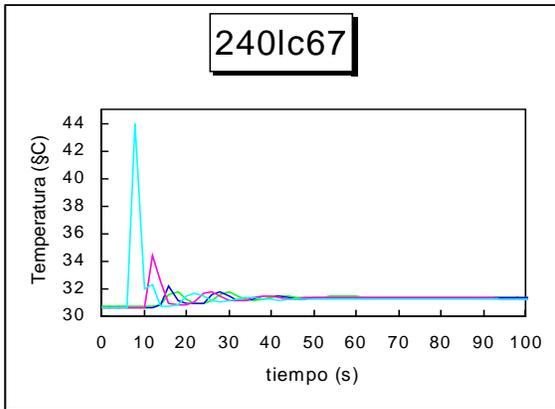


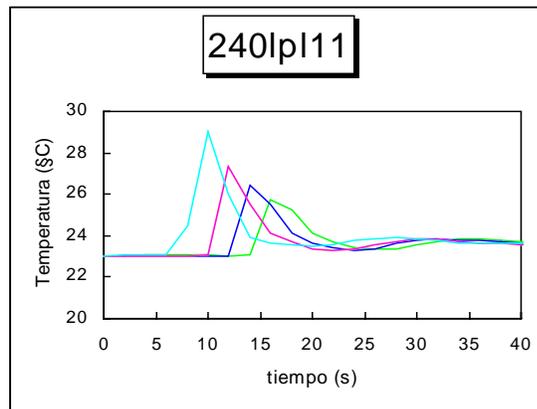
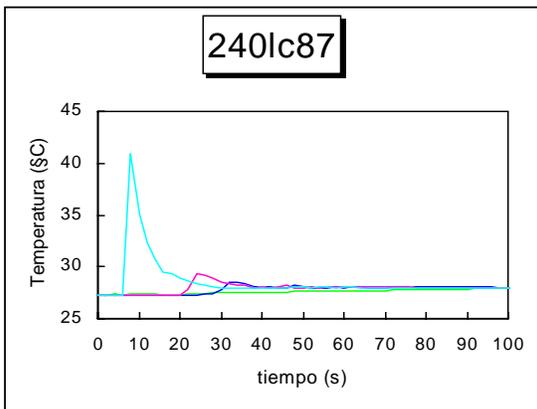
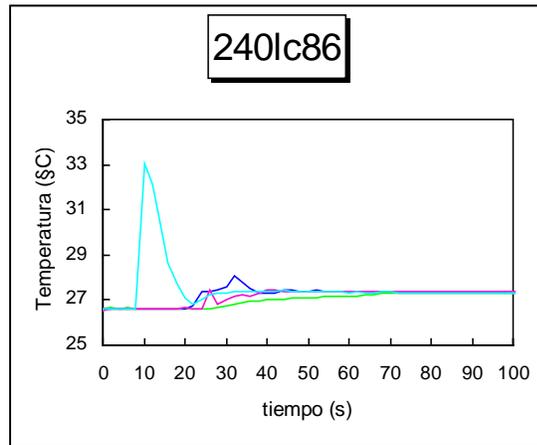
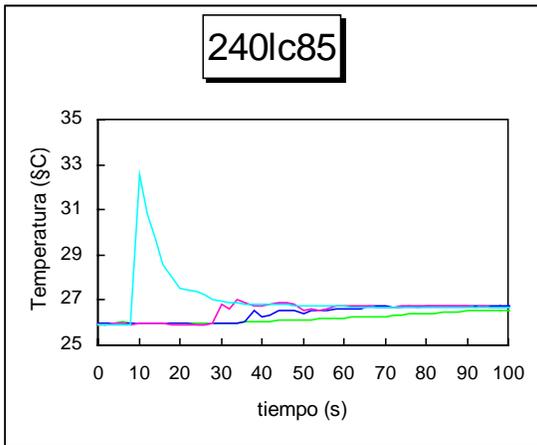
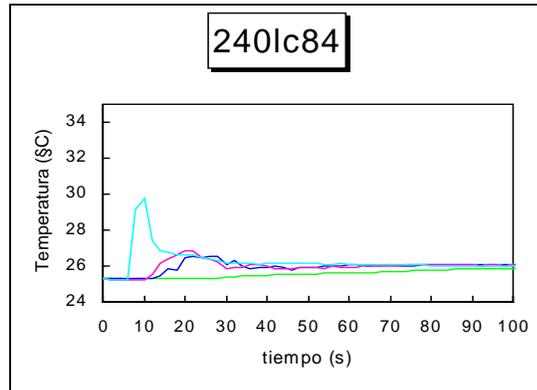
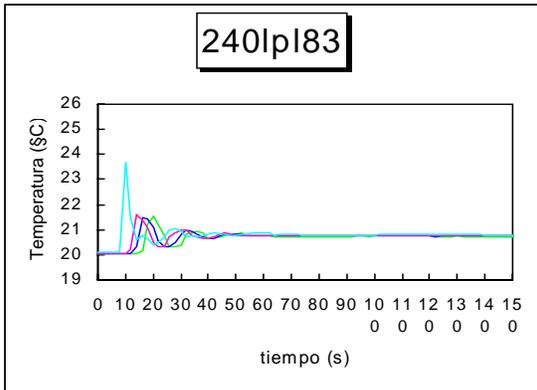
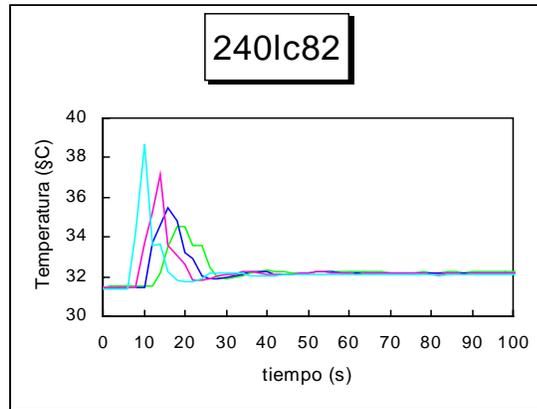
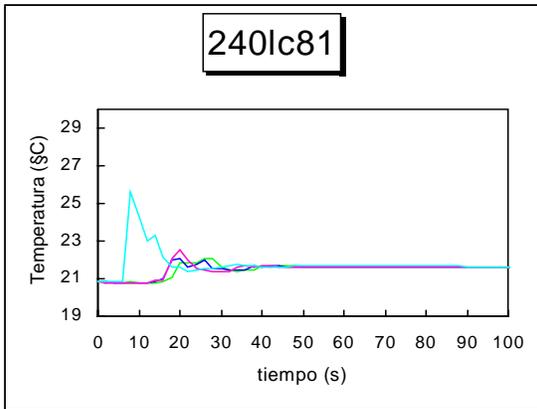


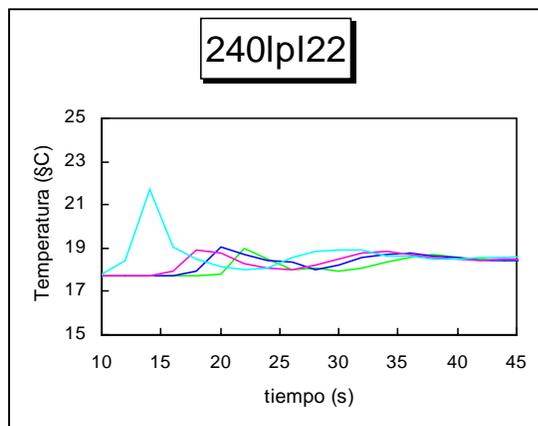
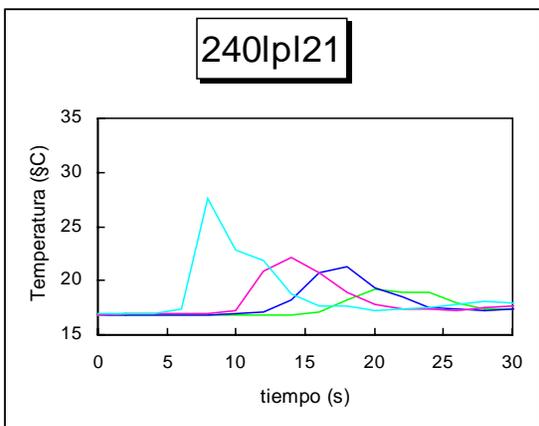
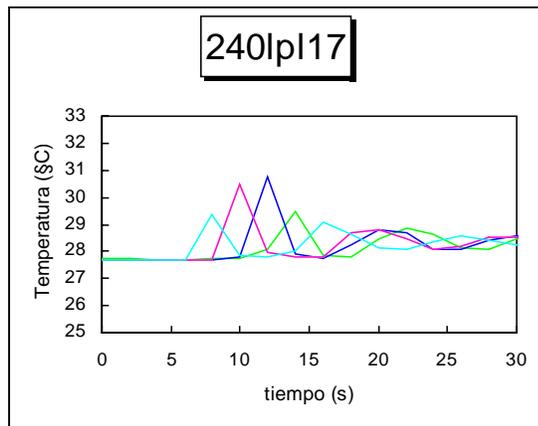
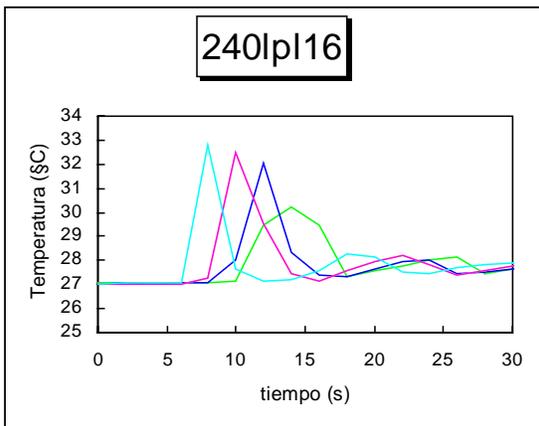
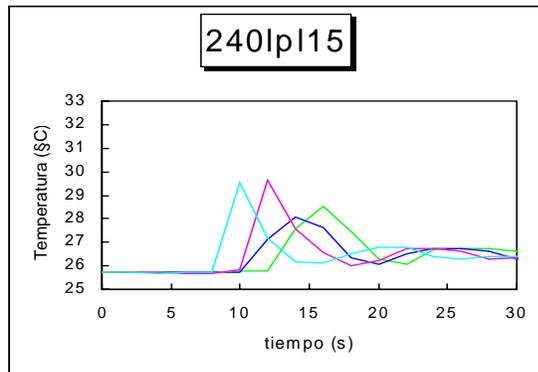
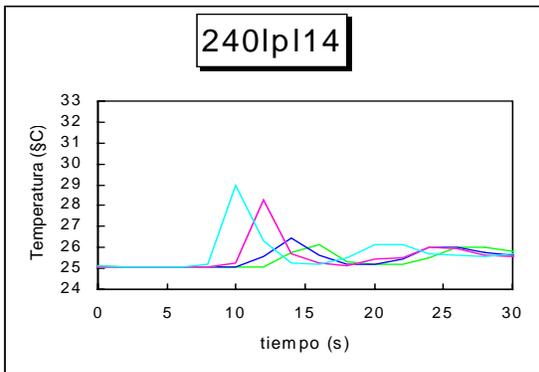
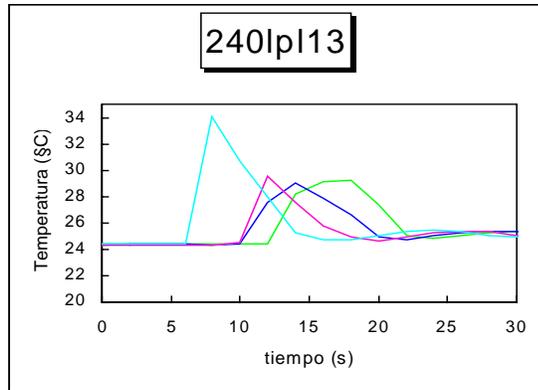
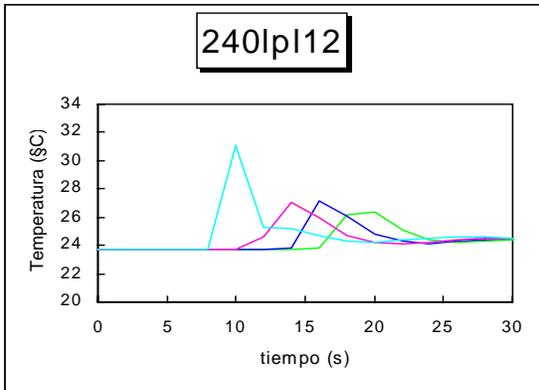


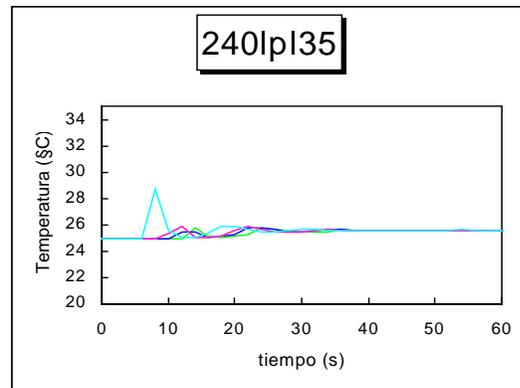
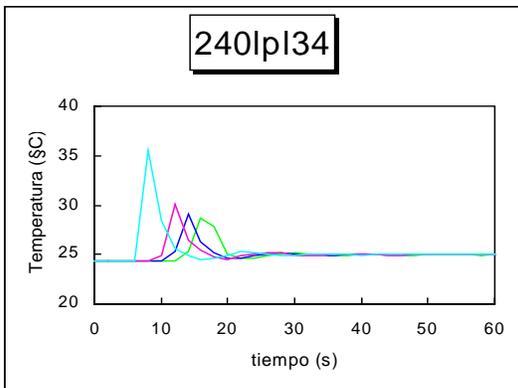
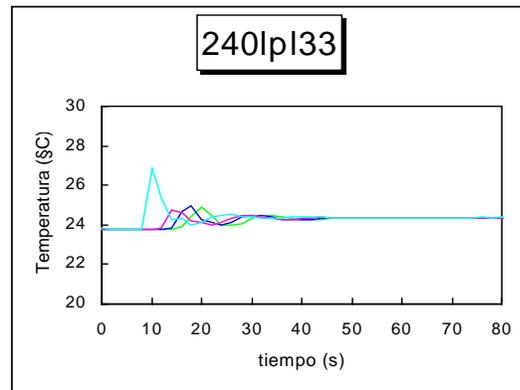
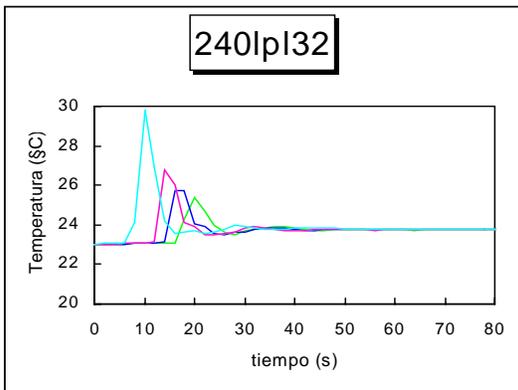
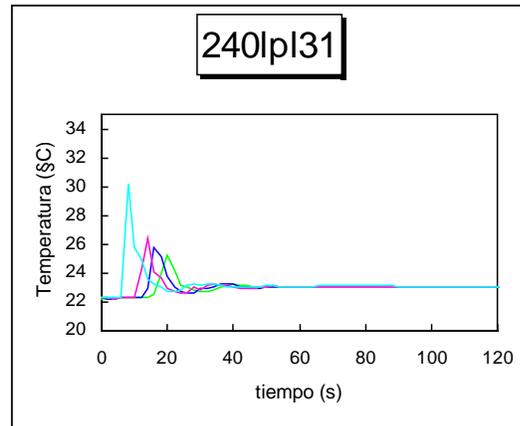
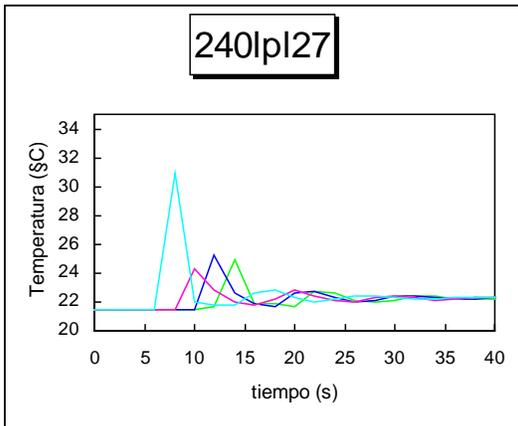
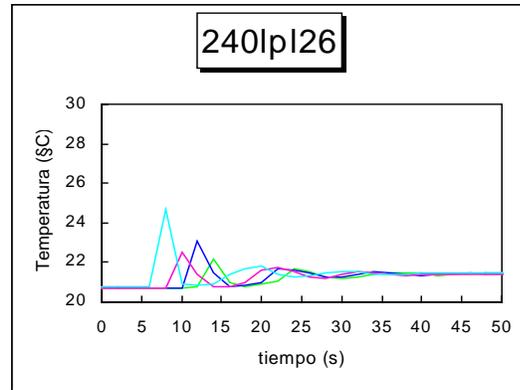
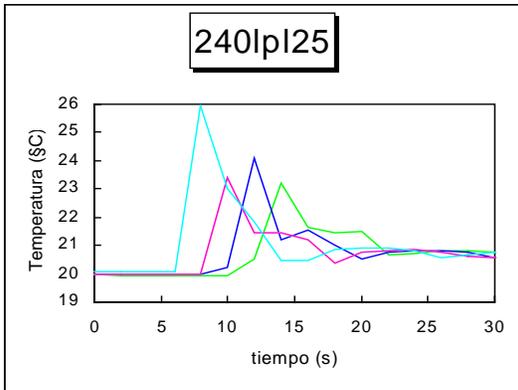


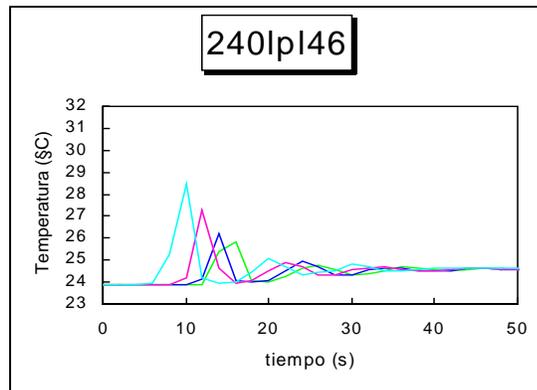
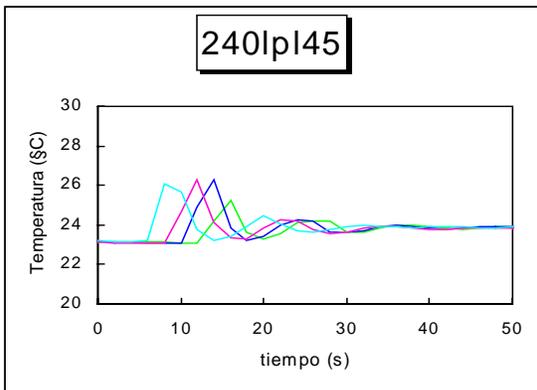
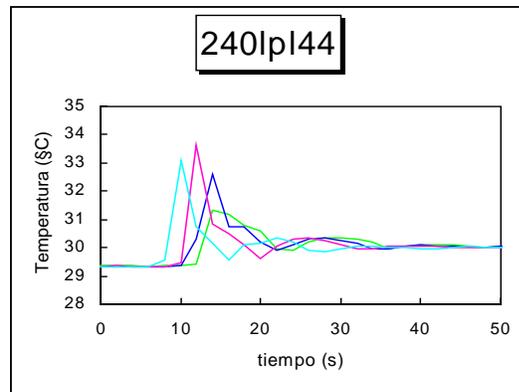
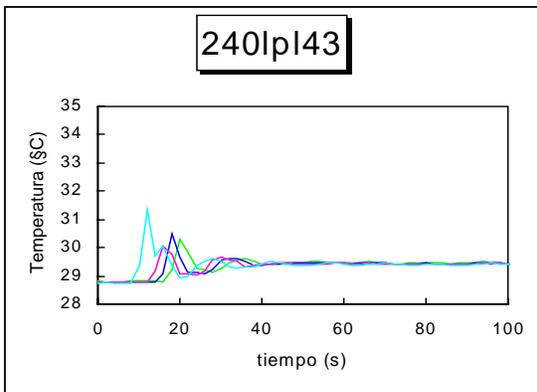
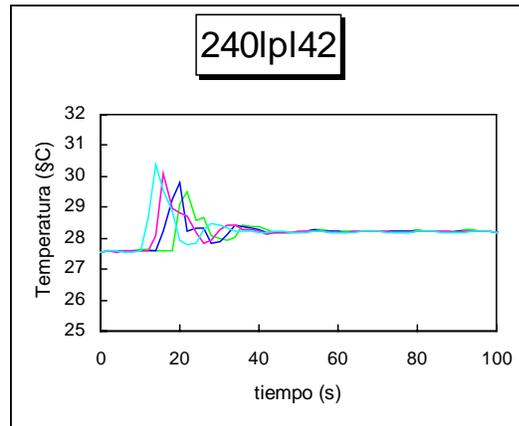
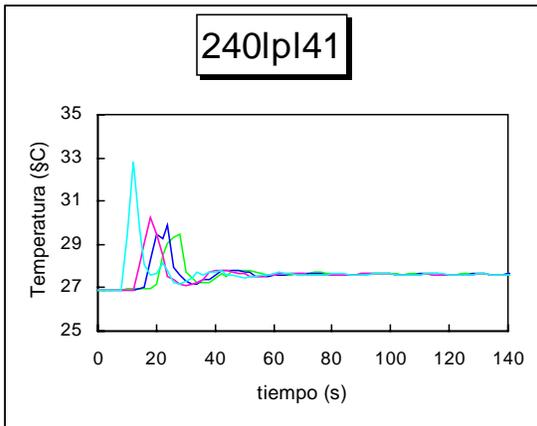
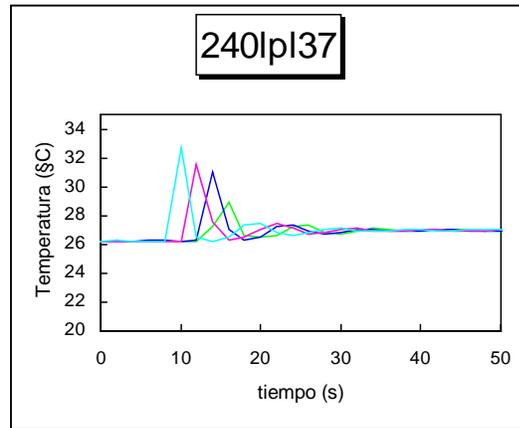
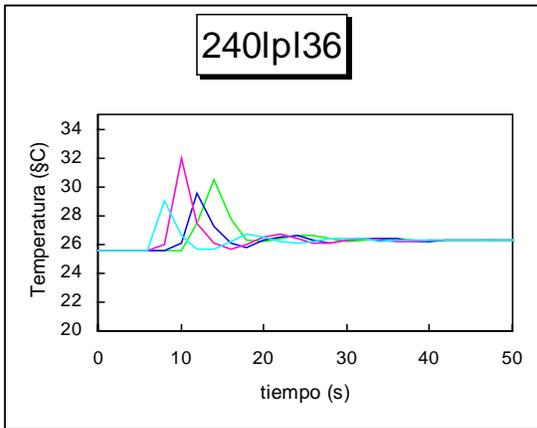


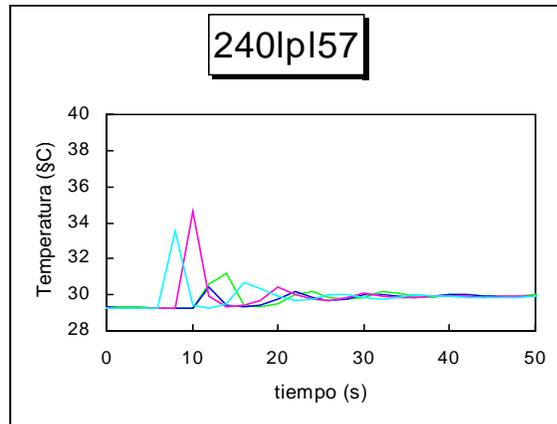
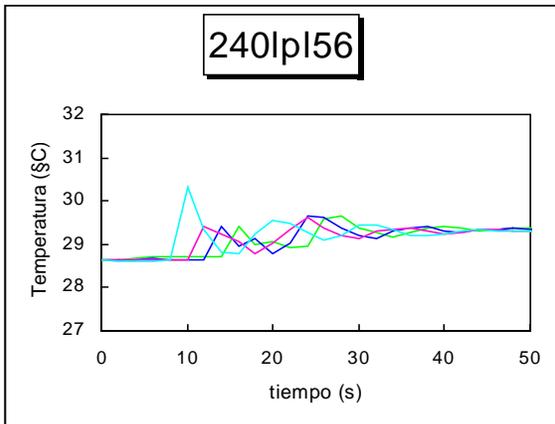
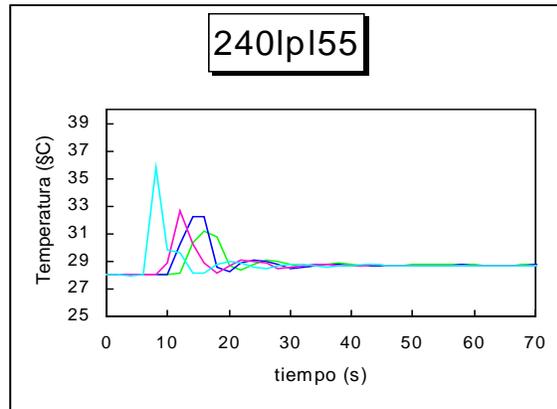
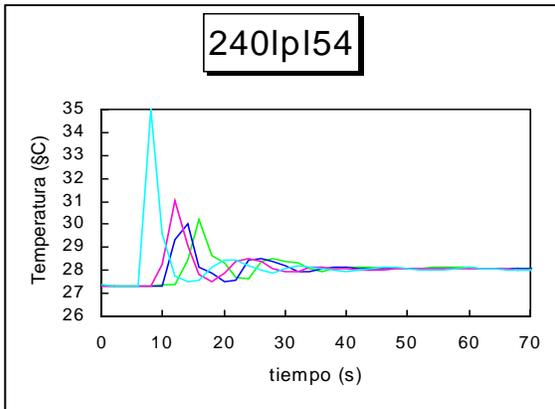
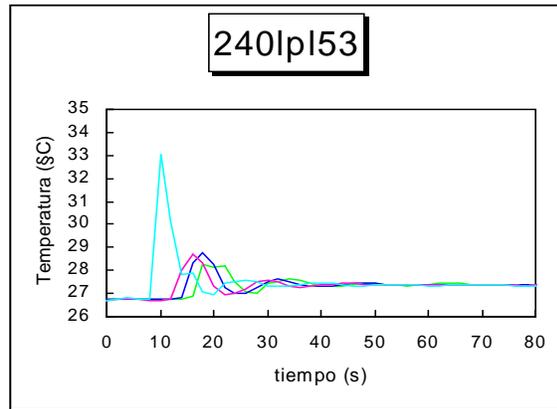
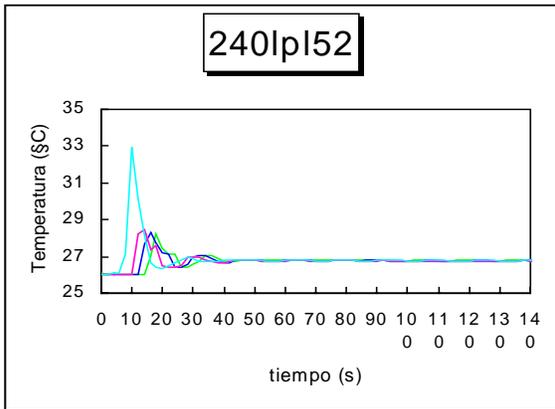
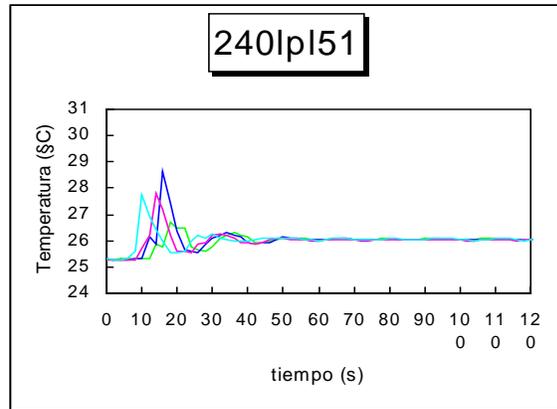
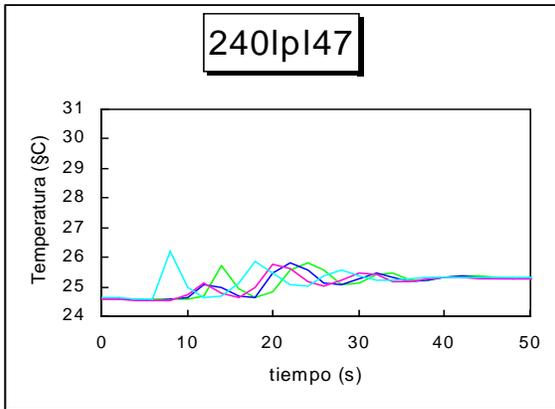


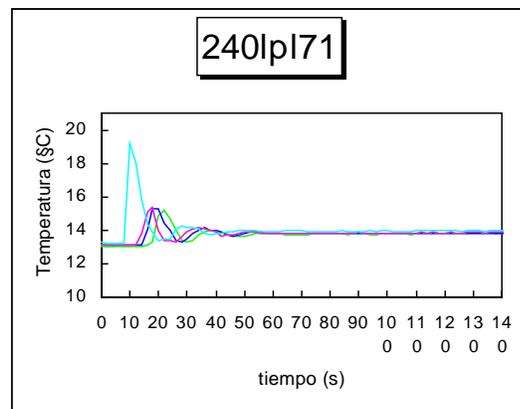
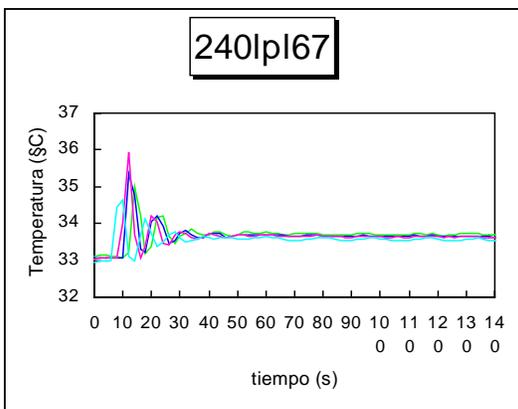
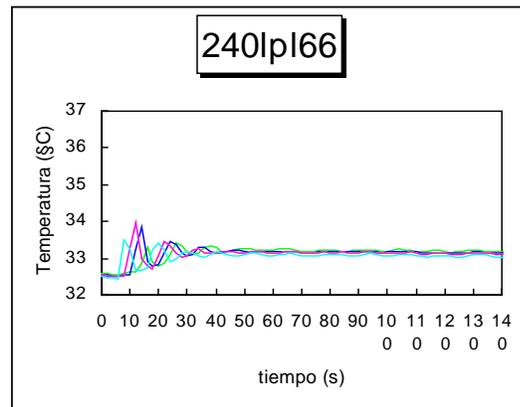
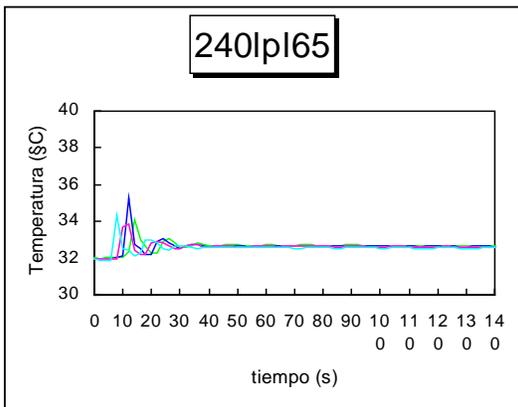
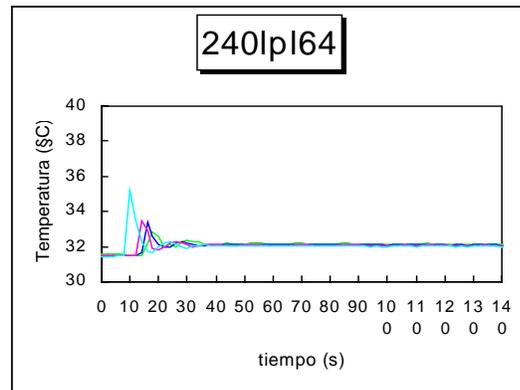
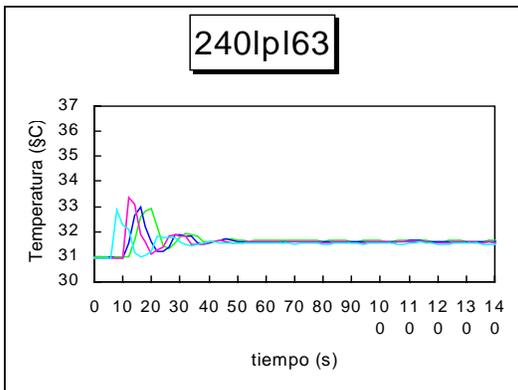
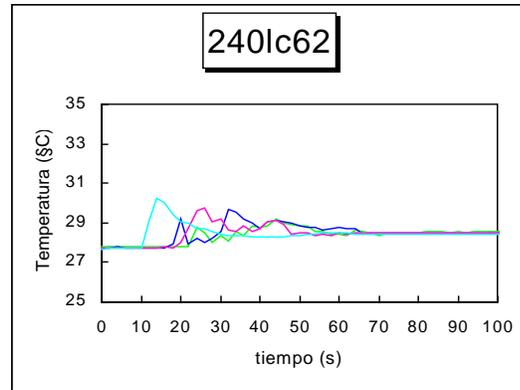
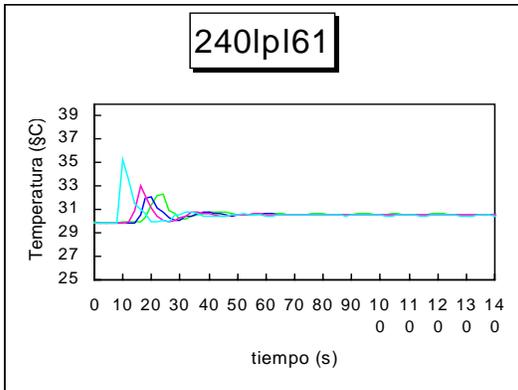


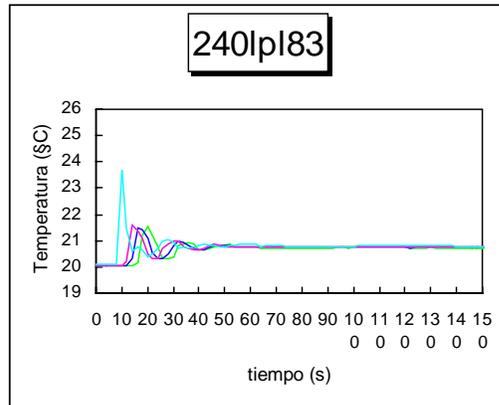
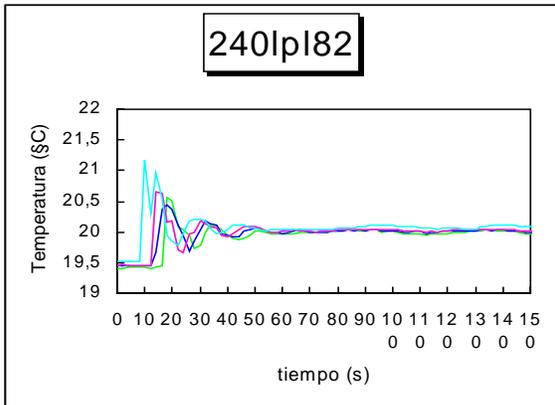
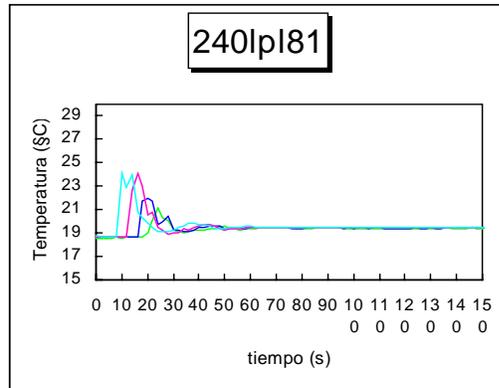
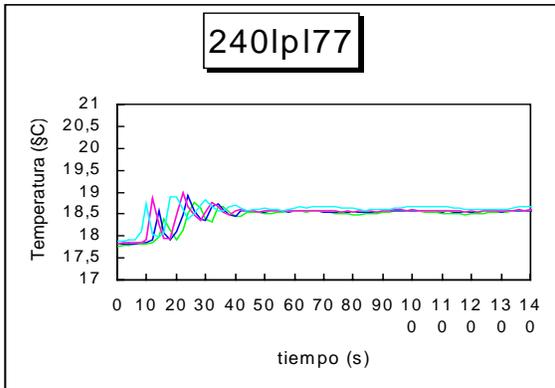
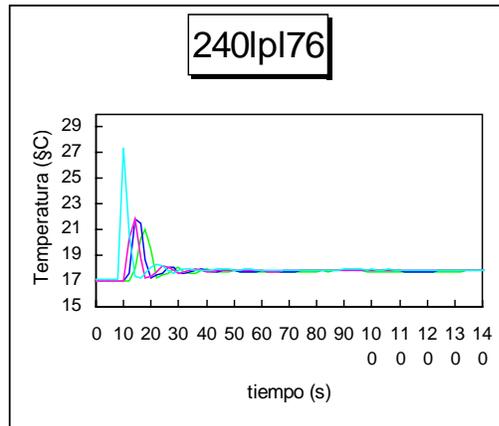
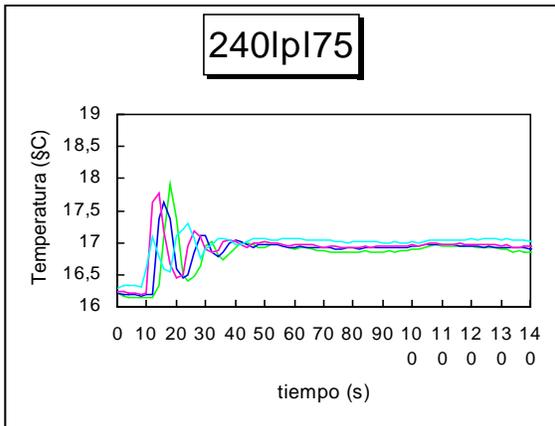
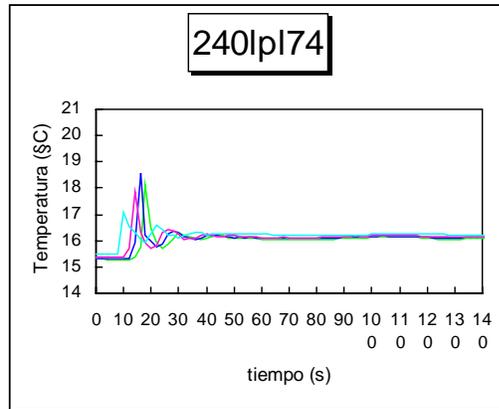
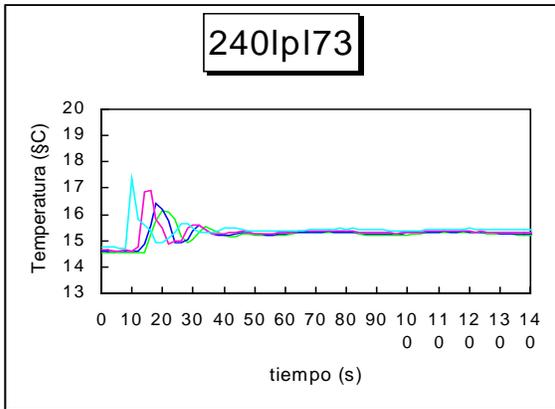


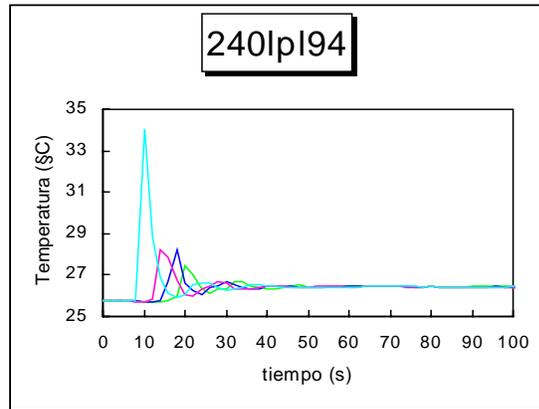
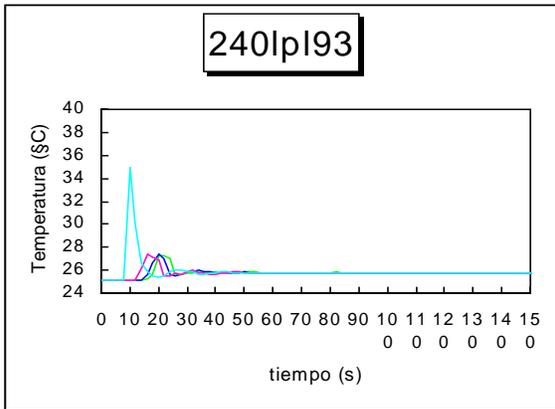
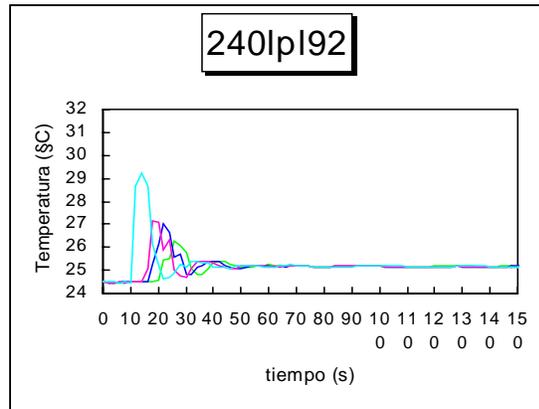
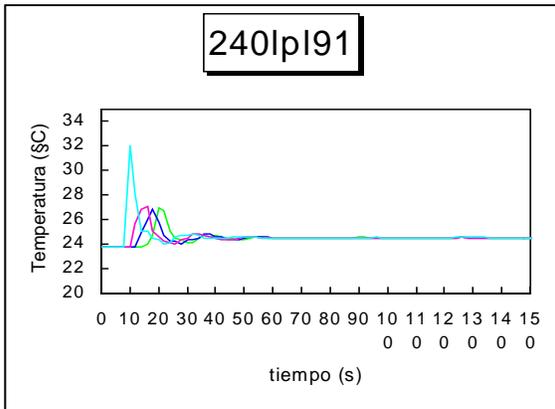
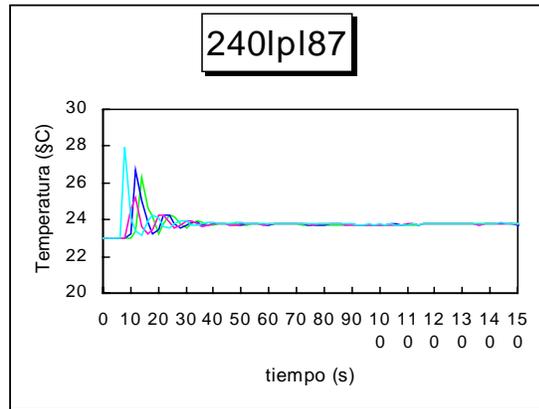
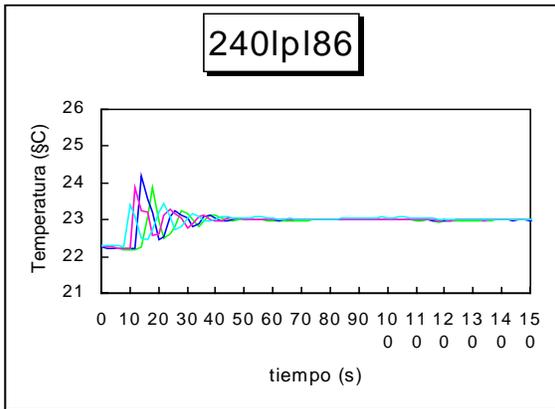
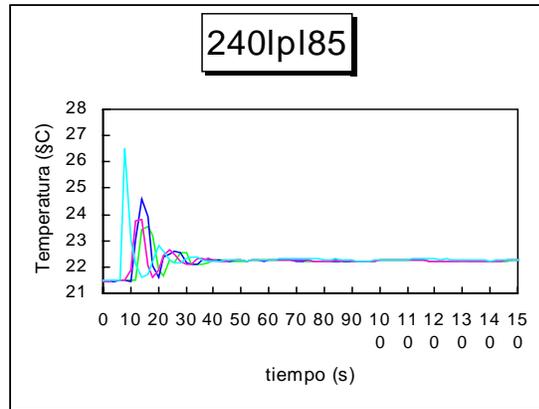
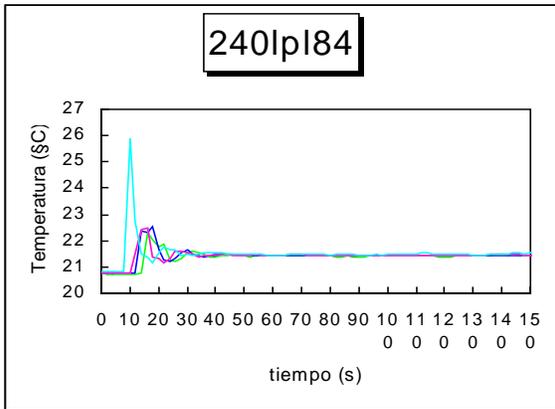


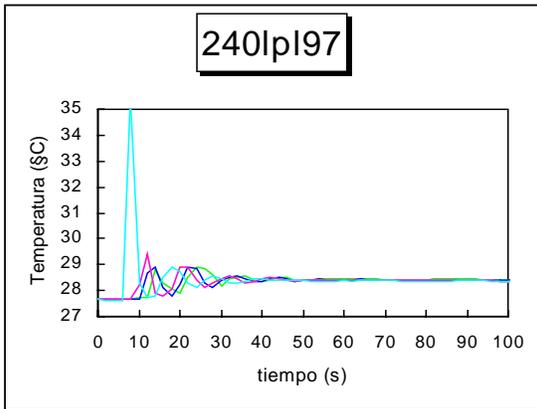
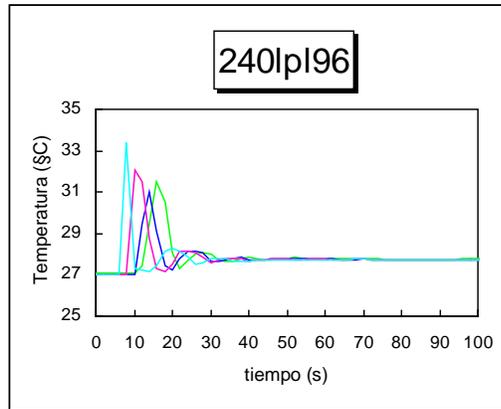
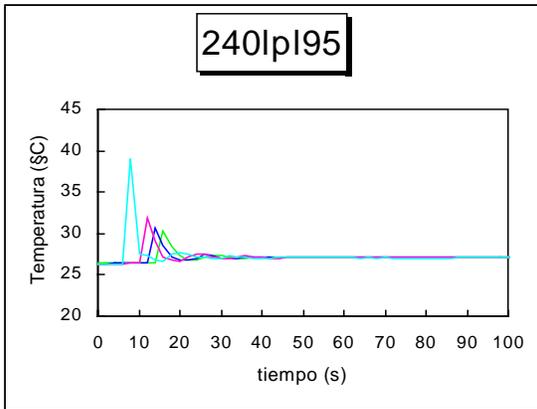


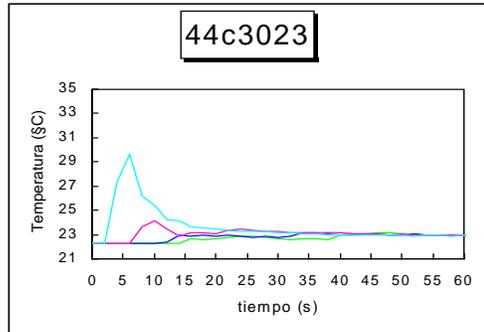
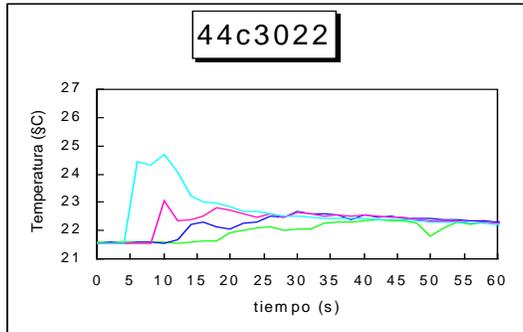
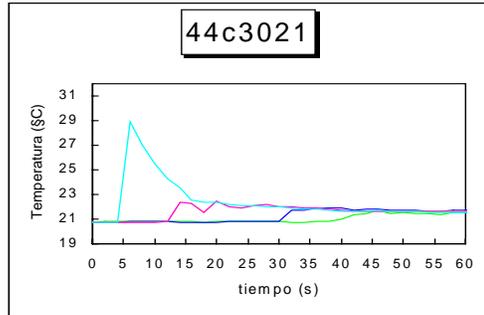
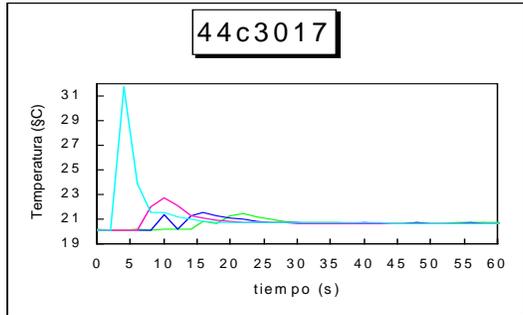
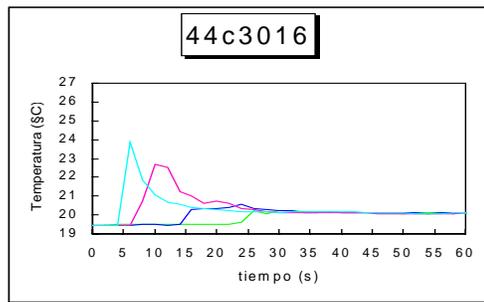
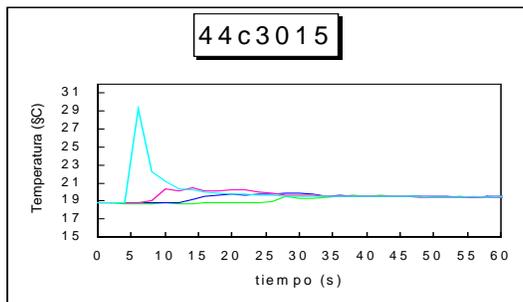
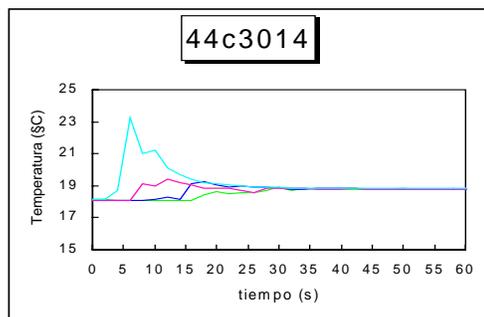
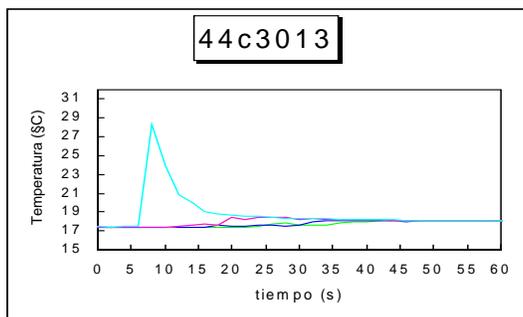
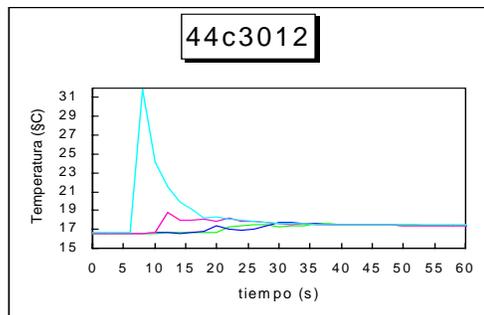
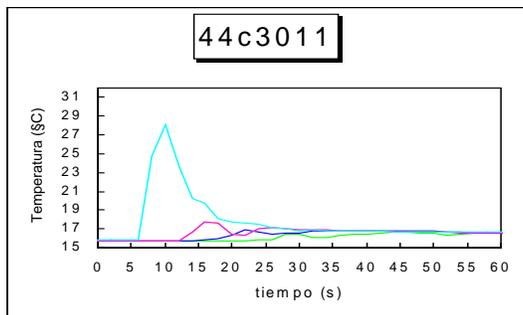


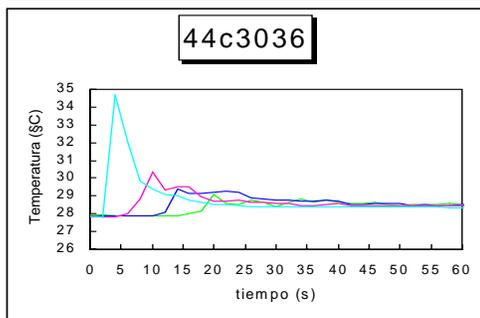
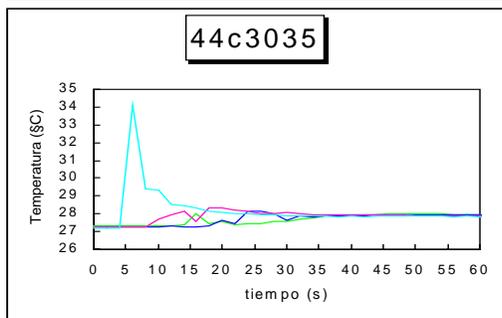
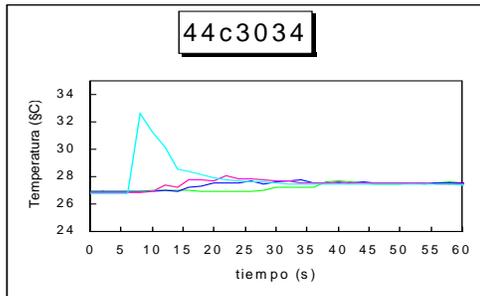
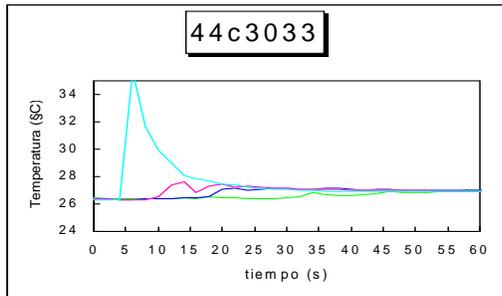
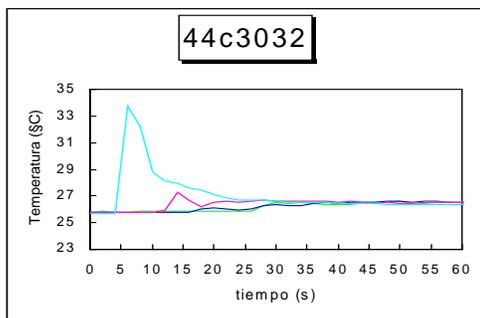
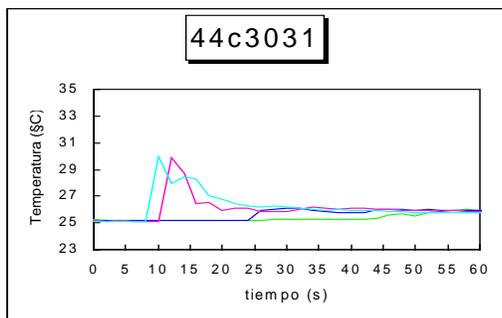
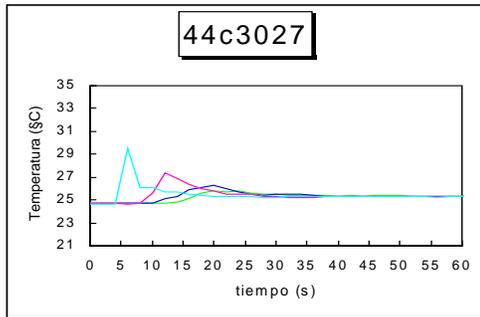
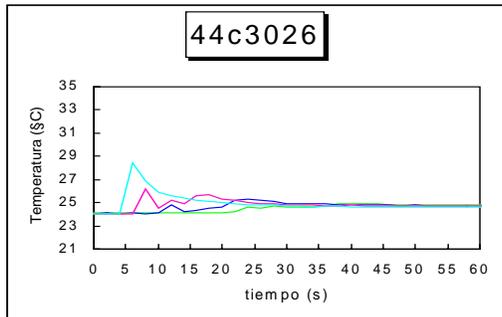
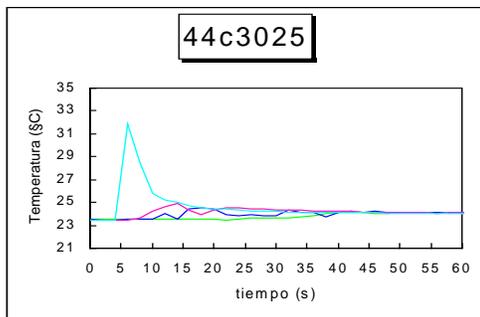
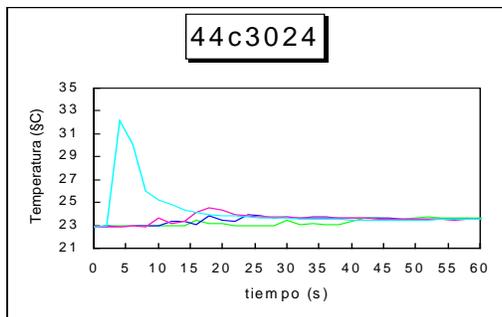


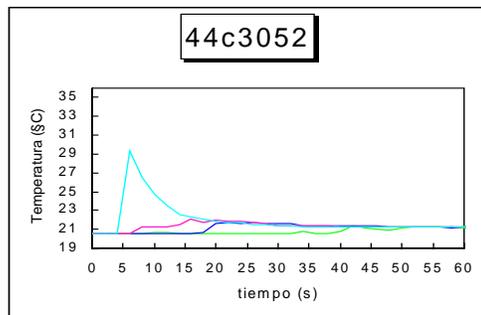
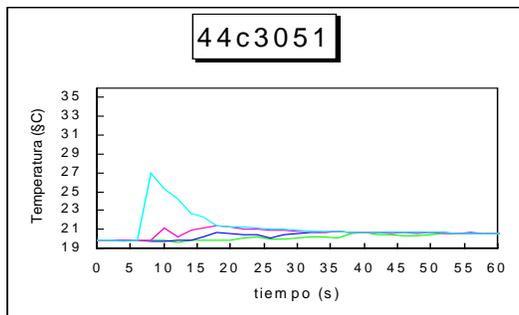
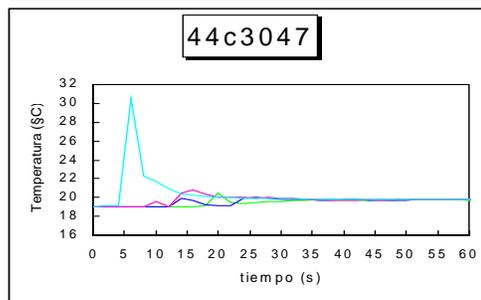
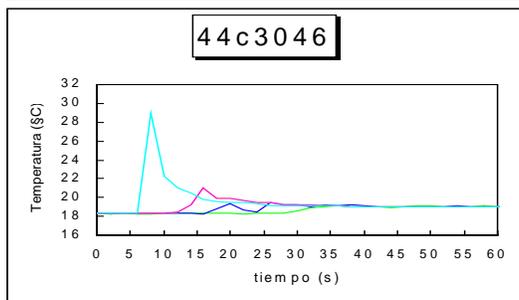
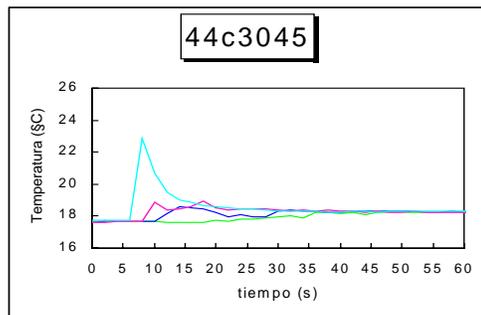
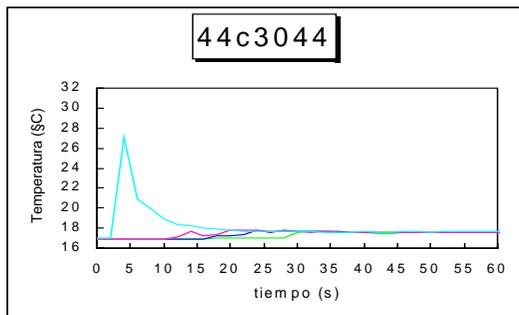
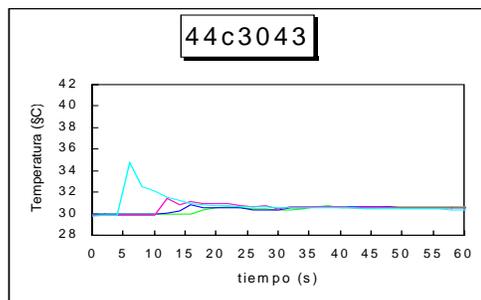
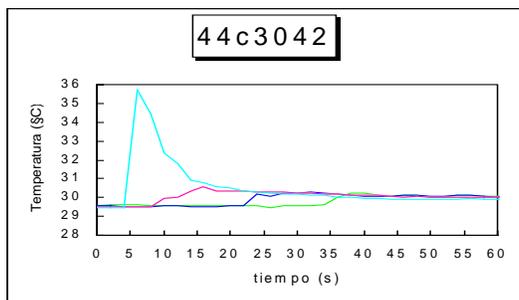
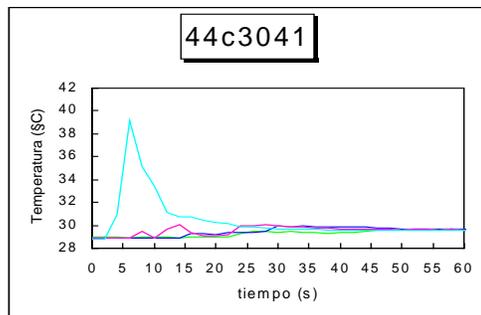
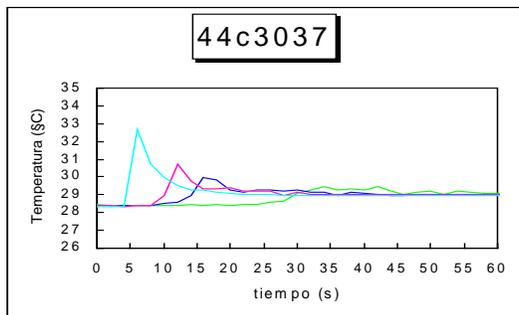


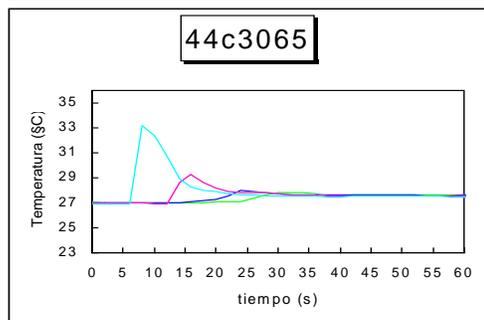
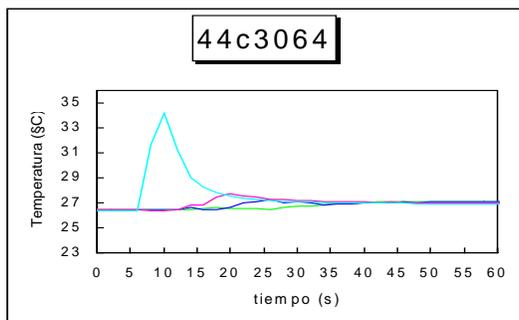
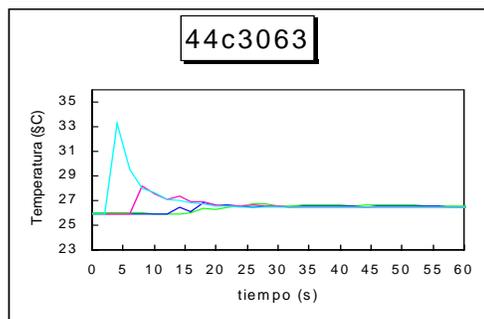
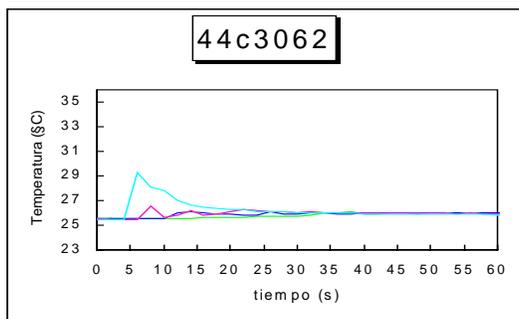
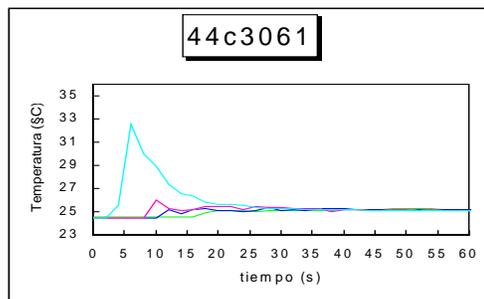
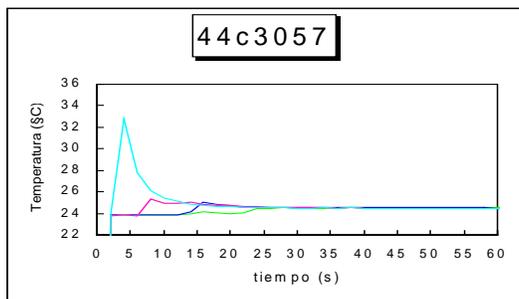
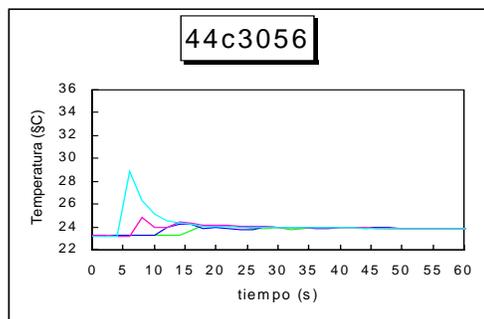
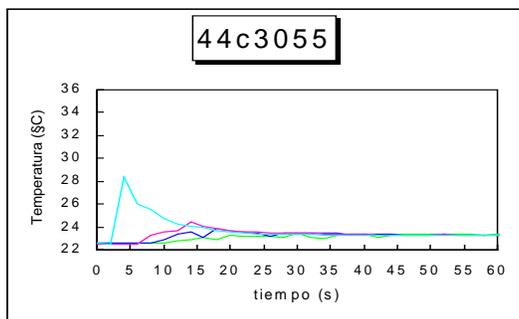
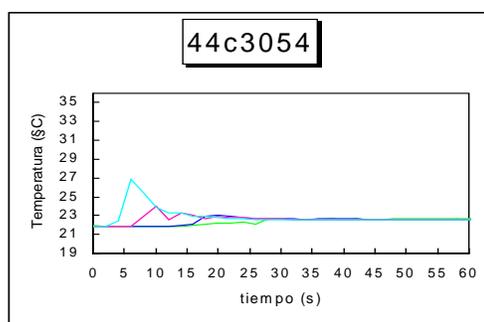
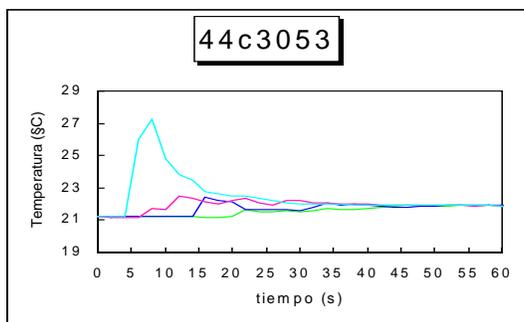


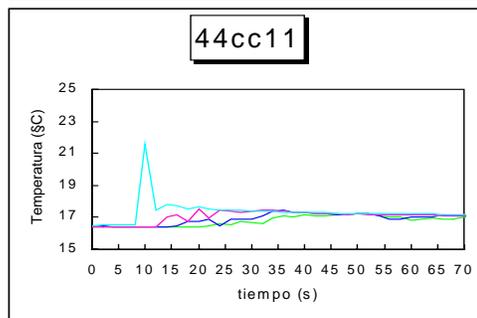
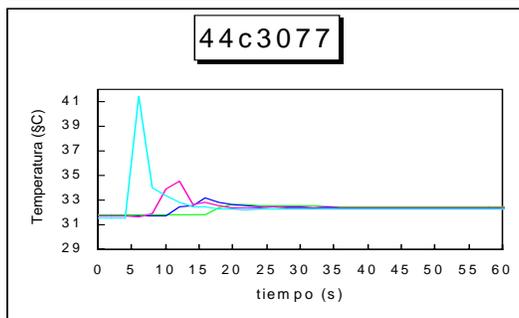
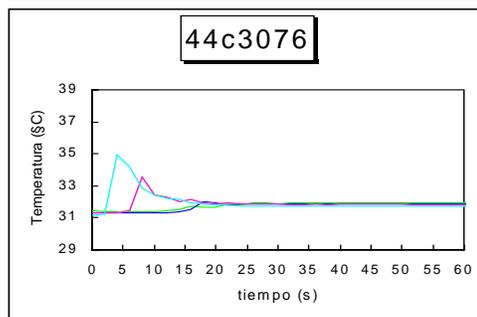
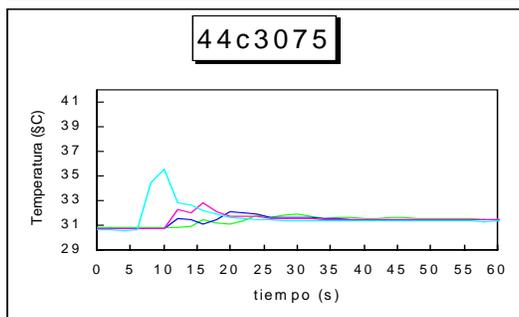
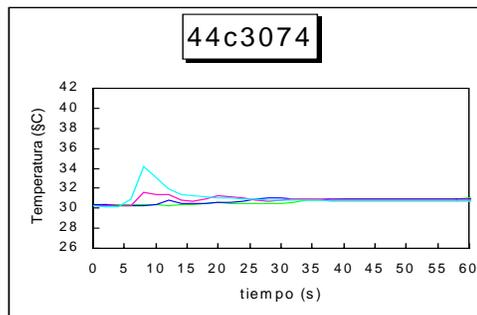
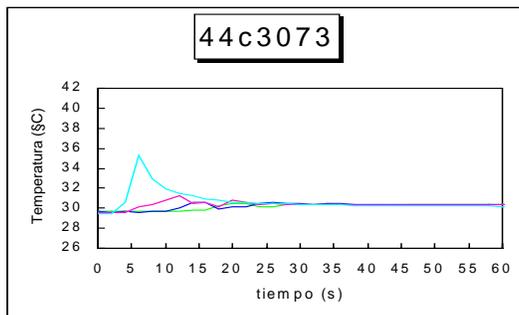
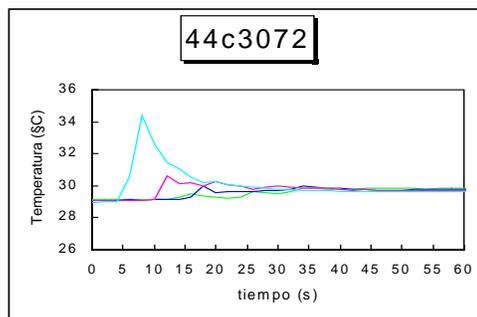
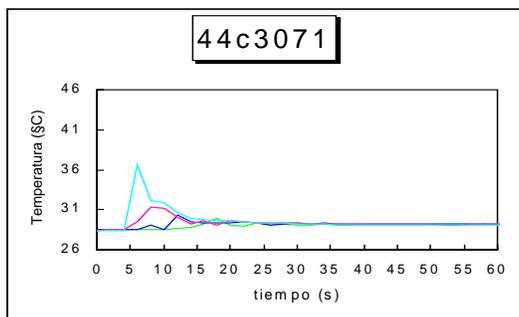
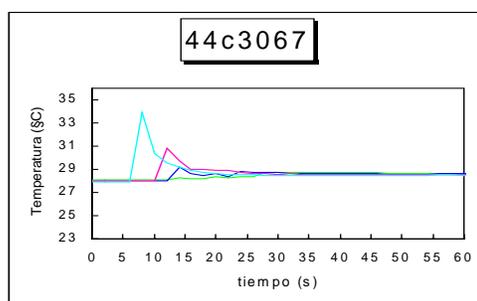
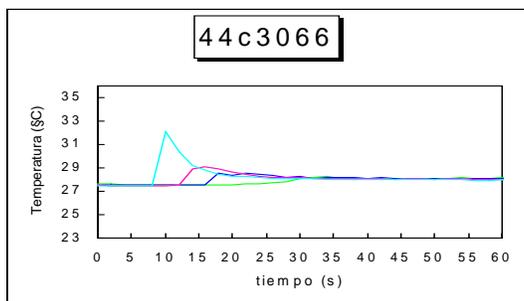


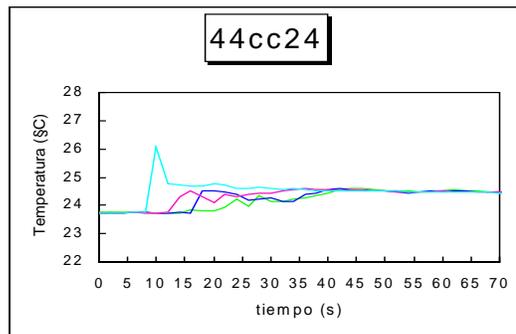
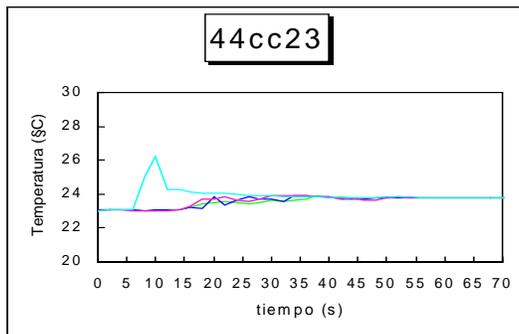
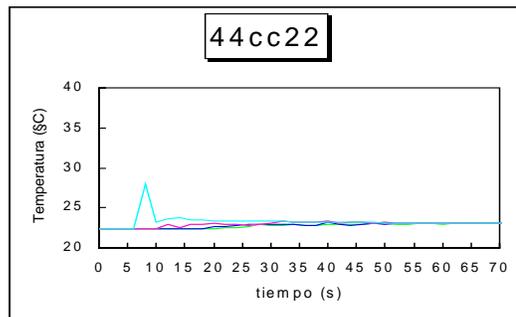
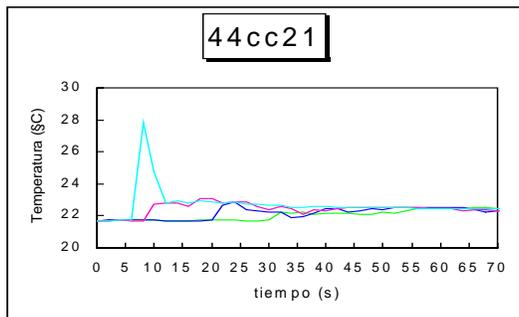
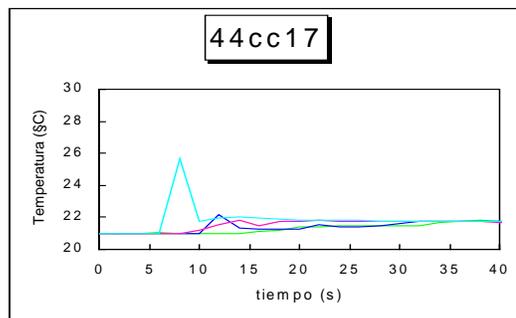
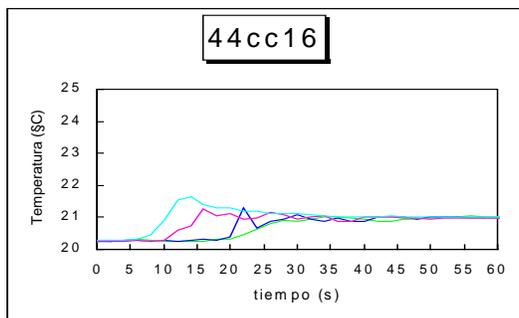
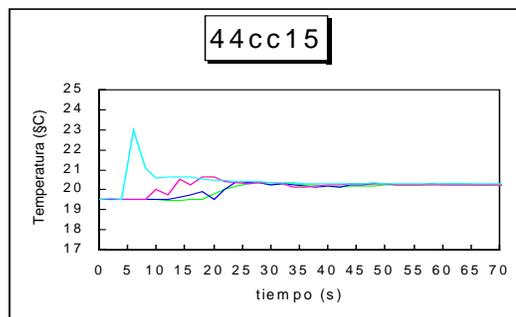
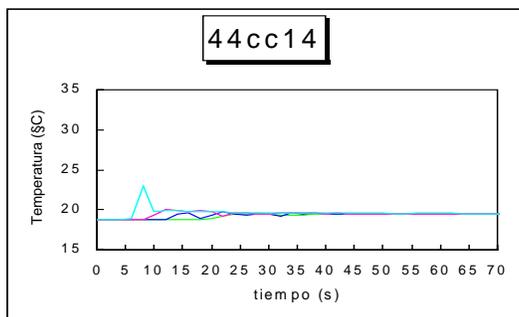
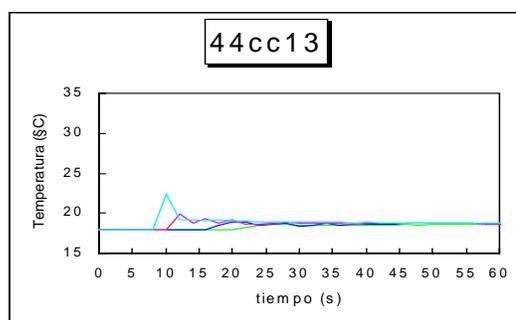
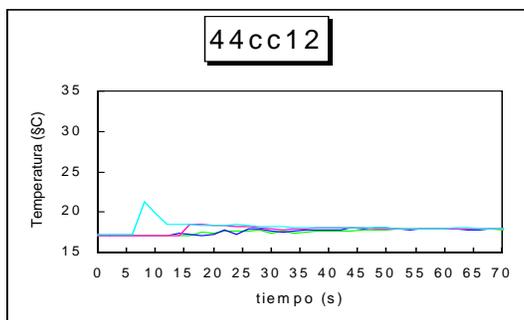


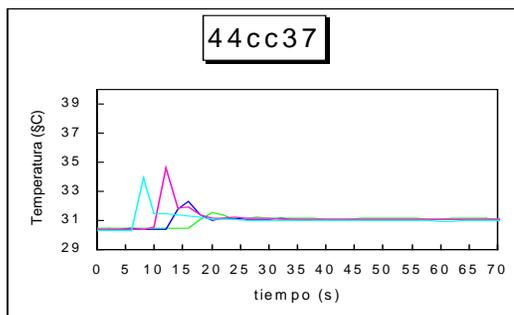
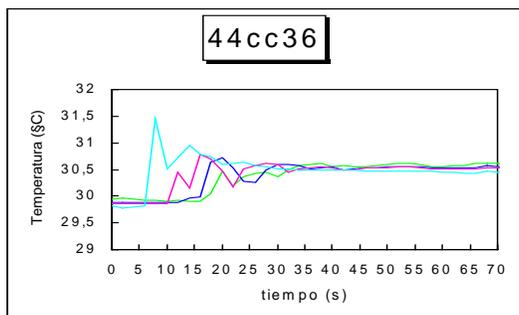
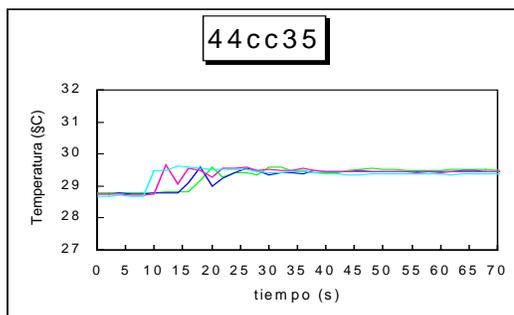
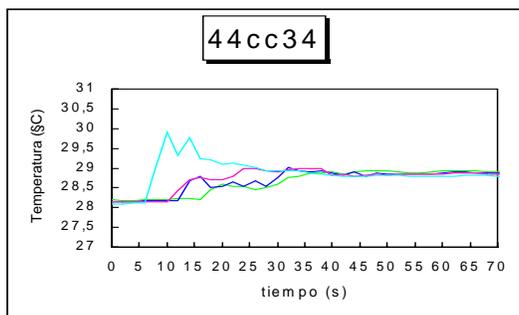
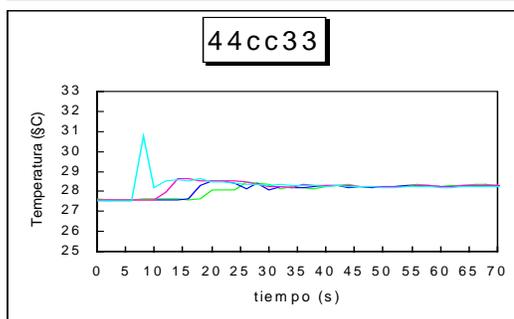
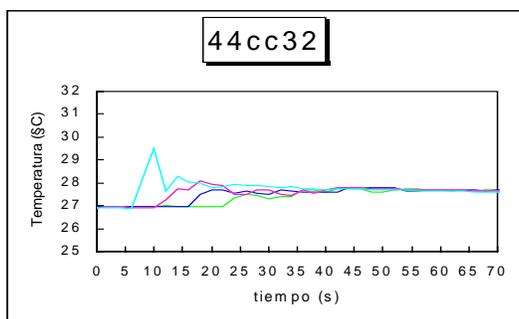
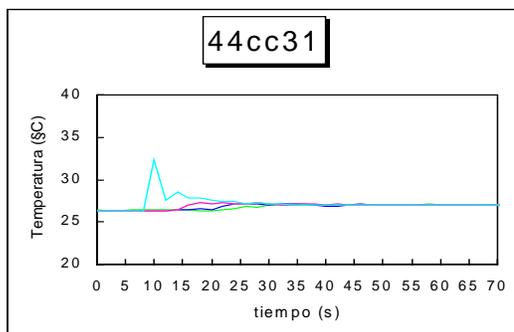
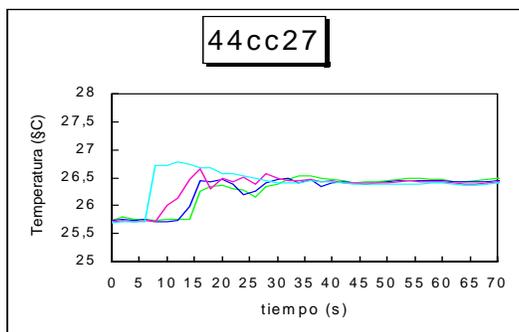
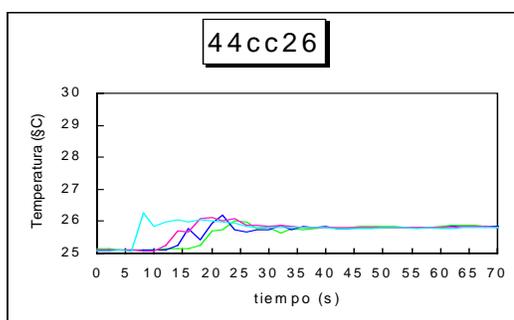
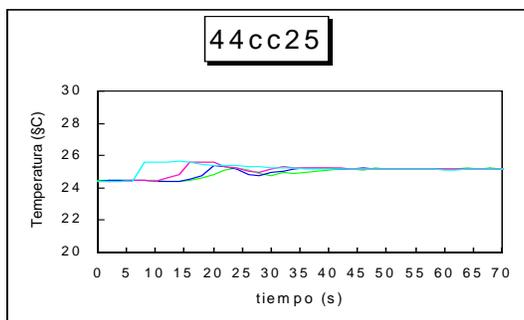


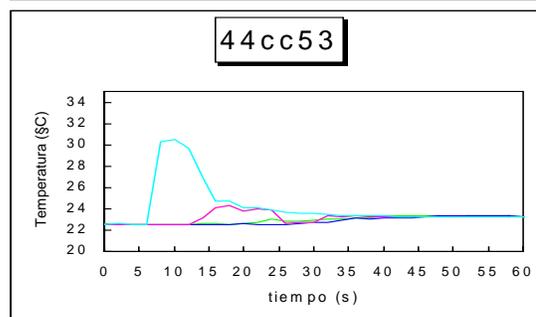
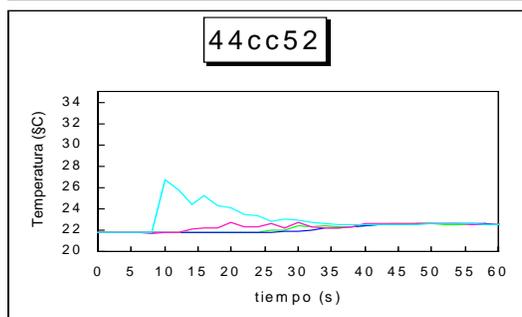
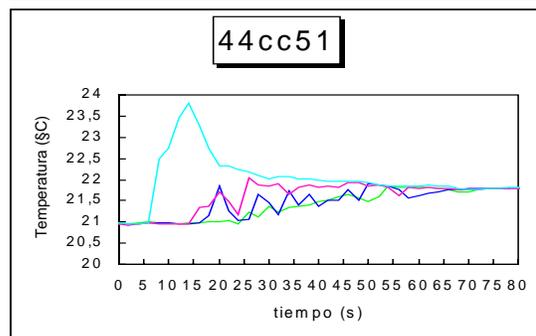
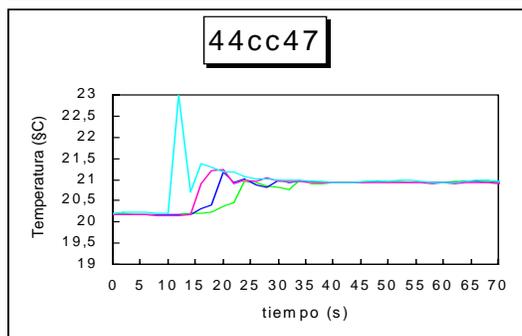
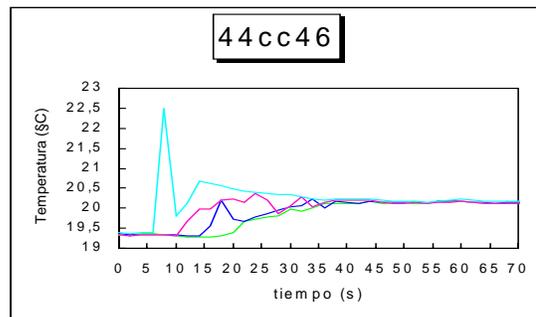
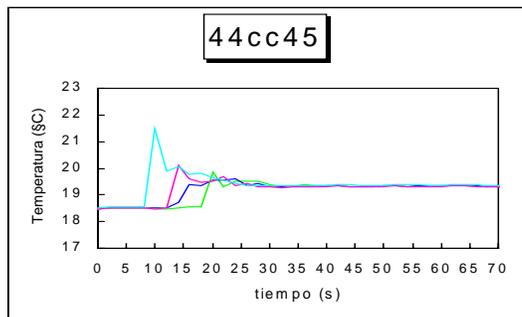
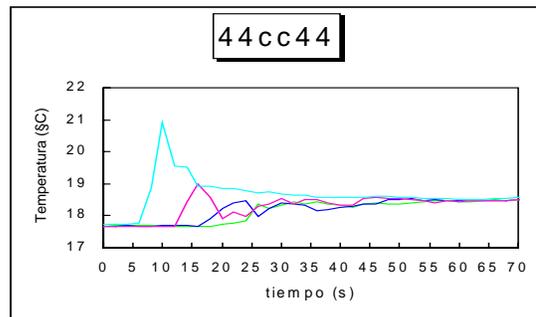
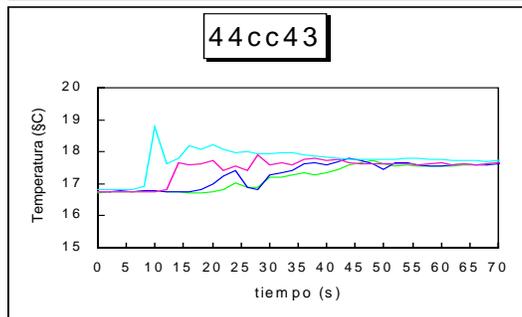
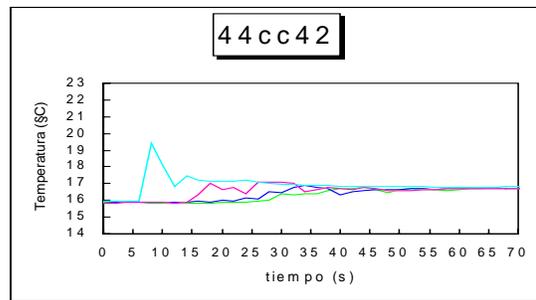
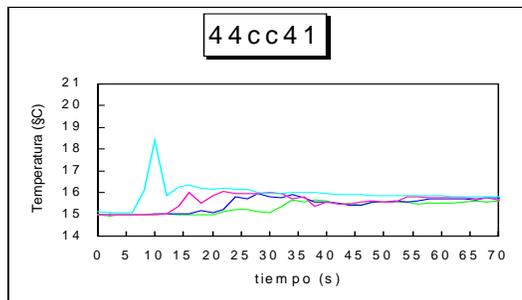


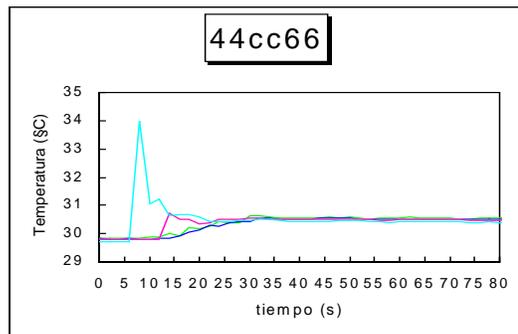
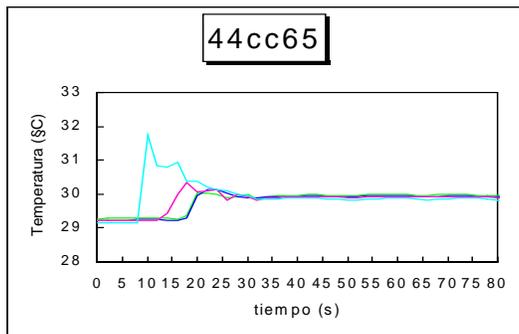
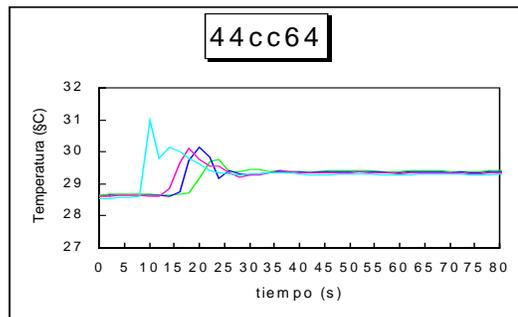
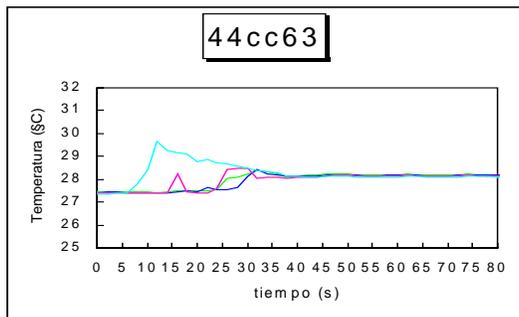
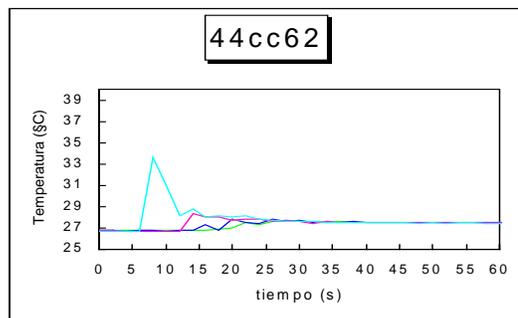
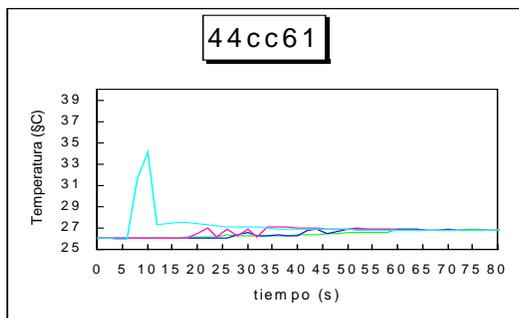
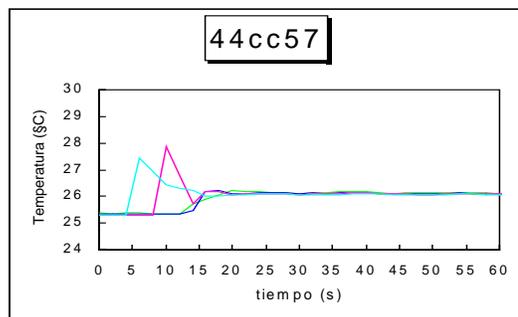
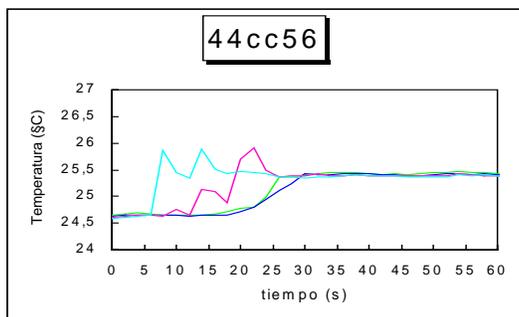
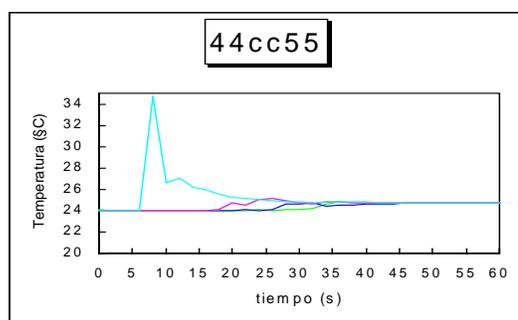
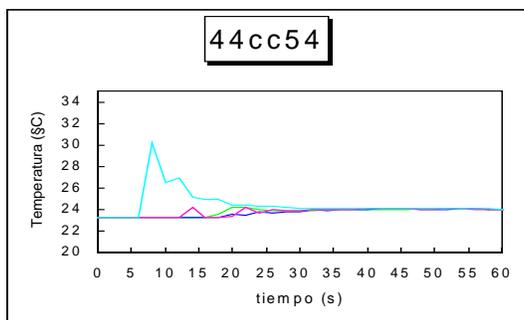


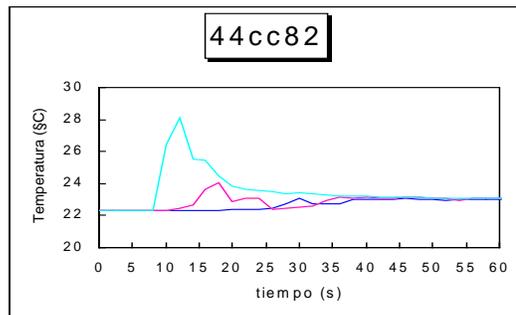
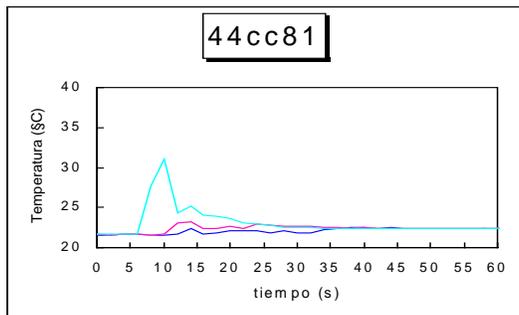
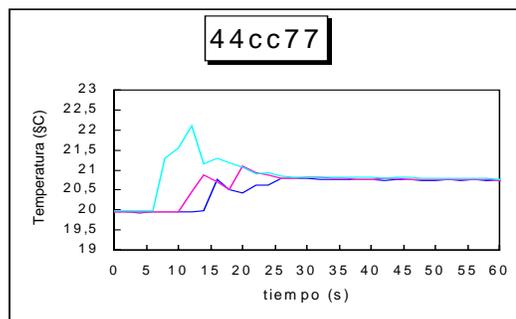
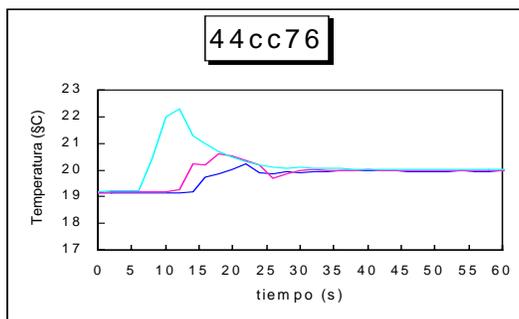
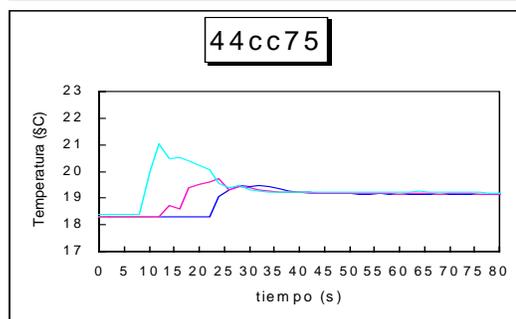
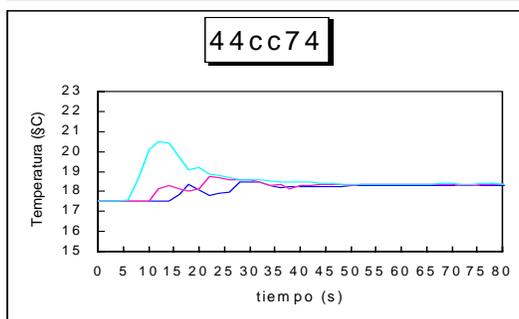
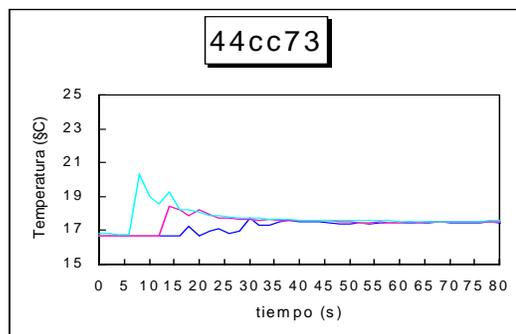
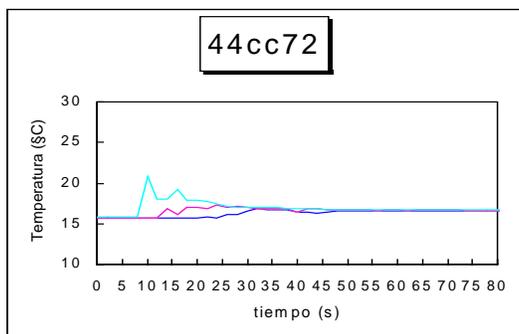
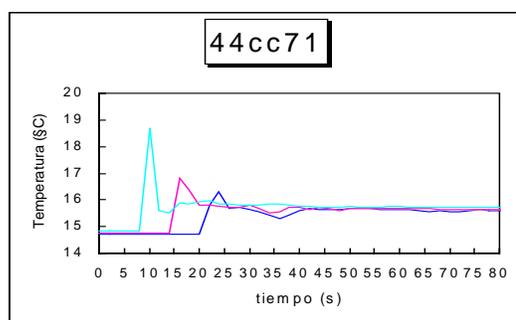
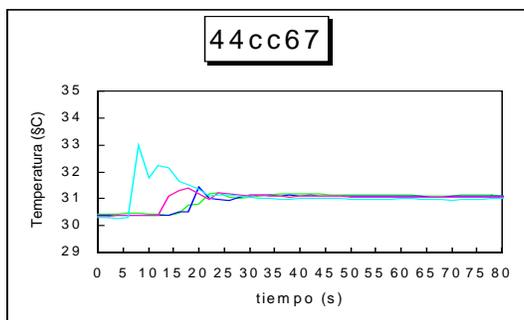


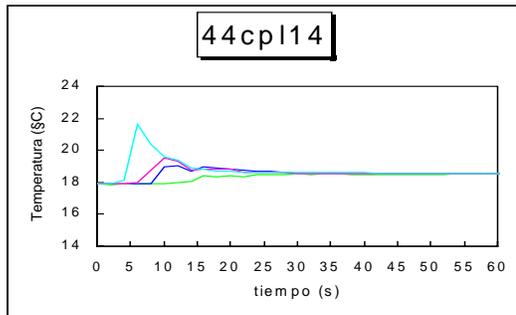
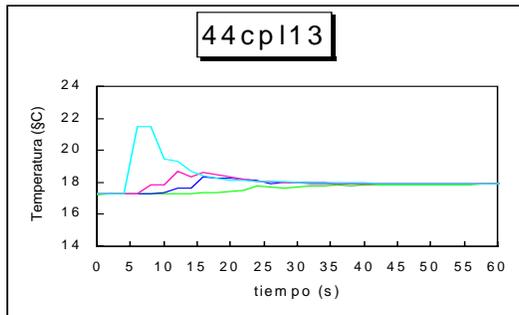
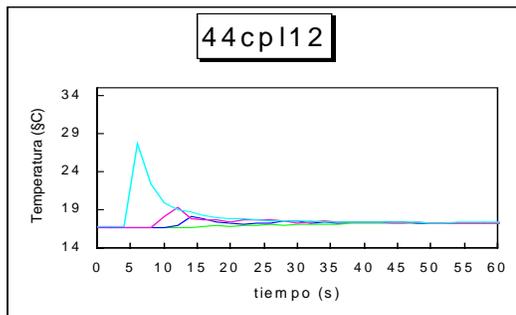
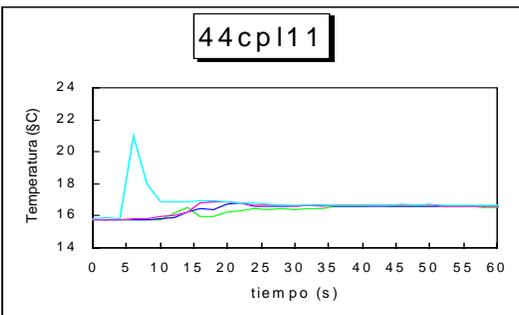
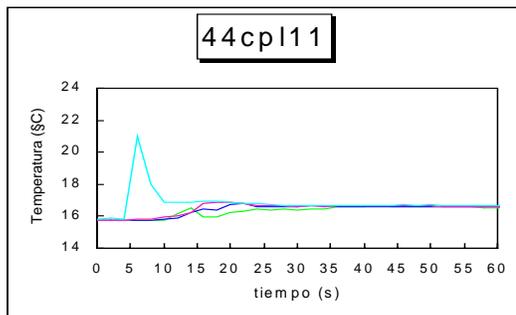
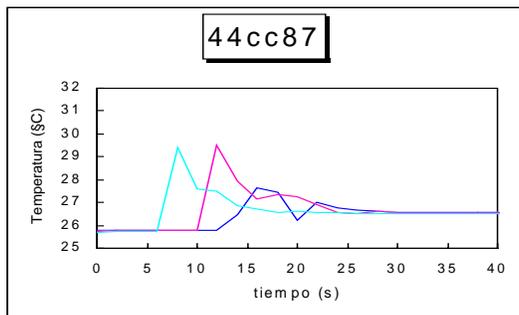
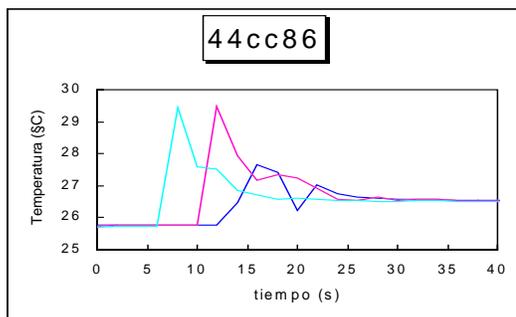
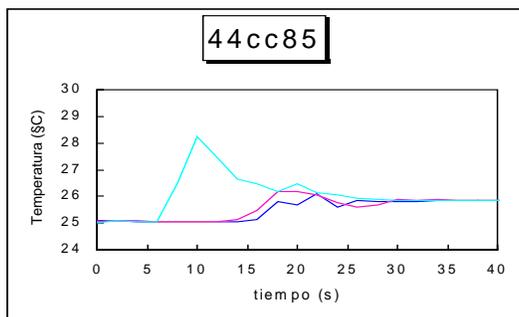
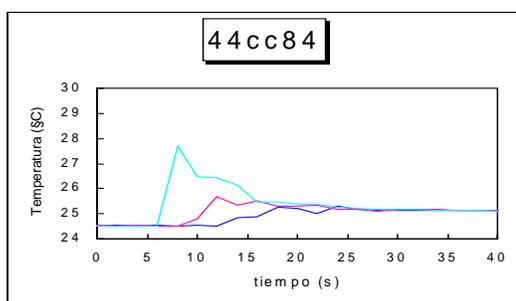
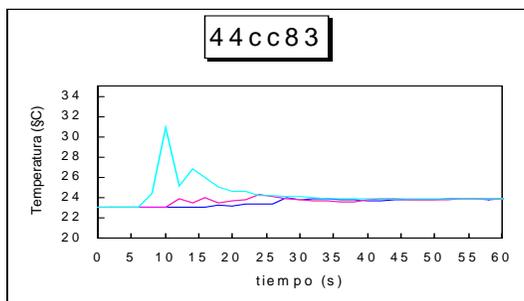


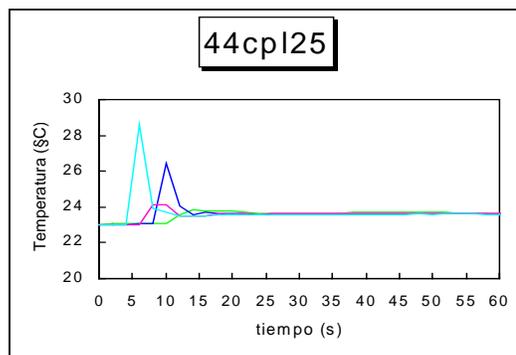
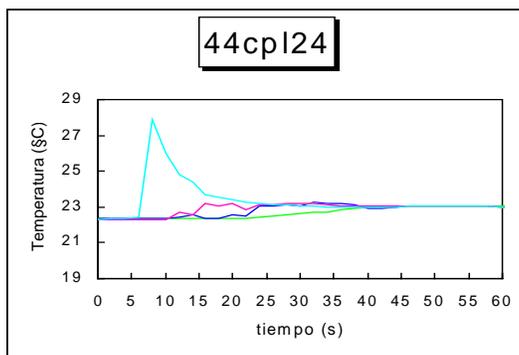
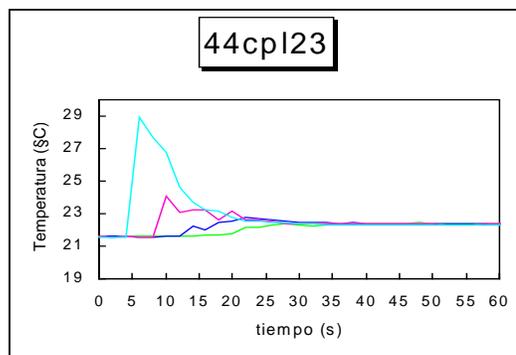
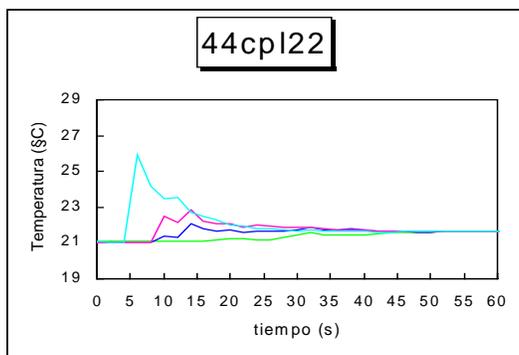
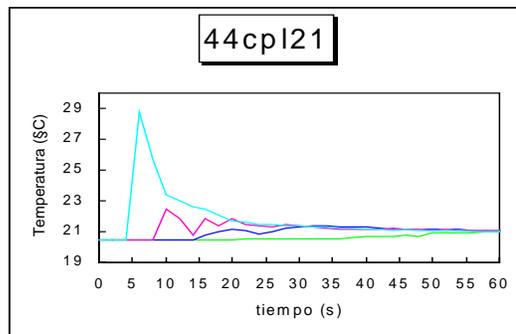
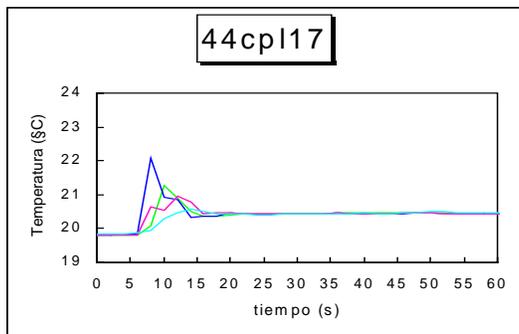
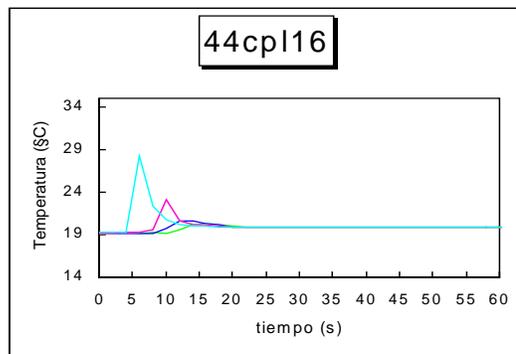
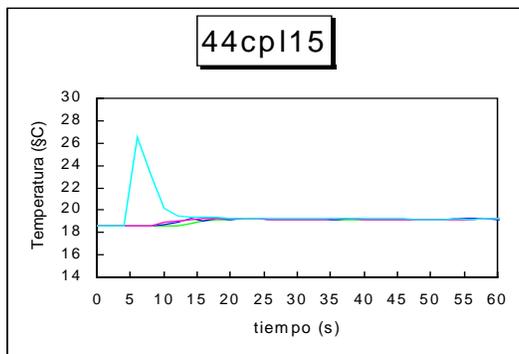


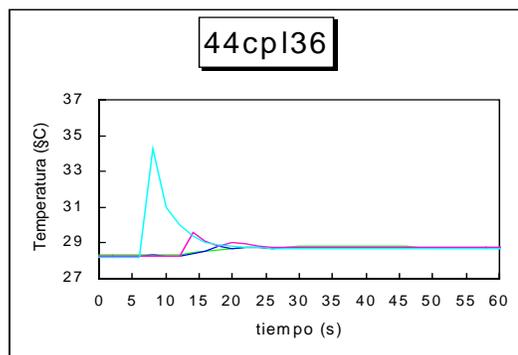
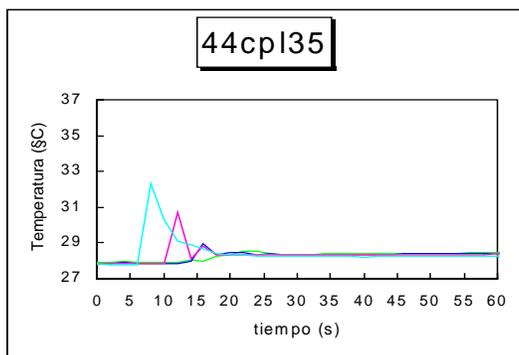
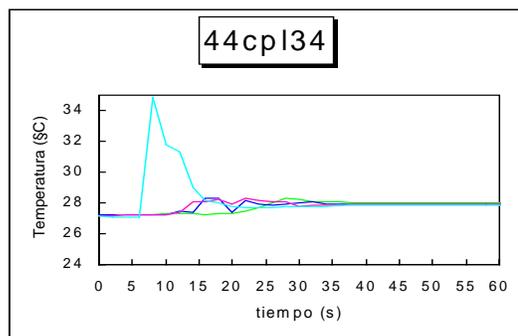
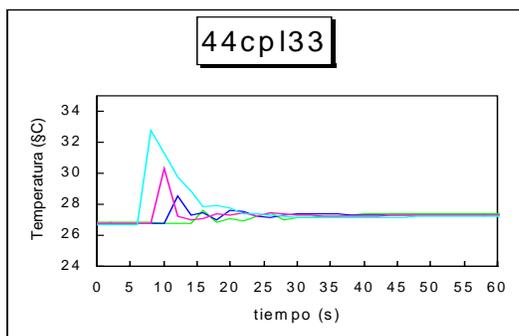
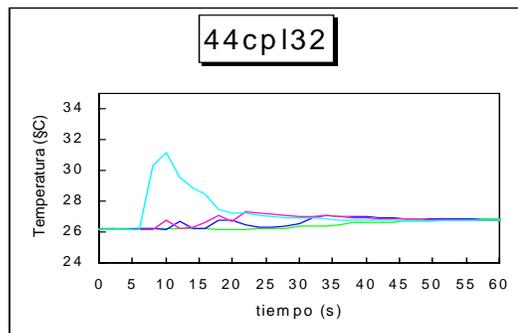
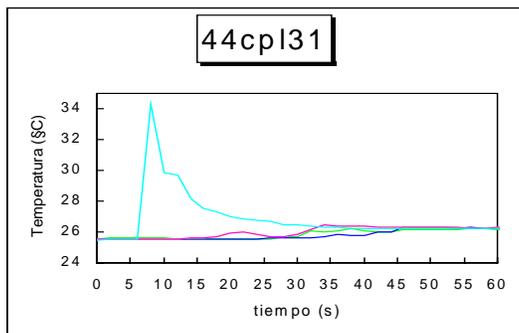
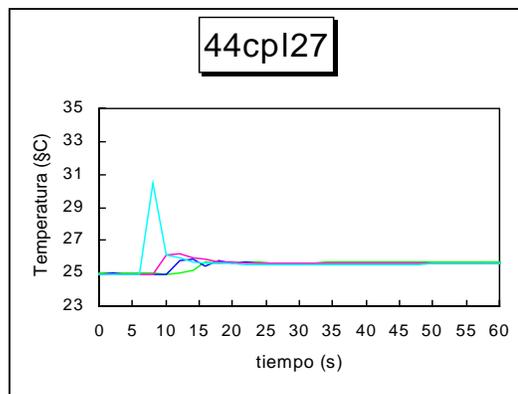
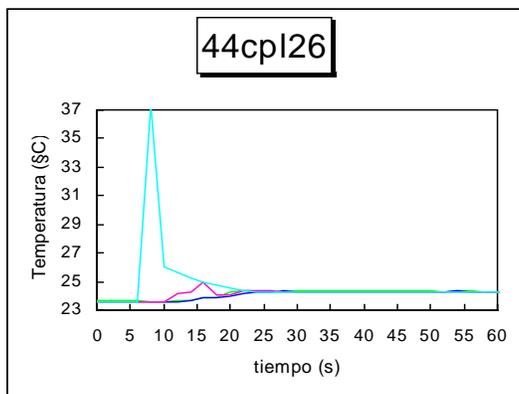


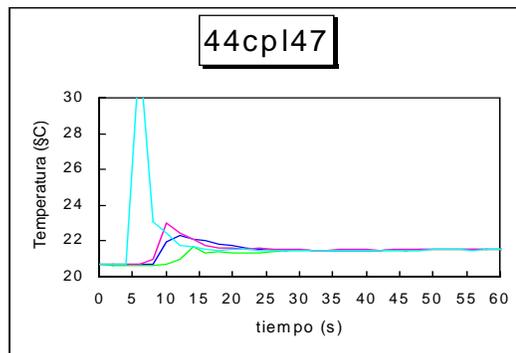
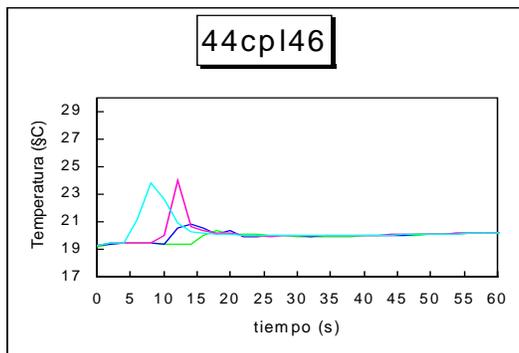
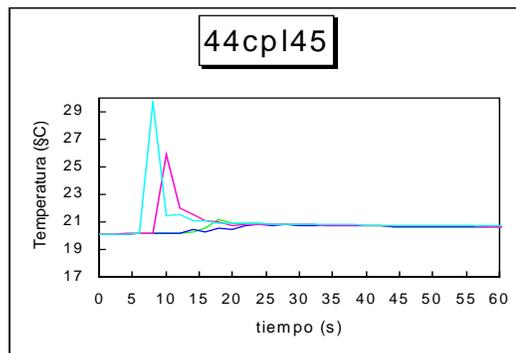
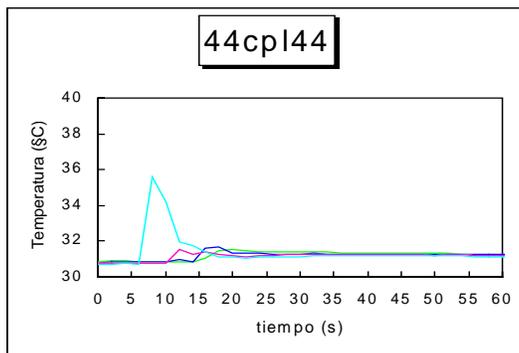
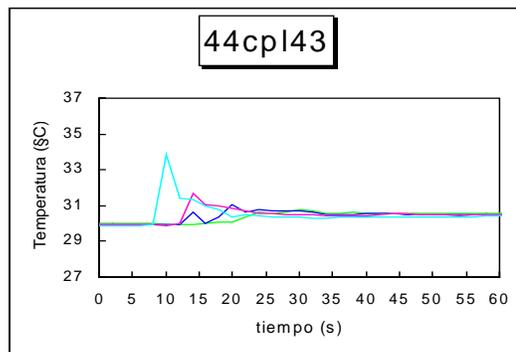
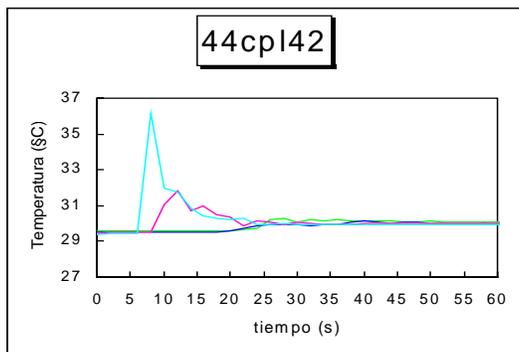
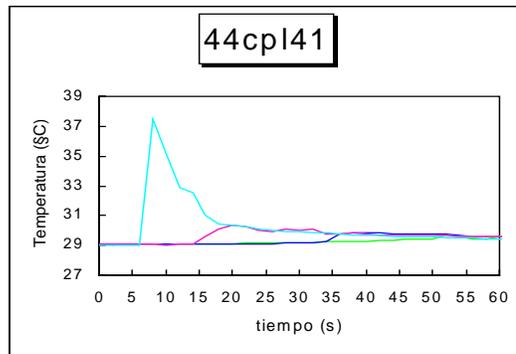
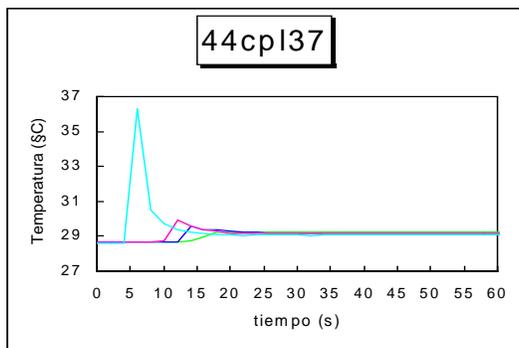


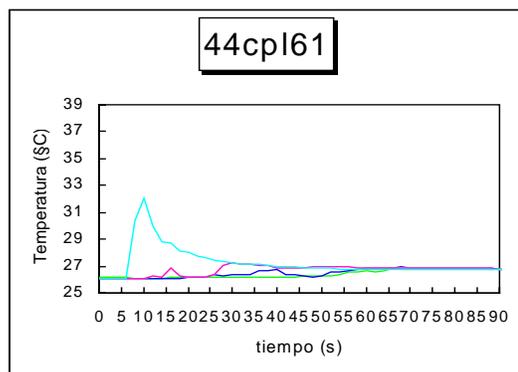
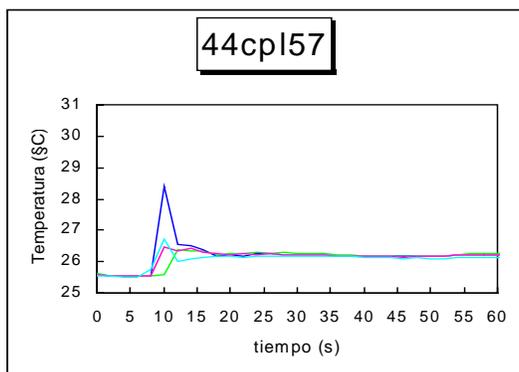
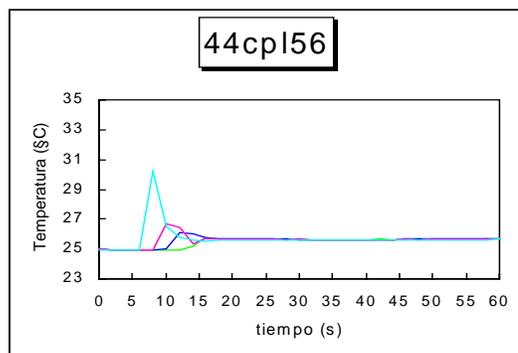
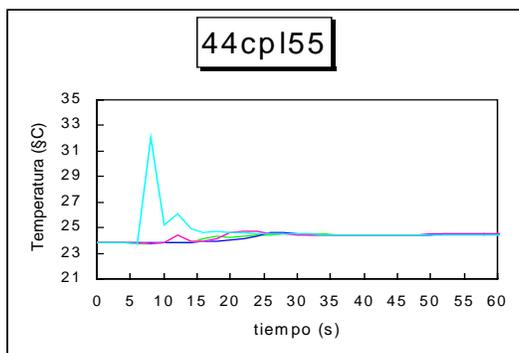
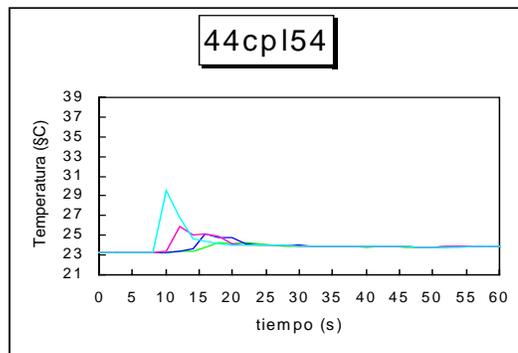
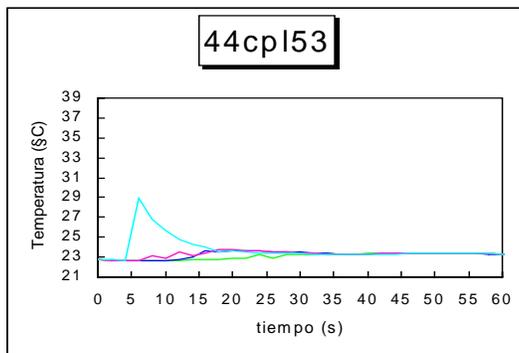
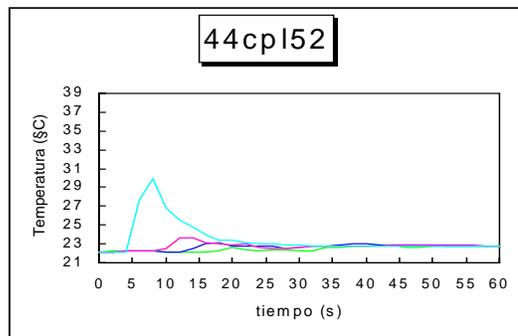
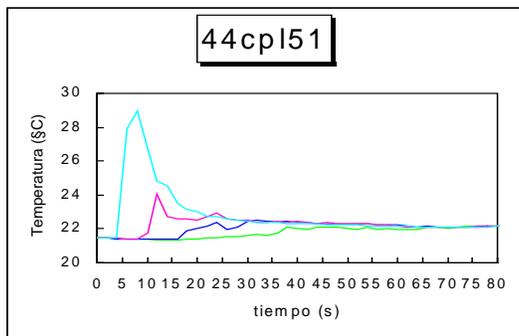


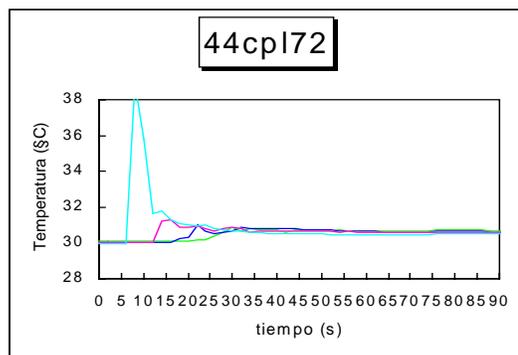
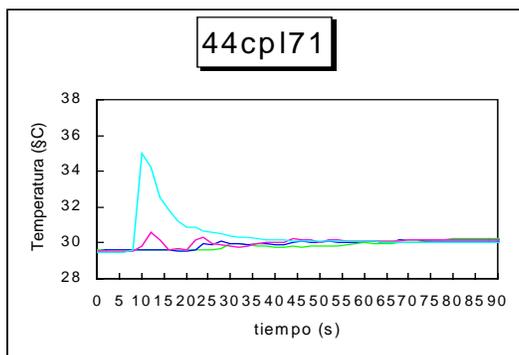
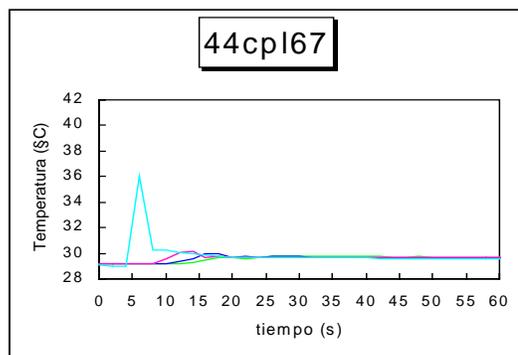
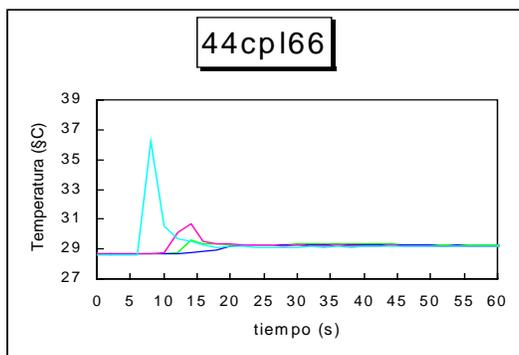
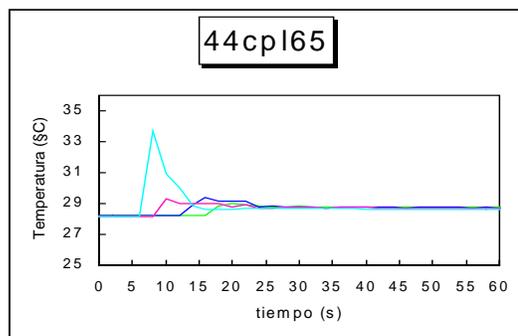
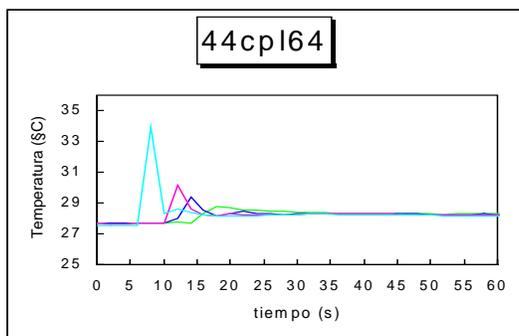
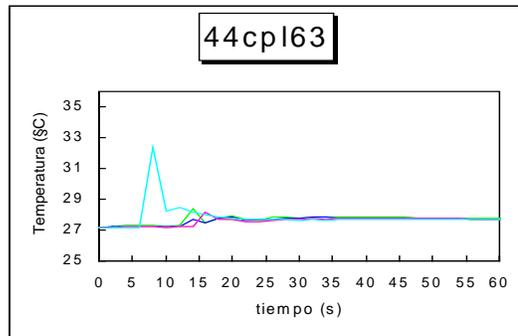
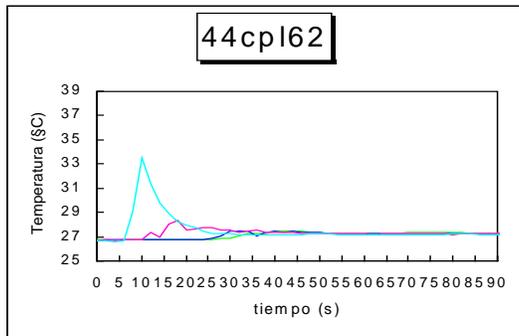


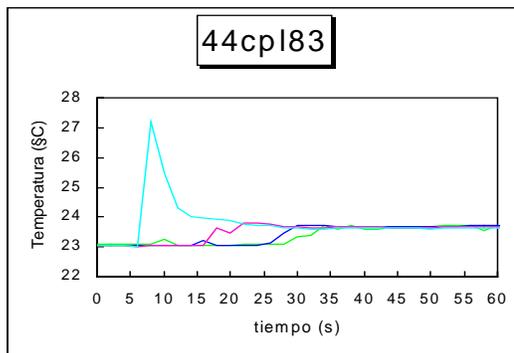
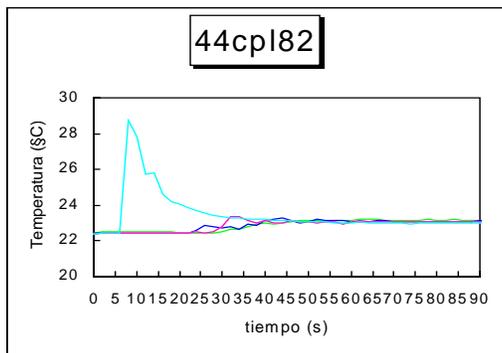
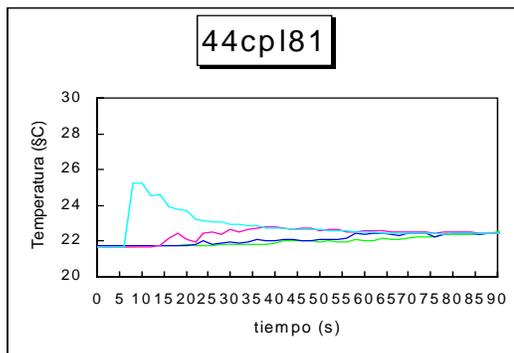
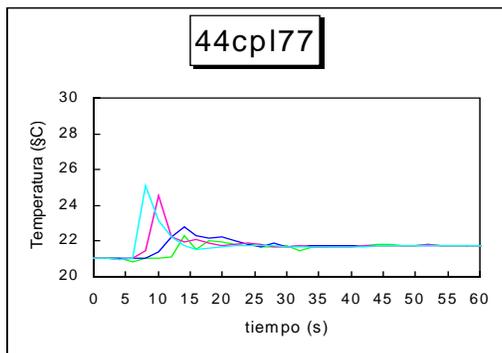
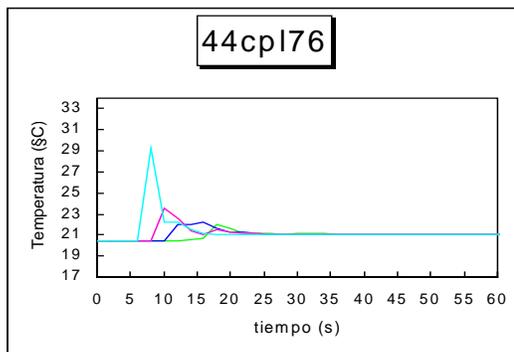
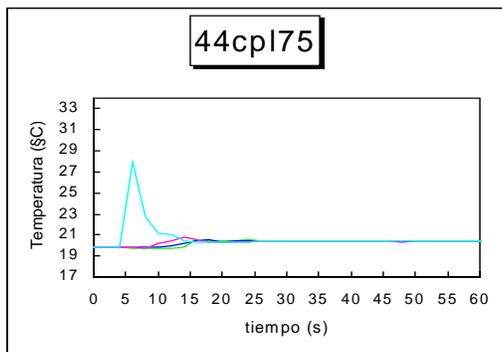
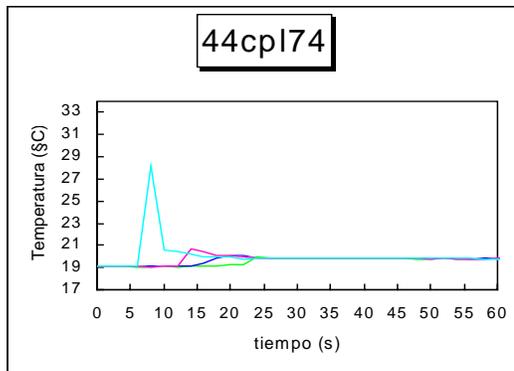
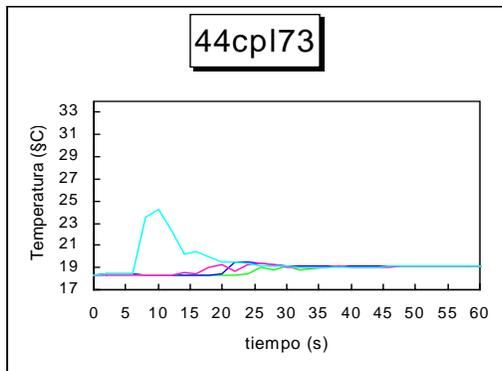


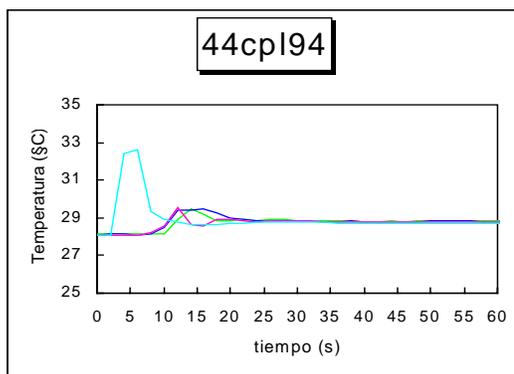
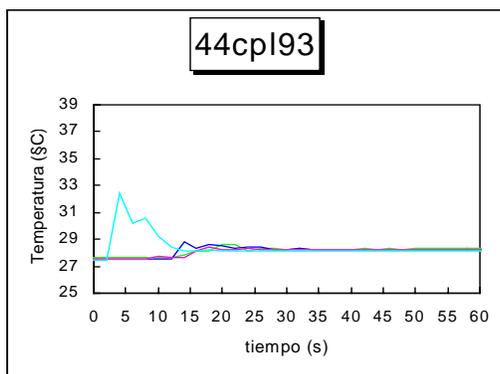
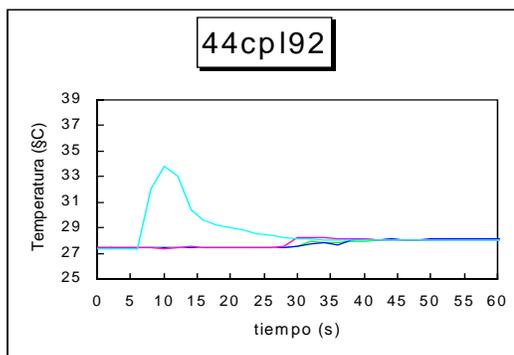
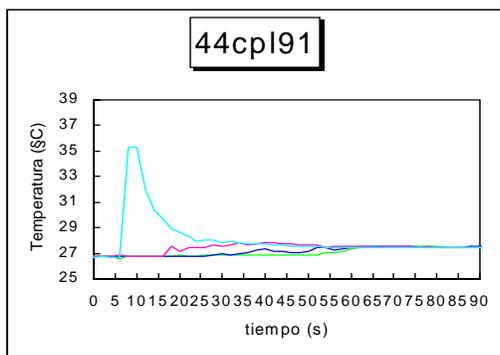
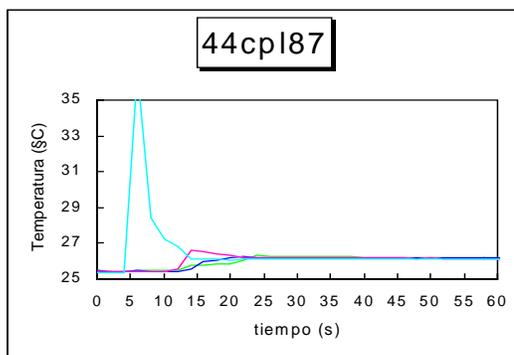
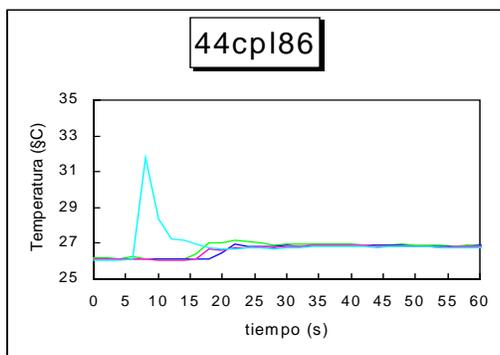
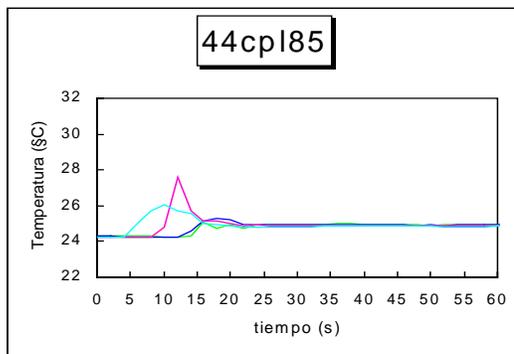
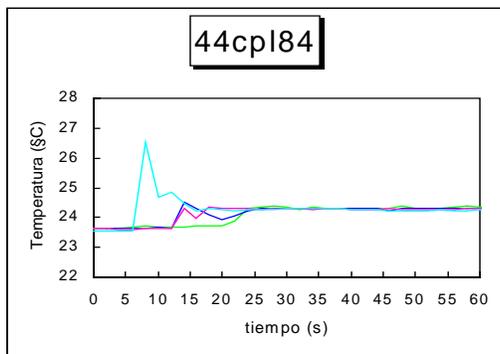


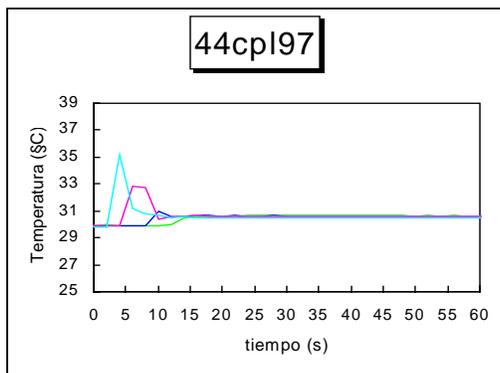
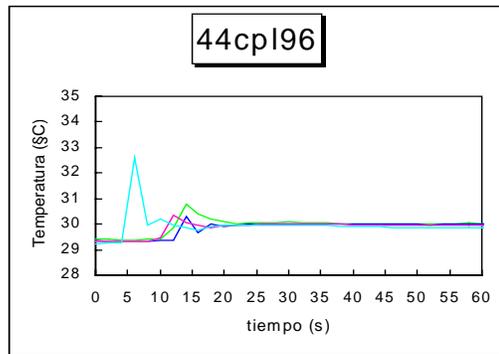
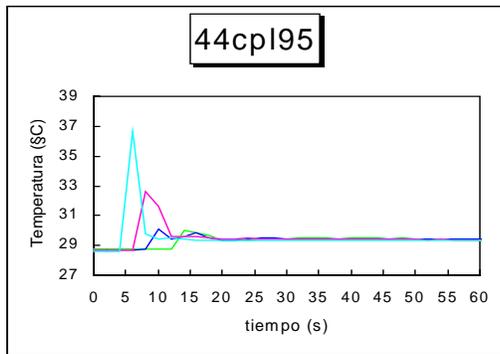


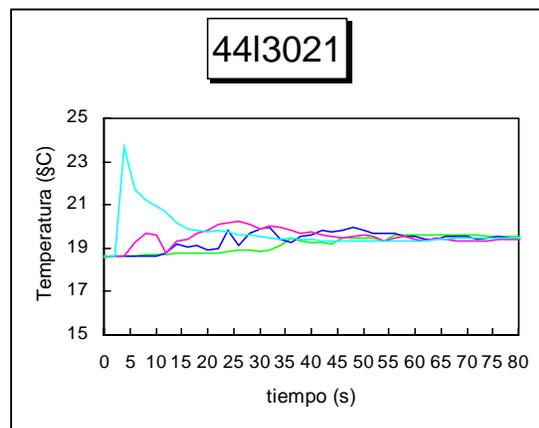
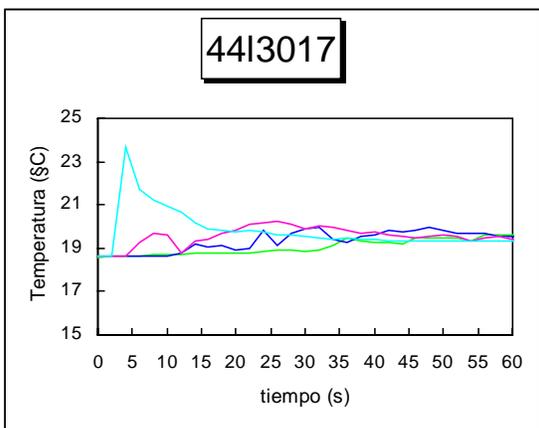
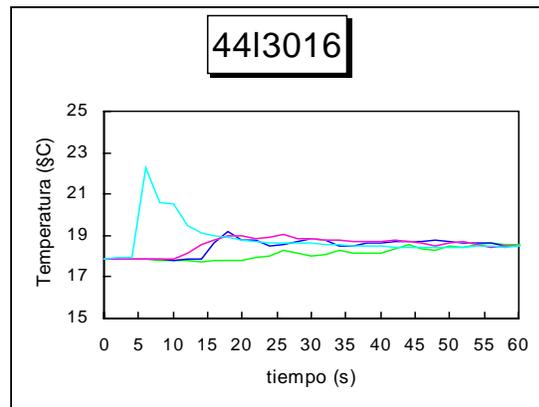
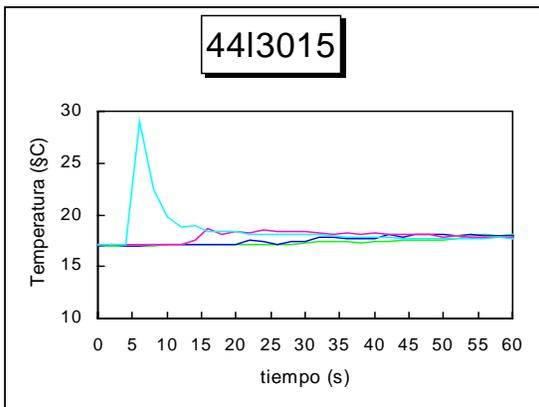
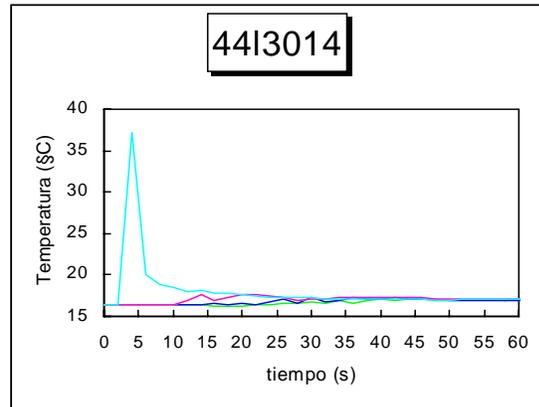
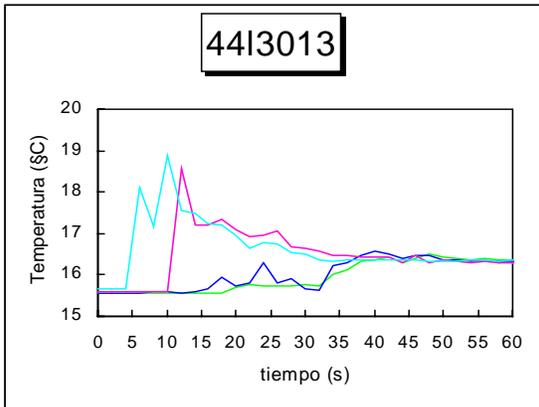
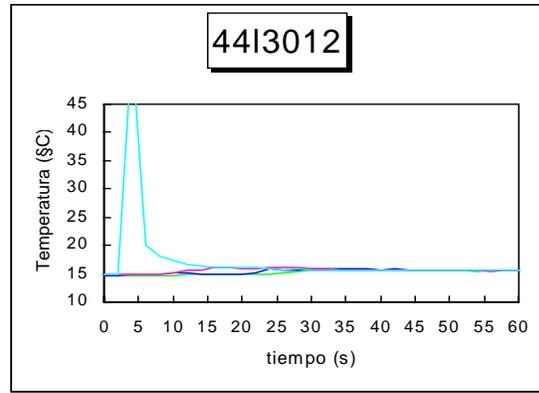
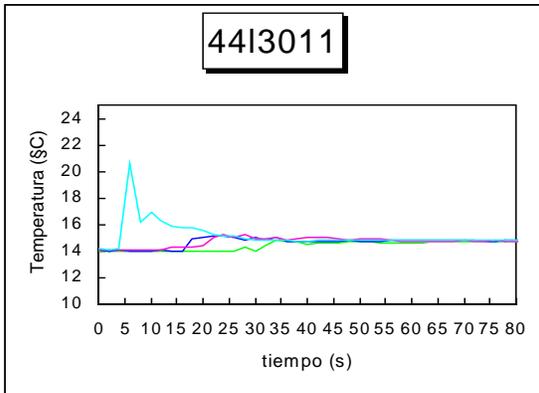


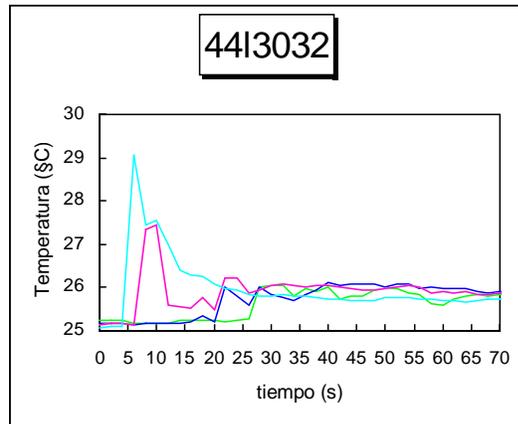
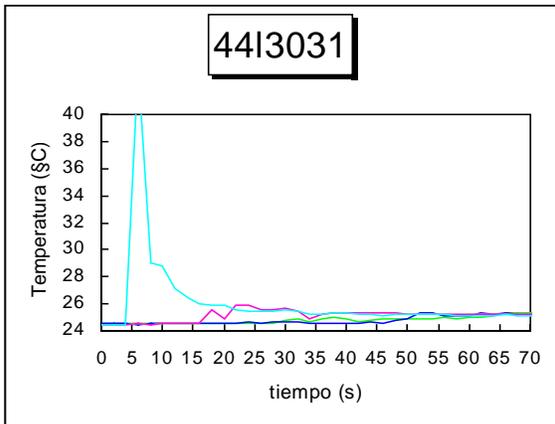
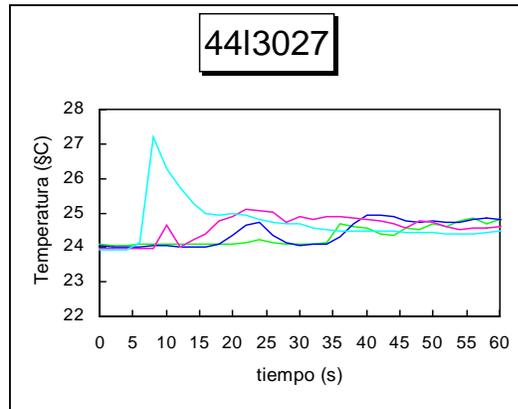
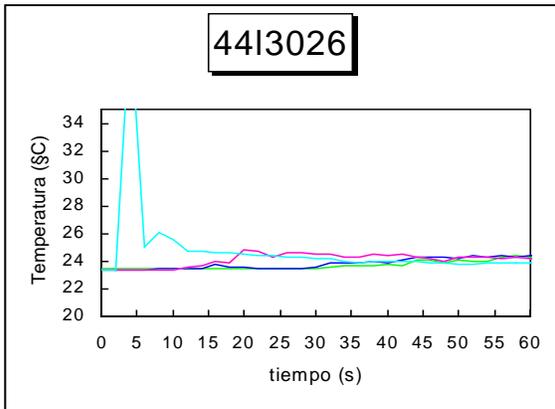
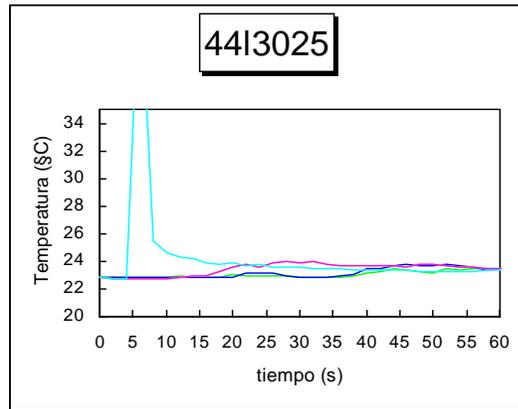
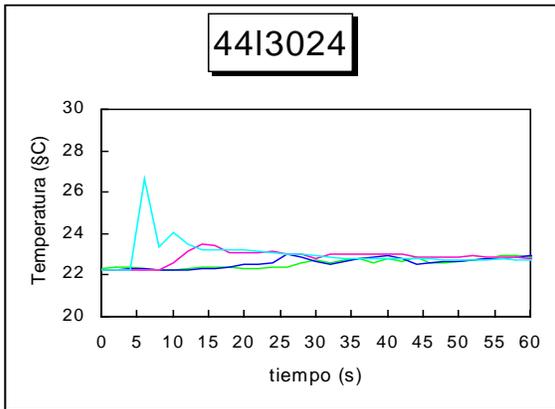
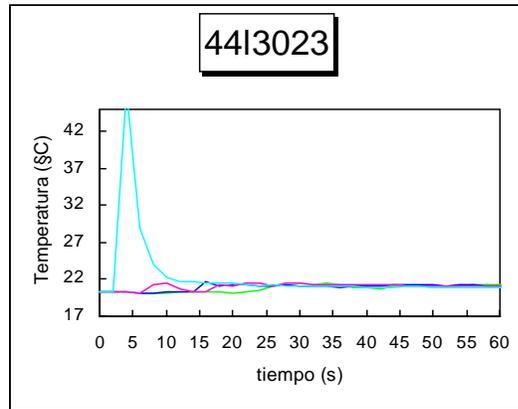
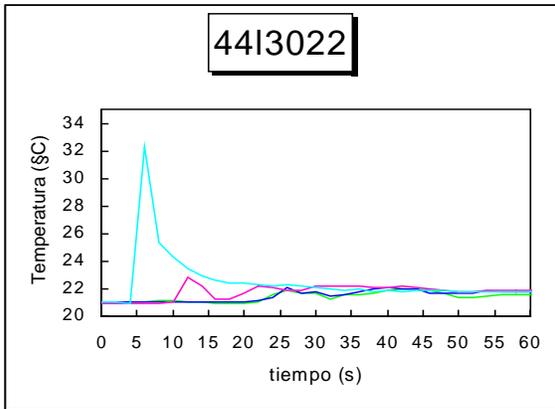


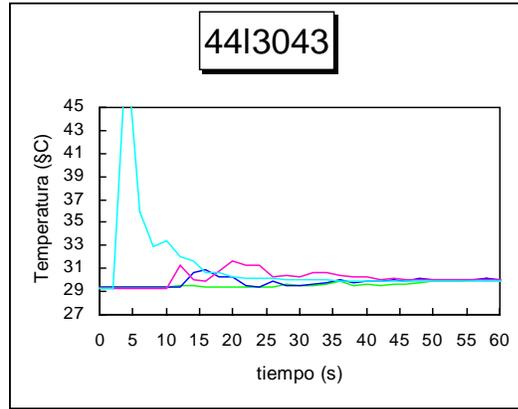
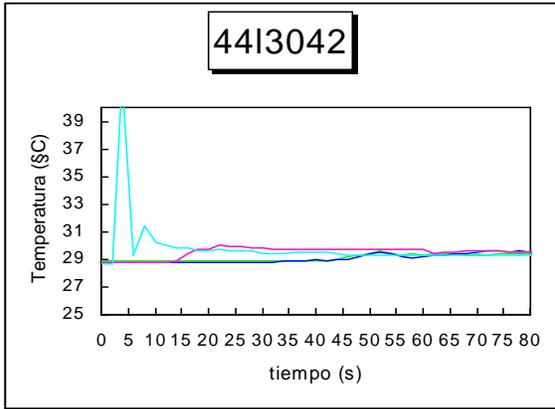
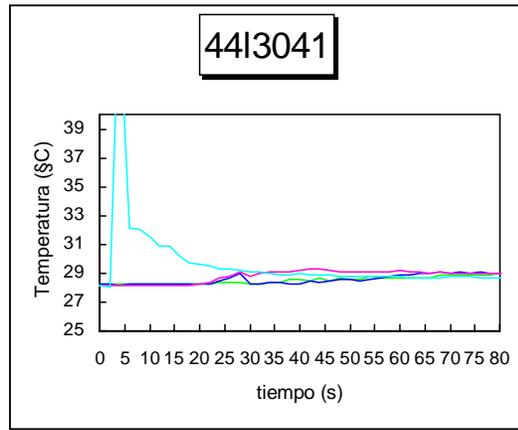
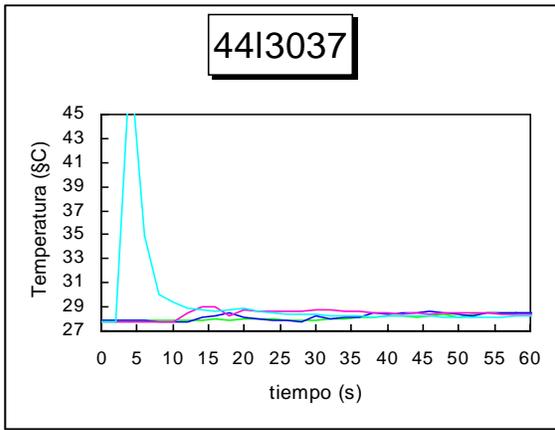
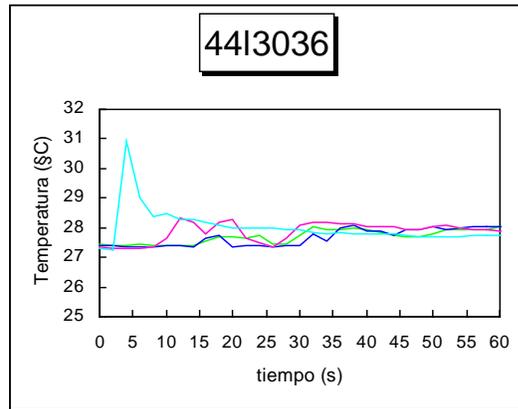
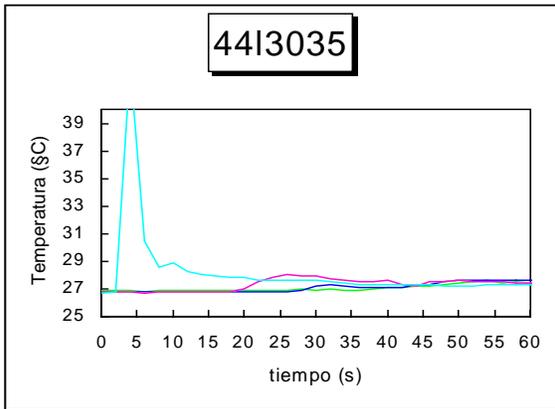
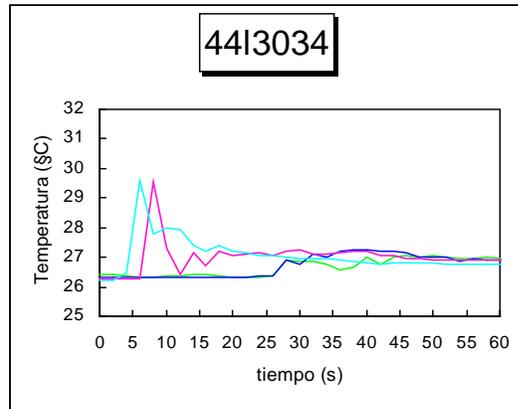
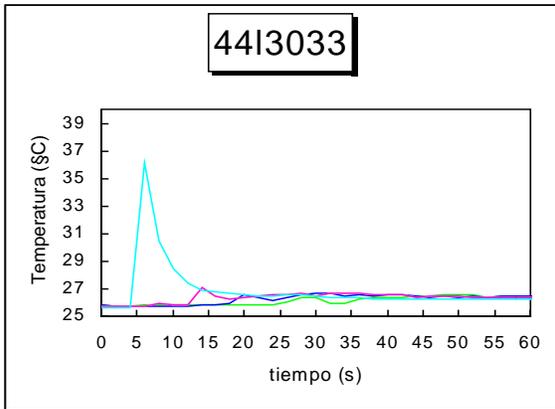


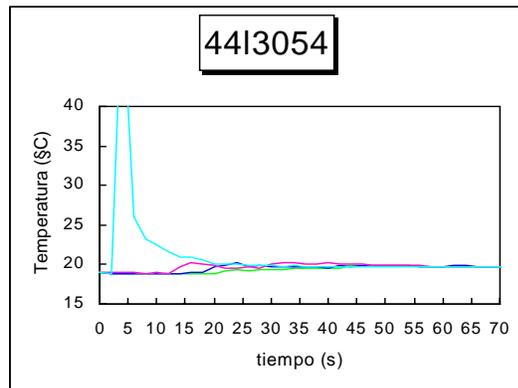
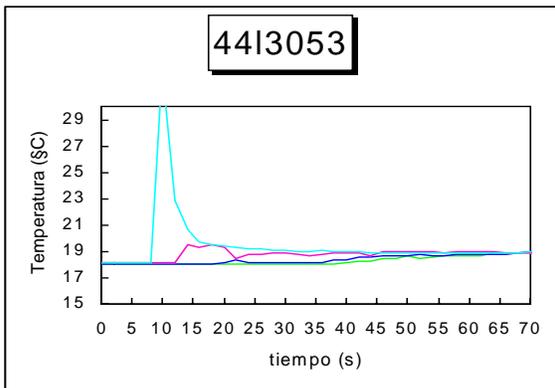
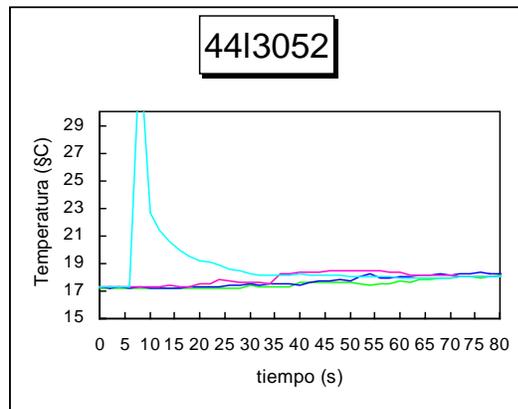
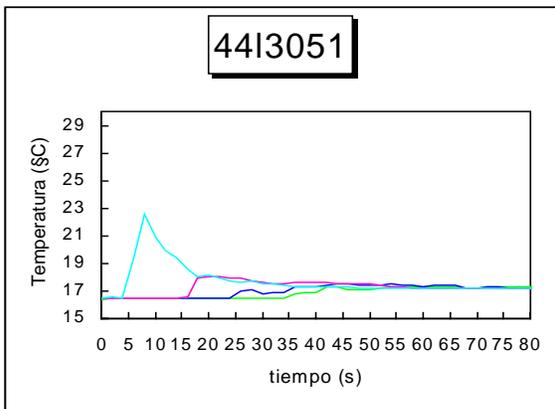
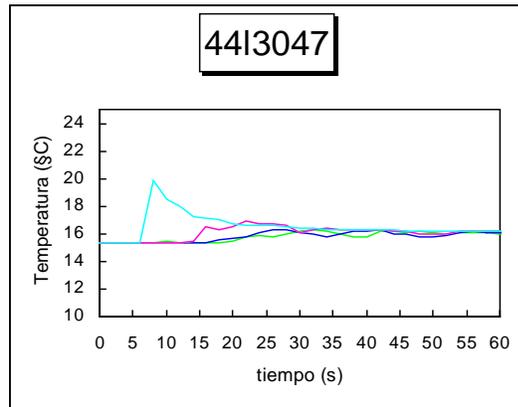
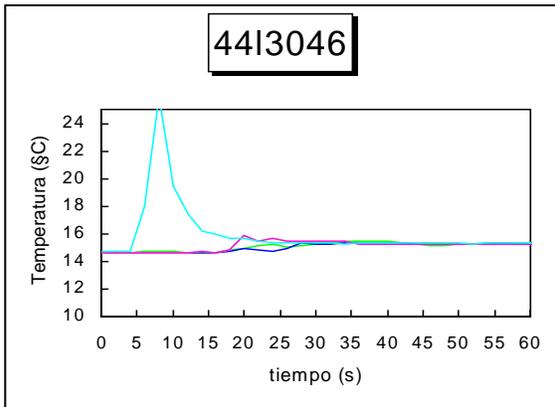
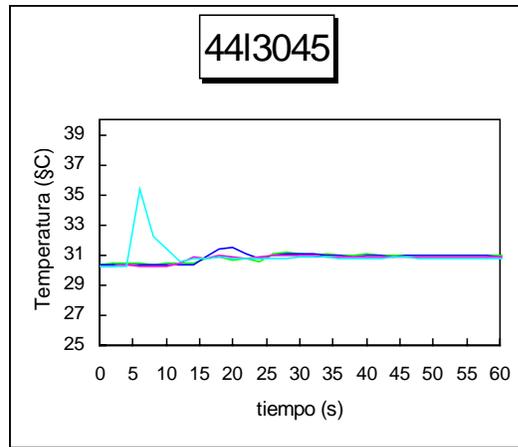
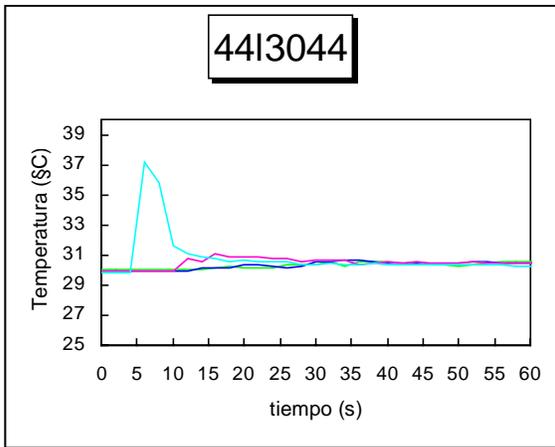


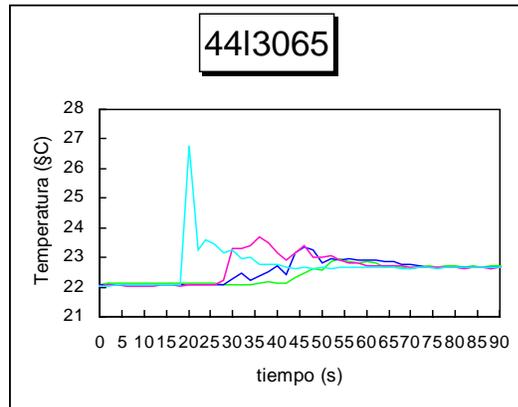
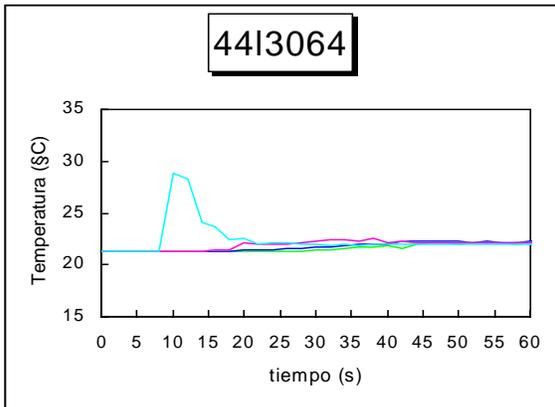
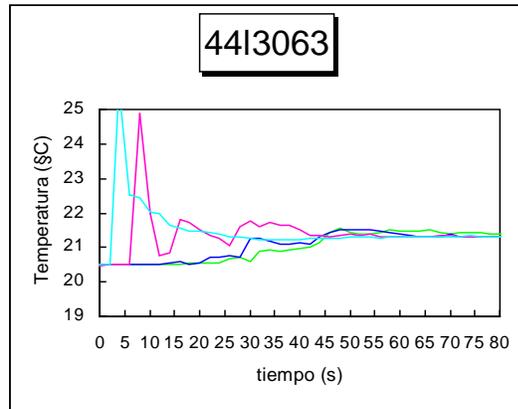
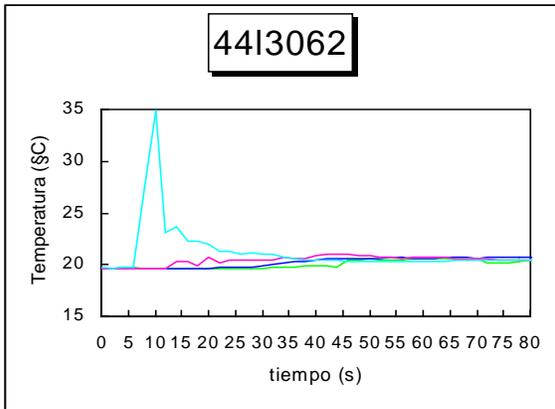
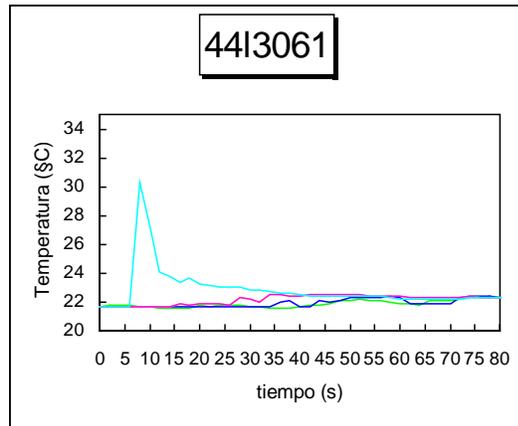
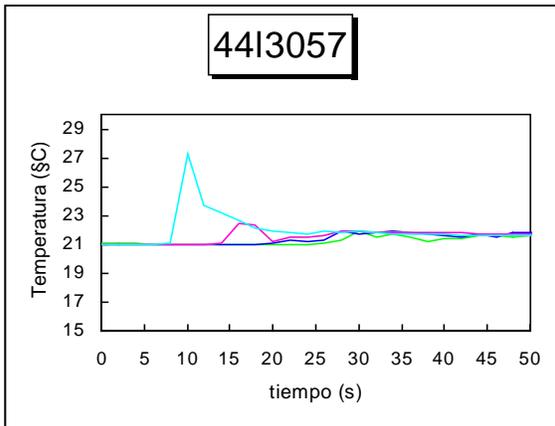
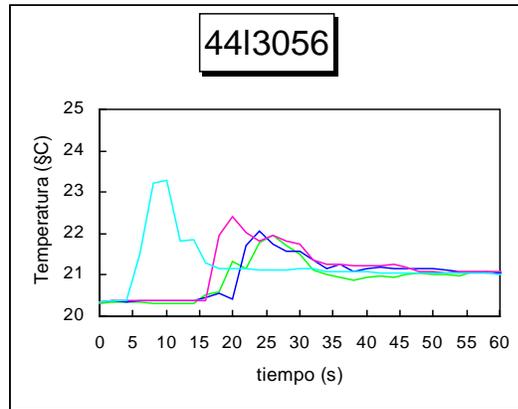
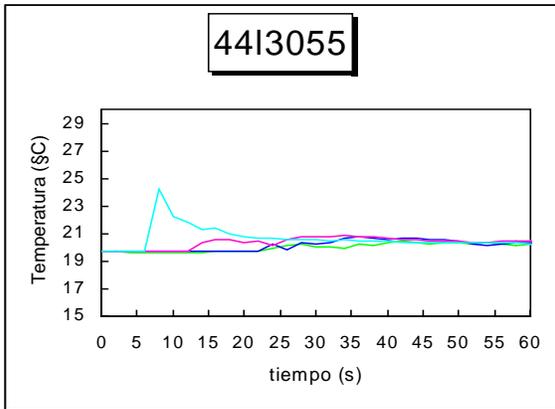


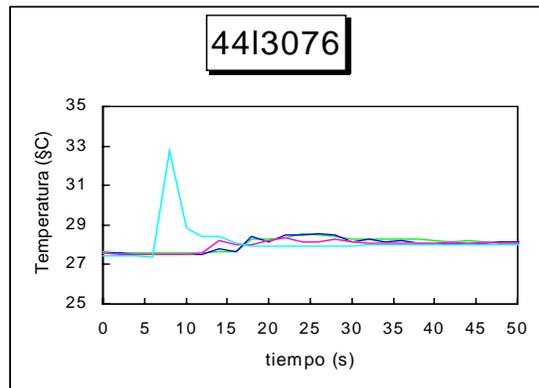
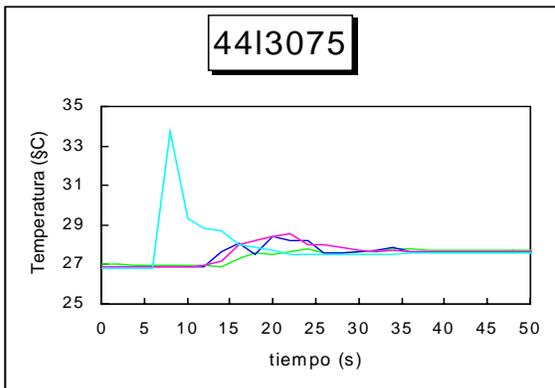
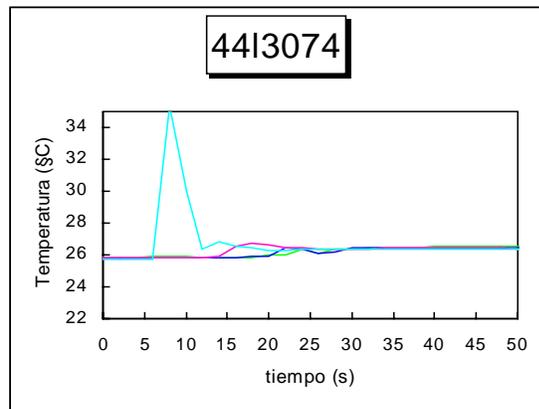
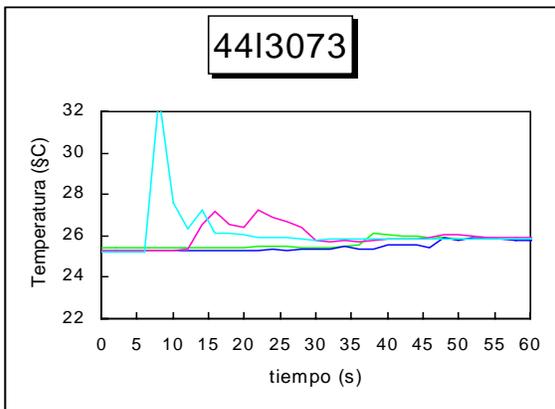
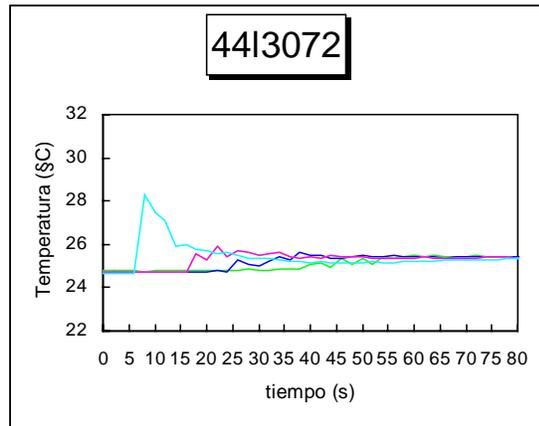
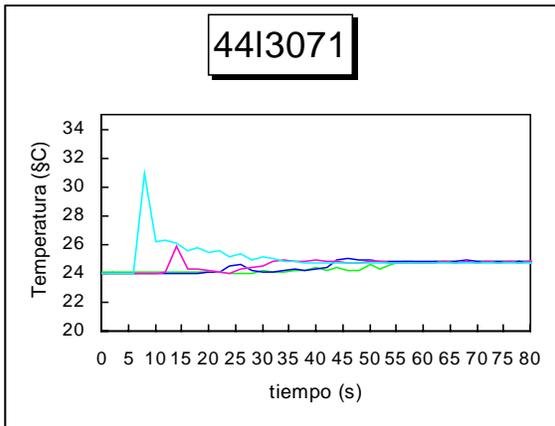
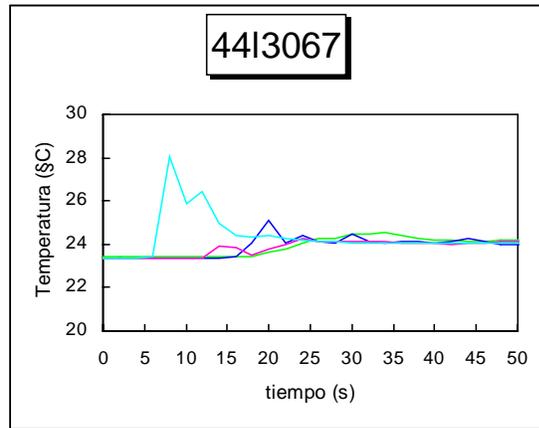
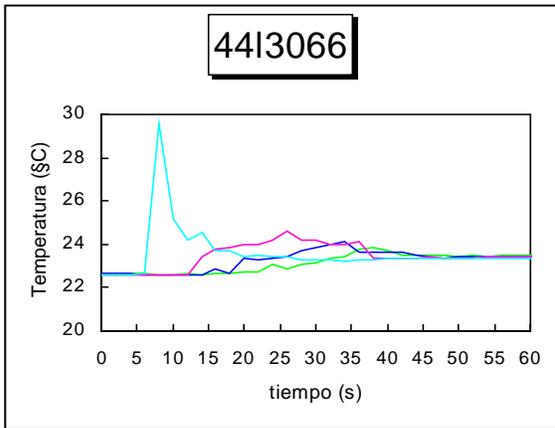


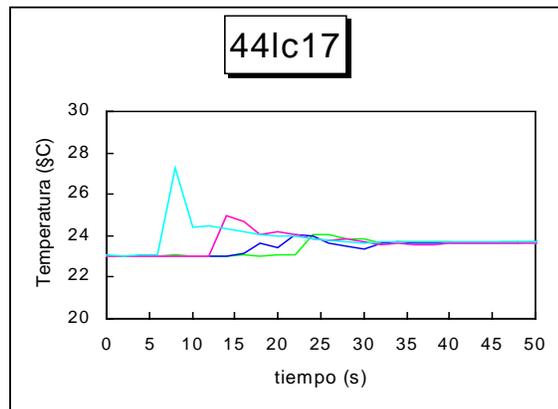
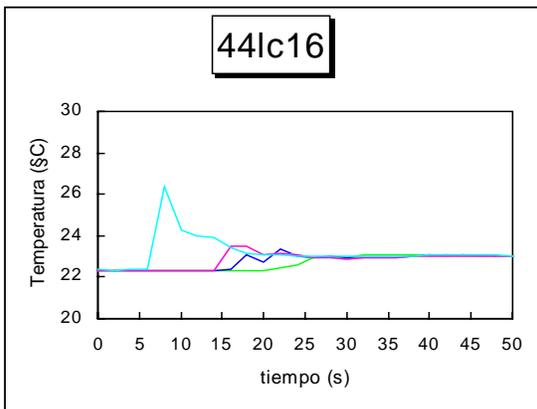
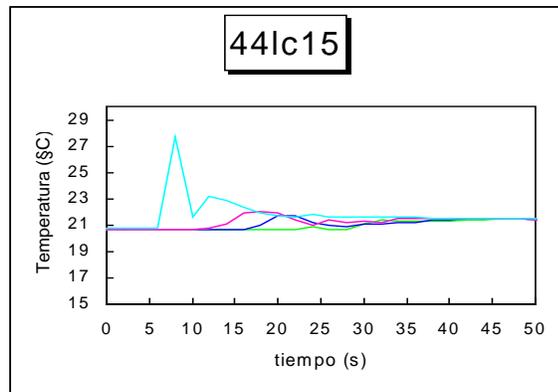
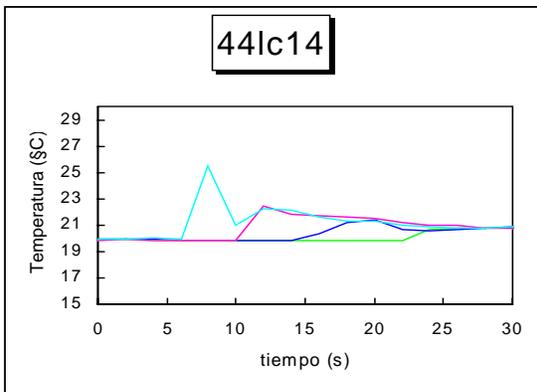
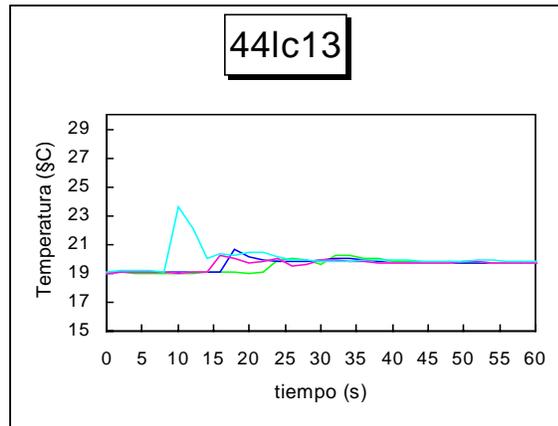
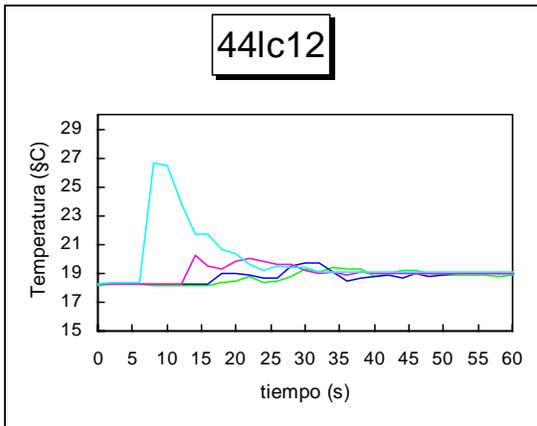
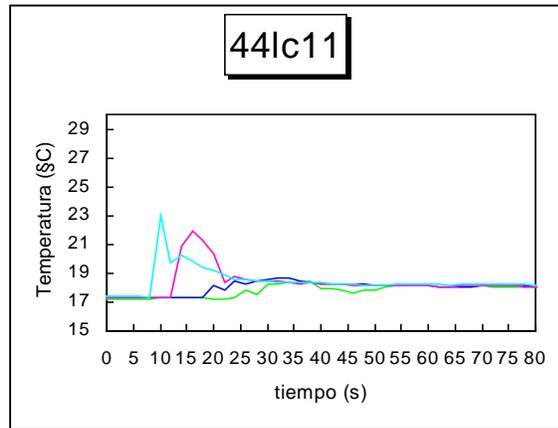
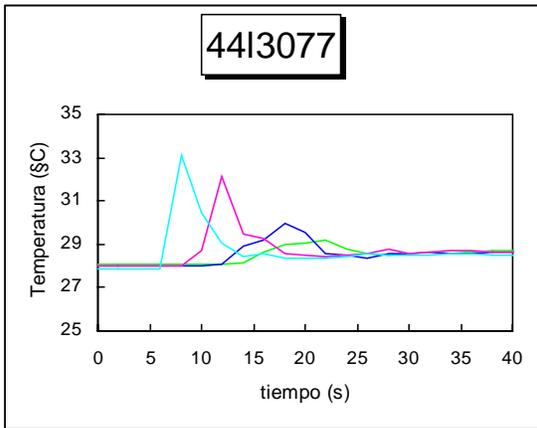


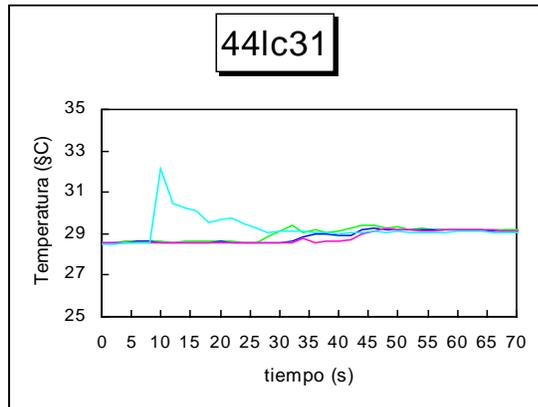
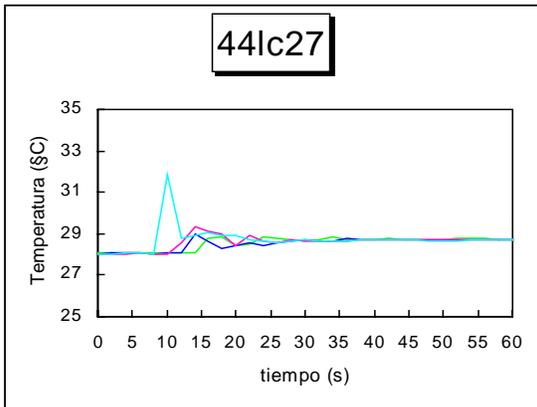
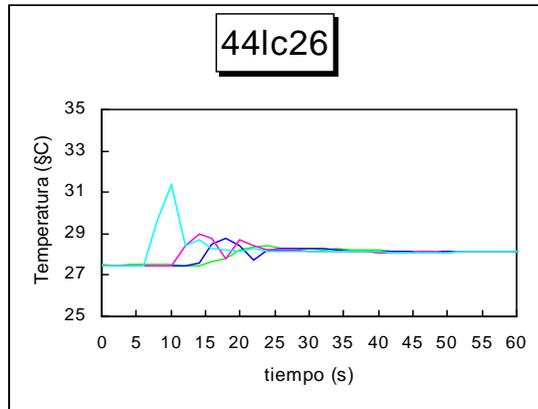
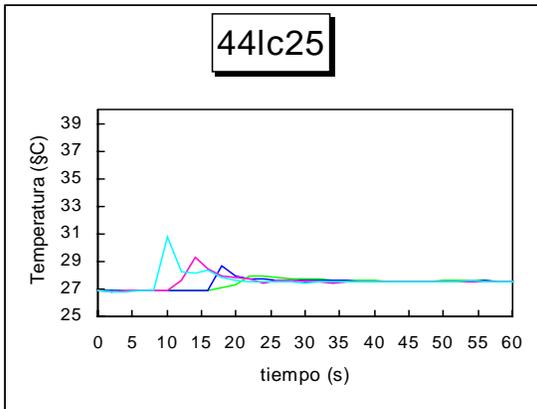
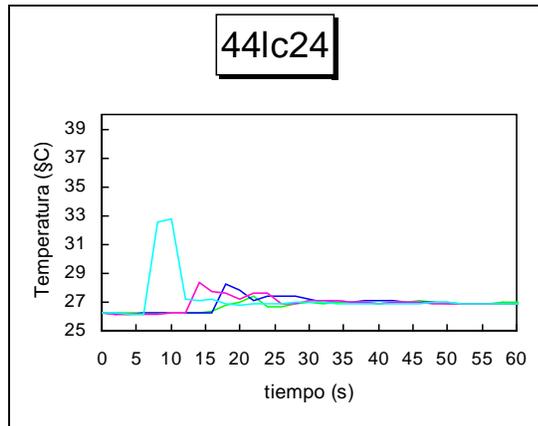
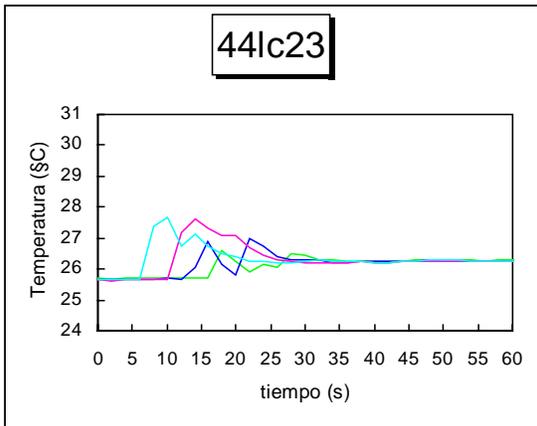
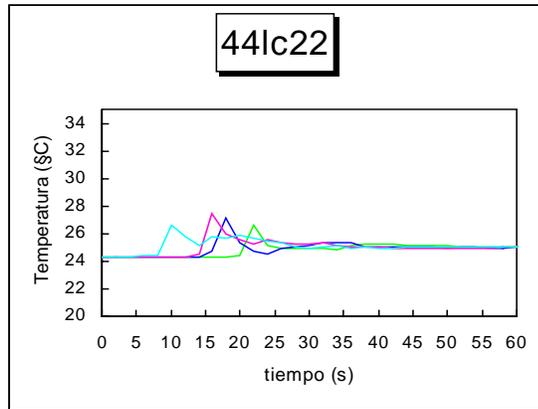
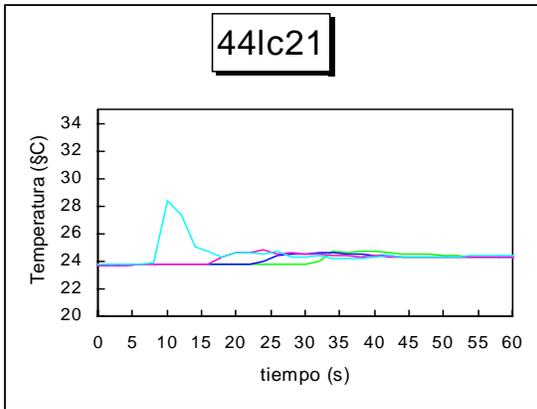


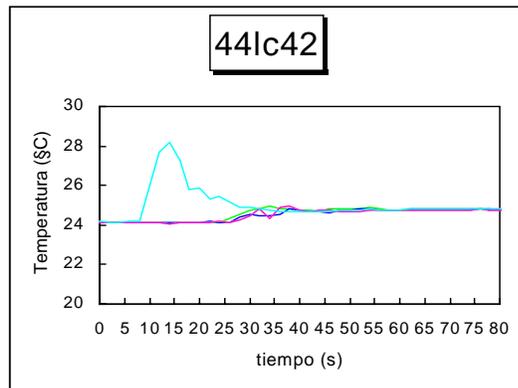
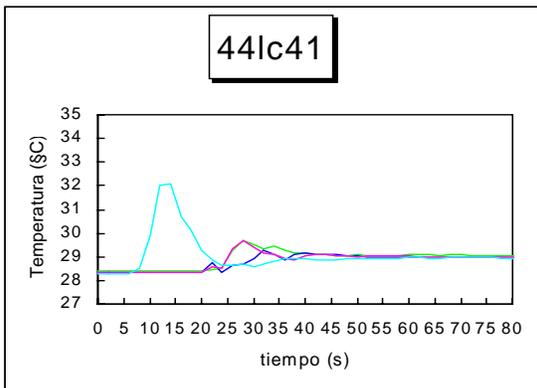
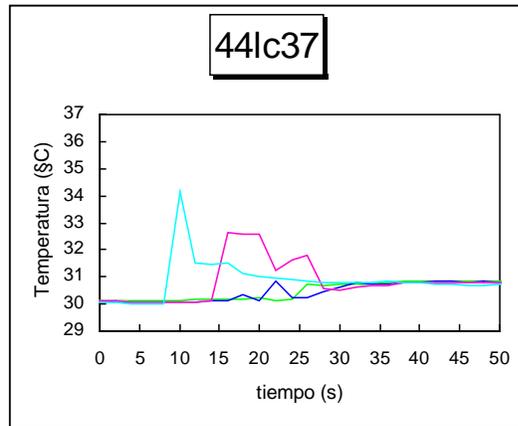
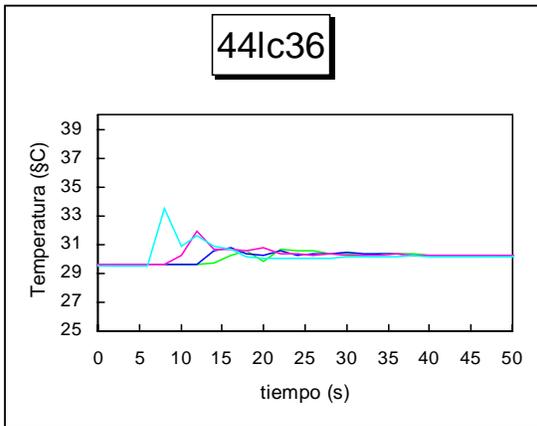
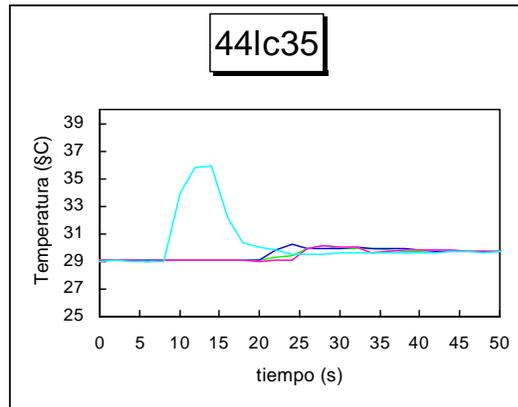
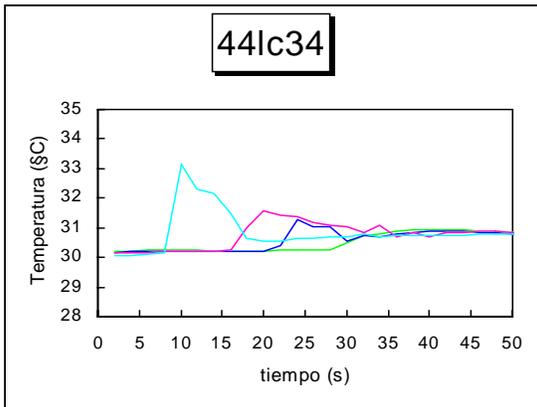
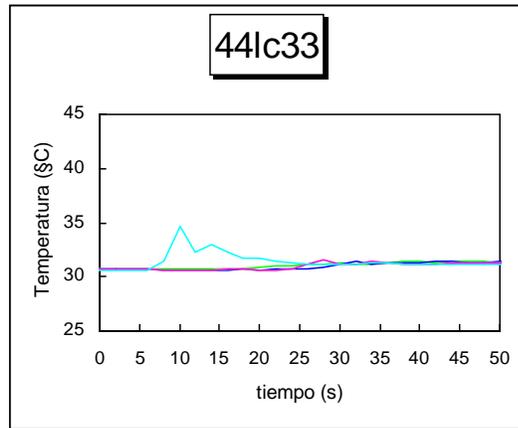
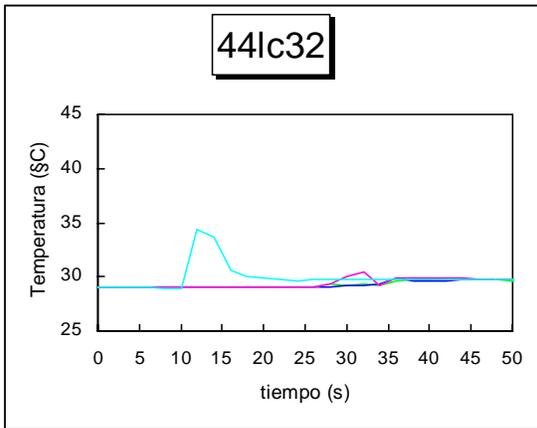


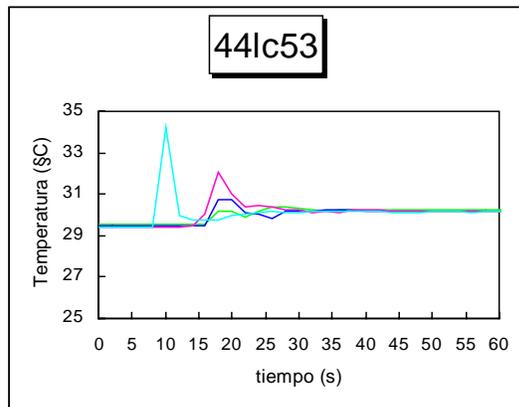
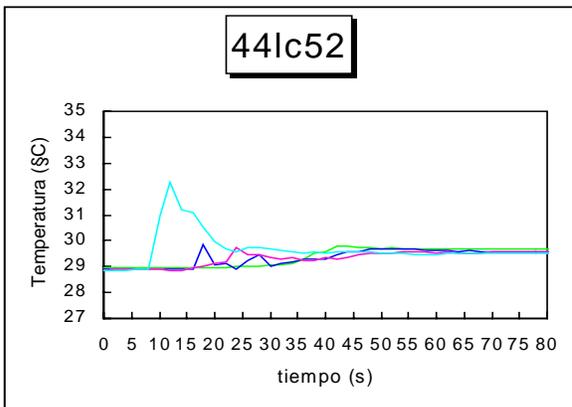
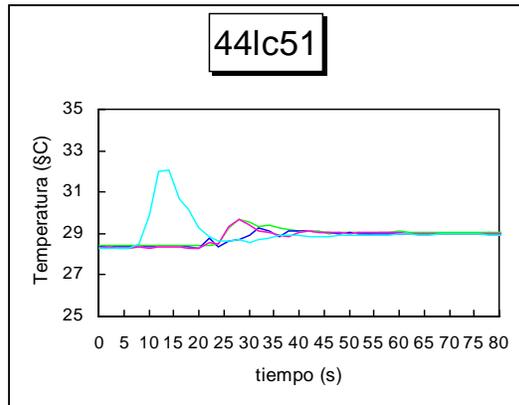
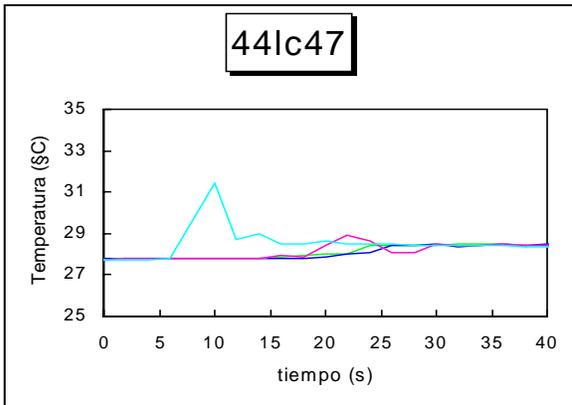
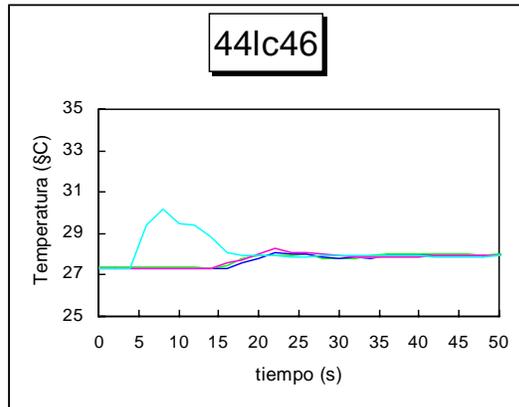
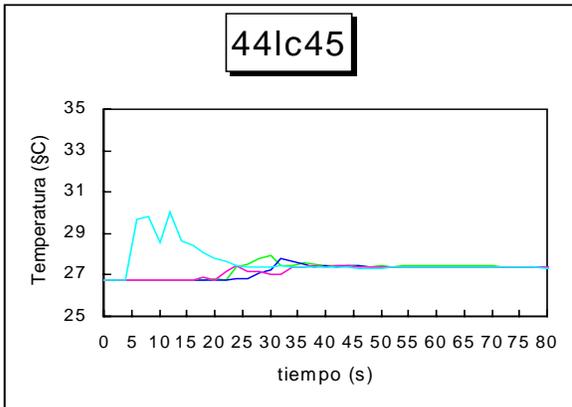
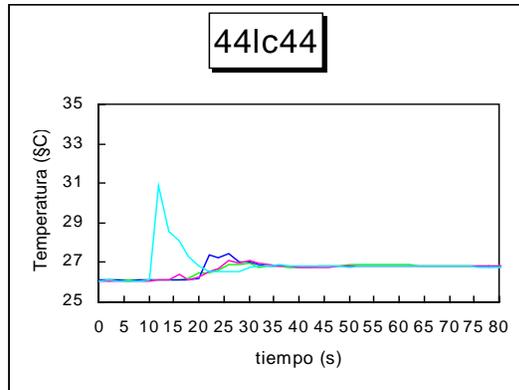
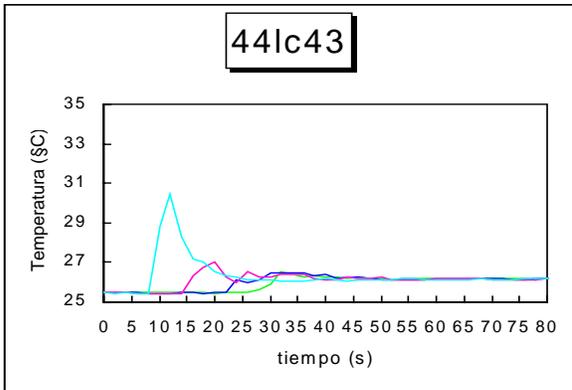


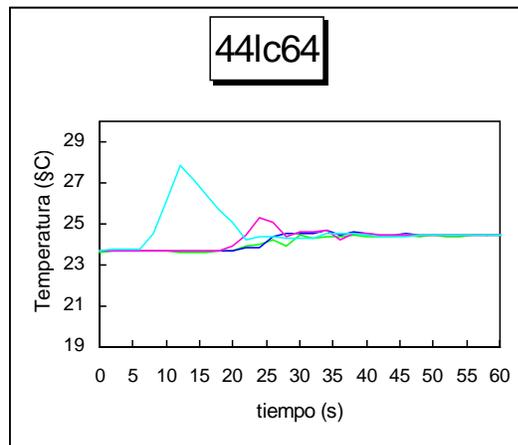
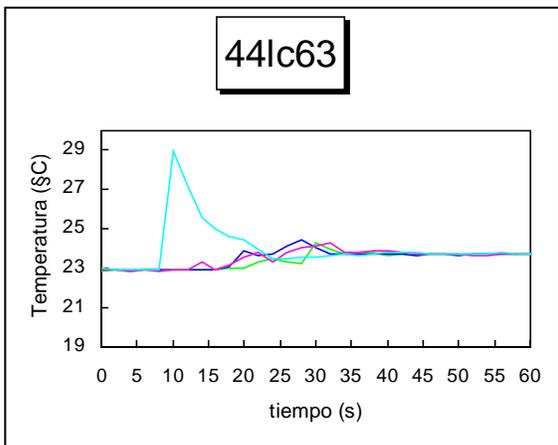
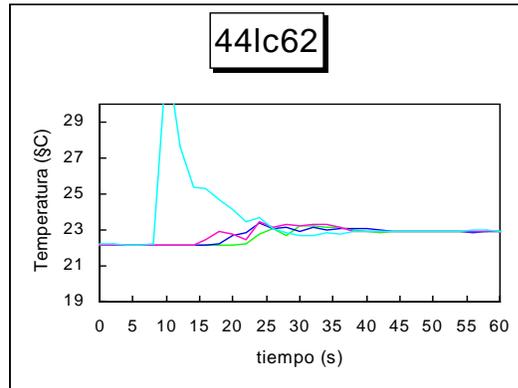
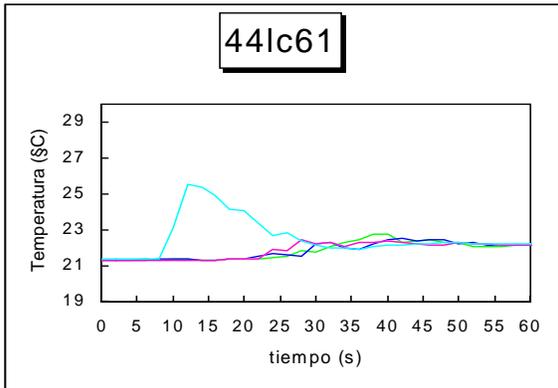
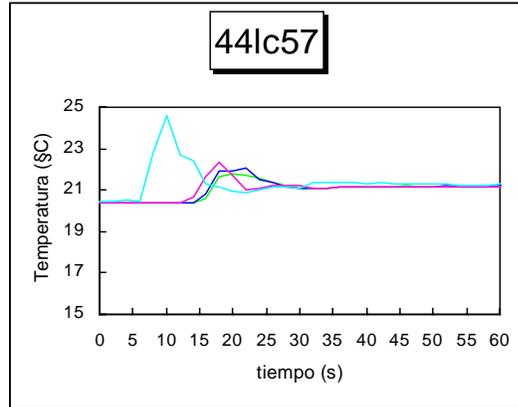
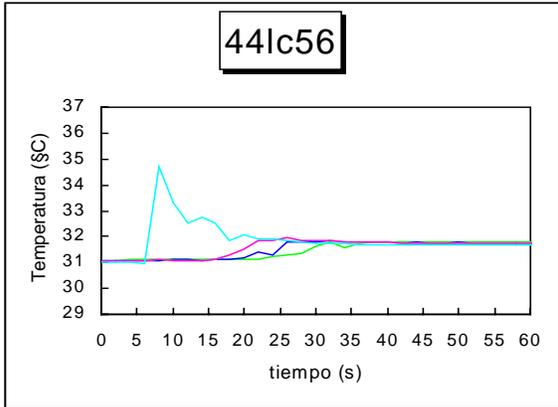
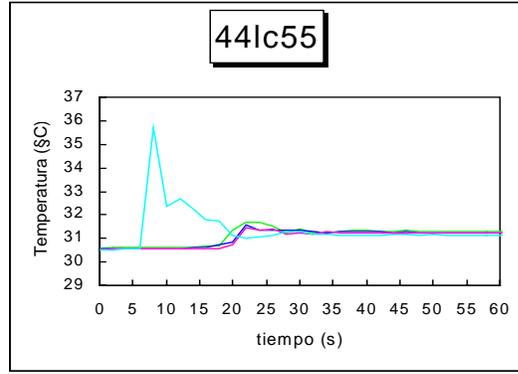
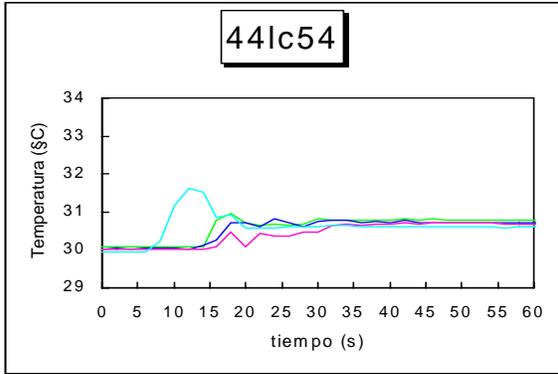


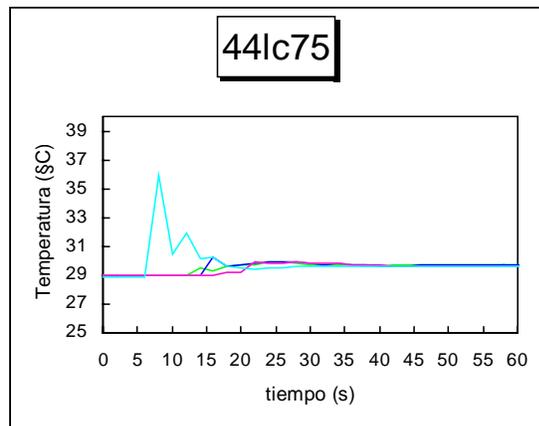
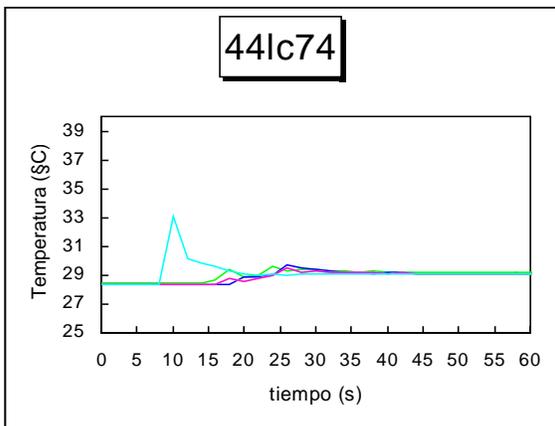
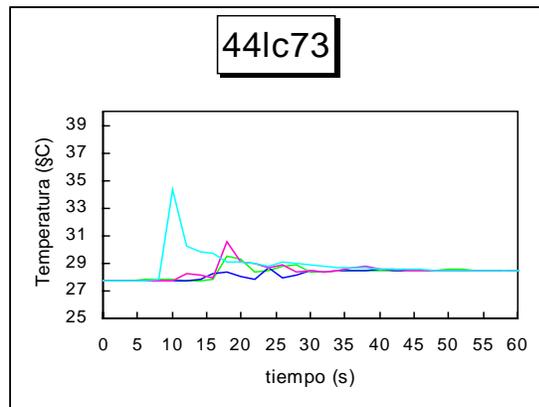
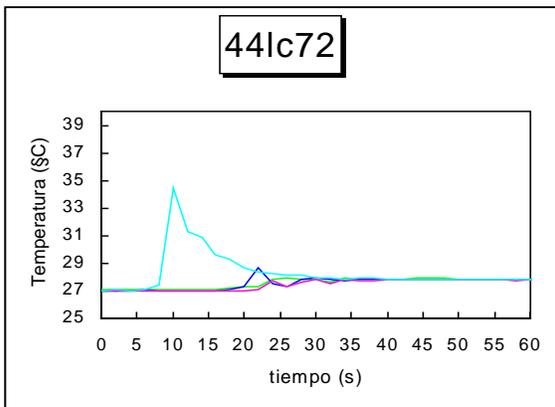
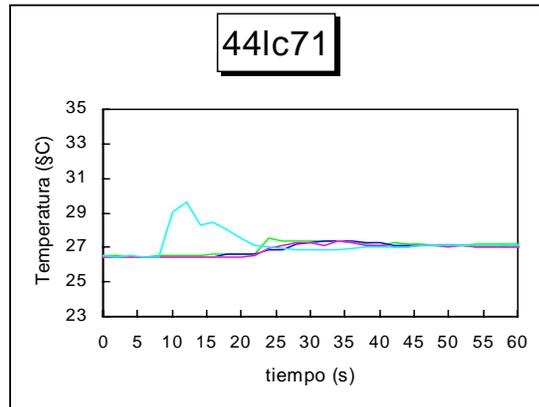
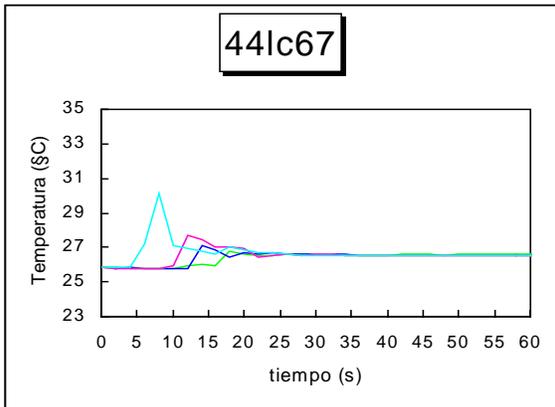
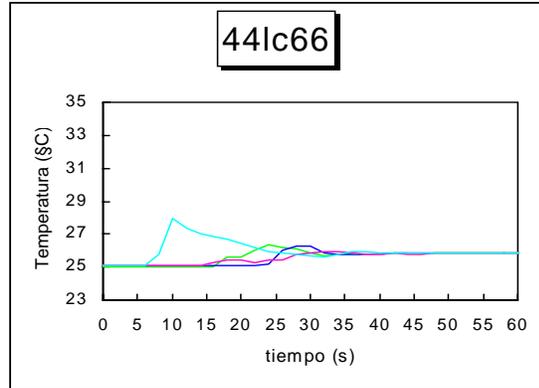
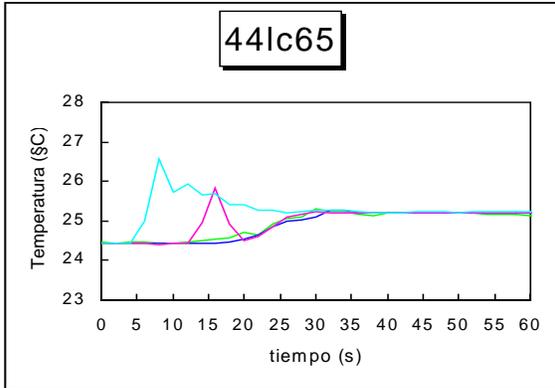


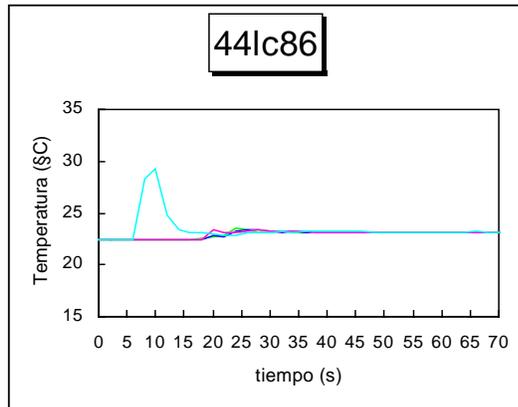
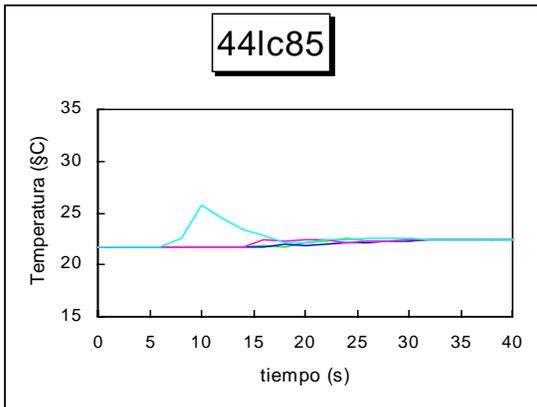
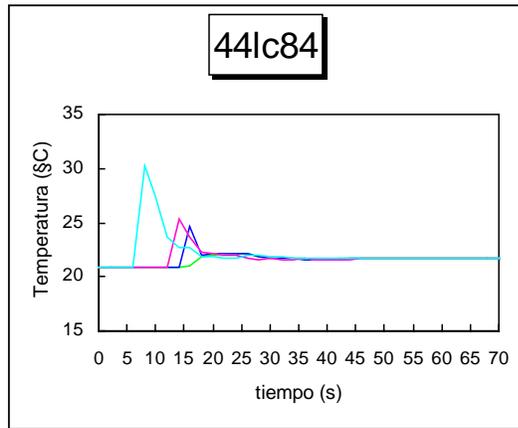
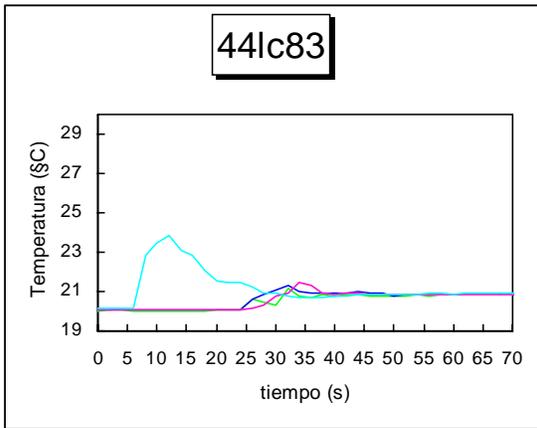
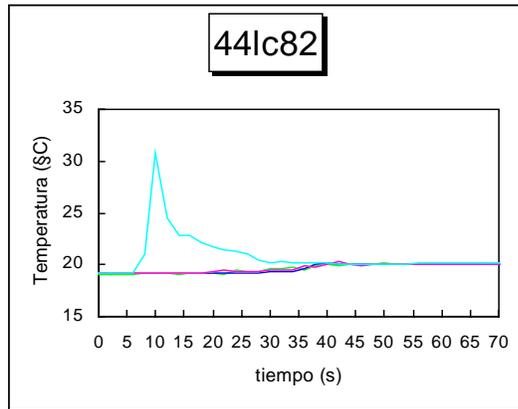
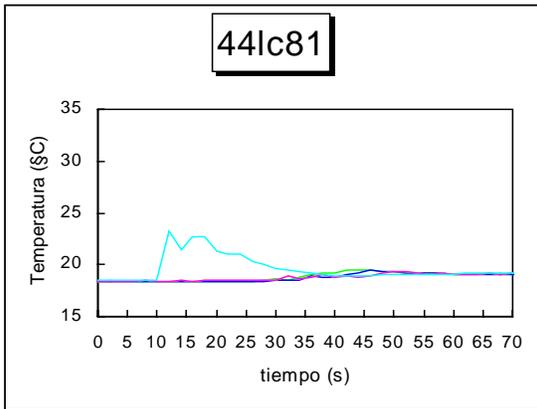
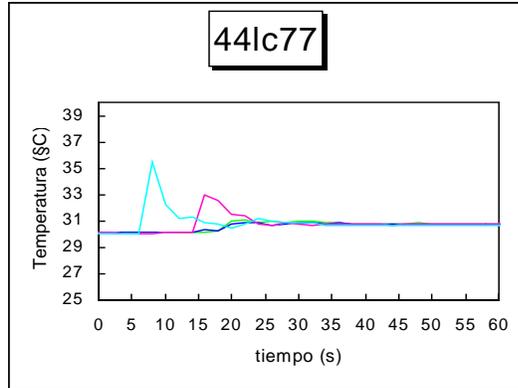
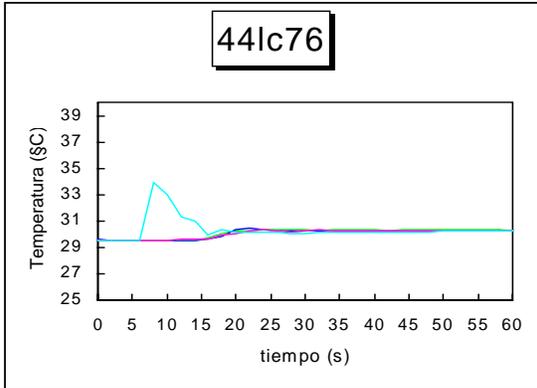


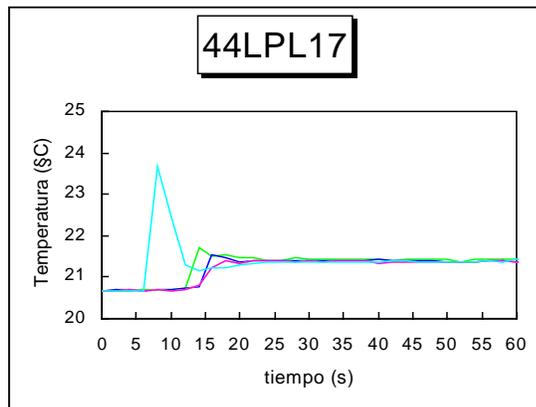
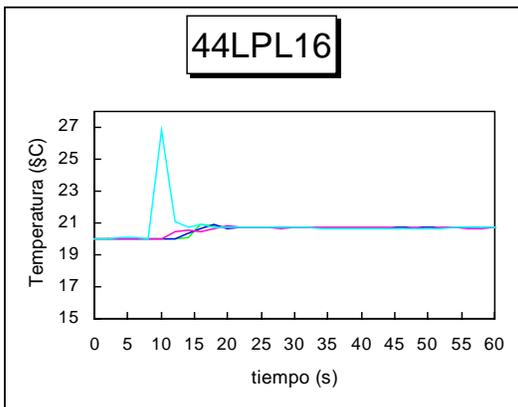
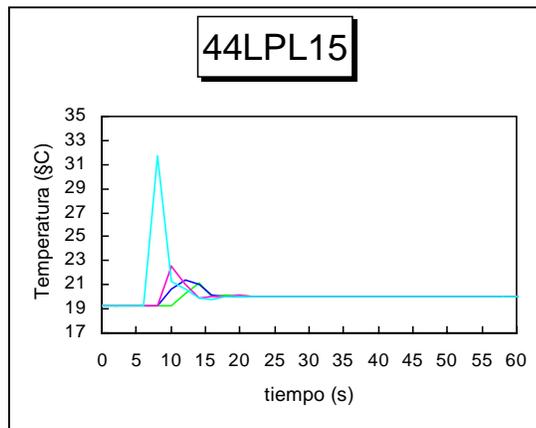
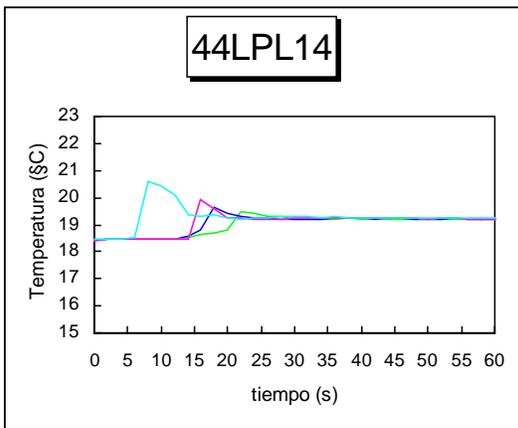
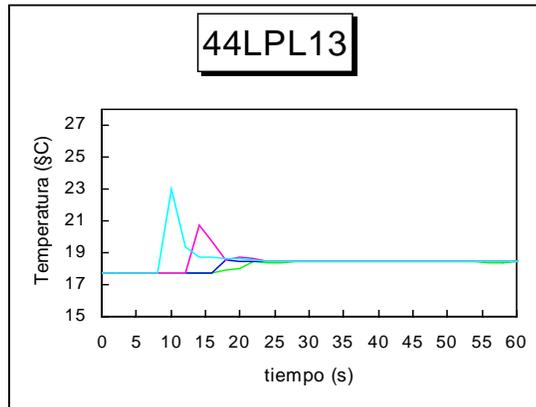
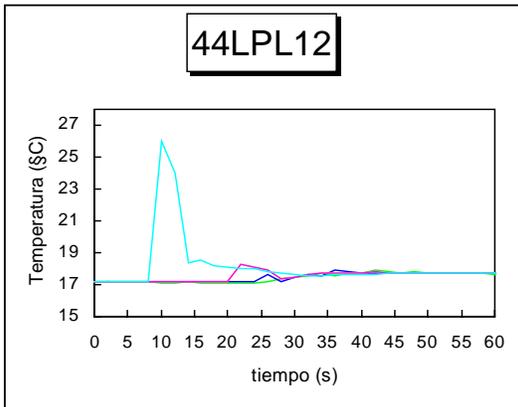
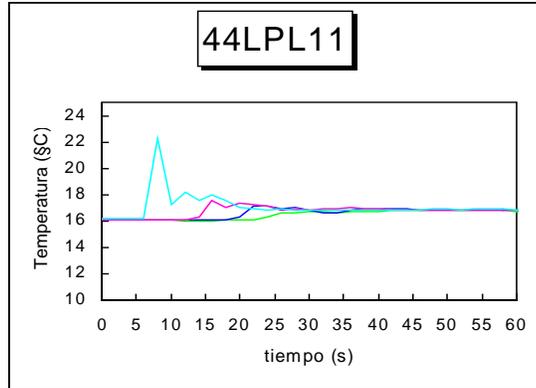
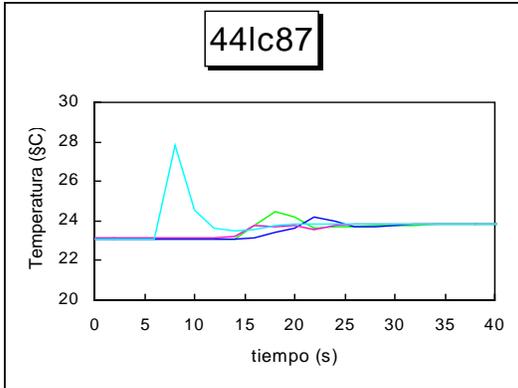


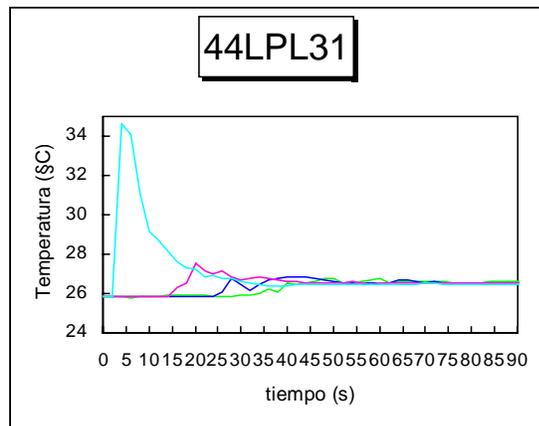
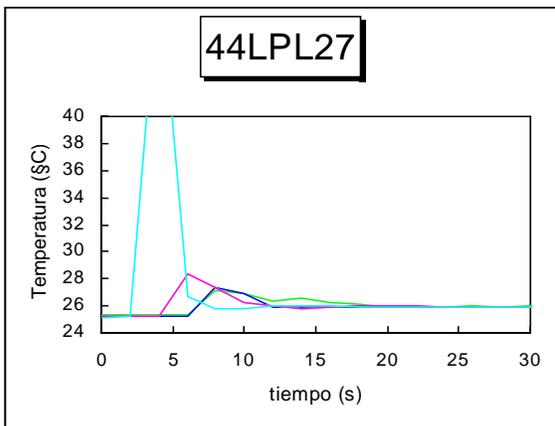
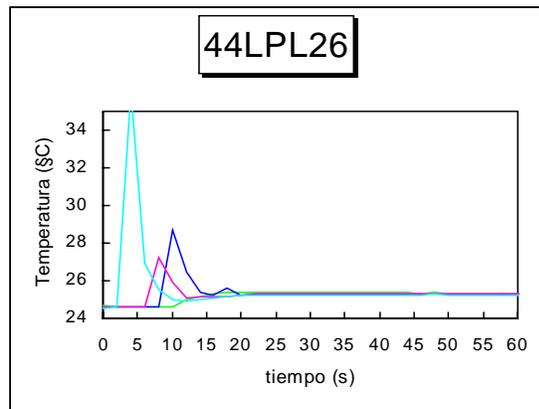
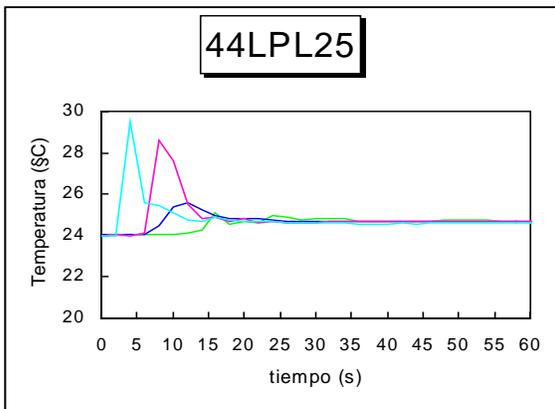
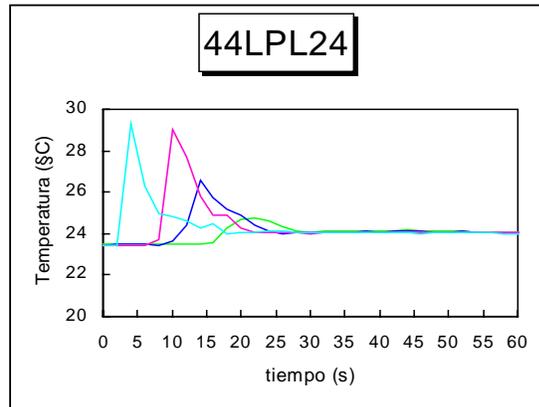
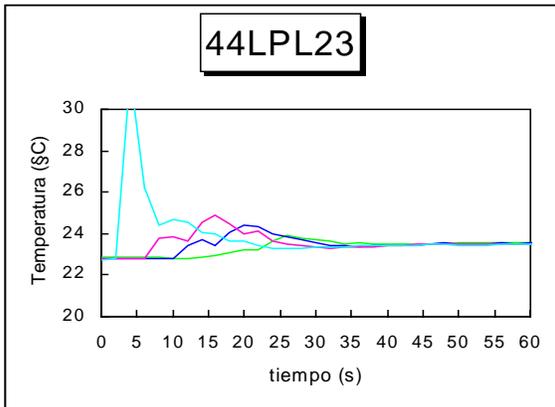
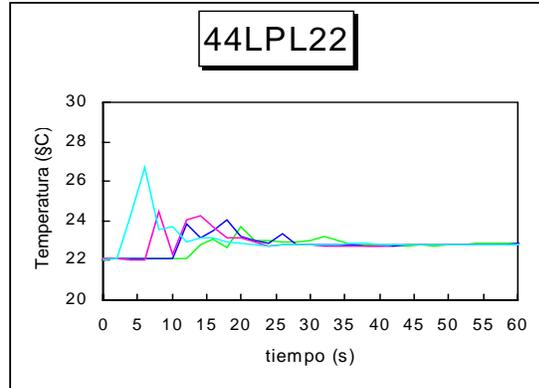
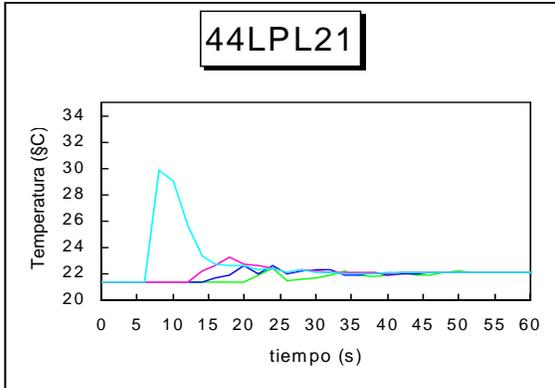


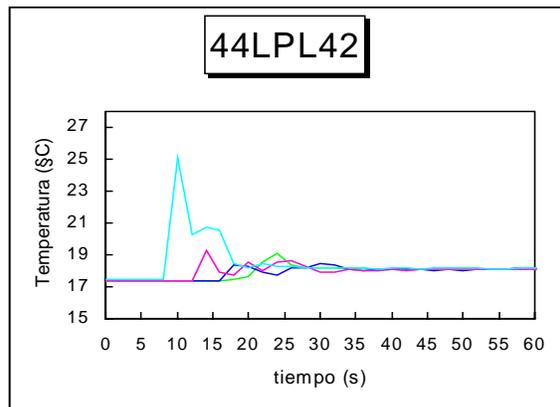
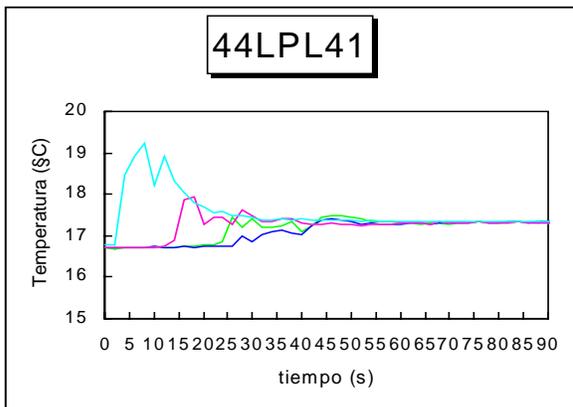
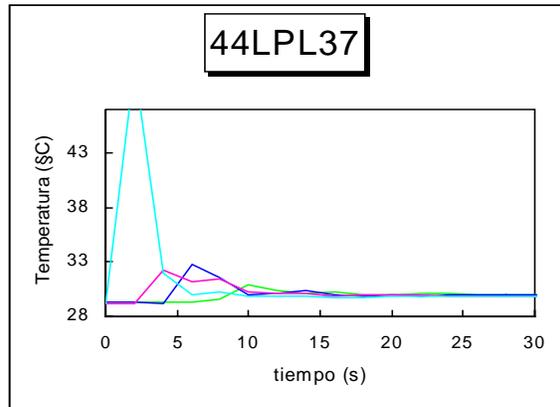
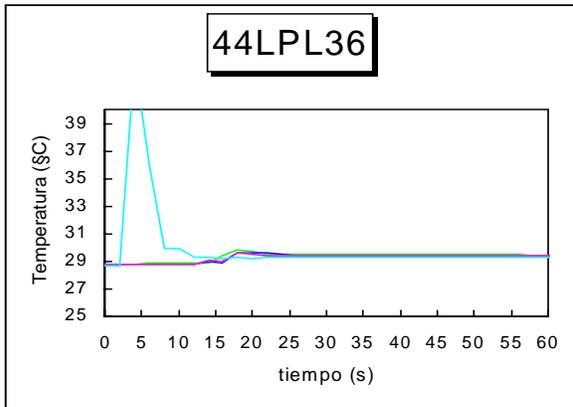
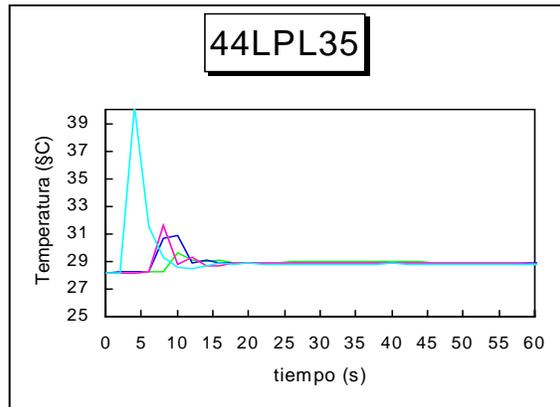
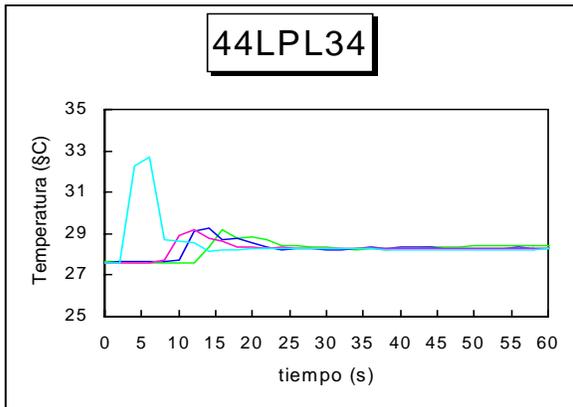
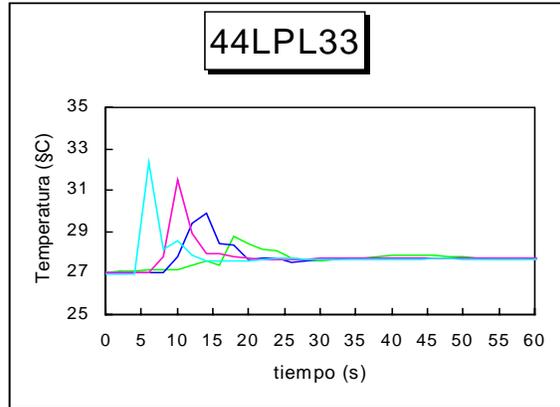
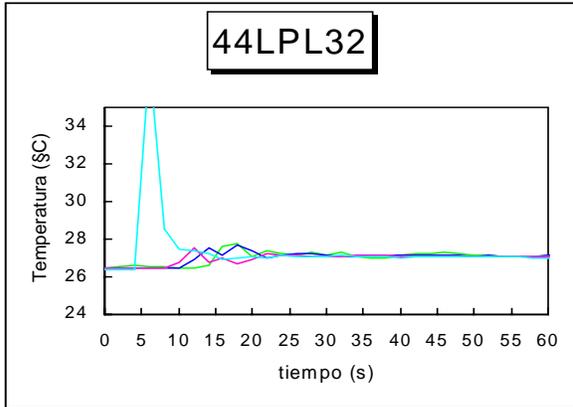


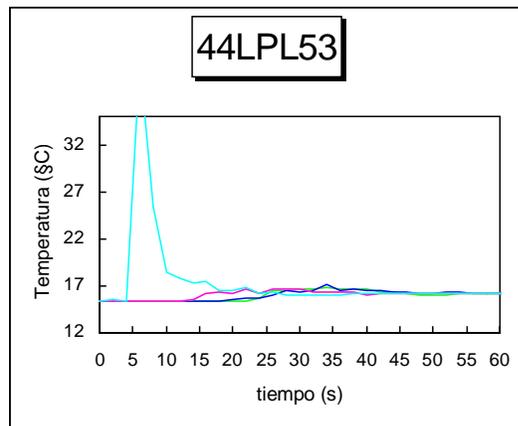
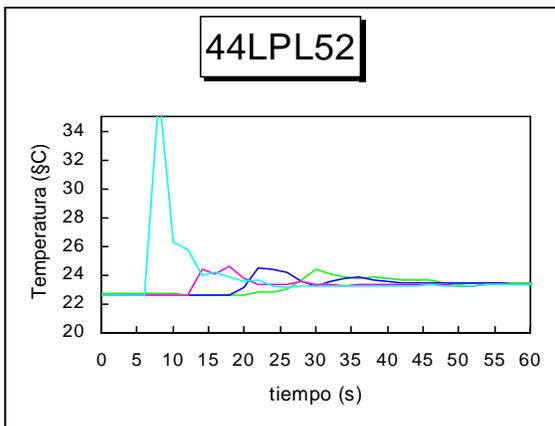
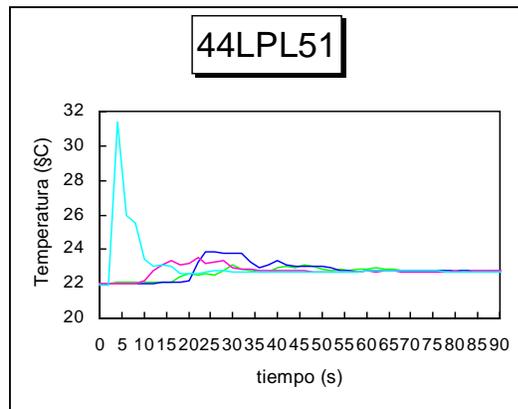
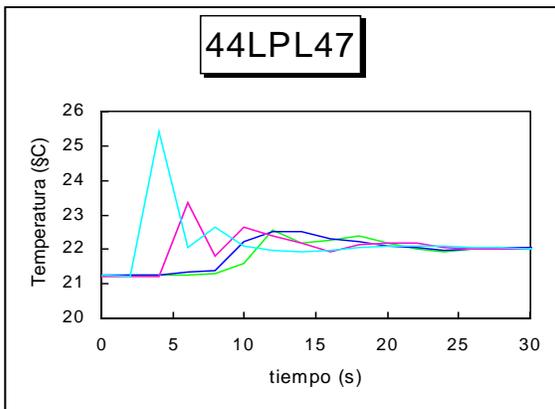
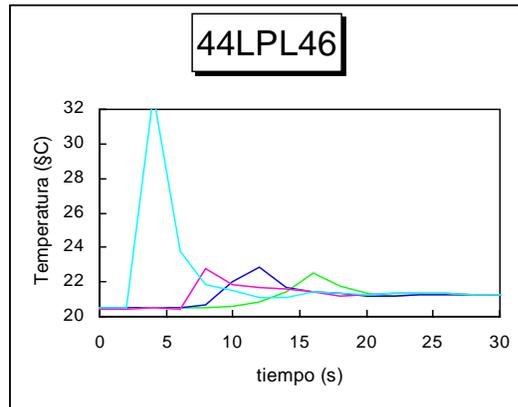
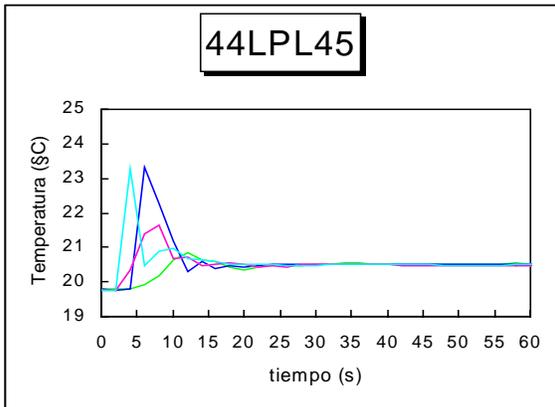
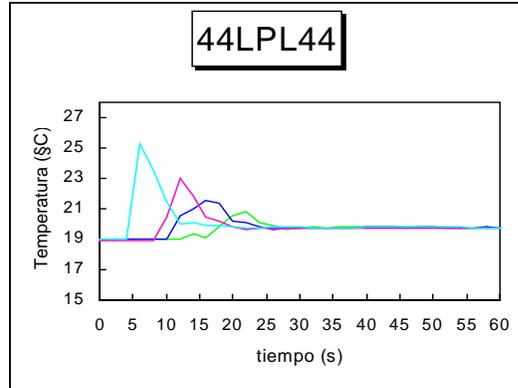
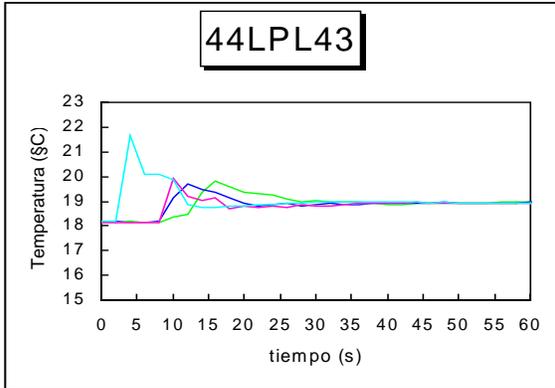


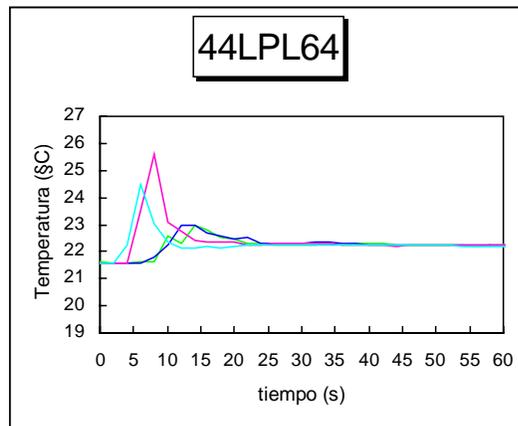
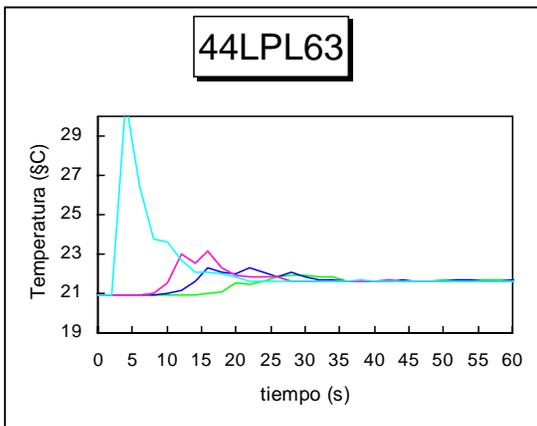
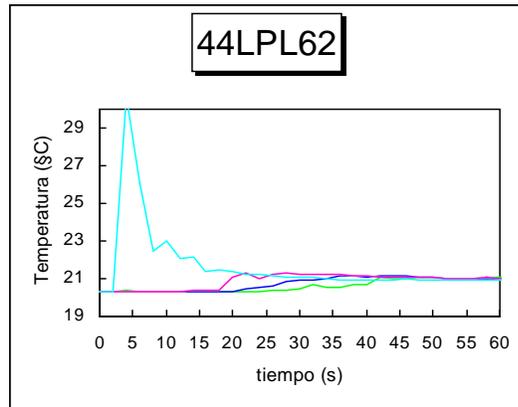
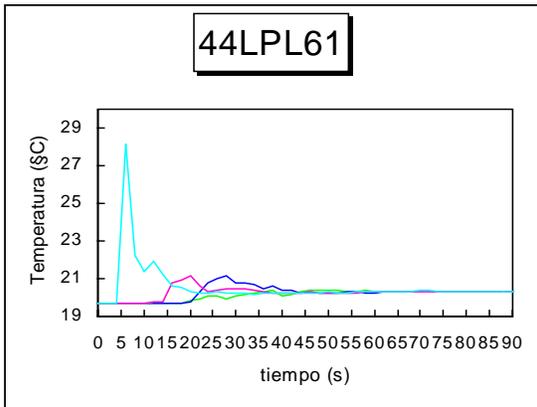
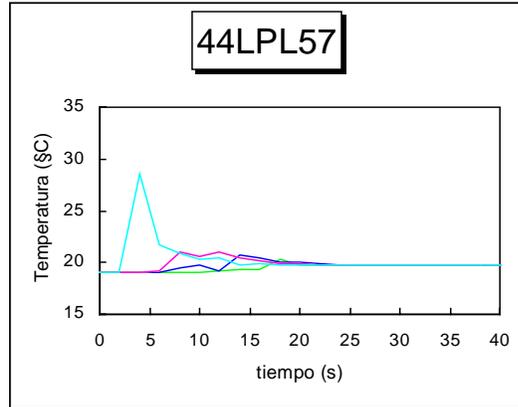
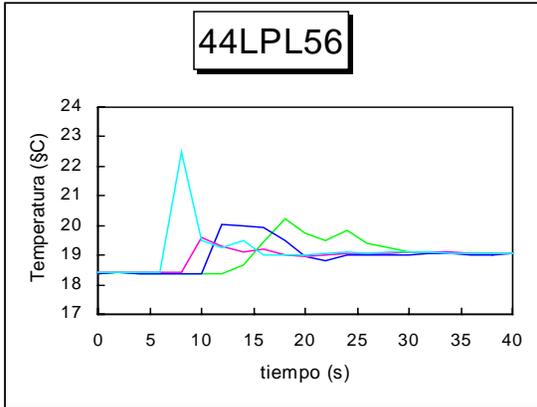
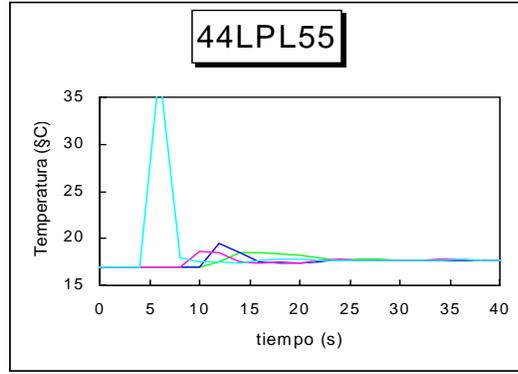
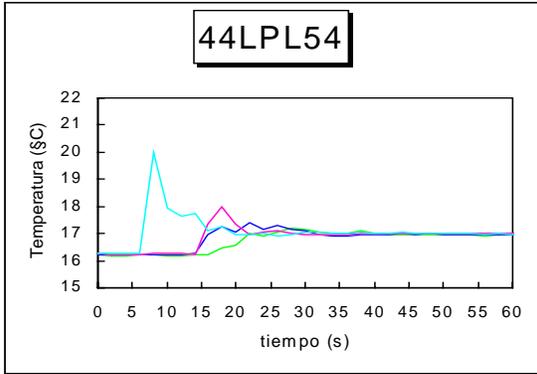


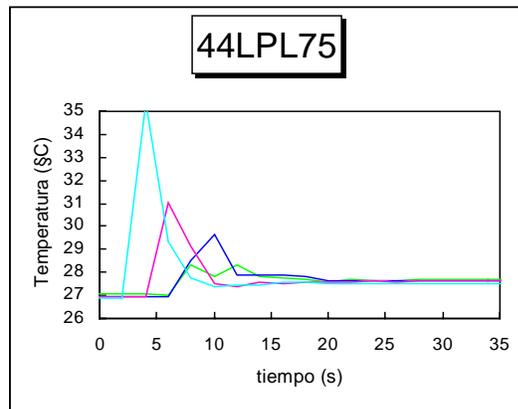
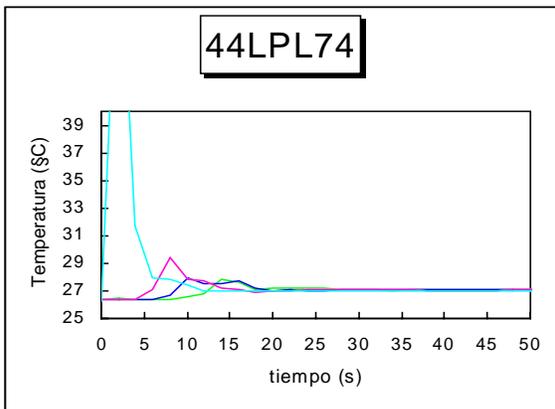
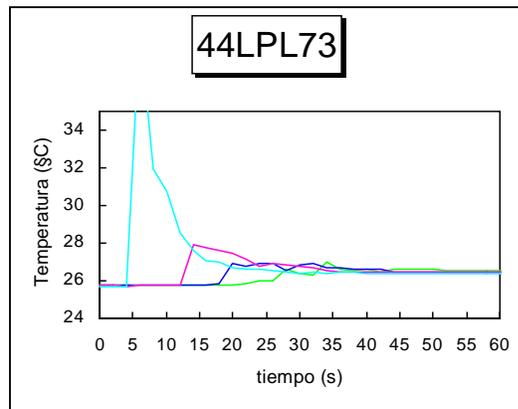
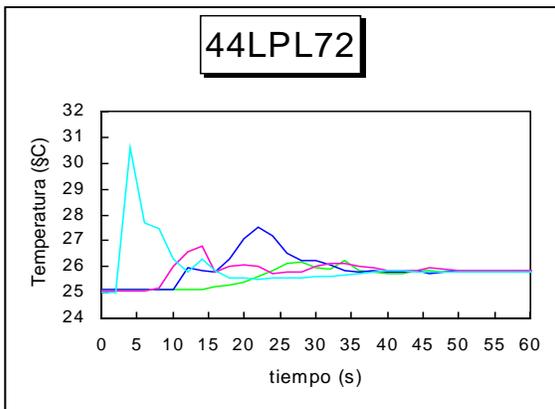
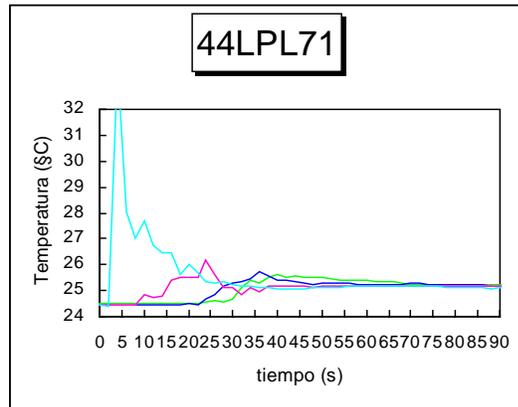
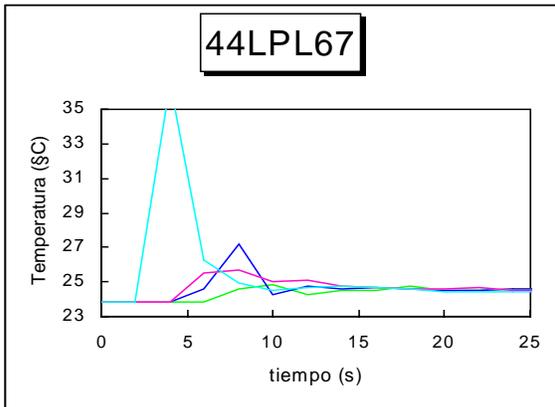
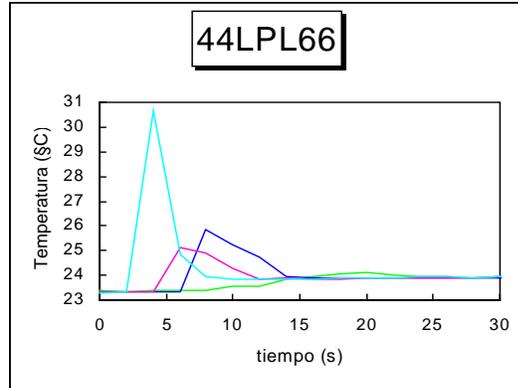
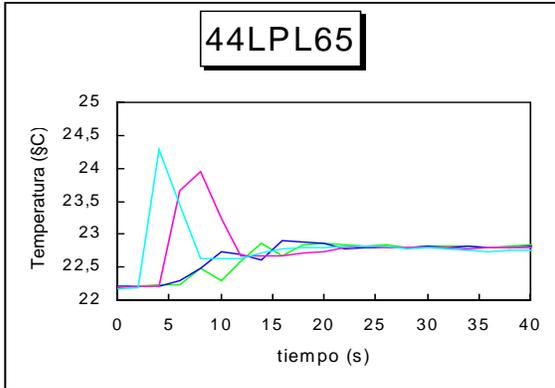


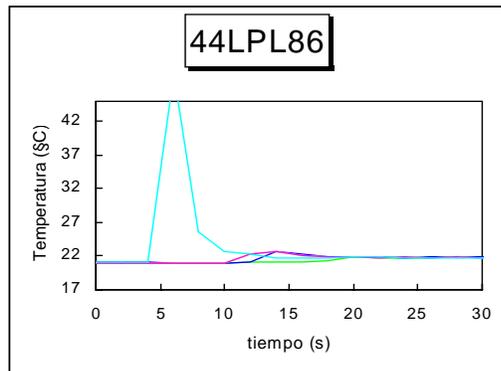
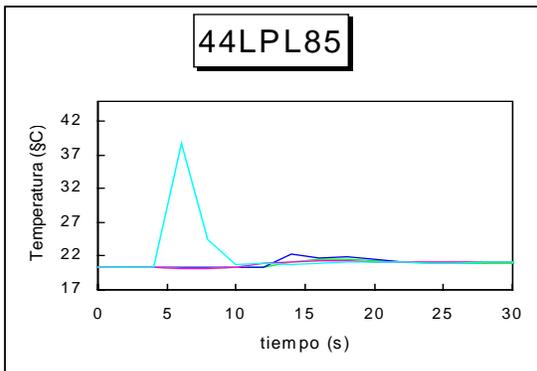
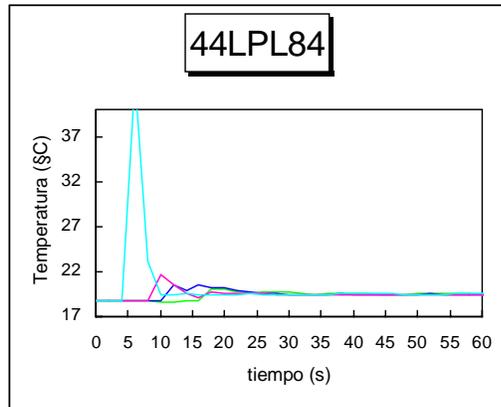
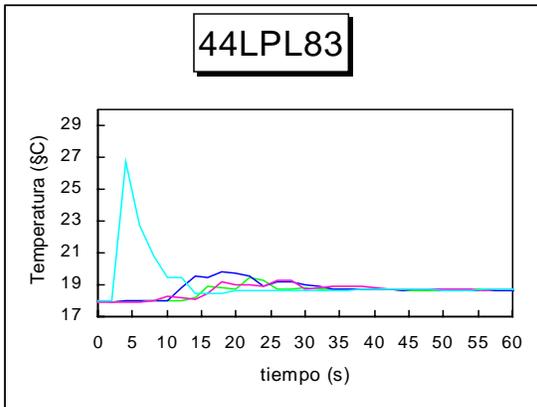
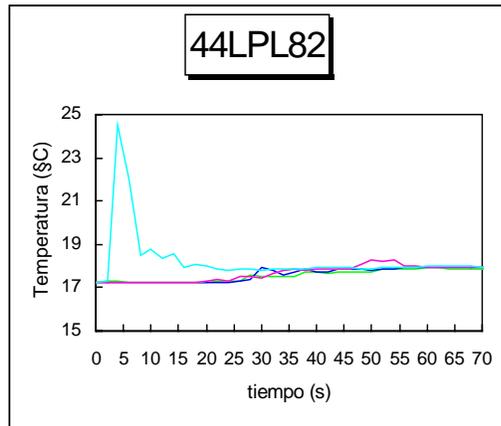
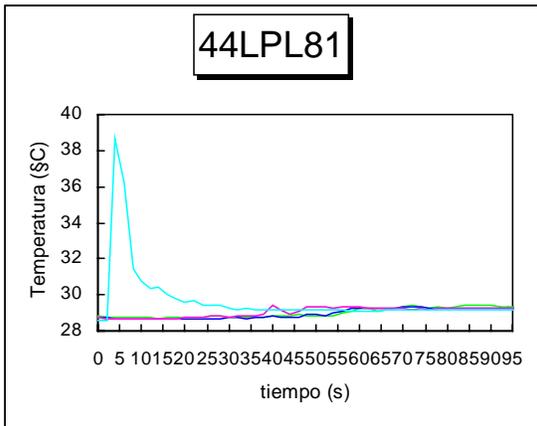
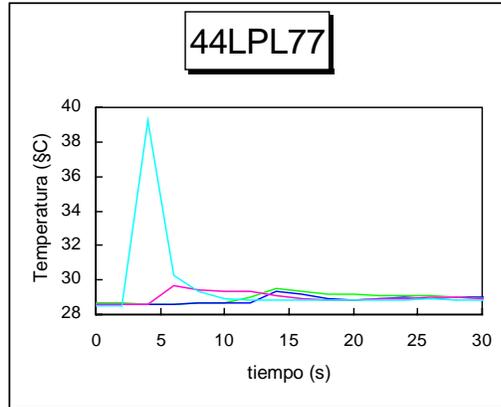
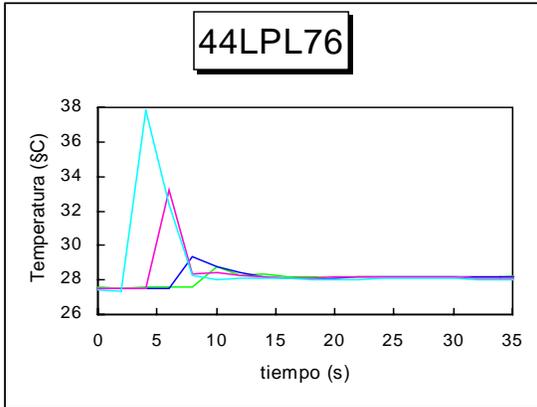






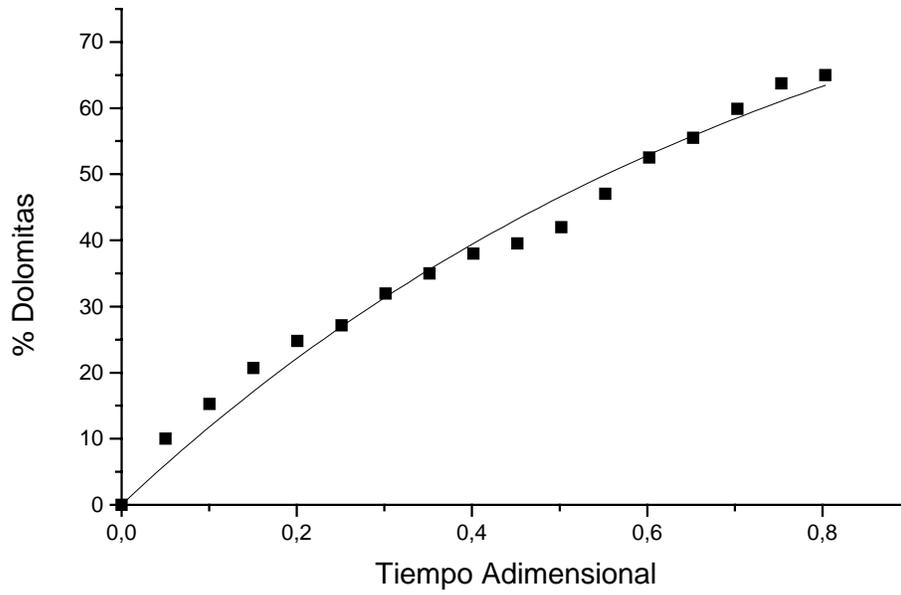




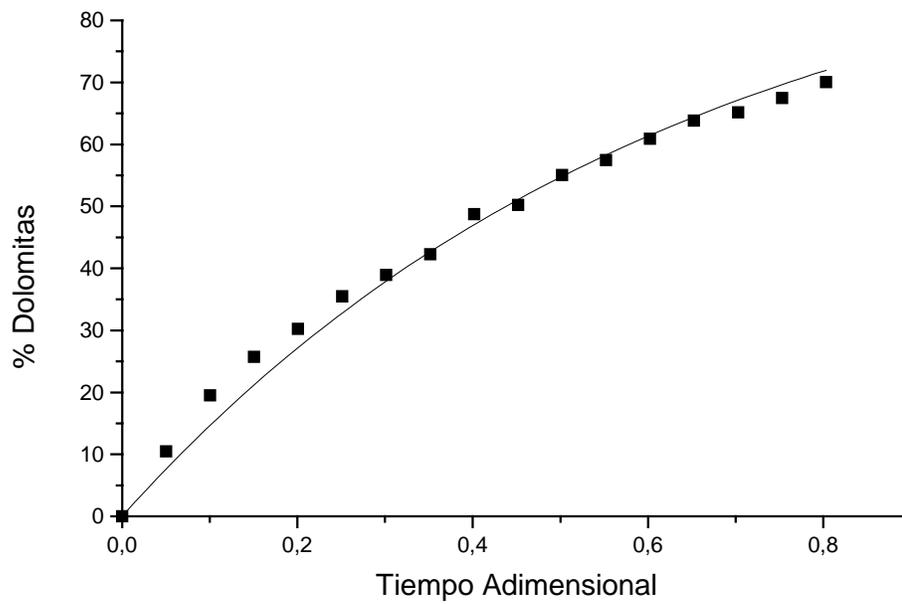


ANEXO II

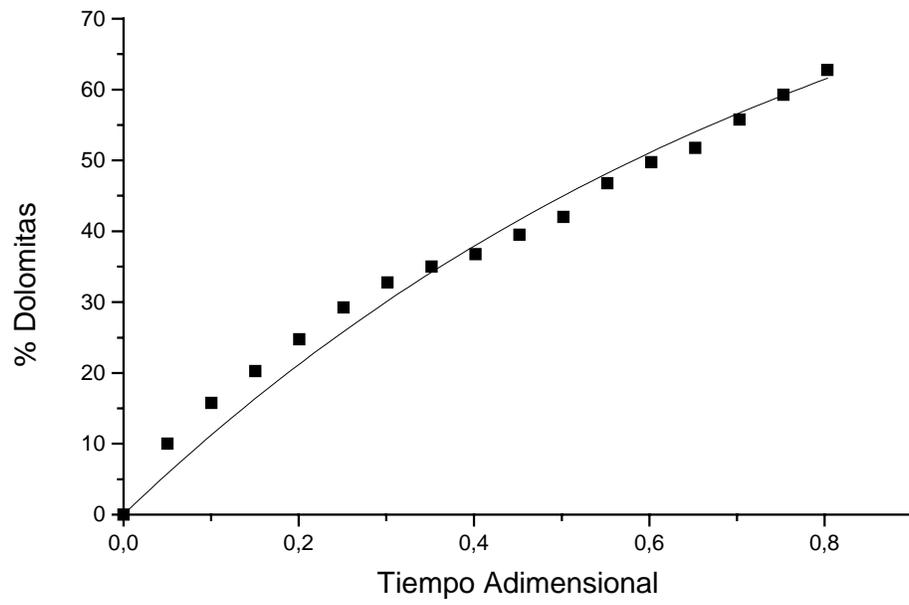
44C30 - SOLIDO



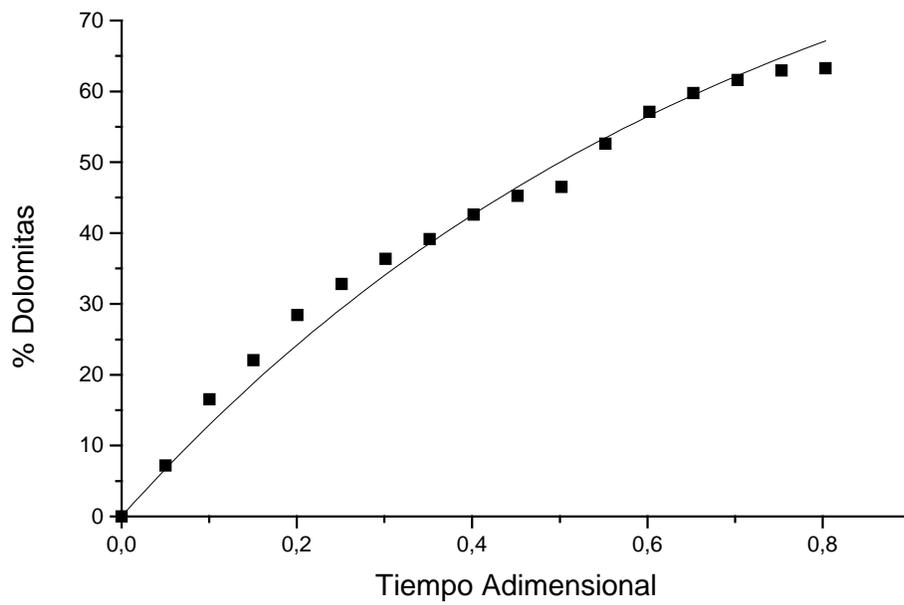
44L30 - SOLIDO



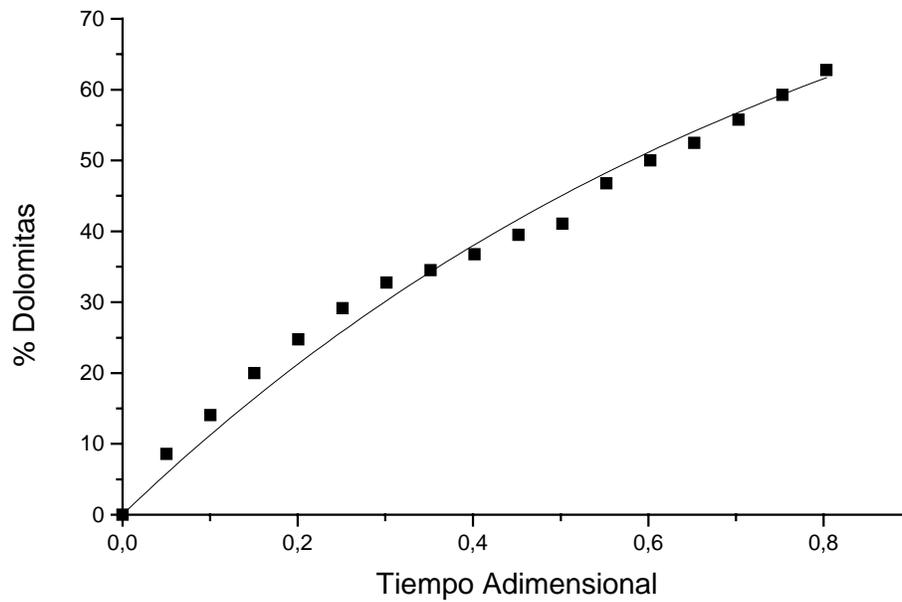
82C30 - SOLIDO



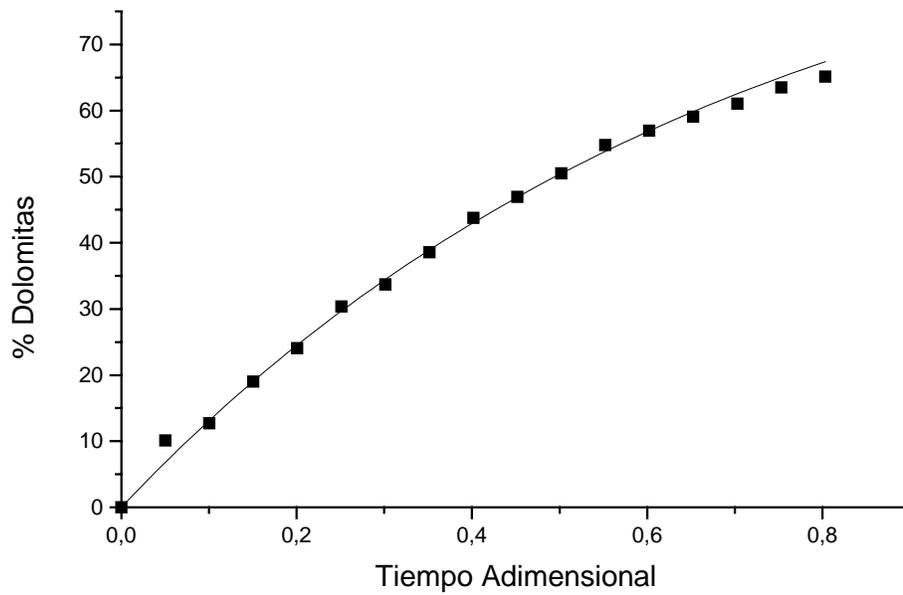
82L30 - SOLIDO



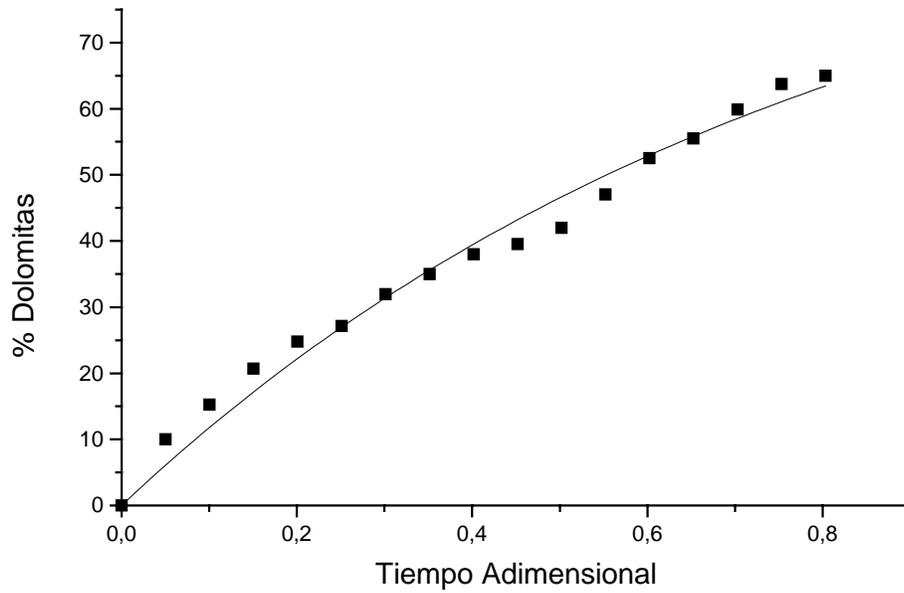
125C30 - SOLIDO



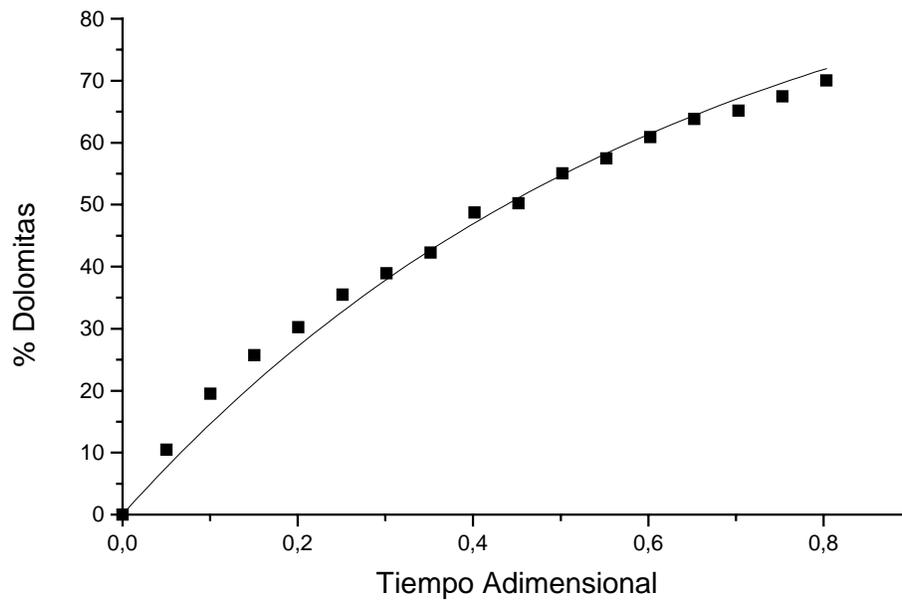
125L30 - SOLIDO



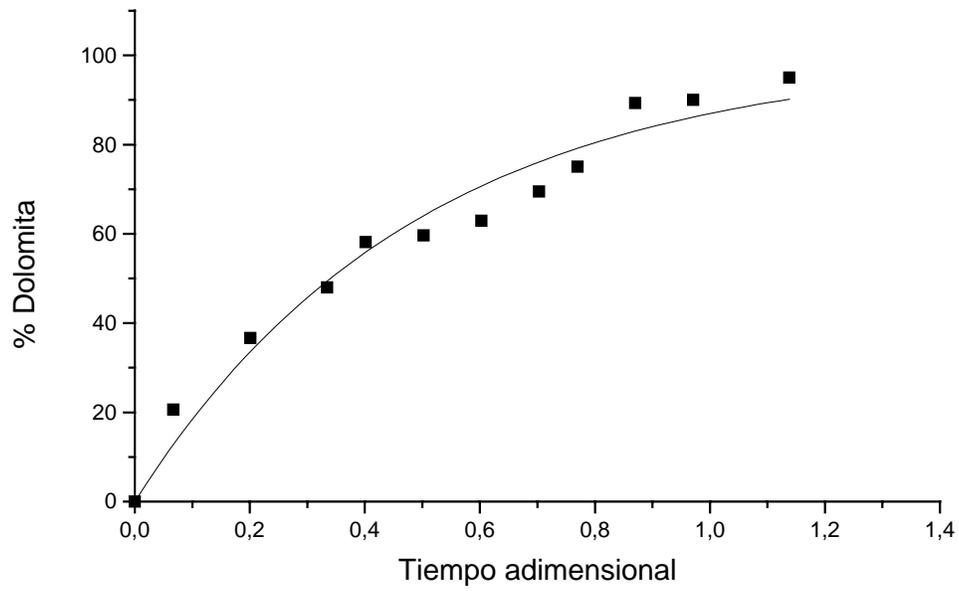
44CC - SOLIDO



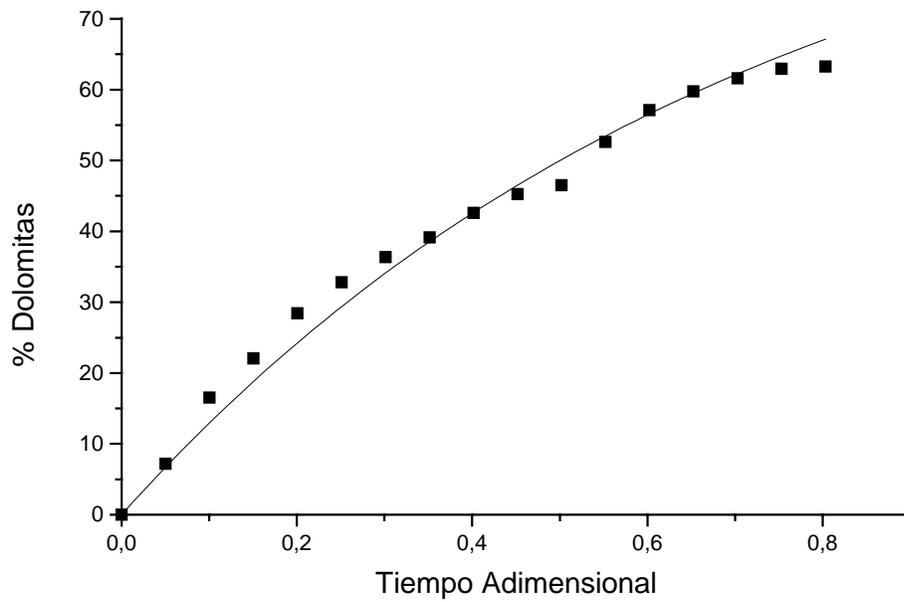
44LC - SOLIDO



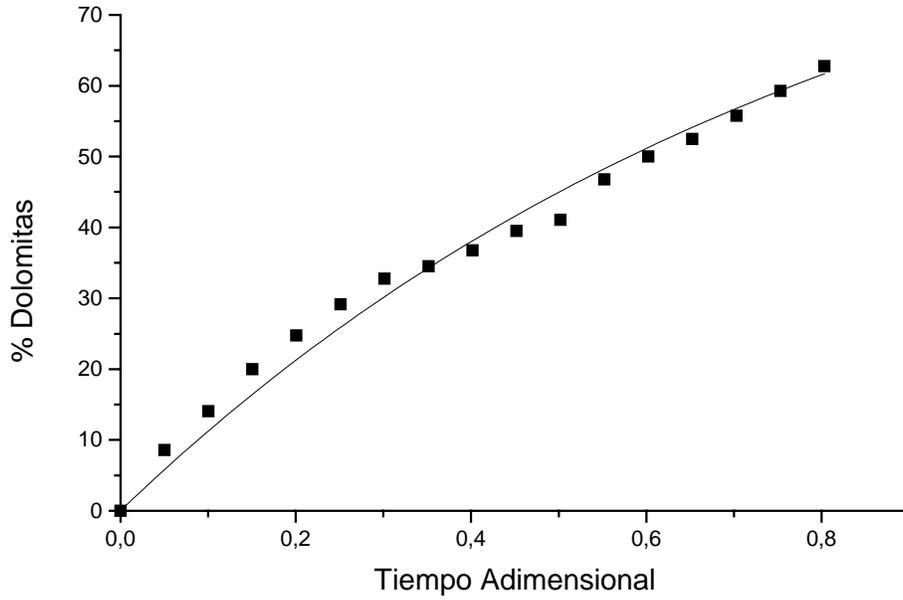
82CC - SOLIDO



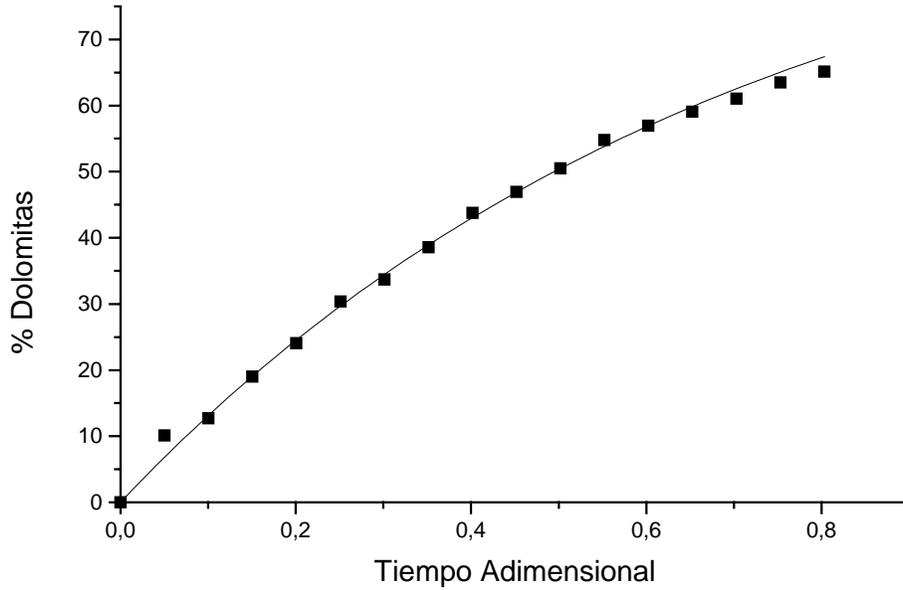
82LC - SOLIDO



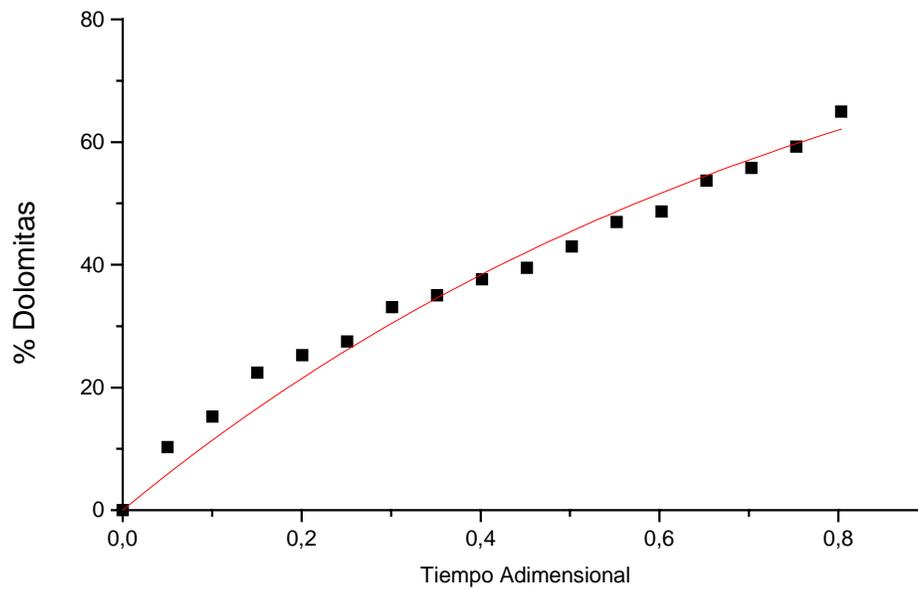
125CC - SOLIDO



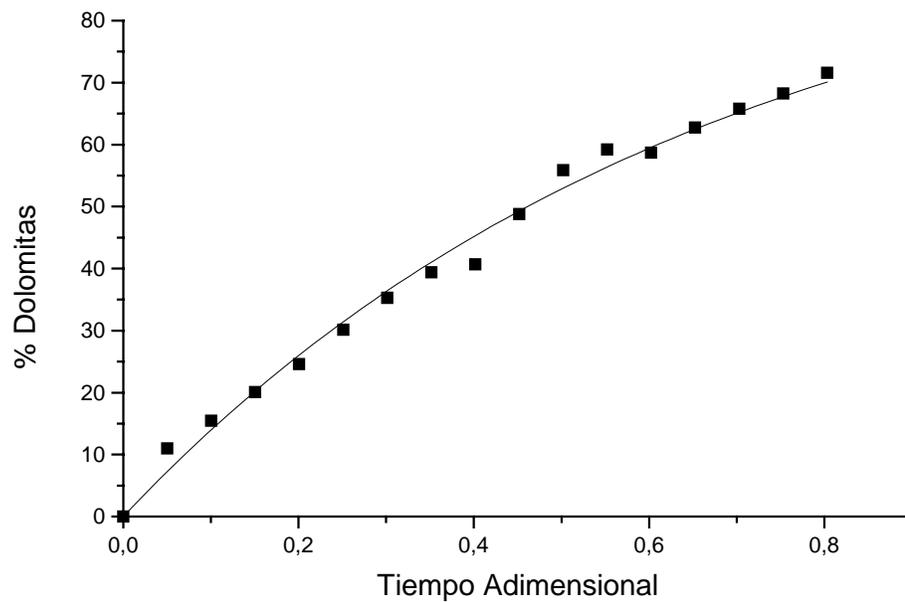
125LC - SOLIDO



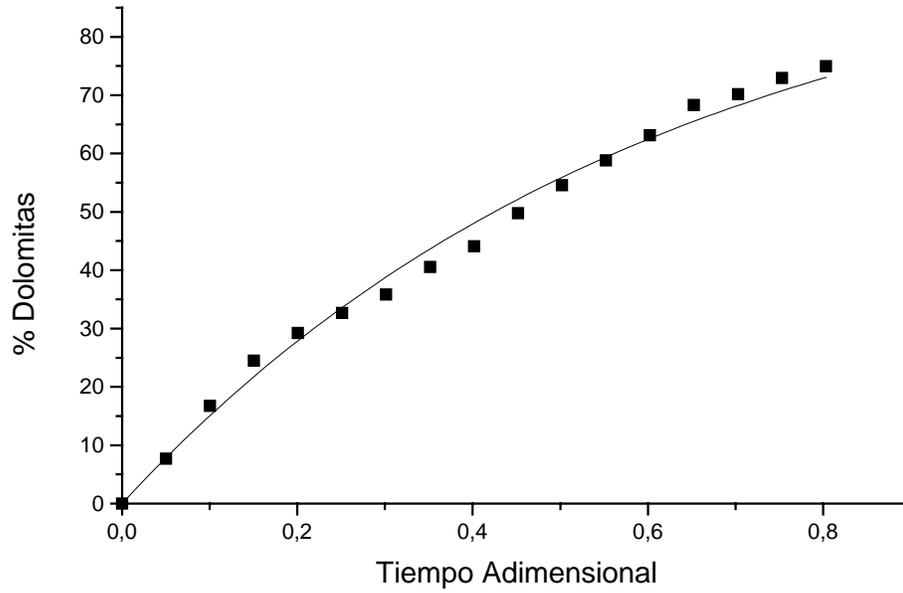
240CC - SOLIDO



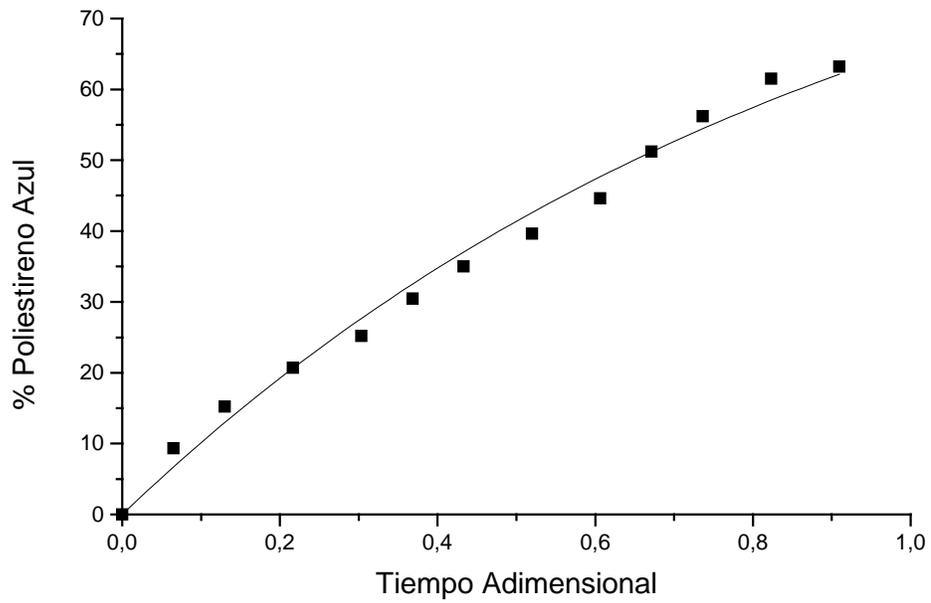
240LC - SOLIDO



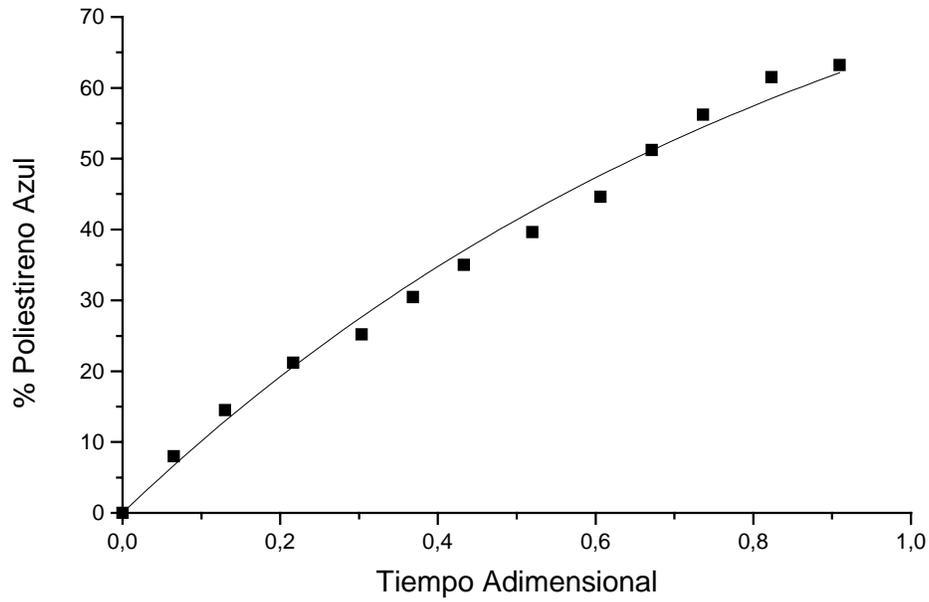
DLC - SOLIDO



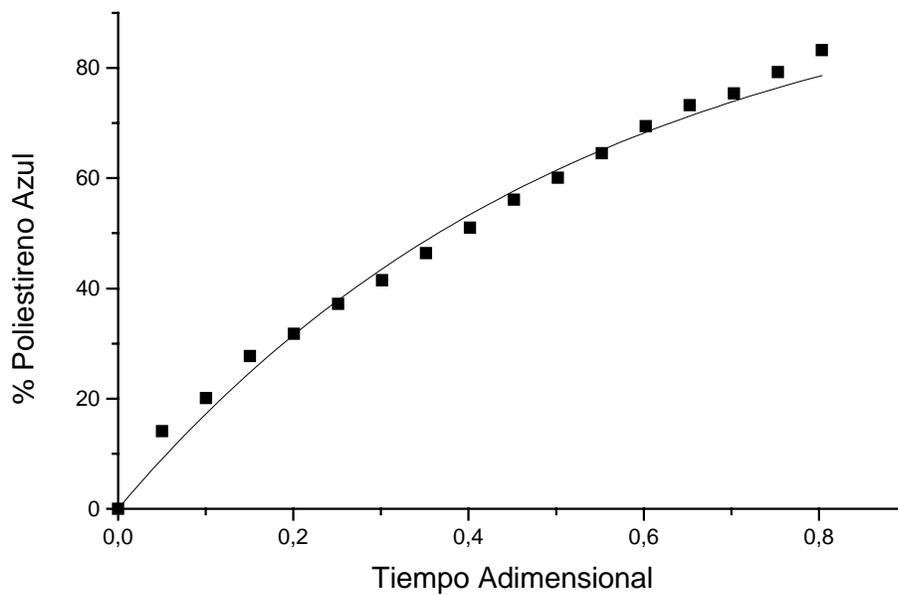
44CPL -SOLIDO

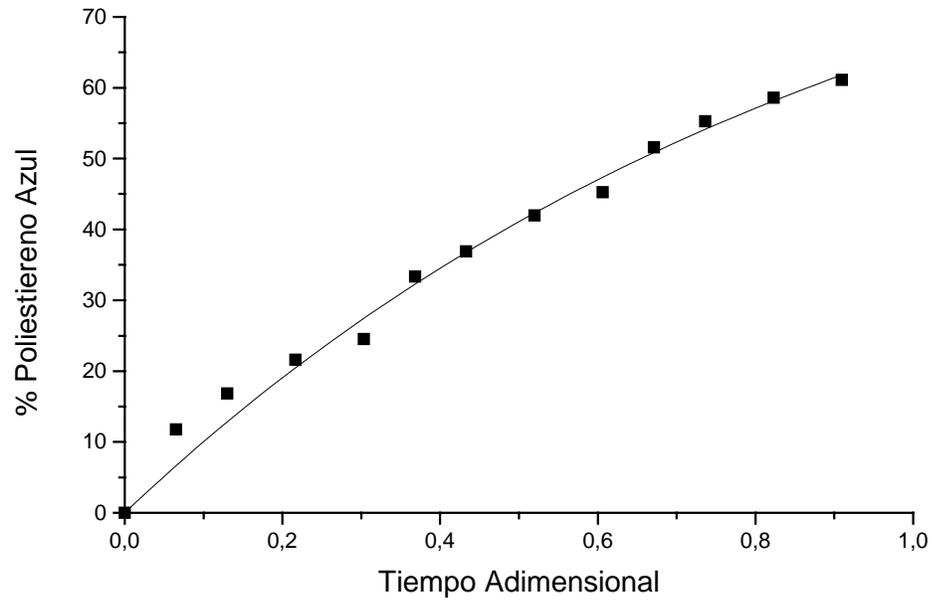
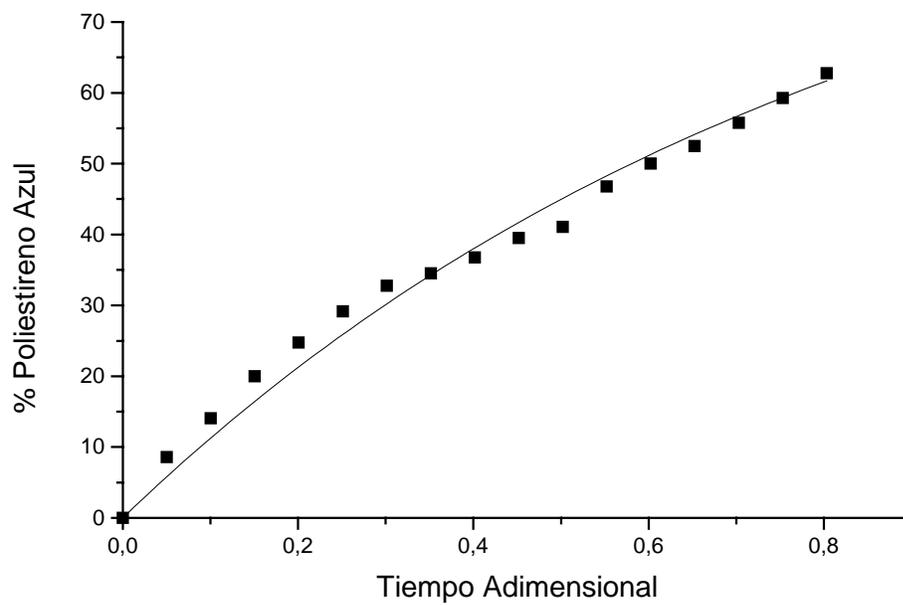


44LPL -SOLIDO

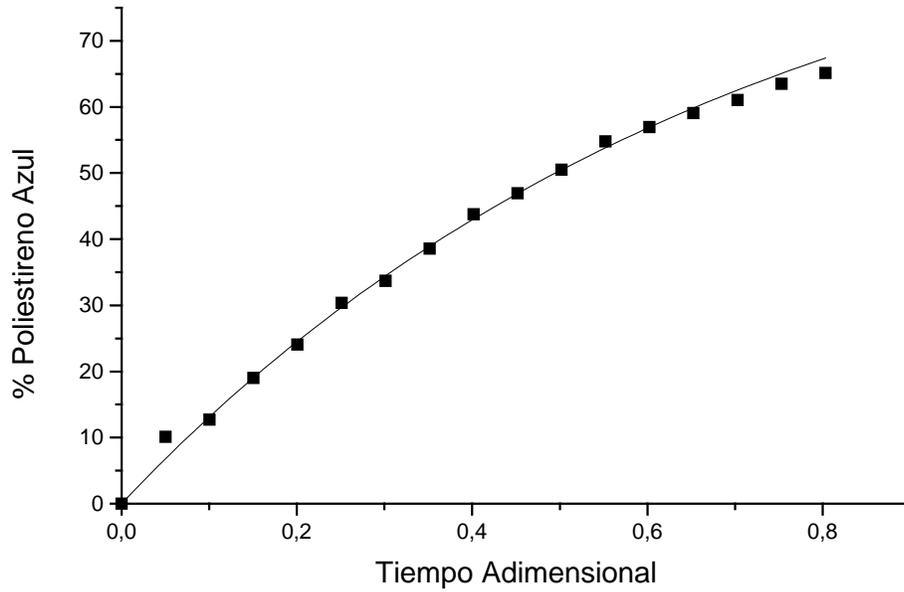


82CPL -SOLIDO

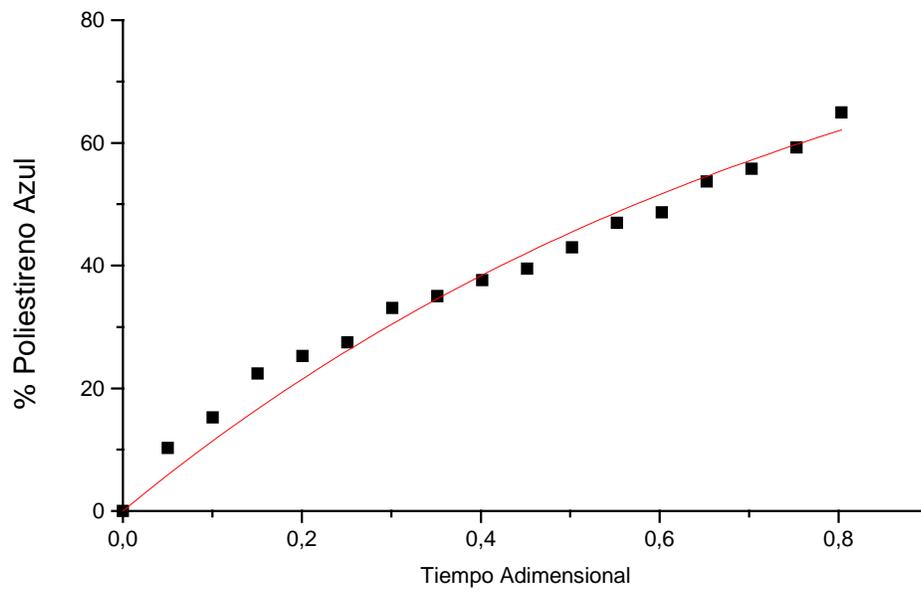


82LPL - SOLIDO**125CPL - SOLIDO**

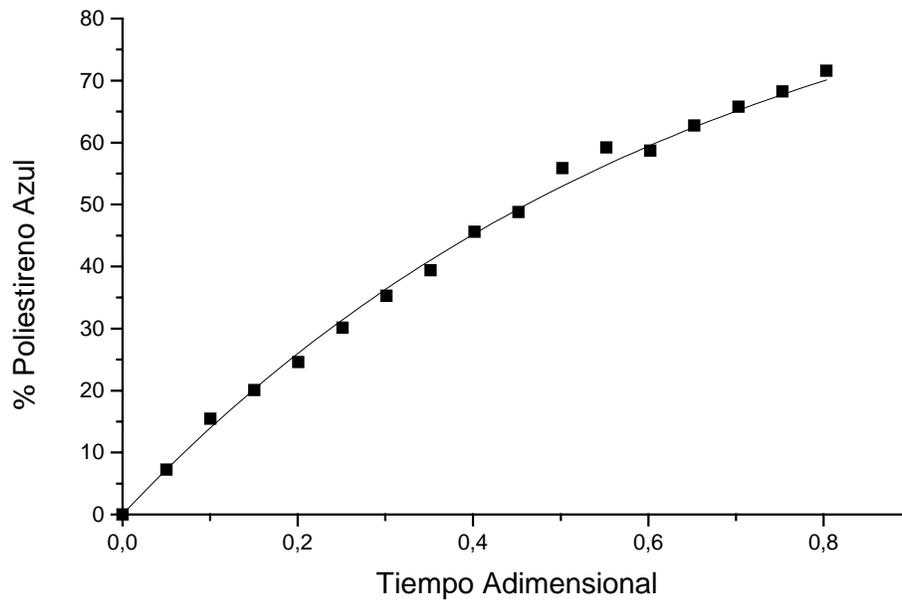
125LPL -SOLIDO



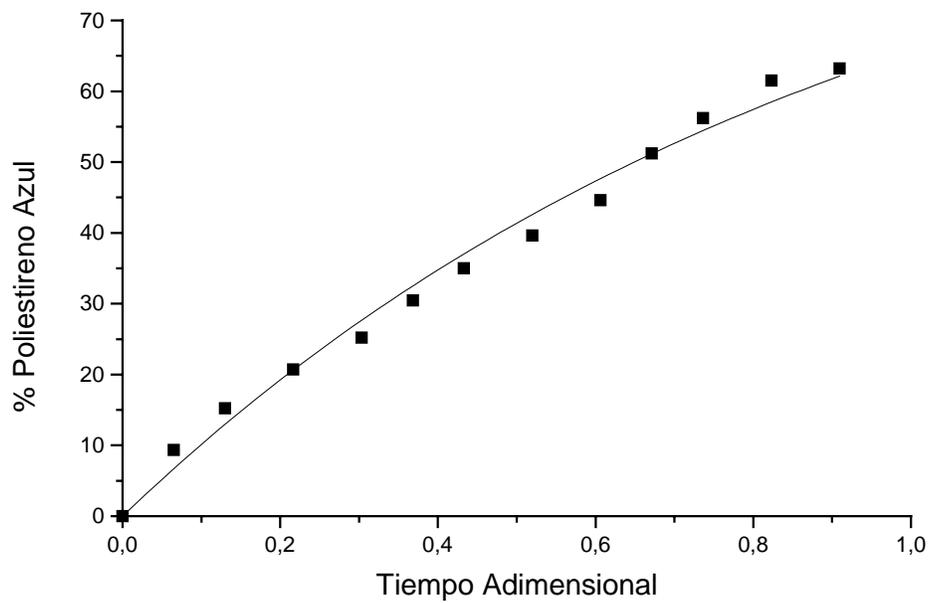
240CPL - SOLIDO



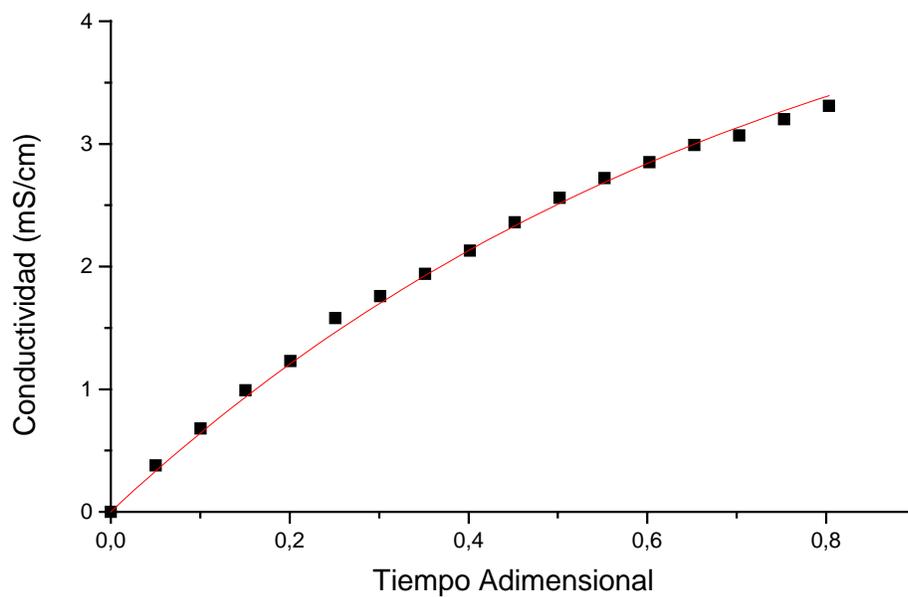
240LPL -SOLIDO



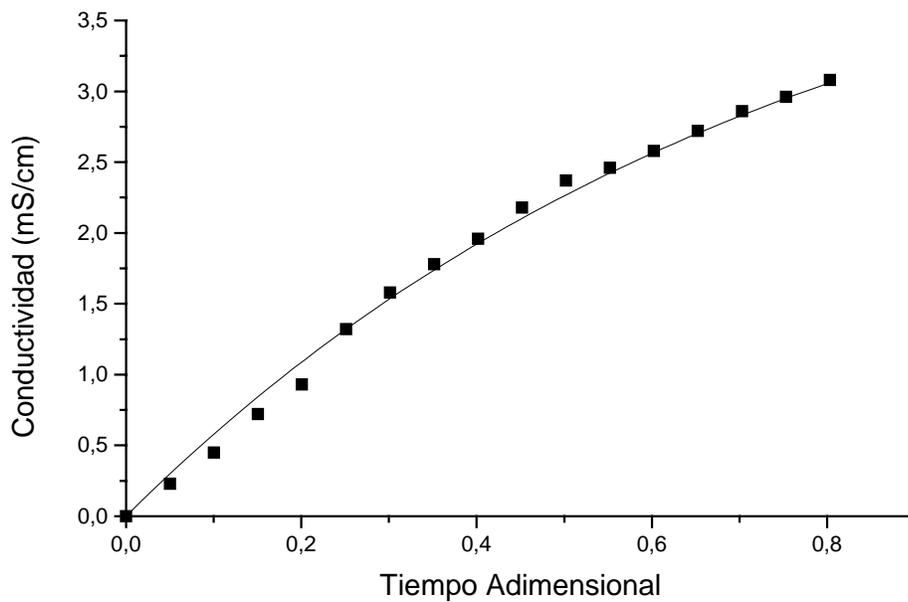
DLPL – SOLIDO

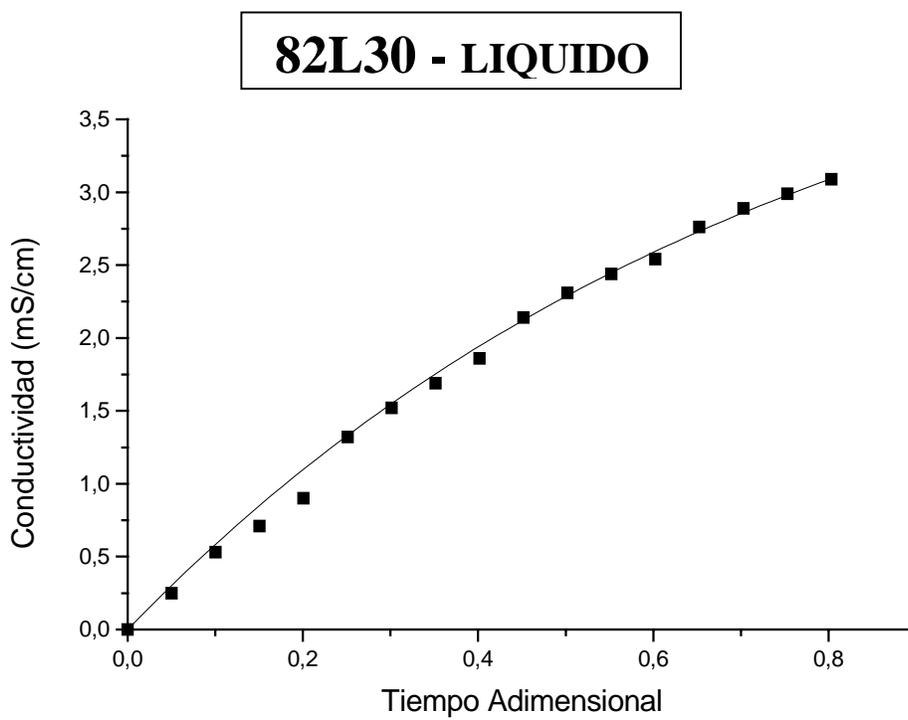
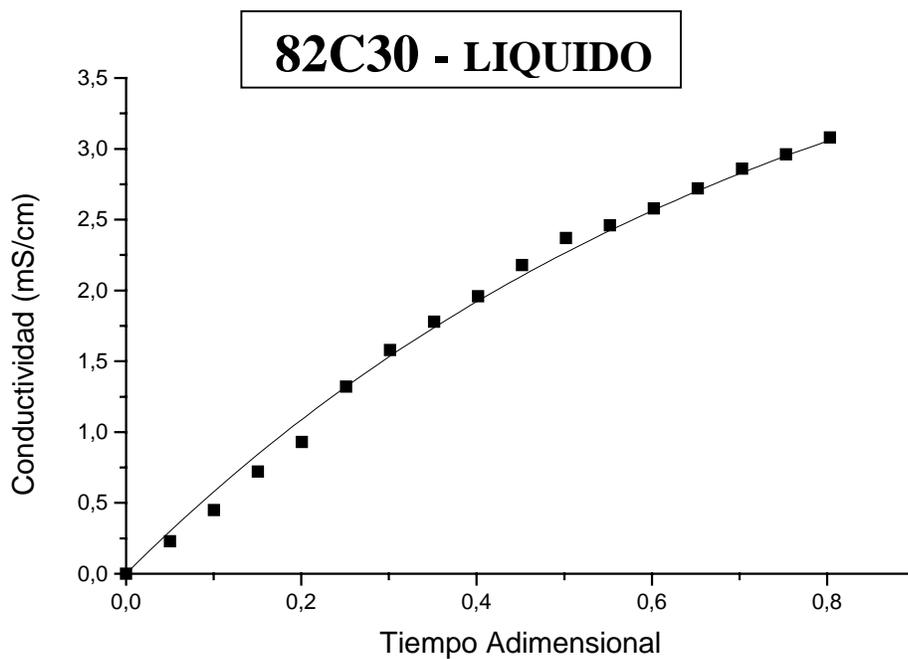


44C30 - LIQUIDO

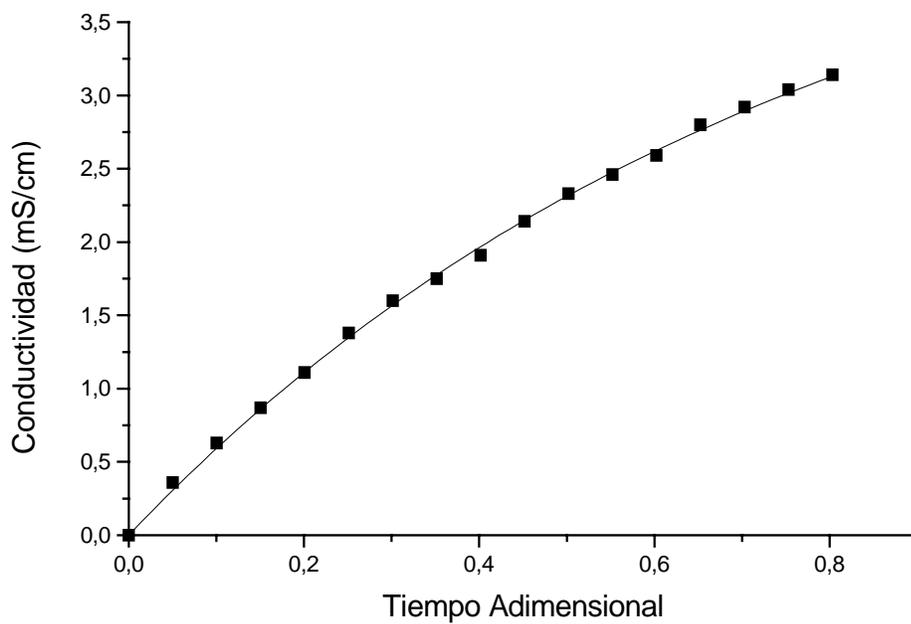


44L30 - LIQUIDO

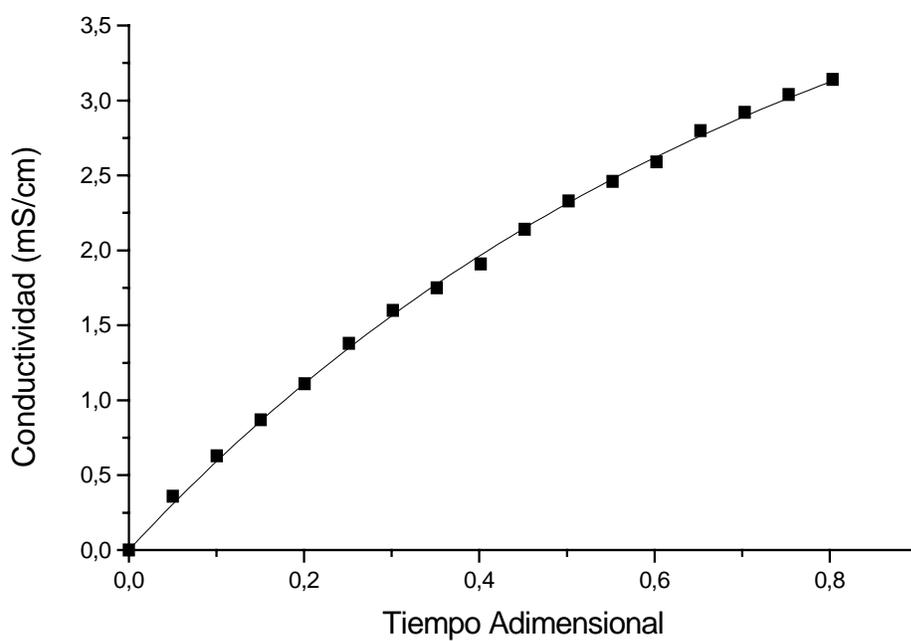




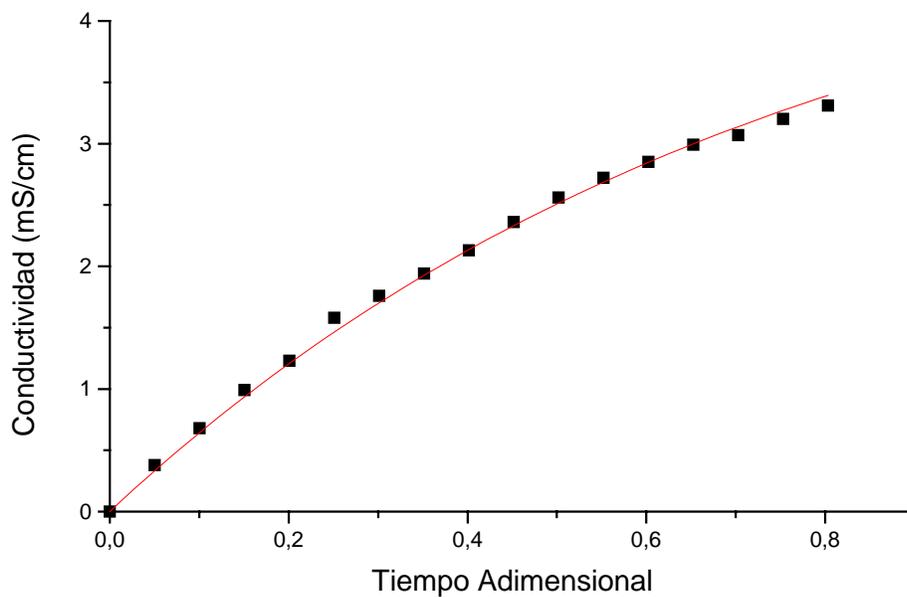
125C30 - LIQUIDO



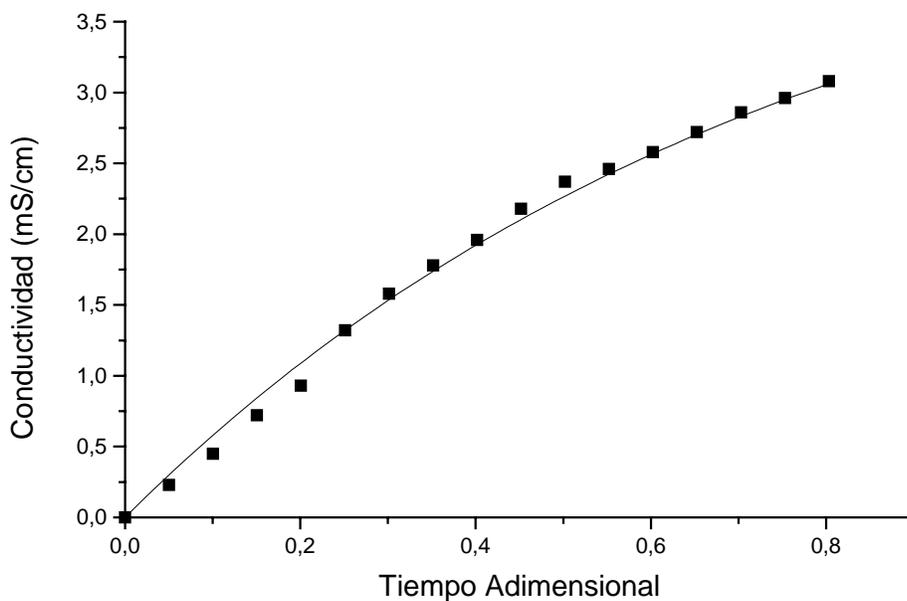
125L30 - LIQUIDO



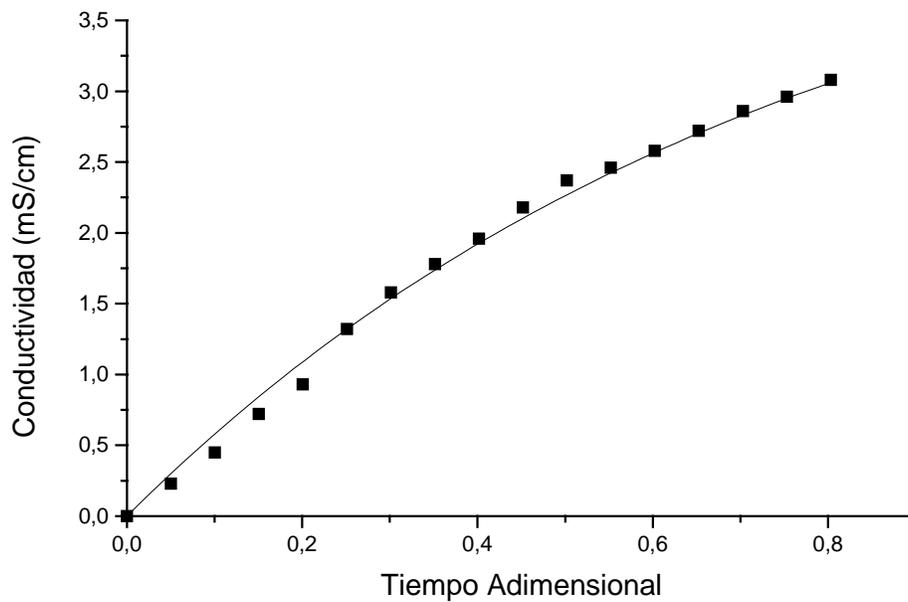
44CC - LIQUIDO



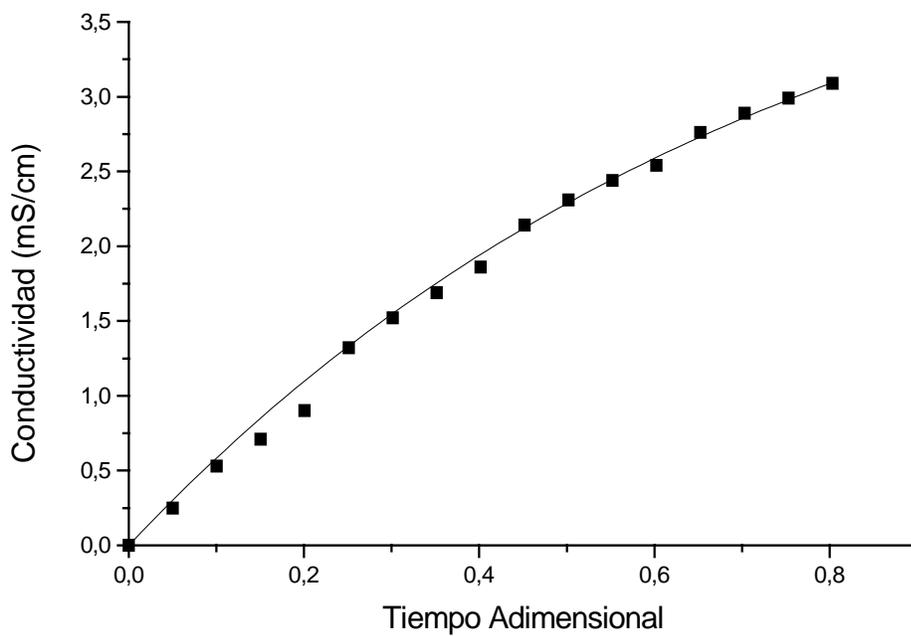
44LC - LIQUIDO

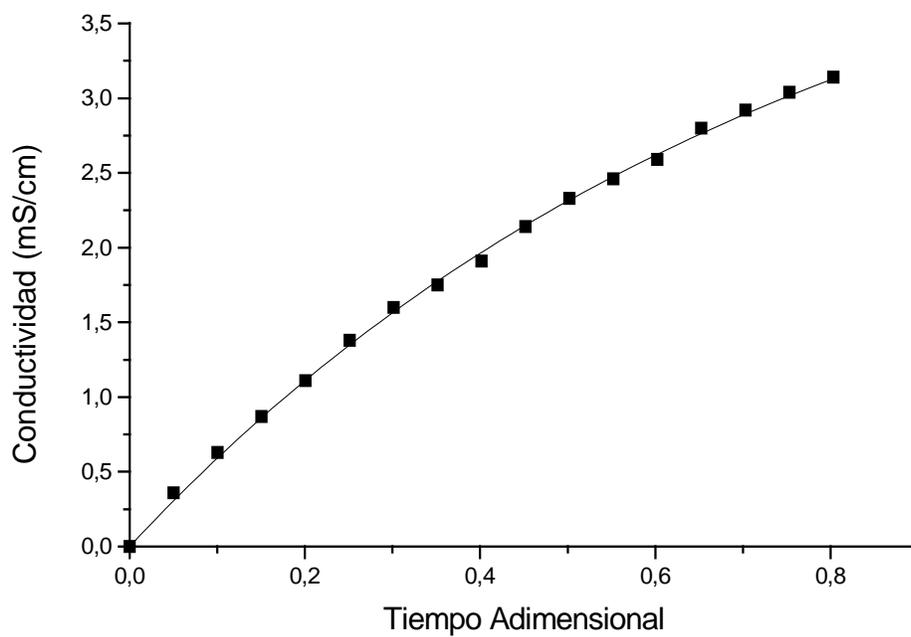
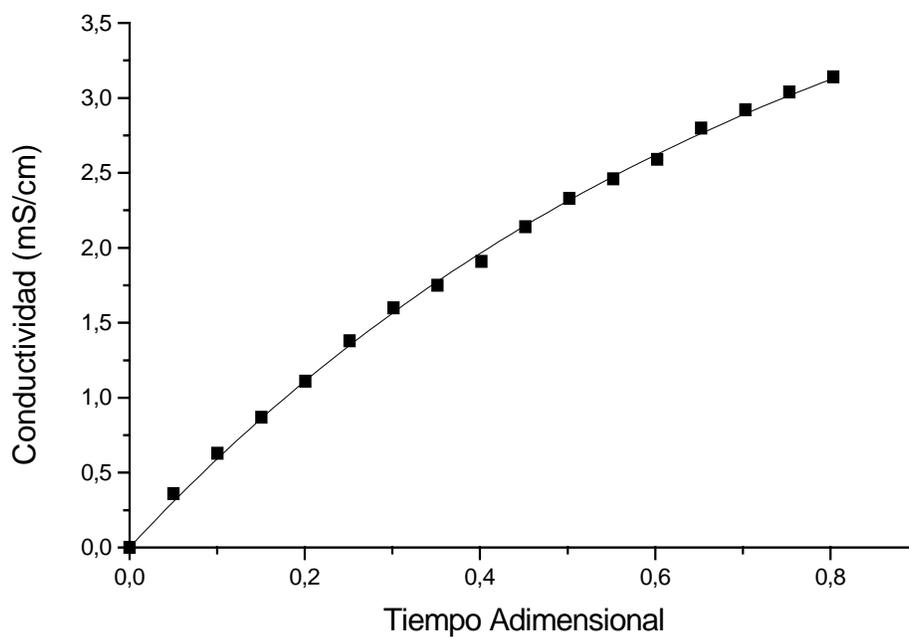


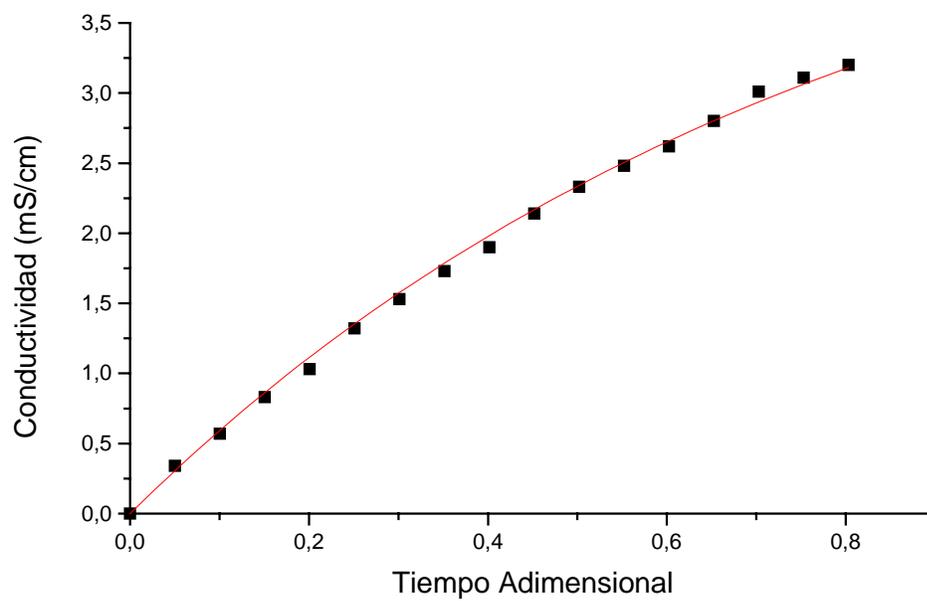
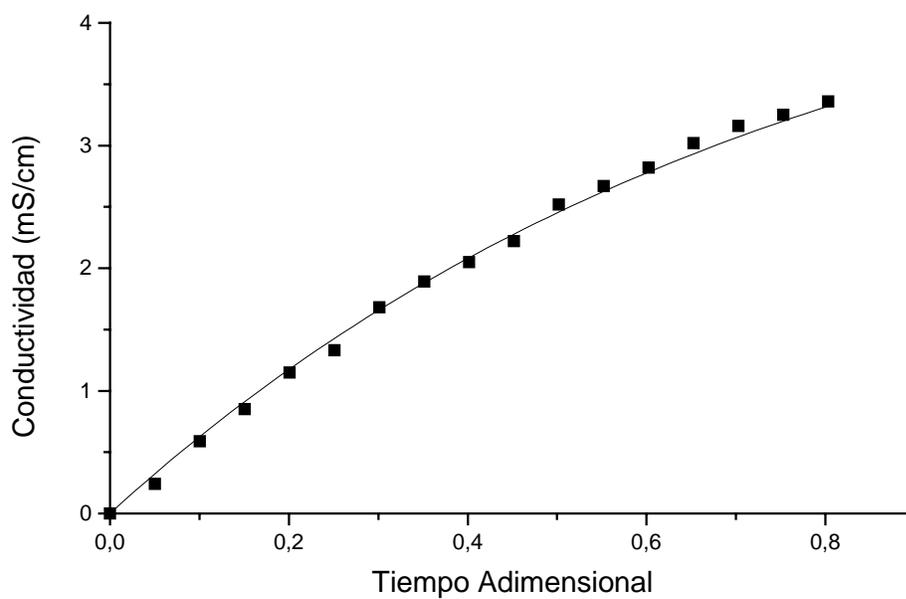
82CC - LIQUIDO



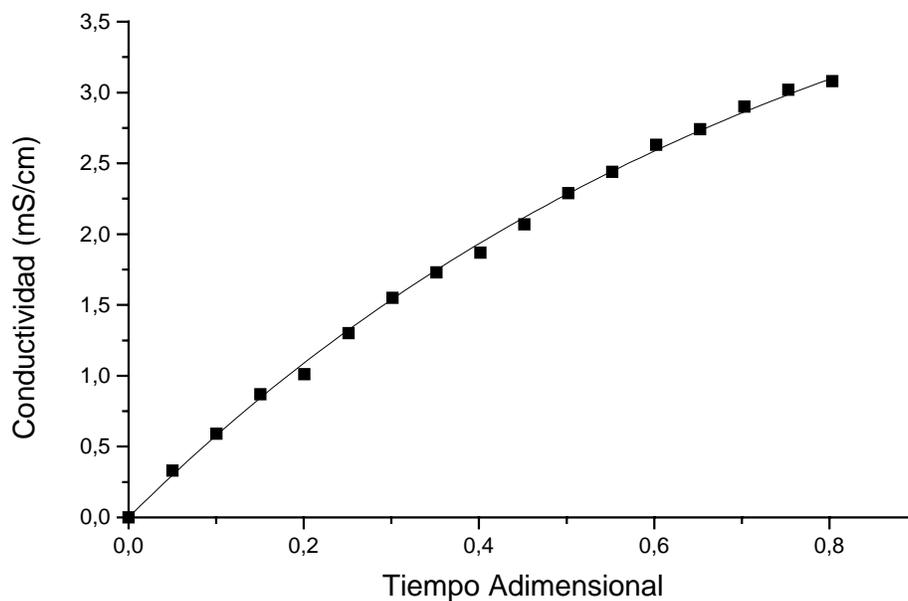
82LC - LIQUIDO



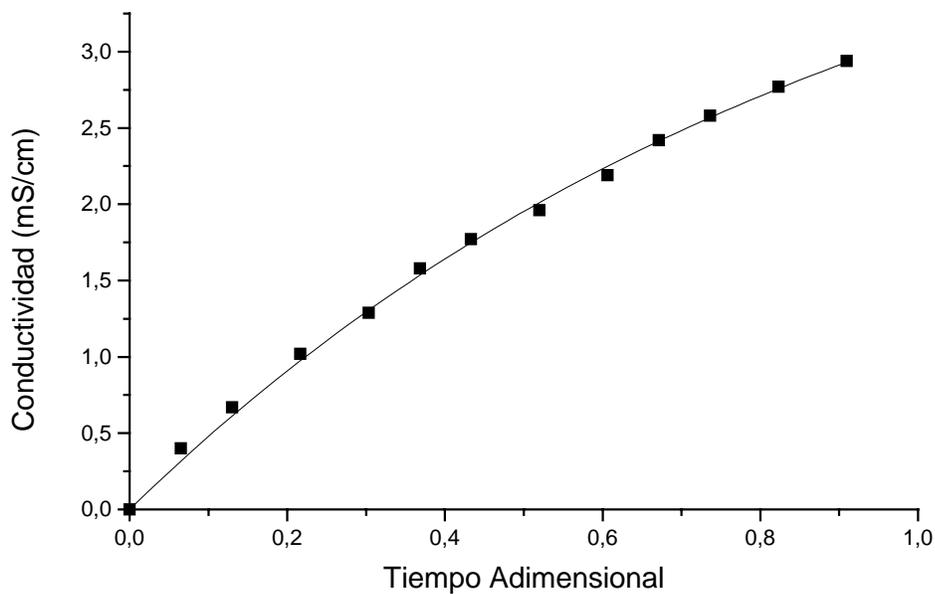
125CC - LIQUIDO**125LC - LIQUIDO**

240CC - LIQUIDO**240LC - LIQUIDO**

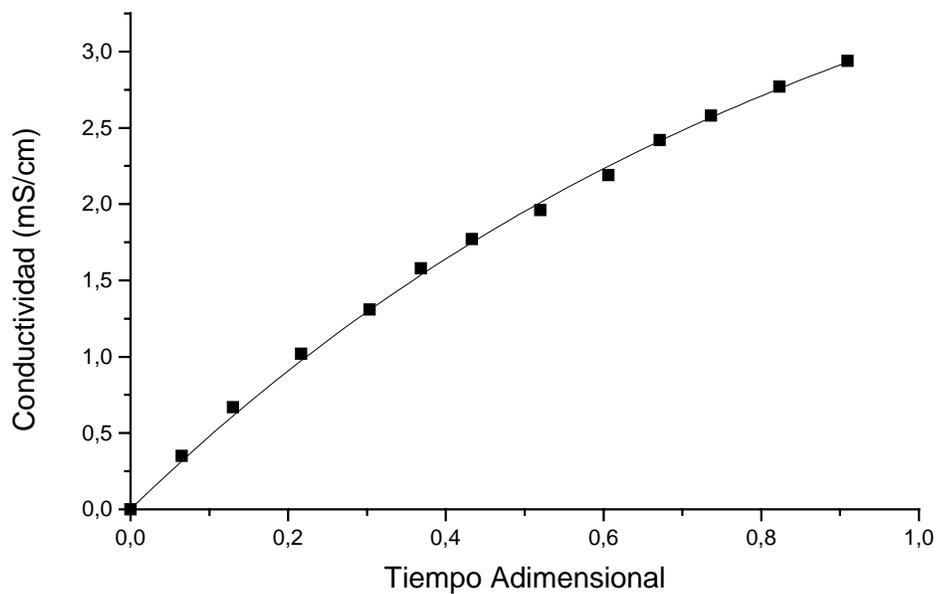
DLC - LIQUIDO



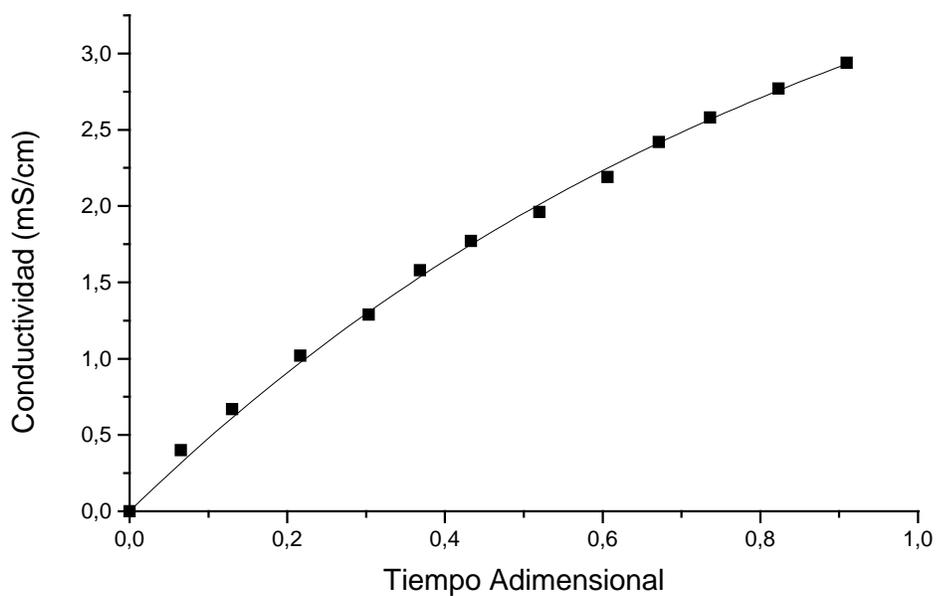
44CPL - LIQUIDO



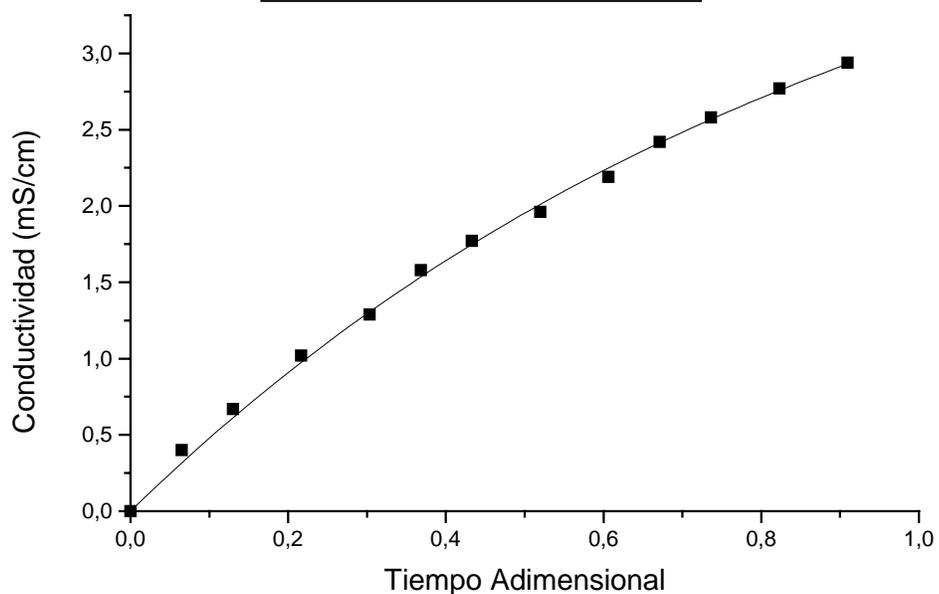
44LPL -LIQUIDO



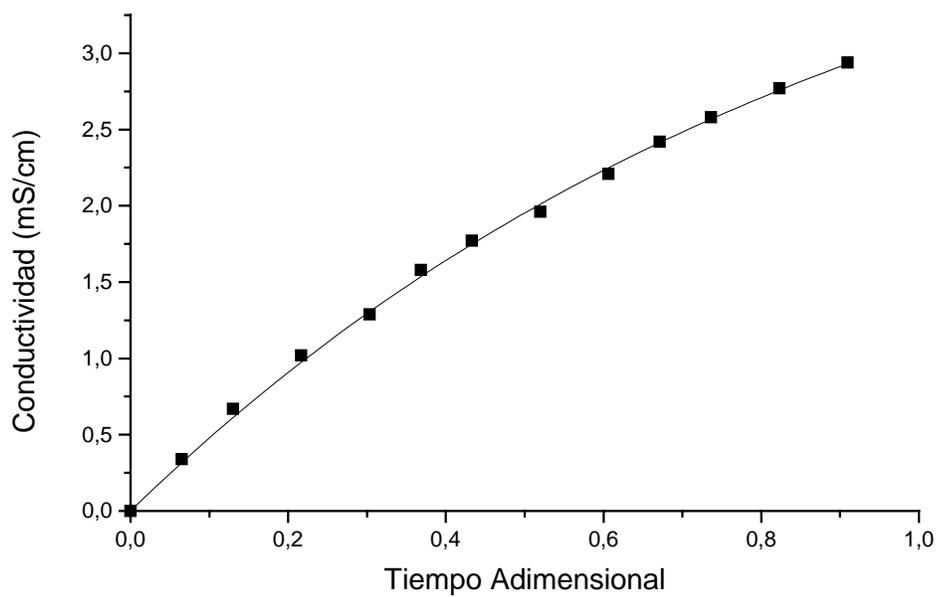
82CPL -LIQUIDO

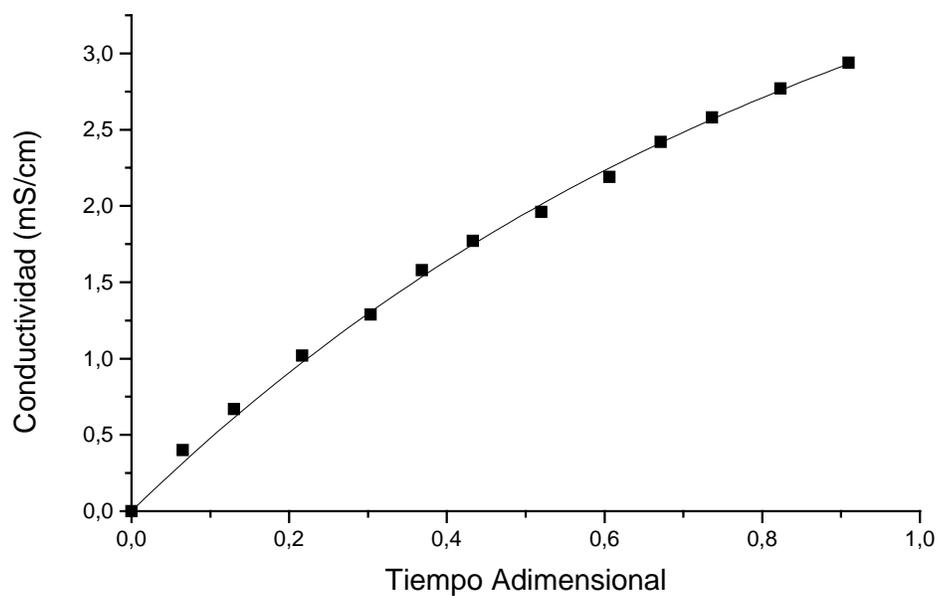
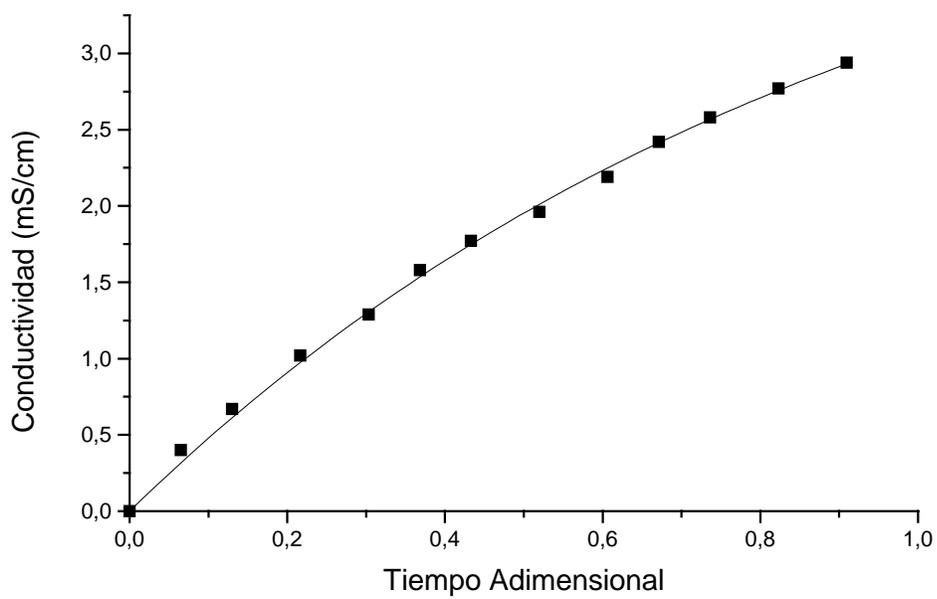


82LPL -LIQUIDO

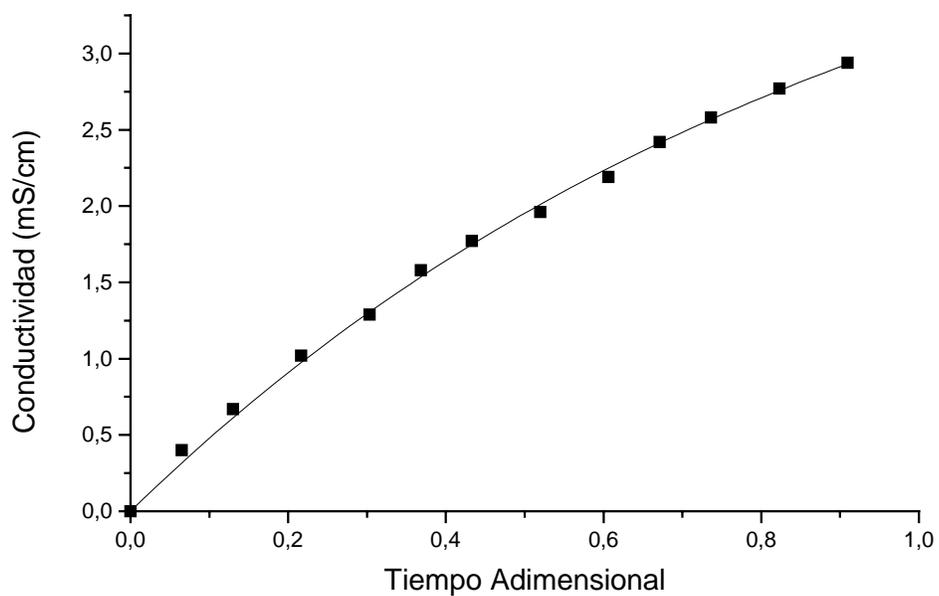


125CPL -LIQUIDO



125LPL -LIQUIDO**240CPL -LIQUIDO**

240LPL -LIQUIDO



DLPL -LIQUIDO

