

Proyecto Fin de Grado Ingeniería Química

Escalado de una torre de Absorción

Autor: Francisco Javier Pérez Urbano

Tutora: María Custodia Fernández Baco

**Dep. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla**

Sevilla, 2016



Proyecto Fin de Grado
Ingeniería Química

Escalado de una Torre de Absorción

Autor:

Francisco Javier Pérez Urbano

Tutora:

María Custodia Fernández Baco

Profesora Colaboradora

Dep. de Ingeniería Química Y Ambiental

Escuela Técnica Superior de Ingeniería

Universidad de Sevilla

Sevilla, 2016

Agradecimientos

Este proyecto ha supuesto un reto para mí y me ha hecho ver lo mucho que me queda por aprender de este mundo que es la ingeniería. La gran suerte es que, durante este camino, no solo el proyecto, sino también durante el grado, he estado acompañado de personas que sin duda han hecho que sea capaz de afrontar todos los retos que se me han presentado. Por ese motivo dar las gracias:

A mi profesora Custodia por darme una oportunidad de trabajar bajo su tutela, y que sin duda ha hecho que el trabajar en el proyecto sea más ameno y satisfactorio, y por tener una gran paciencia conmigo y soportar leer las parrafadas escritas.

A mis padres y mi familia por darme un total apoyo en aquellos momentos en que más lo necesitaba, y a pesar de mis frecuentes enfados.

A mi novia Miriam por conseguir sacar siempre lo mejor de mí y estar siempre dispuesta a ayudarme cuando lo necesito.

A mis compañeros por ayudarme a aclarar mis ideas y hacerme pasar ratos fantásticos en los que muchas veces se sacan ideas muy buenas.

Y por último a todos los profesores que gracias a sus enseñanzas este proyecto ha podido llevarse a cabo y que me han ayudado a seguir avanzando en el grado.

Por todo ello y mucho más, sé que con estos apoyos cualquier reto se puede conseguir.

Francisco Javier Pérez Urbano.

Sevilla, 2016

Resumen

El pasar de las experiencias de laboratorio a trabajar a nivel industrial es un procedimiento que implica muchos riesgos económicos y de seguridad si no se tienen unas bases o nociones sobre cómo hacerlo de manera correcta, y sobretodo, que se esté encaminado a la obtención de los mismos rendimientos deseados que en el laboratorio.

De esta manera y basándose en esta idea se ha desarrollado este proyecto en el que primeramente se expondrá una idea general y que se puedan contestar preguntas como ¿Qué es el escalado?, ¿En qué se basa dicho procedimiento? y ¿De cuantas maneras se puede hacer? Entre otras preguntas. Por lo que en base a diferentes teorías sobre el escalado se responderán a estas preguntas, para después entrar de manera más detallada en los que serían los fundamentos físicos y matemáticos en los que se basa esta teoría.

Toda esta teoría y desarrollo tendrá como fin el escalado (aumentar la escala de trabajo) de una planta de laboratorio diseñada previamente, la cual habrá que comprender primero para saber posteriormente cómo se comportará con más o menos detalle al trabajar a mayor escala, ya que ese es uno de los fines principales de cualquier escalado: trasladar los resultados que se han obtenido en un nivel más sencillo y económico de trabajar a otro en el que los riesgos son mayores y se debe trabajar sobre una base más segura.

Finalmente, una vez expuestos todas los desarrollos teóricos y prácticos realizados sobre el tema que se utilizarán para pasar de una escala de trabajo a otra y aplicados al proceso específico con el que se trabaja (torre de relleno de un sistema de abatimiento de tars), se procederá al uso de las ecuaciones necesarias (realizando las suposiciones o simplificaciones pertinentes), y que darán como resultado el diseño preliminar de una nueva planta o equipo que será la base para el comienzo del trabajo en una escala en la cual es la que interesa obtener los mayores rendimientos (escala industrial), que se traducirán finalmente en una mayor rentabilidad económica.

Abstract

The move from a laboratory experiences to work on an industrial scale is a process involving many economic and security risks if they do not have a foundation or notions about how to do it correctly, and above all, being aimed at obtaining same yields as desired in the laboratory.

In this way and based on this idea the project has been developed that firstly will be discussed a general idea and then can be answered questions like, what is scaling up?, What this procedure is based? And how many ways can you do it? Among other questions. So based on different theories about scaling up these questions will be answered, after that the physical and mathematical foundations on which this theory is based will showed with more details.

All this theory and development will aim the scaling up (to increase scale work) of a laboratory plant previously designed, which must be understood first to know later how it will behave with more or less detail when will working on a larger scale, because this is one of the main purposes of any scaling: move the results that have been obtained in a simple and economical level to work to another in which the risks are higher and a more secure footing is demanded.

Finally, once exposed all the theoretical and practical developments made on about the subject that will be used to move from one scale work to another and applied to the specific process that (packed tower of a tars system reduction) is being worked, will proceed to use the necessary equations (making assumptions or relevant simplifications), and that will result in the preliminary design of a new plant or equipment, which will be the basis for the start of work on a scale which is of interest to obtain the highest yields (industrial scale) and which the latest objective is a greater profitability.

Índice

Agradecimientos.....	III
Resumen.....	IV
Abstract.....	V
Índice.....	VI
Índice de Tablas.....	VIII
Índice de Figuras.....	IX
Notación.....	X
1. Introducción.....	1
2. Escalado Industrial.....	3
2.1. Tipos de plantas o niveles de escalado industrial	4
2.1.1. Laboratorio	4
2.1.2. Banco	4
2.1.3. Piloto	5
2.1.4. Semi-industrial	5
2.1.5. Industrial	5
2.2. Aspectos importantes del escalado	6
2.3. Ejemplo de escalado industrial	8
3. Descripción del Proceso a Escalar.....	12
3.1. Proceso	13
3.2. Torre de absorción	14
3.2.1. Ecuaciones de diseño	14
3.3. Datos de la torre a escalar	21
4. Principio de Semejanza.....	26
4.1. Semejanzas en la ingeniería química	26
4.1.1. Semejanza geométrica	27
4.1.2. Semejanza mecánica	29
4.1.3. Semejanza química	31
4.1.4. Semejanza térmica	31
4.2. Otros Procedimientos de Escalado	32
4.2.1. Análisis dimensional	33
4.2.2. Método basado en la Similitud	34
4.2.3. Método basado en la experiencia (empírico)	34
4.2.4. Método basado en modelos	35
4.3. Fluidos Newtonianos y No Newtonianos	36
5. Análisis Dimensional.....	38
5.1. Teorema Pi	39
5.2. Números Adimensionales	41
6. Criterio de Semejanza.....	46
6.1. Bases de aplicación del criterio	46
6.1.1. Régimen de viscosidad dominante	46
6.1.2. Régimen de gravedad dominante	47
6.1.3. Régimen de tensión superficial dominante	48
6.2. Extrapolación	48

6.3. Criterios de semejanza en torres de relleno	51
6.4. Condiciones de contorno	59
6.5. Transmisión de calor en la torre	60
7. Cálculos y Escalado con Reglas Empíricas.....	62
7.1. Datos del escalado	62
7.1.1. Condiciones de partida	63
7.1.2. Tamaño del relleno	64
7.1.3. Mojabilidad del relleno	64
7.2. Cálculo de las magnitudes de la nueva torre	65
7.2.1. Cálculo de la altura de la torre	65
7.2.2. Cálculo del diámetro de la torre	65
7.2.3. Otras magnitudes y parámetros	66
7.3. Análisis de resultados	67
8. Conclusiones.....	70
8.1. El escalado a nivel teórico	70
8.2. Proceso a escalar	70
8.3. Escalado de la torre	71
8.3.1. Nivel económico	71
9. Bibliografía.....	73

Índice de Tablas

Tabla 2.1: Ratios de escala comunes.

Tabla 2.2: Tamaño de reactores durante el desarrollo del proceso de caprolactama.

Tabla 3.1: Propiedades físicas de las corrientes de entrada y salida de la torre.

Tabla 6.1: Valores típicos del índice de Reynolds.

Tabla 6.2: Lista de índices de escalado para altura de relleno.

Tabla 7.1: Escalas entre las que se trabaja en el escalado.

Tabla 7.2: Resultados del escalado con diferentes relaciones de escala.

Índice de Figuras

Figura 3.1: Esquema básico y gráficas de composiciones a lo largo de una torre de relleno.

Figura 3.2: Gráfica de costes típica en una torre de relleno.

Figura 3.3: Gráfica de cálculo de las propiedades de la torre con relleno Sulzer BX.

Figura 3.4: Esquema e imagen de relleno estructurado Sulzer BX.

Figura 3.5: Esquema básico de la instalación a escalar.

Figura 3.6: Datos obtenidos mediante el software de simulación SULCOL 3.0.8.

Figura 3.7: Hoja de especificaciones de la torre usada en el laboratorio.

Figura 4.1: Relación geométrica entre modelo y prototipo.

Figura 7.1: Esquema ilustrativo de las magnitudes geométricas de la torre a diferentes escalas.

Notación

a	Área superficial del relleno por unidad de volumen, superficie específica (p.e. m^{-1})
a_e	Área efectiva de interfase (p.e. m^{-1})
a_i	Área de interfase de contacto por unidad de tamaño (p.e. m)
A_s	A. Superficial de la torre (p.e. m^2)
A_t	Área transversal de la torre (p.e. m^2)
Ca	Número de capilaridad
C_{av}	Concentración media del gas disuelto en el líquido
C_p	Calor específico (p.e. $J/mol \cdot K$)
d	Diámetro equivalente // tamaño característico (p.e. m)
D	Difusividad
D_t	Diámetro de la torre (p.e. m)
F	Caudal molar (p.e. mol/s)
Fr	Número de Froid
g	Aceleración de la gravedad ($9,81 m/s^2$)
G	Flujo másico de gas por sección transversal de torre (p.e. kg/m^2s)
G_v	Flujo volumétrico de gas por sección transversal de torre (p.e. m^3/m^2h)
Ga	Número de Galileo
h	Coefficiente de transferencia de calor
H	Cantidad total de calor transferido por unidad de tiempo (p.e. kJ/s)
H_G	Altura de una unidad de transferencia basada en la resistencia de la fase gas
H_L	Altura unidad transferencia basada en la resistencia de la fase líquida
H_{OG}	Tamaño unidad global de transferencia de masa en la fase gaseosa (p.e. m)
$HETP$	Altura equivalente a una etapa teórica (p.e. m)
HTU	Altura de una unidad de transferencia (p.e. m)
k	Coefficiente individual de transferencia de masa (p.e. mol/m^2s)
K	Coefficiente global de transferencia de masa (p.e. mol/m^2s)
l	Caudal másico de líquido (p.e. kg/h)
L	Flujo másico de líquido por sección transversal de torre (p.e. kg/m^2s) // Dimensión (Capítulo 5) // Dimensión lineal correspondiente, tamaño o longitud (Capítulo 5 y 6, p.e. m)
m	Cantidad de masa transferida por unidad de tiempo (p.e. kg/s)
N	Velocidad de transferencia de masa por unidad de transferencia de masa (p.e. mol/m^2s)

N_{OG}	Número de unidades globales de transferencia referido a la fase gaseosa
N_p	Número de etapas o platos teóricos
NTU	Número de unidades de transferencia
Nu	Número de Nusselt
P	Presión (p.e. atm) // Potencia (Capítulo 6)
Pr	Número de Prandtl
ΔP	Pérdida de presión
q	Parámetro dimensional (Capítulo 5) // Caudal volumétrico de gas en condiciones normales (p.e. Nm ³ /h) (Capítulo 7)
Q	Caudal volumétrico de fluido (p.e. m ³ /h) // Calor transferido (p.e. kJ) (Capítulo 6, apartado 6.5)
rt	Radio de la torre (p.e. m)
R	Constante de los gases ideales (0,082 atm*m ³ /mol*kmol)
Re	Número de Reynolds
Sc	Número de Schmidt
Sh	Número de Sherwood
t	Unidad de tiempo o magnitud temporal (p.e. s)
T	Temperatura (p.e. K)
T_m	Temperatura media (p.e. °C)
T_s	Temperatura superficial de un sólido
T_∞	Temperatura ambiente
v	Velocidad superficial del fluido (p.e. m/s)
We	Número de Weber
x	Fracción molar del componente en el líquido
X	Fracción molar del componente en el líquido en base exenta
y	Fracción molar del componente en el gas
Y	Fracción molar del componente en el gas en base exenta
z	Tamaño o altura de un elemento de contacto (p.e. m)
Z_T	Tamaño o altura total de relleno o elemento de contacto (p.e. m)
μ	Viscosidad del fluido (p.e. Pa*s)
ρ	Densidad del fluido (p.e. kg/m ³)
σ	Tensión superficial (p.e. N/m)
ϕ, ϕ'	Función o ecuación
ε	Porosidad
Π	Parámetro o grupo adimensional (Capítulo 5)
Θ	Factor de esfericidad
δ	Espesor de la película de líquido

Subíndices

<i>g</i>	Referido al gas o corriente gaseosa
<i>gs</i>	Referido a la corriente gaseosa en base exenta
<i>l</i>	Referido al líquido o corriente líquida
<i>ls</i>	Referido a la corriente líquida en base exenta
<i>Y</i>	Referido a la transferencia en la fase gaseosa
<i>X</i>	Referido a la transferencia en la fase líquida
<i>m</i>	Modificado

1. Introducción

“Dice Vitruvio que los pequeños modelos no son útiles para conocer los efectos de los grandes y yo aquí propongo probar que esa conclusión es falsa”

(Leonardo da Vinci, aproximadamente en 1500)

La industria química es aquella dedicada a la extracción, procesado, transformación y síntesis de productos, a partir de unas materias primas naturales o sintéticas, y con el objetivo de cubrir las necesidades de las personas en el mundo. Por lo tanto, se puede entender a esta como una industria en constante cambio y desarrollo, debido a que las necesidades de la población van cambiando con el tiempo, lo que hace necesario el desarrollo de nuevos procesos, o mejora y optimización de los ya existentes. Sin embargo, estos avances están ligados, por fortuna o por desgracia, a unas condiciones económicas y de seguridad, que hacen que estos avances tengan que desarrollarse de una determinada manera y con mucha precaución.

Tal y como se ha expuesto en el párrafo anterior, las condiciones en las que se debe desarrollar un proyecto de construcción o desarrollo de un proceso hace resaltar una pregunta: ¿Cómo se debería desarrollar un proceso en la industria actual? La respuesta a esta pregunta pasa por entender que equipos y sustancias se manejan en esta industria. En la industria química se utilizan y diseñan equipos de gran tamaño y complejidad y que permiten llevar a cabo complejos procesos, pero también implican normalmente el trabajar en condiciones extremas o con sustancias peligrosas (en cantidades enormes), incluyendo además otro factor importante, el enorme costo que suelen llevar asociados dichos equipos, tanto en el diseño como en la operación de los mismos. Por todo esto, se hace necesario el trabajo a pequeña escala, es decir, conseguir realizar y llevar a cabo el proceso a desarrollar en unas condiciones más estables que las que se tendrían directamente a gran escala, y en la que los costes tanto de operación como de diseño se hacen menores, por lo tanto, se correrán menos riesgos económicos y de seguridad. Este es en la actualidad un tema de gran interés dado que el trabajo previo en el laboratorio no implica necesariamente que se vaya a conseguir buenos resultados cuando se pase a la gran escala, también hay que tener en cuenta que en la historia se han desarrollado numerosos procesos en los que se ha optado directamente por la gran escala (debido a la incompatibilidad entre la pequeña y la gran escala). Otro punto de vista importante viene del tema económico dado que el paso de una escala menor a otra mayor implica importantes sumas de dinero, al que habrá que sumarle la inversión final en la escala industrial o final.

De esta manera se puede interpretar que actualmente las plantas a pequeña escala tienen dos funciones principales [1]:

- La primera función que cumple es la de precursor de una planta a tamaño y producción completa que aún no ha sido construida o diseñada (planta piloto). Por lo que la función principal de esta planta piloto es la de proporcionar los datos necesarios para el diseño de la planta final. También se suele usar como medio para el desarrollo de nuevos productos.
- La segunda función es la de estudiar el comportamiento de una planta existente de la cual la pequeña unidad es una reproducción (modelo). De esta manera se

permite ver con seguridad y de manera económica los efectos que tendrían un cambio en la forma o condiciones de operación sobre el proceso, a una escala que es más cómoda y fácil de manejar que la escala industrial.

Con estas dos funciones principales se pone de manifiesto la importancia del escalado, que, en su concepción más simple, se puede concebir como el paso de una escala a otra durante el desarrollo de un nuevo proceso o producto, siendo un escalado ascendente (“scale-up”) si se pasa de la escala de laboratorio a la industrial y un escalado descendente (“scale-down”) al proceso inverso.

Por todo lo dicho anteriormente no cabe duda que el escalado es un tema de vital importancia en la industria actual, y que merece ser tratado con detenimiento. Este será el objetivo del presente proyecto, en el cual se tratará de introducir los conceptos básicos y generales a partir de los cuales se puede llevar a cabo el cambio de escala en una industria. Pero no solamente se tratará el tema de manera teórica o superficial, sino que se procurará entrar en el ámbito matemático que ella implica y en las condiciones que se tienen que dar para cumplirla. Para realizar todo esto se procederá a partir de un proceso ya elaborado y comprobado experimentalmente el cual se escalará y del cual se obtendrán los datos necesarios para llevar a cabo esto último.

El proceso que se va a utilizar como modelo y punto de partida del estudio del escalado será un proceso de abatimiento de tars en la gasificación de la biomasa como fuente de energía [2]. Debido a la creciente demanda energética que se produce día a día, y al innegable efecto medioambiental negativo que producen los combustibles fósiles (fuentes de energía convencionales que constituyen la principal fuente de energía actualmente), se hace necesaria la búsqueda de nuevas fuentes de energía que produzcan un efecto perjudicial menor para el medio ambiente. Una de estas fuentes alternativas a los combustibles fósiles es la biomasa (que al igual que los primeros están también basados en el carbono, sin embargo, el efecto global es menor). La biomasa se define como una fracción biodegradable de desechos, productos y residuos de origen biológico y que provienen de actividades como la agricultura, así como también de fracciones biodegradables de los residuos industriales municipales. Esta biomasa constituye una importante fuente de energía de cara al futuro, cuya energía puede obtenerse de diferentes formas, una de ellas es la gasificación de la misma.

Es en este punto donde entra el proceso de abatimiento de tars (que posteriormente se verá con más detenimiento). Dentro de este proceso nos encontraremos varios equipos, pero sin duda el que ocupa una mayor importancia es la torre de relleno en la cual se producirá el fenómeno de la absorción. Fenómeno de gran importancia y muy utilizado en la industria química, y el cuál habrá que estudiar y entender para así llevar a cabo el objetivo del proyecto.

2. Escalado Industrial

“Commit your blunder in a small scale and make your profits on a large scale”

(L. H. Baekeland, 1916)

Analizando con más detalle el significado del escalado, se pueden llegar a conclusiones más específicas del mismo y se cae en la cuenta que las definiciones dadas en el anterior apartado pueden quedar algo pobres si se considera los numerosos estudios que se deben llevar a cabo para realizarlo de forma correcta y apropiada, teniendo en cuenta además diversos factores como son los económicos y los de seguridad. Por lo que se pueden dar diferentes definiciones acerca de cómo se entiende hoy en día un proceso de escalado [3, p. 5:288]:

- 1) *Estudio de los problemas asociados a la transferencia de datos del laboratorio y la planta piloto a la producción industrial.*
- 2) *Uso de los datos del laboratorio y/o planta piloto, complementados con modelos a gran escala (mockups) y modelación matemática, para determinar las dimensiones y el tamaño de una unidad industrial.*
- 3) *Consiste en el complejo de técnicas y metodologías que se utilizan para transferir un proceso desarrollado en una escala menor, a la escala de producción.*

Comparando estas definiciones se puede entender el escalado como el proceso mediante el cual se conseguirá desarrollar un proceso a escala industrial a partir de uno a menor escala con la ayuda de diversos modelos matemáticos y técnicas, así como con datos que se han sacado experimentalmente.

Pero el escalado llevado a cabo hoy en día en plantas químicas o en cualquier proceso de la industria moderna nada tiene que ver con el que fueron sus inicios. Esto era debido a que en solo unas décadas las plantas de producción se han duplicado o triplicado, esto es, debido a una mayor demanda y niveles de producción, la industria se ha desarrollado no solo técnicamente, sino que han aumentado el tamaño de las plantas y los equipos, esto hace que el escalado sea algo más complejo hoy en día, dado que un mayor coeficiente de escala implicará la posibilidad de un aumento del error con respecto a los datos que se esperan obtener de la planta a tamaño industrial. El hecho de que las plantas sobre principios del siglo XX fueran de menor tamaño hacía que hubiese una tendencia hacia la omisión, bajo ciertas circunstancias, de la etapa de planta piloto en el desarrollo de nuevos procesos en la industria. ¿Pero qué se entiende por “escala piloto”? Una escala piloto es aquella referida a una planta piloto, que se trata de una planta (generalmente de menor tamaño que la industrial) en donde se lleva a cabo una reproducción del proceso que se quiere estudiar, y su función sería la de desarrollar nuevos procesos en unas buenas condiciones de seguridad y coste, estudiar diferentes efectos y cambios sobre procesos ya existentes o evitar errores que se puedan llegar a producir en la gran escala y prever sus efectos y causas. Sin embargo, en la actualidad se pueden encontrar plantas piloto de diferentes tamaños y volúmenes de producción, esto hace que se pueda hacer una clasificación en función de los volúmenes con los que estas plantas trabajan, algo que se verá con más detalle en el siguiente apartado, diferenciando las posibles escalas que se darían en la industria.

También hay que destacar que en todo diseño de cualquier planta, proceso, equipo o producto existe una etapa de Investigación y Desarrollo (I+D). En esta etapa se pretende determinar el alcance y las consecuencias de nuestro diseño, así como los datos necesarios del mismo. Una vez obtenidos los datos se procederá al desarrollo de dicho proyecto. Es aquí donde intervendrá el escalado. En este proceso de Investigación y Desarrollo pueden aparecer diferentes etapas en donde se desarrollan diferentes modelos a distintas escalas con el fin de poder así pasar poco a poco de los datos de laboratorio (que permiten trabajar con mayor seguridad y comprobar de manera rápida los efectos que tendrían los cambios en cualquier variable del proceso), a una escala industrial.

2.1. Tipos de plantas o niveles de escalado industrial

En la actualidad se puede diferenciar 5 niveles, escalas o etapas, las cuales se pueden limitar en función de varios parámetros. En algunos campos, como puede ser la biotecnología, las diferentes escalas se diferencian entre sí por el volumen, es decir, la magnitud la cual marca el tipo de escala utilizada, es el volumen. Sin embargo, en lo que se refiere a la ingeniería este concepto es demasiado simplificado, habiendo que tener en cuenta multitud de factores, unos más importantes que otros. Pero si hay que establecer un criterio para diferenciar entre las diferentes escalas se podría decir que se pueden clasificar en función del objetivo para el que fueron creadas [3, pp. 14-16:139].

2.1.1. Laboratorio

Escala cuya principal función es la comprobación de que se cumple la teoría, así como constituir una fuente de obtención de datos para la formulación de modelos teóricos. Es decir, el laboratorio permite confirmar o rechazar las hipótesis obtenidas del conocimiento previo y de la literatura. También es pieza fundamental para la obtención de la información sistematizada que formará la base para escalas superiores. Finalmente, también se puede decir que es esta escala la que permite evaluar de la manera más eficiente los efectos que tienen las diferentes variables de perturbación sobre el proceso. En definitivas cuentas su labor es la obtención, recuperación y purificación de aquellos productos de interés en nuestro proceso, así como el análisis de los mismos.

En el caso de la síntesis química se definen algunos objetivos más:

- Conocer la influencia de las variables macroscópicas en el rendimiento global.
- Optimización del proceso de síntesis a ese nivel.
- Conocimiento de la cinética, incluyendo la creación de modelos matemáticos.
- Propiedades físicas y químicas del nuevo producto.
- Influencia de los reactivos empleados en los cambios de escala.
- Caracterización de los subproductos y residuos generados.
- Evaluación económica inicial y superficial (teniendo en cuenta principalmente a los equipos fundamentales).

2.1.2. Banco

Adquiere un carácter más tecnológico. Al contrario que la primera, esta escala ya posee equipos cuya geometría es parecida a la de la escala industrial, así como también conlleva un mayor nivel de instrumentación y automatización. En esta escala principalmente se confirman los modelos matemáticos fruto de las etapas de laboratorio y se precisa y amplía la información obtenida de laboratorio. Además de esto, esta escala es de vital importancia debido a que la precisión y calidad de la información obtenida repercutirá en la decisión de llevar a cabo o no la escala inmediatamente superior (escala piloto).

En resumen, se puede definir esta etapa como aquella encargada de revelar los pasos controlantes o críticos del proceso, verificar hipótesis de modelos matemáticos y aportar información para cálculos y diseños de ingeniería.

2.1.3. Piloto

Escala más costosa que las anteriores enfocada a obtener los datos necesarios para el diseño de la planta industrial, pero la utilización de esta escala vendrá determinada por el tipo de proceso, nivel de información y tamaño propuesto para la unidad industrial. La escala piloto es la técnica más clásica de diseño de procesos para posterior escalado, sin embargo, debido al alto costo de esta etapa es clave que las anteriores etapas (investigación y desarrollo) se extiendan lo necesario como para que se obtenga la información necesaria para que la planta piloto permita satisfacer al menos uno de los siguientes objetivos principales:

- Evaluar la factibilidad de un proceso tecnológico.
- Obtener la información para el diseño de una planta comercial.
- Obtener cantidades de productos con fines de ensayo o promoción.

Además de todo esto la planta piloto cumple también una serie de funciones que ayuda de cara al diseño final o industrial:

- Obtener “know-how” (del inglés “saber-como”) del proceso.
- Corroborar teorías sobre mecanismos de los procesos.
- Obtener información para el tratamiento de residuales.
- Ensayar materiales de construcción.
- Ensayar métodos de análisis de procesos y control de calidad.
- Estudiar sistemas para el control de procesos.
- Evaluar nuevos equipos y sistemas tecnológicos.
- Entrenar al personal.
- Pruebas de seguridad y posibles riesgos asociados al proceso.

Son varios los factores que determinan el tamaño de la planta piloto, pero en general, el límite inferior queda fijado por la cantidad de producto necesario que permita determinar el efecto de las impurezas sobre la reacción, la eficiencia de la separación y la calidad del producto; mientras que el límite inferior del tamaño se fija por la necesidad de fabricar suficiente producto para probar el mercado [4]. Un aspecto más a tener en cuenta es la capacidad o facilidad de la planta para extrapolar o escalar los resultados obtenidos.

2.1.4. Semi-industrial

Esta escala es menos utilizada debido a su costo, pero es empleada principalmente como demostración del proceso, prácticas que se quieran realizar o como paso intermedio a una escala industrial en procesos que sean relativamente innovadores o que se desarrollen con una maquinaria o equipos tecnológicos de desarrollo reciente. Estas plantas se construyen de igual manera a como se haría con la planta industrial, pero la principal diferencia es su menor capacidad de producción, usualmente un décimo de la proyectada para la escala definitiva, que permite el acopio de experiencias su funcionamiento y sirve de modelo a futuras plantas industriales que se construyan.

2.1.5. Industrial

Esta escala no debería formar parte del proceso de desarrollo ya que en sí es el último paso o final del mismo, sin embargo, muchas veces la planta industrial ha servido como paso previo a la creación de modelos a escalas inferiores con diferentes fines (como por ejemplo el desarrollo de un proceso mejorado a partir del antiguo), así como ser unos de

los mejores campos donde se pueden probar todas las mejoras o equipos tecnológicos, así como las optimizaciones que repercutirán en la producción total deseada para el proceso estudiado.

2.2. Aspectos importantes del escalado

Antes de entrar más profundamente en los métodos de escalado y en los cálculos a llevar a cabo, conviene pararse a describir algunos conceptos que serán fundamentales y que ayudarán a entender mejor los pasos que se seguirán más adelante en el escalado del proceso estudiado.

Está claro que con el desarrollo de un nuevo proceso o parte del mismo y su posterior paso del laboratorio a una escala industrial pueden y suelen aparecer, problemas inesperados. Estos problemas, de origen químico o natural, se dan como consecuencia del cambio de escala, esto es debido a que un posible factor que no se ha tenido en cuenta en las experiencias a pequeña escala, sea fundamental en el proceso a escala superior. Un ejemplo de esto pueden ser la existencia de impurezas en la corriente de proceso a nivel industrial y que no se dieron o no se tuvieron en cuenta en las experiencias en laboratorio o planta piloto. Estas impurezas pueden provocar diversos problemas, desde desgaste de equipos hasta modificar las propiedades de un catalizador que se esté usando en el reactor. Esto hace pensar que se tienen que tener muchas precauciones en el cambio de escala dado a que un error, por mínimo que sea, puede desembocar en la modificación del proceso final y con ello un mayor desembolso de dinero.

La idea de pasar de una escala de laboratorio a una escala industrial de manera directa es muy tentadora desde el punto de vista económico y de tiempo, sin embargo, para seguir este camino directo se requiere o bien un fondo de información que suele ser inaccesible o bien una serie de evaluaciones técnicas más allá de lo que normalmente se considera posible o deseable [5, p. 3:699]. De esta manera se hace necesario el paso por un camino que incluye el paso por una o varias escalas intermedias antes de conseguir nuestro objetivo final, pero siempre teniendo claro que las hipótesis obtenidas mediante los primeros experimentos en el laboratorio y que servirán para el desarrollo y diseño de las instalaciones superiores, se hace necesario comprobar que estas sigan siendo válidas conforme se vaya pasando de una escala a otra. Algunas de las posibles desviaciones que se pueden producir con cambios de escala demasiados grandes se dan en los regímenes de movimiento de los fluidos en los equipos o equipo que se esté tratando, de ahí que en la actualidad se usen mockups, que no son más que equipos a gran escala en donde se estudia únicamente el régimen de circulación para comprobar que las hipótesis se siguen cumpliendo.

Por lo todo lo dicho anteriormente es necesario establecer una relación entre las diferentes escalas con las que se trabaja. Una magnitud que se utilizará mucho en este documento es el ratio de escala o relación de escala, que no es más que la relación de tamaños o magnitudes entre la escala más grande a la que se quiera pasar y la magnitud de la mayor escala pequeña de la que se han sacado los datos para diseñar la primera. Este ratio o relación se puede hacer entre una escala de laboratorio y una planta piloto o entre esta misma y una industrial. Los ratios de escala de algunos procesos típicos se recogen en la Tabla 2.1. Estas ratios de escala recogidos en la tabla anterior se refieren a las relaciones que se establecen entre los caudales de sustancias o productos con los que se trabaja en las diferentes escalas, sin embargo, y aunque es menos común, se pueden establecer relaciones de escala entre magnitudes diferentes a los caudales dependiendo del tipo de equipo u operación que se realice, como por ejemplo, se puede hacer la relación de escala

entre las velocidades de las paletas de dos mezcladores con diferentes escalas o entre el diámetro de tubos entre intercambiadores de diferentes escalas u órdenes de tamaño.

Procesos	Escala de Operación (kg/h)		Relación de Escala	
	Laboratorio	Planta Piloto	De Laboratorio a Planta Piloto	De Planta Piloto a Comercial
Sustancialmente gaseosos (Amoníaco, metanol)	0,01-0,10	10-100	500-1000	200-1500
Reactivos gaseosos, productos líquidos y sólidos (Ácido sulfúrico, urea, anhídrido maleico)	0,01-0,2	10-100	200-500	100-500
Reactivos líq. y gaseosos, productos líquidos (Cloración del benceno)	0,01-0,2	1-30	100-500	100-500
Reactivos líq., productos sólidos o líquidos viscosos (Polimerizaciones, químicos agrícolas)	0,005-0,2	1-20	20-200	20-250
Reactivos sólidos, productos sólidos (Ácido fosfórico, cemento, mineral fundido)	0,10-1,0	10-200	10-100	10-200

Tabla 2.1: Ratios de escala comunes en algunos procesos conocidos. *Fuente: Scale up Chemical Process, pag. 6, Tabla 1-2.*

Como se puede observar de los anteriores datos, se pueden tener grandes ratios de escala, principalmente en aquellos procesos donde se trabajen esencialmente con gases. Esto es debido a la exactitud de las predicciones que se pueden realizar en cuestión de regímenes de flujo, calor y coeficientes de transporte de masa, y similares, de cualquier escala de operación a partir de los datos físicos obtenidos en el laboratorio o a partir de los datos que se pueden encontrar en la literatura para los componentes puros (hoy en día además se cuentan con numerosos softwares que ponen a disposición una serie de propiedades químicas y físicas de componentes puros y mezclas). Sin embargo, el trabajar con gases únicamente es algo que no siempre se da en la industria química dado que generalmente en aquellos procesos donde se lleva a cabo una reacción se pueden encontrar catalizadores sólidos, y estos hacen que las condiciones de escalado se dificulten un poco más debido a que si pueden provocar un cambio en las condiciones de transmisión de calor, temperaturas, transferencia de masa y demás, al pasar de una escala a otra. ¿Pero cómo trasladar entonces los datos del laboratorio a la escala comercial? Hoy en día hay desarrolladas multitud de correlaciones que hacen posible intentar predecir lo que pasa en el interior de un reactor o cualquier otro equipo, sin embargo, es fundamental para estas correlaciones tener a disposición una serie de datos que ayuden a resolverlas y darles valores, de ahí que las experiencias del laboratorio sean fundamentales. Aun así, hay muchas áreas en las que las correlaciones disponibles están limitadas en su alcance o cuya

capacidad de predicción es limitada. De ahí que el desarrollo de nuevas tecnologías o equipos impliquen la creación de diferentes plantas piloto a diferentes escalas (denominando planta piloto de manera general a cada uno de los tipos de escala anteriormente vistos), su comprobación, puesta en marcha, experimentación y análisis. De esta manera se pueden observar en la industria química ciertos problemas comunes en el escalado y que suelen provocar problemas en el cambio de escala [5, p. 8:699]:

- La forma o contorno puede dar lugar a diferencias en la agitación, “fluid short-circuiting” y zonas de estancamiento.
- Modo (y escala) de operación dan lugar a diferentes tiempos de residencia.
- Relaciones superficie-volumen, regímenes de flujo, y geometrías que provocan diferentes gradientes de concentración y temperaturas.
- Los materiales de construcción que pueden influir en los niveles de calidad y contaminación de la planta, así como su estabilidad.
- Estabilidad de los flujos.
- Suministro o extracción de calor.
- Efectos frontera.

Todas estas propiedades a tener en cuenta afectarán de una manera más o menos fundamental dependiendo de la escala en la que nos encontremos. De esta manera parece que hay diferentes caminos a seguir entre el laboratorio y la escala comercial que provocan la necesidad de plantear la pregunta acerca de cuántas plantas piloto y de qué tamaño deberían tenerse en cuenta para obtener unos buenos datos. La respuesta a estas preguntas generalmente tiene un carácter de tipo económico y de tiempo, debido a que será el presupuesto o capacidad económica la que decida o condicione en gran medida nuestras decisiones a la hora de escalar. Esto último es algo que muchos autores están de acuerdo, llegando a la idea de que la única razón defendible para llevar a cabo un escalado industrial en diferentes etapas es la posibilidad de no hacer demasiado caros errores en el diseño o que el coste de operación y puesta en marcha directamente de la planta industrial sea demasiado caro. Con esto se llega a la conclusión de que el escalado no es el resultado final al que se tiene que aspirar en el desarrollo de un nuevo proceso, sino más bien serán los estudios económicos y técnicos los que determinen si se llevan a cabo estudios de escalado. De esta manera se entiende el escalado hoy en día como un complemento más en el desarrollo de nuevas plantas industriales y que principalmente se centra en aquellos puntos en los que hay más dudas o situaciones inciertas, y en los que las escalas piloto cumplen más una función de publicidad y desarrollo con el fin de obtener los recursos necesarios para el desarrollo de la planta comercial final.

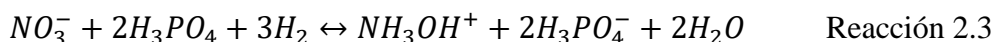
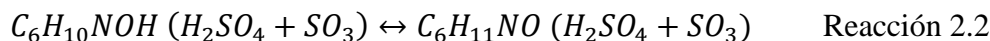
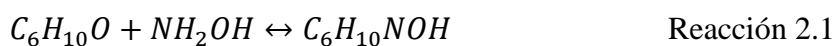
2.3. Ejemplo de escalado industrial

En la industria química hay numerosos ejemplos en donde en al menos una de sus etapas se tuvo que recurrir a la creación o desarrollo de una planta piloto y que sirvió de base para el diseño de la planta final. Esto último suele ser más común en los procesos más innovadores de la época. Uno de estos ejemplos fue el desarrollo del proceso HPO (Hidroxilamina Fosfato-Oxima) o Stamicarbon por parte de DSM (Dutch State Mines), compañía de origen holandés dedicada a la extracción de carbón y que actualmente es una empresa dedicada al abastecimiento y desarrollo de productos químicos. Este proceso puede mostrar las razones de las diferentes escalas y cuáles fueron sus funciones principales, dando así un claro ejemplo de las funciones que puede llegar a desempeñar el escalado en la industria [5, pp. 11-14:699].

El proceso HPO consta de diferentes partes enfocadas a la obtención de un producto principal, la caprolactama ($C_6H_{11}NO$). Este compuesto es un sólido blanco higroscópico, cristalino a temperatura ambiente, y que fundida se convierte en un poderoso disolvente para productos químicos orgánicos polares y no polares. En cuanto al proceso de obtención se pueden diferenciar cuatro partes fundamentales [6]:

- Formación de una sal de amonio. Para realizar el segundo paso de la producción (la oximación) hay que sintetizar primeramente la hidroxilamina mediante una serie de reacciones en las que se ven involucrados compuestos como el amoniaco, nitratos y fosfatos.
- La oximación de la acetona con la sal de amonio obtenida. La oximación se realiza en dos etapas. La primera de ellas consistente en una batería de reacción-extracción, a un pH de 2 y una temperatura de $85^{\circ}C$, en la cual se introduce en contracorriente la solución de hidroxilamina y la de ciclohexanona en tolueno. La segunda etapa es un reactor agitado en el cual se trabaja con un pH de 4.5, que se consigue mediante la adición de amoniaco.
- La transposición de Beckmann, junto con la neutralización con amoniaco. Reordenación de la ciclohexanona oxima utilizando óleum como catalizador y medio ácido.
- Purificación de la solución de caprolactama obtenida.

Además, en todo el proceso se trabaja con una solución reguladora que contiene ácido fosfórico y que hace que el pH pueda ser mejor controlado durante la oximación. El resultado final es un gran proceso en donde intervienen multitud de reacciones siendo las más importantes las que se muestran a continuación:



En la reacción 2.3 los iones nitratos, provenientes del ácido nítrico, son reducidos con hidrogeno a hidroxilamina, utilizando Paladio o Al_2O_3 como catalizador y en presencia de la solución tampón. Esta solución de hidroxilamonio producida se utiliza durante la oximación de la ciclohexanona para disolver y extraer la oxima.

Como se puede observar se trata de un proceso complejo en la que intervienen numerosos factores, no solo a nivel de reacciones, sino también a nivel de rendimiento de las operaciones y de seguridad. Además de todo esto hay otra dificultad añadida, el uso de un catalizador sólido de paladio sobre carbón activo y que comienza planteando los siguientes problemas [5, p. 12:699]:

- Transferencia de masa y dispersión en los reactores.
- Diferentes modos o técnicas de activación del catalizador pueden influir en la actuación del mismo.
- La desactivación del catalizador debido a la concentración de las impurezas (para la cual debe establecerse su naturaleza y alcance).
- El tamaño del catalizador y su distribución, así como su porosidad.

En vista de la complejidad del proceso, y dado que era un proceso poco desarrollado hasta la fecha si se compara con el nivel de complejidad que en este se refleja, DSM decidió llevar a cabo diferentes escalas del proceso y evaluarlas en diferentes situaciones. Estas escalas se diferenciaban principalmente en el tamaño, capacidad y tipo de reactor que se utilizaba en las mismas, y que se reflejan en la tabla 2.2.

Reactor	Volumen (L)	Caudal (L/h)	Producción de Oxima (t/año)	Relación de escala
Laboratorio -Reactor de tanque agitado.	1	≤ 1	$\leq 0,5$	-
Banco -Columna de borboteo.	20	20	4	> 8
Planta piloto -Reactor de tanque agitado.	30	70	50	> 100 (a)
Mockup de plástico (Maqueta a tamaño industrial) -Columna de borboteo.	280	-	No aplicable	-
Planta comercial o industrial -“Sparged column”	$83 \cdot 10^3$	$100 \cdot 10^3$	$70 \cdot 10^3$	1400 (b)

(a) Con respecto al laboratorio; (b) Con respecto a la planta piloto

Tabla 2.2: Tamaños de reactores en el desarrollo del proceso HPO de caprolactama por DSM.
Fuente: *Scale up Chemical Process*, pag. 6, Tabla 1-3.

Como se puede observar, en cada una de las escalas se utiliza un tipo de reactor diferente, esto es debido a la función que cumplirá cada una de ellas y los datos que de ellas se quieren sacar. También se puede ver como algunas relaciones de escala son mayores que las habituales, vistas en la tabla 2.1. Esta enorme relación de escala entre la planta comercial y la piloto hace pensar que los ingenieros encargados tenían gran confianza en los estudios de escala y en unas experiencias prácticas de gran relevancia.

Los estudios de laboratorio en el reactor de tanque agitado estaban enfocados directamente a la evaluación de los catalizadores y el desarrollo de los primeros modelos cinéticos. Al igual que el laboratorio, en la planta piloto también se usará este reactor principalmente por motivos de construcción y operación. Esta planta estaba dedicada a estudios de desarrollo de las condiciones óptimas de operación, estudios de envejecimiento del catalizador, y técnicas de activación del mismo. Este mismo reactor de tanque sometido a muchas y diferentes condiciones de operación les proporcionó la información necesaria para verificar el modelo desarrollado en la escala de banco.

A su vez la torre atmosférica de la escala de banco permitió una reevaluación del modelo cinético y también proporcionó datos a partir de los cuales se pudo calcular los coeficientes de transporte de masa. Esta información, en conjunto con la obtenida en la maqueta a escala industrial, permitió la reevaluación y cambio de tamaño del ya seleccionado reactor comercial. Esto es así porque solo en la maqueta o mockup se puede tener el potencial para estudiar con detalle la formación de espuma en el reactor. Este dato es de vital importancia ya que no siempre queda claro si esta mantendrá su mismo tamaño absoluto o únicamente provocará la misma relativa pérdida de carga.

Finalmente hay que destacar el reactor principal, ya que tiene una forma o diseño diferente a cualquiera de los anteriores. Esto es así debido a algunas conclusiones a las que llegaron algunos ingenieros, como de Rooij (1977), y que demostraron porque era preferible el reactor final que se usó en la escala industrial al de tanque agitado usado en la escala piloto, por ciertos aspectos a tener en cuenta:

- La posibilidad del aumento de la erosión del catalizador en el reactor de tanque agitado.
- Sellado adecuado del eje agitador.
- La falta de experiencia práctica dentro de DSM con reactores de tanque agitado de mayor capacidad a $30 \cdot 10^3 \text{L}$.

Esta última razón hubiera provocado que quizás la primera planta comercial de DSM tuviera tres reactores, que es sin duda una opción más cara que tener solo un “sparged column”.

Finalmente cabe destacar que DSM realizó una mezcla de diferentes escalas, no con el objetivo de seleccionar un sistema o reactor para llevar a cabo el proceso, sino más bien para obtener la información necesaria para sustentar las hipótesis y teorías que desde el conocimiento en ingeniería y ciencia se tenía. Por lo que se puede llegar a una conclusión: Serán los estudios de ingeniería y económicos los que realmente le den el carácter final al proceso o proyecto, siendo el escalado parte del método para obtener la información necesaria para el desarrollo de ese proyecto, apoyándose siempre en conocimientos previos. Todos los estudios realizados en diferentes escalas han hecho que el proceso desarrollado por DSM sea uno de los procesos con menores costes de operación, con una alta conversión y una menor producción de subproductos.

3. Descripción del Proceso a Escalar

Antes de comenzar con el proceso de escalado y sus bases, se debe explicar en la medida de lo posible el proceso el cuál se quiere pasar de un nivel de laboratorio a un nivel industrial, únicamente con los datos obtenidos en el primero.

Primeramente, hay que situarse en el contexto actual del proceso a escalar. Actualmente los combustibles fósiles constituyen la base fundamental de la obtención de energía en el mundo, esto es algo que se está intentando cambiar mediante el estudio y desarrollo de fuentes de energía alternativas, que causen un menor impacto ambiental y que puedan suplir con la demanda energética actual. Una de esas fuentes con vistas al futuro, es la biomasa. Tal y como se dijo en la introducción del proyecto, la biomasa puede utilizarse como fuente de energía, aprovechando la misma de diversas maneras. Una manera de obtener la energía de la biomasa es la gasificación de la misma.

La gasificación es un proceso mediante el cual se produce la transformación de un combustible sólido a uno gaseoso, el cuál conserva parte de las propiedades energéticas del combustible inicial. Está basado en una oxidación parcial de la fuente original (mediante la introducción de aire por debajo del estequiométrico). Este proceso se puede realizar tanto para la biomasa como para otros combustibles como puede ser el carbón. Este proceso nos permite obtener una fuente de energía gaseosa (biogás), la cual a pesar de haber perdido algo del poder calorífico que poseía inicialmente, permite tener una fuente fácilmente manejable y más versátil que la fuente de la que proviene.

¿Pero qué tiene que ver la gasificación de biomasa con el proceso que se está estudiando? La gasificación es una reacción en la que se producen numerosas reacciones secundarias, dando lugar a un gas de síntesis en el que se pueden encontrar numerosos compuestos. Estas reacciones secundarias son difícilmente controlables, y hacen que el gas obtenido tenga diversos tipos de hidrocarburos y alquitranes, y por supuesto, dióxido de carbono, hidrógeno, nitrógeno y vapor de agua. La gasificación ideal es aquella en la que todo el carbono se transforma en monóxido de carbono, sin embargo, esto nunca ocurre. En este gas no solo se encuentran productos secundarios, sino que se generan algunos subproductos perjudiciales: Alquitranes, compuestos formados por cloro, compuestos formados por azufre, compuestos formados por nitrógeno, furanos, etc. Todos estos compuestos pueden provocar que el gas producido no entre dentro de las especificaciones necesarios para el uso del gas en determinadas tareas.

Dentro de los contaminantes los más importantes y los que se suelen encontrar en mayor proporción son los alquitranes, cuya aparición depende del tipo de biomasa utilizada y del tipo de gasificación usada. Sin embargo, a pesar de realizar una muy buena selección del tipo de biomasa y del proceso de gasificación, se hace necesario tener en cuenta la aparición de los mismos ya que es muy difícil que no se produzcan. De esta manera hay que tener presente la utilización de un sistema o método mediante el cual se pueda eliminar parte de dichos contaminantes con el fin de que el gas sea utilizable y cumpla las especificaciones necesarias.

3.1. Proceso de Abatimiento de Tars

Tal y como se ha introducido anteriormente, se hace necesario el desarrollo de un proceso mediante el cual se puedan eliminar ciertos contaminantes de mayor concentración de la corriente gaseosa proveniente del gasificador.

Un ejemplo de contaminantes presentes en la corriente gaseosa son los tars. Los tars se definen como el material presente en la corriente gaseosa producto de una gasificación de productos orgánicos (biomasa), y el cual puede condensar en el propio gasificador o en etapas de proceso “aguas abajo”. Este material engloba sobre todo a los aromáticos primarios, sin embargo, este concepto puede variar dependiendo de unos científicos a otros, debido a que como ya se ha comentado, los tars son un conjunto de aromáticos de diversas naturalezas, por lo que la discusión entra en como clasificar dichos aromáticos. Una posible solución sería organizar estos mismos en función de su tamaño y peso molecular. Lo que sí está claro es que al ser productos condensables pueden generar diversos problemas:

- Reducción del poder calorífico final de gas producido, debido a formación de compuestos secundarios en vez de H_2 , CO y CH_4 .
- Con la bajada de temperaturas que es gas va sufriendo al salir del gasificador y en usos posteriores, provoca la condensación de estos compuestos dando lugar a serios problemas de corrosión y ensuciamiento, que hacen que este gas no sea tan usado hoy en día en aquellas aplicaciones donde el ensuciamiento y limpieza de los equipos del proceso sea crítico.

Estos problemas hacen que esta tecnología de gasificación de biomasa no sea utilizada de manera más usual en la industria y que por lo tanto se sigan empleando fuentes de energía convencionales. De esta manera se hace necesario el desarrollo de un procedimiento de eliminación o reducción de la concentración de estos compuestos indeseables y contaminantes. Con esta idea se desarrolla el proceso de abatimiento de tars. Sin embargo, se pueden encontrar diferentes tipos de proceso, los cuales se pueden organizar en dos grupos:

- Aquellos procedimientos enfocados a actuar en el mismo procedimiento de gasificación y que provocan una mejora de las condiciones en que se produce el mismo (procedimientos primarios). Estas medidas van desde la elección de una temperatura óptima de operación, la adición de aditivos que reducen la formación de alquitranes y el correcto diseño del gasificador.
- Al contrario que los primeros, también existe la posibilidad de tratar el gas una vez generado. Estos procedimientos denominados secundarios se basan en la eliminación de los compuestos una vez creados en el gasificador. Este tipo de procesos se hace necesarios en multitud de ocasiones debido a que a veces se hace difícil mantener la operación en el reactor en el punto óptimo. Los equipos de eliminación de este tipo de partículas pueden dividirse en dos, en función del carácter que tienen a la hora de trabajar: Físicos y químicos. En el caso de los químicos pueden producirse altos rendimientos, sin embargo, estos procedimientos tienen unos altos requisitos energéticos. Los equipos físicos requieren un menor consumo energético y se pueden dividir en función de si usan o no disolventes para la separación de los contaminantes, es decir, se pueden separar en equipos de separación por vía húmeda y por vía seca.

De entre tantos equipos de separación de estos contaminantes se prestará especial atención a aquellos físicos que trabajan por vía húmeda, debido a que el equipo que se

quiere escalar se engloba dentro de este grupo. En los equipos que actúan por vía húmeda la temperatura no suele ser un inconveniente, aunque es preferible que la corriente gaseosa se encuentre a una temperatura superior que la temperatura de condensación de los contaminantes. Entre estos equipos se pueden encontrar las torres de pulverización, las torres de relleno, los lavadores venturi, los precipitadores electrostáticos húmedos, el proceso OLGA. Estos equipos suelen tener un rendimiento mayor que los equipos que trabajan en seco, ya que se puede disponer de diferentes disolventes que actúen de forma eficiente sobre los contaminantes que se desean eliminar. Por ejemplo, para eliminar alquitranes se puede utilizar un disolvente basado en biodiesel. Además, para la eliminación de partículas éstas suelen quedarse atrapadas con mayor facilidad en la corriente líquida. Sin embargo, estos equipos suelen tener el problema de la generación de una corriente líquida residual que hay que tratar debido a que no solo se eliminan alquitranes, sino otras sustancias contaminantes con la corriente, y que pueden causar graves daños al resto de la instalación, así como al medio ambiente.

En este proyecto se prestará especial atención a un mecanismo de abatimiento de tars en particular, la torre de relleno. Este mecanismo y sus partes se detallarán con más detenimiento en los próximos apartados dado que es fundamental conocer bien el elemento que se quiere escalar, así como su mecanismo de funcionamiento.

3.2. Torre de Relleno

La torre de relleno constituye el elemento principal del proceso de abatimiento de tars, ya que será en su interior donde se produzca el mismo. Las torres empacadas, o torres de relleno, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como en isocorriente, son en esencia una carcasa cilíndrica con unas tubuladuras de entrada y salida para las corrientes de gas y líquido. Estas columnas verticales se han llenado con un relleno o con dispositivos que poseen una gran superficie específica. El líquido se distribuye sobre estos y desciende por gravedad, a través del lecho y mojando la superficie de este, de tal forma que crea una gran superficie de contacto (interfase) con la corriente ascendente de gas a través del relleno. Se trata de un equipo donde se produce un contacto continuo entre las dos fases, y gracias al gran área de contacto que permite tener, la torre de relleno se ha convertido en uno de los equipos más representativos en operaciones de absorción de gases. Se entiende por absorción a aquella operación de separación en la que uno o varios componentes de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido (disolvente) con la finalidad de depurar el gas o de recuperar componentes valiosos. Este tipo de absorción puede ser química (incluye la reacción de uno de los componentes absorbidos con el disolvente) o física.

De esta manera en la torre de relleno se lleva a cabo una transferencia de masa de una corriente a otra, de ahí que se tengan que tener en cuenta diversos factores tanto de la corriente gaseosa como de la líquida. Por esta razón en este apartado se desarrollarán las ecuaciones básicas para el diseño de una torre de relleno con el fin de observar qué factores son los que afectan al mismo, y poder llevar a cabo un escalado en el que todos estos se tengan en cuenta y cometer el menor error posible al aumentar de escala.

3.2.1. Ecuaciones de diseño

En este apartado se verá de modo general y de manera ilustrativa aquellas ecuaciones que permitirán el diseño de la torre de relleno, el cual se verá completo al definir los siguientes puntos:

- Tipo de absorbedor.

- Disolvente.
- Tipo de relleno.
- Caudal de disolvente a emplear.
- Dimensiones de la columna: Diámetro y altura.
- Pérdida de carga del gas.

En cuanto al tipo de absorbedor queda claro que será una torre de relleno (pudiendo ser también una torre de platos). En la realidad existen multitud de equipos que permiten la absorción de un gas en un líquido, y se utilizarán en función de cómo sea la absorción y los fluidos que intervengan pudiendo usar, por ejemplo, torres de pulverización o torres de burbujeo, en función de si es la fase líquida o la gaseosa la que opone mayor resistencia a la transferencia de masa (o que el gas a absorber es muy soluble o poco soluble), respectivamente. En cuanto a la elección del disolvente se tienen que tener en cuenta varios puntos, tanto técnicos como económicos. En este caso el disolvente más económico es el agua, sin embargo, frente a hidrocarburos convendría utilizar disolventes orgánicos (más caros, pero más eficaces). Como norma general un buen disolvente deberá satisfacer: Bajo coste, alta solubilidad del gas, no corrosivo o volátil, poco viscoso, fácilmente regenerable y que no sea tóxico. A pesar de todo esto en la realidad también afectarán otros factores de diseño o proceso en la torre (factores de ensuciamiento, pérdida de carga, etc.) pero que son difíciles de tener en cuenta en el diseño inicial.

La elección del relleno es una decisión crucial al momento de diseñar o buscar la optimización en un equipo de absorción, puesto que de éste dependerá la velocidad a la cual se realice el proceso; determinará el diámetro y la altura que deberá tener el equipo para cumplir con el propósito de funcionamiento establecido. Además, seleccionar el relleno implica un análisis económico en cuanto al presupuesto del proyecto y la decisión de una inversión a corto o largo plazo, esto es, considerando el mantenimiento futuro del relleno según haya sido elegido. El relleno puede ser estructurado (mayor superficie específica, menor pérdida de carga, mayor precio) o aleatorio (menor costo, menor superficie específica, mayor pérdida de carga y pueden desgastarse con mayor facilidad) y generalmente se disponen en tramos o secciones a lo largo de la torre para permitir una correcta distribución del líquido durante su descenso y evitar así efectos de pared. Para la elección del relleno se tendrá en cuenta, entre otros factores:

- Precio.
- Pérdida de carga por metro (coste asociado a la impulsión de los gases).
- Efecto pared (tiene que ver con la relación entre el tamaño de relleno y el diámetro de la torre).
- Resistencia a la corrosión y a la alta temperatura.
- Resistencia mecánica y bajo peso.
- Elevada capacidad de mojado.

Una vez definidos los primeros puntos se puede pasar al cálculo mediante diversas ecuaciones y correlaciones del resto de parámetros, para ello conviene tener claro los conceptos de transferencia de masa y equilibrio de fases, y teniendo en cuenta posibles simplificaciones en el diseño debido a que la complejidad en su resolución puede aumentar de manera importante sin estas simplificaciones.

En lo que se refiere al cálculo del diámetro de una torre de relleno para absorción depende de las cantidades de gas y líquido tratadas, de sus propiedades, y de la relación de una corriente con otra. La altura de la torre, y por lo tanto el volumen total del relleno, depende de la magnitud de los cambios deseados en la concentración y de la velocidad de

transferencia de masa por unidad de volumen empacado. Por lo tanto, los cálculos de la altura de la torre se basan en balances de materia, balances de entalpía y en estimaciones de la fuerza impulsora y de los coeficientes de transferencia de materia. Todo el proceso de diseño de una torre puede variar dependiendo del fin que se tenga y de los datos de partida con los que se cuente. Algo normal sería partir de un cierto caudal de gas a tratar (su composición, temperatura, porcentaje de eliminación de un componente, etc.), de una pérdida de carga admisible en el gas (o una velocidad de gas típica) y teniendo unas limitaciones de espacio si las hubiere. Con todo esto se puede plantear el diseño de la torre, comenzando con la elección del caudal de disolvente más apropiado, con la ayuda de un balance de materia:

$$F_{gs}(Y_1 - Y) = F_{ls}(X_1 - X) \quad (\text{ecuación 3.1})$$

$$Y = \frac{y}{1 - y}; X = \frac{x}{1 - x}; F_{gs} = F_g(1 - y); F_{ls} = F_l(1 - x)$$

Donde se expresan las fracciones molares exentas, así como los caudales molares exentos, de esta manera se consigue una expresión mucho más general y que permite trabajar con concentraciones mayores del gas a absorber. Despejando la fracción molar exenta de gas en la corriente gaseosa en un punto de la torre (Y) y poniéndola en función de la concentración del mismo gas en el líquido en ese mismo punto en base exenta (X), dará lugar a la gráfica de la figura 3.1. En esta gráfica se representa la línea de operación, que es la línea recta (conseguida mediante el uso de bases exentas) que va del punto 1 al 2 y tiene como pendiente el cociente entre los caudales de gas y líquido. En ella se muestra también la línea de operación (curva) que muestra la relación entre las composiciones que tendrían ambas corrientes en equilibrio y cuya pendiente depende de la constante de Henry (que puede variar debido a varios factores como son la temperatura y el cambio de composiciones).

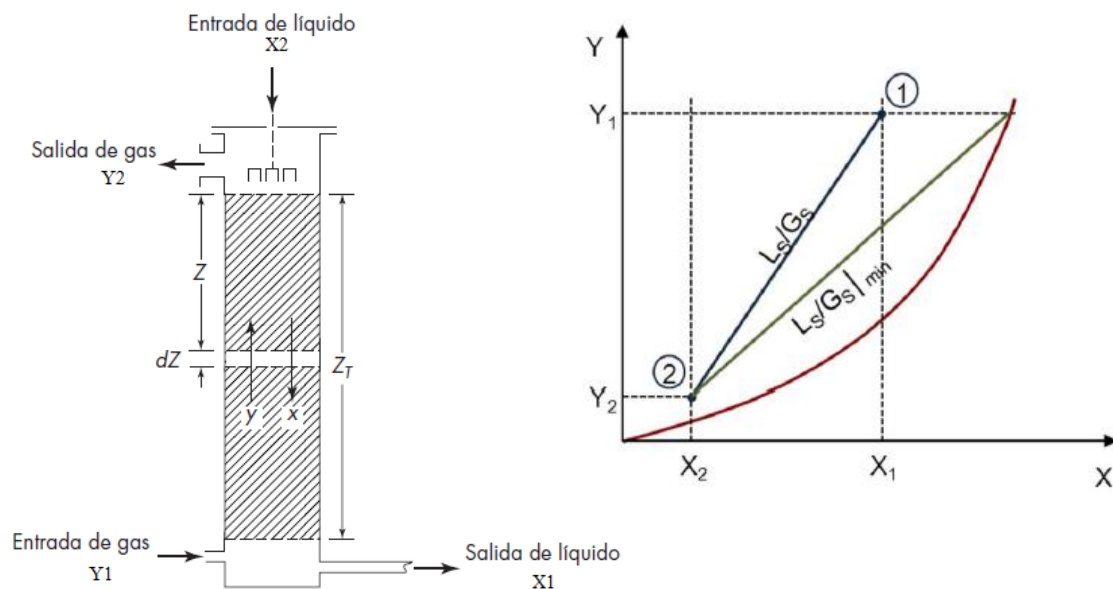


Figura 3.1: Esquema básico de una torre empacada y de las corrientes que entran en ella (izq.) y gráfica que muestra la relación de caudales máxicos de líquido (L_s) y gas (G_s) exentos y la curva de equilibrio de la operación. Fuente: *Operaciones unitarias en ingeniería química* (7ª edición), pag 608, figura 18.11.

De esta figura se deduce como para un caudal de gas fijo el cambio de caudal líquido hace que la línea de operación se acerque o se aleje de la línea de equilibrio. La distancia entre ambas será la que marque la magnitud de la fuerza impulsora, y esta será la que marque la altura necesaria de relleno (y el número de unidades de transferencia necesarias). De tal manera que el mínimo caudal de líquido es aquel que hacen que se corten ambas líneas (altura de relleno infinita), y el máximo vendrá marcado por efectos de carga (punto de inundación). De esta manera habrá que buscar un punto óptimo en el que se tenga una altura de relleno baja (alto caudal de líquido y por lo tanto mayor fuerza impulsora) y unos costos de impulsión y de disolventes bajos (bajo caudal de líquido y menor pérdida de carga). El óptimo se encontrará por lo tanto entre ambos límites (figura 3.2), siendo generalmente de 1,2 a 1,5 veces el caudal mínimo.

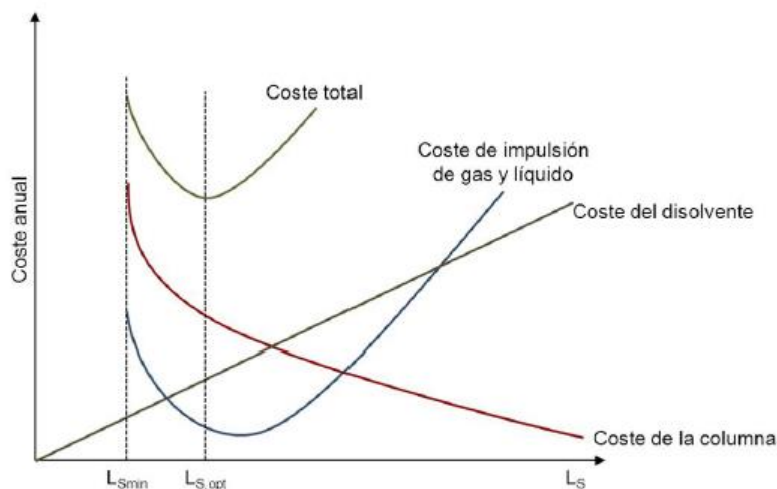


Figura 3.2: Líneas de costes en función del caudal de líquido exento (L_s) empleado en la torre, marcado el caudal mínimo y el caudal óptimo del mismo.

Como se puede observar la relación entre caudales viene a ser un factor importantísimo, el cual una vez definido se puede pasar al cálculo de la altura del relleno y del diámetro de la torre.

Siguiendo con el balance de materia (ecuación 3.1) y definiendo la ecuación de transferencia de masa que expresa el flujo molar de la fase gaseosa a la líquida:

$$N = K_Y(y - Hx) \quad (\text{ecuación 3.2})$$

Siendo K_Y el coeficiente global de transferencia referido a la fase gas, y H la constante de Henry. Combinando las ecuaciones 3.2 y 3.1 quedará:

$$F_{gs} dY = -K_Y a_i (Y - HX) dz \quad (\text{ecuación 3.3})$$

Donde a_i es el área de interfase de contacto por unidad de tamaño y dz es un tamaño de elemento diferencial de contacto (figura 3.1). De la relación del número de Stanton para la transferencia de masa en fase gaseosa, así como estudios de Whitney y Vivian para los coeficientes en la fase líquida, demostraron que las posibles variaciones de los coeficientes de transferencia con la temperatura son debidas prácticamente a la variación de la viscosidad y para rangos de temperaturas normales se pueden considerar constantes en la operación (manteniendo una presión de operación constante en la torre) [7]. De esta manera considerando constantes $K_{Y a_i}$ y F_{gs} se llega a:

$$Z_T = \frac{F_{gs}}{K_Y a_i} \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dY}{(Y - HX)} = H_{OG} N_{OG} \quad (\text{ecuación 3.4})$$

Siendo Z_T el tamaño o altura del relleno o zona de contacto, H_{OG} el tamaño de la unidad global de transferencia (HTU) y N_{OG} el número de unidades globales de transferencia referido a la fase gas (NTU). De esta manera, esta ecuación permite obtener la altura de relleno mediante el cálculo de la H_{OG} y de la N_{OG} . Para esto hace falta el conocimiento de los coeficientes de transferencia, los cuales se calculan de manera empírica o mediante correlaciones para una geometría dada, como, por ejemplo, las correlaciones modificadas por Bravo y Fair.

$$k_g = \frac{5,23 a D_g}{RT} \left(\frac{G}{a \mu_l} \right)^{0,7} Sc_g^{1/3} \quad (\text{ecuación 3.5})$$

$$k_l = 0,01 \left(\frac{g \mu_l}{\rho_l} \right)^{1/3} \left(\frac{L}{a_e \mu_l} \right)^{0,7} Sc_l^{-1/2} \quad (\text{ecuación 3.6})$$

Siendo,

a la superficie específica del relleno,

R la constante de los gases (0,082 atm m³/K kmol),

D_g la difusividad del gas,

Sc el número de Schmidt,

y a_e es el área efectiva de interfase, que depende del número de Capilaridad del líquido y del Reynolds del gas, así como de la tensión superficial del disolvente (σ) y la superficie específica del relleno (a).

$$a_e = 9,79 a \left(\frac{\sigma^{0,5}}{Z_T^{0,4}} \right) (Ca_l Re_g)^{0,1603} \quad (\text{ecuación 3.7})$$

Una vez sabidos estos coeficientes se puede calcular la H_{OG} , la cual se puede expresar como relación de los coeficientes individuales de transferencia:

$$H_{OG} = \frac{F_{gs}}{K_Y a_i} = \frac{F_{gs}}{k_Y a_i} + \lambda \frac{F_{ls}}{k_X a_i} = H_G + \lambda H_L \quad (\text{ecuación 3.8})$$

$$\text{Siendo,} \quad \lambda = \frac{H F_{gs}}{F_{ls}}$$

De esta manera se observa como el coeficiente global de transferencia de materia no solo depende del componente que se absorbe, sino también de los caudales de líquido y gas, de sus propiedades y del tipo y características geométricas del relleno. El área de interfase también depende del tipo y tamaño del relleno, así como de los caudales de líquido y gas ya que la superficie de interfase no es igual a la superficie externa del relleno. Por otra parte, existen otras maneras de calcular las alturas de transferencia, por un lado, existen correlaciones como las de Bolles-Fair para el cálculo directo de las alturas (H_G y H_L) para distintos tipos de relleno (aleatorios y estructurados). Así como también existe otro procedimiento alternativo que consiste en la utilización del concepto de *altura equivalente a una etapa teórica* (HETP), que permite mediante varias simplificaciones el cálculo más directo y menos engorroso de la altura de relleno:

$$Z_T = HETP \times N_p \quad (\text{ecuación 3.9})$$

Siendo N_p el número de etapas o platos teóricos necesarios y que para una operación con una línea de equilibrio sin mucha curvatura sería:

$$N_p = \frac{\ln \left[R \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \frac{1}{A} \right]}{\ln A} \quad (\text{ecuación 3.10})$$

$$\text{Siendo,} \quad A = \frac{F_{ls}}{F_{gs}H} \quad (\text{Factor de absorción})$$

$$\text{y,} \quad R = \frac{Y_1 - HX_2}{Y_2 - HX_2} \quad (\text{Factor residual})$$

Todo esto es mucho más sencillo hoy en día ya que los fabricantes suelen ofrecer los datos de las H_{OG} y la HETP para diferentes aplicaciones y rellenos, en función de parámetros como caudales volumétricos o velocidades superficiales.

Volviendo a la ecuación 3.4, el N_{OG} se podría calcular (en caso de que fuese necesario) de manera matemática principalmente si la recta de equilibrio fuese recta, en ese caso quedaría como un cociente en el que se puede encontrar una fuerza impulsora media logarítmica:

$$N_{OG} = \frac{(Y_1 - Y_2)}{(Y - HX)_{ml}} \quad (\text{ecuación 3.11})$$

$$\text{Siendo,} \quad (Y - HX)_{ml} = \frac{(Y_1 - HX_1) - (Y_2 - HX_2)}{\ln \frac{(Y_1 - HX_1)}{(Y_2 - HX_2)}}$$

Por último, la determinación del diámetro de la columna se hace en base a condiciones fluidodinámicas y, en particular, para satisfacer la pérdida de carga admisible para el gas. La pérdida de carga dependerá tanto de propiedades del gas (como su densidad) como de los caudales del líquido y gas. Estos se relacionan o interpretarán en términos de velocidades superficiales tanto de líquido ($v_l = Q_l/A_t$) como de gas ($v_g = Q_g/A_t$). De esta manera para una determina velocidad de líquido, se puede observar en las gráficas que relacionan velocidades con pérdida de carga, como a medida que vamos aumentando la velocidad del gas la pendiente de la recta que marca la pérdida de carga aumenta su pendiente, hasta llegar al punto de carga, es decir, el punto en el que la retención de líquido comienza a aumentar (cambio de la pendiente de la línea de la caída de presión). En dicho punto (a veces difícil de detectar) se dice que el gas alcanza la velocidad de inundación, velocidad a partir de la cual la línea de caída de presión se hace casi vertical y comienza la inundación de la torre (comienza a formarse una capa de líquido en las partes superiores de la torre). Es evidente que la velocidad del gas en la columna empacada en operación debe ser inferior a la velocidad de inundación. Sin embargo, a medida que se aproxima la inundación, la mayor parte o toda la superficie de empaque se humedece, aumentando el área de contacto entre el gas y el líquido. De esta manera se suele diseñar el diámetro de la torre conforme a una velocidad de gas entre el 50% y el 70% de la velocidad de inundación (optimizando la relación pérdida de carga y contacto entre fases).

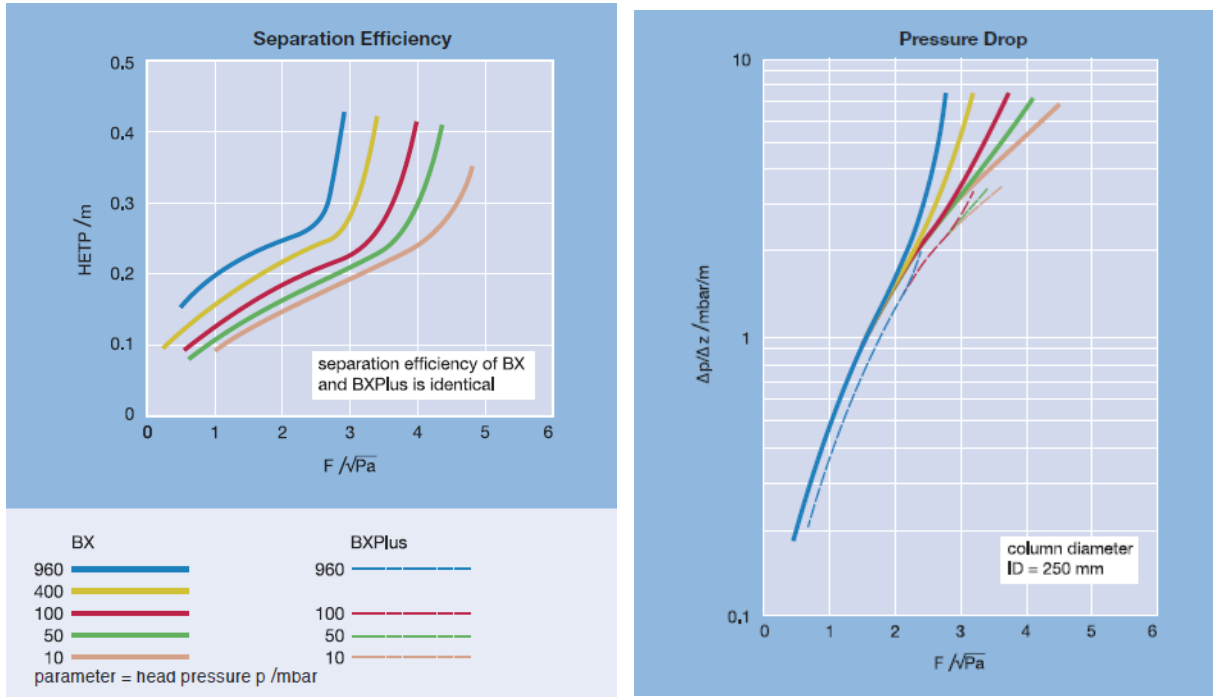


Figura 3.3: Gráficas para la obtención de la HETP (der.) y de la pérdida de carga por sección de torre (izq.) en función del factor de carga para los rellenos estructurados BX y BXPlus. Fuente: *Structured Packings (catálogo Sulzer), Gauze packings, pag 8.*

En la actualidad las compañías de rellenos proporcionan las rectas o ecuaciones tanto de pérdida de carga por sección de torre como la HETP relacionada con el caudal de gas y de líquido. En los casos en lo que estas no sean dadas se tendrá que recurrir a la experimentación para obtener dichas gráficas o a posibles correlaciones que existan (como las desarrolladas por Stichlmair y Fair o Billet y Schultes). Generalmente las gráficas de pérdida de presión se suelen dar en función de factor de carga (F), y no directamente en función de la velocidad superficial:

$$F = \left(\frac{Q_g}{At} \right) \sqrt{\rho_g} \quad (\text{ecuación 3.12})$$

Siendo At el área transversal de la torre. Este factor de carga se podría utilizar tanto para la obtención de la HETP como para la pérdida de carga por sección de torre, tal y como se puede ver en la figura 3.3, que muestra las gráficas para el relleno estructurado Sulzer BX y BXPlus Gauze packing.

Hay que hacer mención de un último factor que puede condicionar la manera en que se diseñe la torre, y es la existencia de un perfil de temperaturas. La temperatura a lo largo de la torre afecta de manera significativa a la efectividad y rendimiento del proceso, dado que esta no solo puede variar las propiedades físicas de las corrientes sino también la solubilidad del gas a absorber en el líquido. En el caso de que se den estas circunstancias se podría decir que se tienen tres métodos de diseño [7]:

- Método clásico de diseño adiabático, en el que se supone que los calores de las corrientes o los generados por la absorción o posible reacción de los componentes solo sirve para calentar la fase líquida y que no existe evaporación de disolvente. En estos casos se diseñará siguiendo los pasos dichos anteriormente solo que corrigiendo la línea de equilibrio del sistema. Von Stockar y Wilke demostraron

que para este método se debería aplicar un factor de corrección en la altura de relleno de 1,25 a 1,5.

- Método clásico de diseño isoterma, es algo menos fiable que el resto de métodos. Von Stockar y Wilke en su análisis para diseños de torres de relleno demostraron como para corrientes muy diluidas y suponiendo que la temperatura de operación es la de entrada del disolvente, se puede calcular los parámetros aplicando un factor de corrección de entre 1,5 y 2 sobre la altura de relleno.
- Método riguroso. Los factores de corrección de los anteriores se han establecido en base a este. En la actualidad existen numerosos estudios de gran complejidad que investigan la relación entre el diseño de la torre y el perfil de temperaturas dentro de la misma. En el *Perry Manual del Ingeniero Químico* se muestra el proceso de comparación por von Stockar y Wilke de los métodos [7, secc. 14-28].

Todos los pasos seguidos anteriormente pueden modificarse dependiendo de las condiciones que se quieran en la torre y el diseño de la misma. De esta manera el procedimiento de diseño puede variar, sin embargo, hay un par de magnitudes o relaciones que son fundamentales, como es la buena elección del disolvente y, sobre todo, una correcta elección de la relación entre el caudal de líquido y gas, la cual marcará muchas de las propiedades de la torre. En los capítulos siguientes se marcará aún más aquellos aspectos que más determinarán el escalado y como se relacionan entre ellos.

3.3. Datos de la torre a Escalar

Una vez visto esto se explicará de la manera más esquemática y clara posible el diseño y las características de la torre piloto que se quiere escalar y que se encuentra en los laboratorios de la Escuela Superior e Ingeniería.

Para la torre piloto se usará agua como disolvente líquido la cual se introducirá en la parte superior de la torre a una determinada temperatura, mientras que por la parte inferior de la misma se introducirá el gas con el contaminante, las propiedades de ambas corrientes en la cabeza de la torre y en el fondo están dadas en la tabla 3.1.

<i>Corriente</i>	<i>Densidad (kg/m³)</i>	<i>Tensión superficial (mN/m)²</i>	<i>Viscosidad (cP)</i>
Cabeza de torre (25°C)			
Gas	1,180	72,60	0,0089
Líquido	997,13		0,009
Fondo de torre (450°C para el gas y 70°C para el líquido)			
Gas	0,488	64	0,003
Líquido	974,68		0,004

Tabla 3.1: Propiedades físicas de las corrientes implicadas en la torre a las temperaturas extremas de la misma (cabeza y torre), sacadas experimentalmente en la torre piloto. *Fuente: Diseño y puesta en marcha de una torre de abatimiento de tars (PFC), Juan Estévez Cruz.*

En cuanto al relleno, se ha escogido un relleno estructurado Sulzer BX Gauze packing debido a su baja pérdida de carga (para que no condensen ni precipiten los alquitranes y ensucien el relleno) y su baja retención de líquidos (alta porosidad y superficie específica). Este relleno es recomendado para su uso en plantas piloto y escala industrial, además está hecho de acero inoxidable (ideal para fluidos agresivos o corrosivos). Los valores de porosidad y superficie específica del mismo fueron calculados experimentalmente [2]:

$$\varepsilon = 0,9; a = 497 \text{ m}^{-1}$$

Otro factor importante es la forma geométrica del relleno, dado que conviene saber cuál es su tamaño característico para el cálculo de las propiedades fluidodinámicas, tales parámetros son la altura de corrugación, h , el lado de corrugación, S y la anchura del canal, B .



Figura 3.4: Esquema de la disposición y tamaños de un relleno estructura (der.) e imagen del relleno usado en el laboratorio Sulzer BX (izq.). Fuente: *Diseño y puesta en marcha de una torre de abatimiento de tars (PFC)*, Juan Estévez Cruz, figura 4.13, pag 51.

En el caso del relleno usado las medidas son $h = 1,55\text{m}$, $B = 2,02\text{m}$ y $S = 1,88\text{m}$. En este caso como se verá en el apartado 7, estos tamaños no influyen a la hora del escalado, ya que se conservan al pasar de una escala a otra. Lo que si pueden afectar al régimen y efectos perjudiciales en la torre piloto y dificultar así el escalado.

El diámetro de la torre se ha diseñado con la intención de tener una velocidad de gas superficial parecida a la que se tendría a nivel industrial ($0,9 \text{ m/s}$). Sabiendo que el caudal de gas que entra a la torre está entre los $2,5\text{-}3 \text{ Nm}^3/\text{h}$ (caudal mínimo que se usará) se conseguirá el diámetro de la torre:

$$At = \frac{Q_g}{\varepsilon \cdot v_{\text{superficial}}}$$

De esta manera se obtiene un diámetro de $1,55''$ ($0,039\text{m}$), sin embargo, las recomendaciones del fabricante indican que el diámetro de la tubería no debe ser menor a $2''$ ($0,051\text{m}$). Por lo que escogiendo ese diámetro se recalculará la velocidad superficial dando una menor a la usada inicialmente ($v_{\text{sup.}} = 0,54 \text{ m/s}$).

En lo que se refiere a la altura del relleno y de la torre, en este caso se calculará siguiendo necesidades termodinámicas, es decir, el diseño se hará para que por cabeza de torre el gas salga con la menor temperatura posible (aproximadamente a 25°C). Para esto se seguirá un código creado en Matlab cuyo resultado muestra como para 1 metro de torre los gases están suficientemente enfriados, sin embargo, esta cifra se incrementará en $0,5\text{m}$ como medida de seguridad, y dado que el relleno viene en secciones de 170mm de largo

y ½”, se usarán 9 unidades, dando en total una altura de 1530mm. Esta medida es la altura del lecho. Para la altura de la torre hay que tener en cuenta dos cosas más:

- El distribuidor de líquido (fundamental para la correcta distribución del líquido en el relleno) debe situarse, como máximo, a dos veces el diámetro de la torre de la parte superior del relleno (para poder colocar además la salida de los gases por cabeza), por lo que estará a 0,11m de este último.
- El fondo de la torre se basará en el volumen de líquido a almacenar, que se corresponderá con el 50% del volumen total del sistema sin contar con los depósitos de almacenamiento y decantación. De esta manera se usará una altura de fondo de 0,32m.

De esta manera daría una altura total de 1,960m aproximadamente. Para los cálculos que se desarrollarán en este proyecto lo más importante será la altura de relleno y su escalado. Los datos técnicos, así como un croquis de la torre y la instalación se pueden observar en la figura.

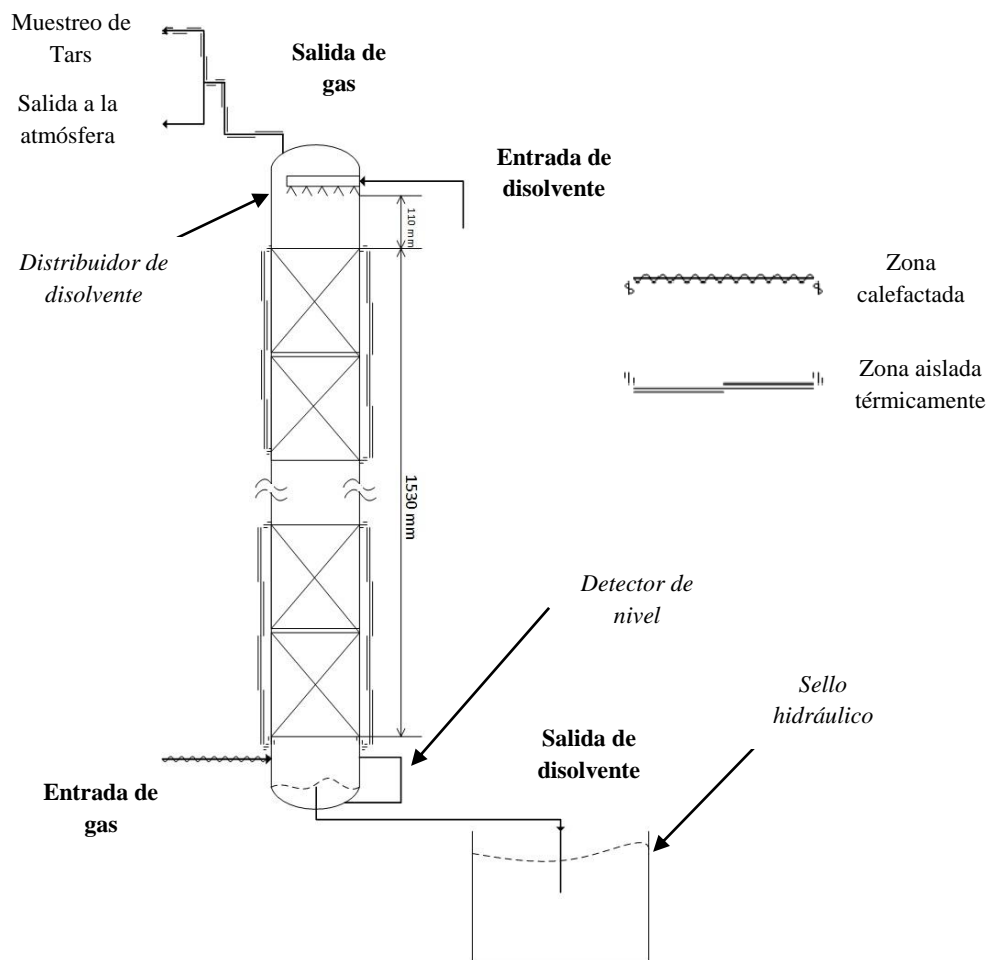


Figura 3.5: Esquema básico de la instalación que se va a escalar, así como de las corrientes intervinientes.

En cuanto a los datos fluidodinámicos de la torre, estos son sacados primeramente mediante un programa facilitado por el suministrador del relleno (software SULCOL 3.0.8). De este programa se han sacado los puntos de inundación y la pérdida de presión para varias simulaciones. Posteriormente se ha decidido sacar las curvas de pérdida de presión experimentalmente (manteniendo fijo un caudal y modificando el otro) para

después poder compararlas con las correlaciones ya existentes (ecuación de Ergun para flujo turbulento). En la figura vienen los resultados de las simulaciones con agua para un par de relaciones de caudales líquido-gas.

	Líquido (Kg/h)	Gas (Kg/h)	Capacidad (%)	Retención Liq (m ³ /m ² h)	ΔP/Δz (mbar/m)	Hold-up (%)	Dp (mbar)
Simulación 1	16	6	37-53.7	7.9-8.35	0.44-0.98	2.5	1.08
Simulación 2	16	10.7	53-77.4	7.92-8.5	1.16-3.27	2.5	3.39

Figura 3.6: Datos obtenidos con el software de simulación SULCOL 3.0.8 para diferentes condiciones de operación (variación de la relación de caudales). Fuente: *Diseño y puesta en marcha de una torre de abatimiento de tars (PFC)*, Juan Estévez Cruz, Tabla 5.4, pag 72.

HOJA DE ESPECIFICACIONES					Proyecto: Diseño y montaje de instalación de abatimiento de tars				
					Equipo: Torre de relleno				
					Identificación: T-01				
					Marca/Modelo: Piezas a medida				
					Suministrador: Rosex				
Descripción: Torre de relleno ordenado									
Piezas									
Fondo		Altura	320	Material	AISI 316				
		Diámetro	2"	Tubulaciones	5				
Intermedio		Altura	1572	Material	316				
		Diámetro	2"	Tubulaciones	3				
Cabeza		Altura	110 mm	Material	316				
		Diámetro	2"	Tubulaciones	4				
Identificación tubulaciones									
A1	Entrada gas		T1	termopar 1					
A2	Entrada líquido		T2	termopar 2					
B1	Salida fondo (purga)		T3	termopar 3					
B2	Salida rebosadero		T4	termopar 4					
B3	Salida de gases		T5	termopar 5					
M1	medidor de altura de líquido de fondo		TIC2	termopar TIC 2					
M2									
P1	medidor presión diferencial								
P2									




Figura 3.7: Hoja de especificaciones de la torre de relleno usada en el laboratorio. Fuente: *Diseño y puesta en marcha de una torre de abatimiento de tars (PFC)*, Juan Estévez Cruz, pag 154.

Por último, comentar otro elemento de vital importancia pero que se ha pasado por alto, y es el hecho de que la torre está aislada térmicamente, esto es así porque en el proceso que se está estudiando se da un perfil de temperaturas en la torre, el cual condiciona el buen funcionamiento de la misma, de ahí que se intente que la torre sea adiabática. Debido a este último hecho, está claro que a la hora del escalado nos variará el espesor del aislamiento a utilizar, sin embargo, la transferencia de energía es un factor que no se va a tener demasiado en cuenta a la hora de cambiar de escala, ya que al ser un proceso de absorción (y al suponer que al mantenerse las relaciones entre los caudales el perfil de temperaturas permanecerá más o menos constante) el factor de transferencia de energía con el exterior solo se verá cualitativamente en el sentido de su influencia en el factor económico (espesor de aislante).

4. Principio de Semejanza

Como se ha visto anteriormente, los datos y resultados obtenidos del laboratorio y de la planta piloto se usarán posteriormente para el escalado, con la intención de conseguir determinar las dimensiones críticas y los tamaños relativos a los equipos a escala comercial, que se usarán en el mismo paso que el estudiado en escalas inferiores. Como se puede observar, en este capítulo no se hará diferencia entre las distintas escalas intermedias que hay entre el laboratorio y la escala industrial. Esto último es debido a varias causas, la primera de ellas es la mayor facilidad a la hora de realizar los cálculos y referirnos únicamente a una escala piloto general. La segunda causa es debida a la poca influencia que tendría en nuestro desarrollo teórico y práctico la diferenciación entre diferentes escalas intermedias, debido a que para los cálculos y ecuaciones se verá únicamente la relaciones entre la escala en la que se este y la final, que en este caso es la industrial o semi-industrial. De esta manera, de aquí en adelante, en los siguientes capítulos se denominará modelo o planta piloto a toda escala menor a la industrial. Un modelo (en términos de escalado) es entendido como un dispositivo o medio que está concebido de tal manera que puede ser usado para predecir el rendimiento de un prototipo, siendo el prototipo, a su vez, el sistema físico a escala completa que va a ser modelado [8]. En este caso el prototipo es entendido como el equipo o proceso a escala industrial. El prototipo no tiene que existir materialmente antes su modelo, algo que es normal, sobretodo en el desarrollo de nuevos procesos. En estos casos de nuevos procesos hay que tener en cuenta al desarrollar el modelo, el tipo y la forma del equipo a gran escala que se quiere tener [9].

4.1. Principio de Semejanza

El escalado se fundamenta en el llamado principio de semejanza o similitud. Este principio se refiere a las relaciones entre sistemas físicos de tamaños diferentes y es esencial para el cambio de escala de procesos químicos y bioquímicos. El principio fue enunciado por primera vez por Newton para sistemas compuestos por partículas sólidas en movimiento [10]. Este primer enunciado del principio tenía su aplicación práctica inicial en sistemas fluidos, campo en el cual sigue siendo útil. Posteriormente ingenieros como William Froude estudiaron los criterios de semejanza para predecir la resistencia que ofrecían a las olas los cascos de los buques a partir de modelos, método aún usado hoy en día. A estos estudios, durante el último siglo, le han ido acompañando diversos estudios en los que se ha ido debatiendo y ampliando el significado y las aplicaciones fundamentales del principio de semejanza (Tolman, Buckingham, Rayleigh, etc.).

Muchos científicos tomaron parte en el desarrollo de la Teoría de los Modelos, formulando el principio de semejanza y sus consecuencias con un alto grado de rigurosidad. La teoría de modelos físicos indica las condiciones en las que han de realizarse los ensayos sobre modelos para que los resultados así obtenidos permitan sacar conclusiones acerca del funcionamiento del prototipo. Esta teoría de los modelos surgió como consecuencia del desarrollo del principio de semejanza y su aplicación se llevó a cabo, sobretodo, en el campo de la aeronáutica, mediante experimentación con modelos. En el campo de la ingeniería química, el principal uso u objetivo de la semejanza en las etapas iniciales fue la correlación del rendimiento de mezcladores de propelas, paletas y turbinas, semejantes geoméricamente, y que posteriormente se extendió a otros ámbitos

más complejos y específicos, culminando con el estudio de la semejanza química en reactores.

Para comenzar a definir el principio se parte de la idea de que los sistemas físicos se caracterizan en general por tres cualidades: tamaño, forma y composición. Estas tres variables son independientes; por ejemplo, dos objetos pueden ser diferentes en tamaño, pero tener la misma forma y composición. El principio de semejanza está ligado al concepto de forma, pues supone que la forma es independiente del tamaño y la composición. La forma tiene un significado más amplio que la simple configuración espacial o dimensión física. Este concepto puede extenderse a la forma de los perfiles de flujo, de temperatura, de concentración, de la trayectoria de una partícula, etc. En términos generales, este principio establece que “la configuración espacial y temporal de un sistema físico está determinada por razones de magnitudes dentro del sistema mismo y no dependen del tamaño de éste ni de la naturaleza de las unidades en que se miden estas magnitudes” (Rosabal, 1988). Estas relaciones de magnitudes pueden ser definidas mediante dos formas: especificando las proporciones entre diferentes mediciones en el mismo cuerpo (factores de forma o proporciones intrínsecas) o comparando mediciones correspondientes con cuerpos diferentes (relaciones o factores de escala) [1, p. 13:307]. De esta manera, se puede entender que la forma geométrica de un cuerpo se determina por sus proporciones intrínsecas (las cuales permiten comparar este cuerpo con otros), de esa manera dos cuerpos serán semejantes geoméricamente si ambos poseen los mismos factores de forma. De la misma manera cuando se comparan estos cuerpos, sus relaciones entre sus respectivas alturas, anchos y espesores formarían los llamados factores de escala. Por esta razón, la semejanza geométrica (que posteriormente se verá con más detenimiento) se define mejor en términos de factores de escala. Sin embargo, para otras variables (velocidad, temperatura, fuerza, etc.) convendría más usar las propiedades intrínsecas de los cuerpos que se estudian (que constituirán los grupos adimensionales).

El ingeniero químico está relacionado con sistemas complejos compuestos por cuerpos sólidos y fluidos, en donde se llevan a cabo transferencias de materia y energía, al igual que transformaciones químicas. El concepto de forma aplicado en estos sistemas no envuelve únicamente a las proporciones geométricas de sus miembros, sino también deben anexarse cuestiones como son: patrones de flujo en fluidos, gradientes de temperatura, perfiles de concentración con respecto al tiempo, etc. Por lo que, dada la extensión del concepto de forma, para asegurar que dos sistemas son semejantes es necesario especificar cuáles son las configuraciones que se comparan. Éstas pueden ser geométrica, mecánica, térmica, química y, además, biológica, en el caso de los procesos bioquímicos.

Como se dice en Johnstone & Thring, cada una de las semejanzas descritas anteriormente necesita de todas las anteriores, es decir, para el escalado completo se tienen que tener todas las similitudes en cuenta, a pesar de que una tenga más peso que otras dependiendo del proceso o equipo a escalar.

4.1.1. Semejanza geométrica

La semejanza geométrica se define mejor en términos de correspondencia, es decir, por sus factores de escala. Por lo tanto, esta semejanza vendrá dada de una relación entre las respectivas magnitudes geométricas de dos cuerpos.

Considerando dos cuerpos sólidos, cada uno provisto de tres ejes imaginarios en el espacio que los intersectan, de tal forma que cada punto del cuerpo es descrito por tres coordenadas (x, y, z), ambos cuerpos se relacionarán por medio de la siguiente ecuación:

$$\frac{x'}{x} = \frac{y'}{y} = \frac{z'}{z} = L \quad (\text{ecuación 4.1})$$

Donde **L** es el factor de escala lineal, el cual se mantiene constante. De esta manera se puede decir que dos cuerpos son geoméricamente semejantes cuando “para cada punto en uno de ellos existe al menos un punto correspondiente en el otro” (Johnstone & Thring, 1957). Estos puntos y cualquier par de puntos cuyas coordenadas espaciales estén relacionadas en términos de **L**, se denominarán puntos correspondientes. La figura 3.1 muestra de mejor manera esta semejanza. En esta figura se puede observar las relaciones entre las coordenadas de los puntos del modelo (x, y, z) y las del prototipo (x', y', z'). Los pares $x-x'$, $y-y'$ y $z-z'$ son coordenadas correspondientes, el par P-P' se corresponde a puntos correspondientes, mientras que L-L' son longitudes correspondientes.

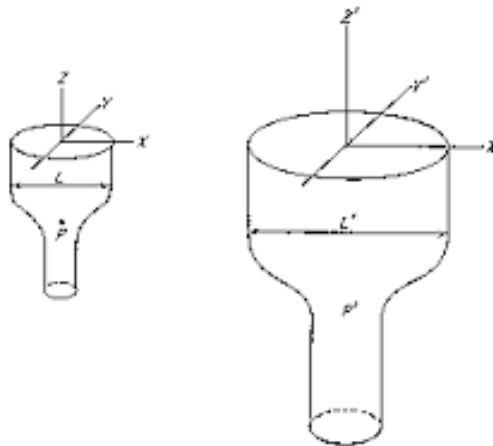


Figura 4.1. Relación geométrica entre el modelo (izq.) y el prototipo (der.). Fuente: *Scale up Chemical Process*, pag. 16, Fig. 3-1.

Puede ocurrir que exista la posibilidad de que cada punto del modelo posea más de un punto correspondiente en el prototipo, esto sucede cuando el segundo cuerpo está formado por múltiples cuerpos, cada uno de los cuales, geoméricamente similar al primero.

Otro punto importante es aclarar el hecho de que no se tienen que dar las mismas relaciones de escala en cada eje, de esta manera se admitiría una formulación más general para esta semejanza:

$$\frac{x'}{x} = X; \frac{y'}{y} = Y; \frac{z'}{z} = Z \quad (\text{ecuación 4.2})$$

En estos casos en los que las relaciones de escala son diferentes en cada eje (pero constantes en cada uno de ellos respectivamente), se le da el nombre de semejanza distorsionada. De esta manera cualquier equipo o proceso a menor escala que derive de un proceso ya industrializado y que tenga esta característica, recibirá el nombre de modelo distorsionado.

Algunas veces, el modelo a escalar está compuesto por una serie de elementos similares repetidos y que lo forman, es decir, elementos básicos que se repiten en su geometría y que le dan forma. Este es el caso, por ejemplo, de intercambiadores tubulares, torres empacadas con rellenos estructurados, etc. En estos casos se puede distinguir la figura de elemento, es decir, una réplica a escala completa de una o más células que componen el prototipo. Estas se relacionan al igual que los modelos mediante relaciones de escala con el prototipo y además mediante una relación de sección, la cual es la relación entre el área transversal del prototipo (o unidades que lo forman en su sección) y la del elemento. Este

concepto de elemento es útil principalmente cuando los efectos frontera o de pared son despreciables o pueden ser controlados independientemente [1, pp. 12-26:307].

4.1.2. Semejanza mecánica

Esta semejanza puede ser considerada como una extensión del concepto de semejanza geométrica a los sistemas estacionarios o en movimiento, bajo la influencia de diferentes fuerzas. Según la naturaleza y el tipo de fuerzas dará lugar a distintas semejanzas: Estática (deformaciones proporcionales), cinemática (tiempos proporcionales) y dinámica (fuerzas proporcionales).

4.1.2.1. Semejanza estática

Esta semejanza se define como aquella en la cual, cuerpos semejantes geoméricamente, serán estáticamente similares cuando ante tensiones constantes, sus deformaciones relativas son tales que permanecen geoméricamente similares (Johnstone & Thring, 1957). Esta semejanza se refiere a cuerpos sometidos a esfuerzos constantes, y de la definición de la misma se deduce que ante los mismos esfuerzos sus desplazamientos guardarán una relación de escala. En el caso de deformación elástica la condición para igualdad en las deformaciones en cada cuerpo es que los esfuerzos correspondientes estén en relación con los módulos elásticos. La relación de fuerzas netas que actúan sobre puntos correspondientes será:

$$\frac{F'}{F} = E = EL^2 \quad (\text{ecuación 4.3})$$

Siendo **E** y **L** las relaciones entre módulos de elasticidad y factores de escala, respectivamente. En el caso de deformaciones plásticas, la condición para la igualdad será:

$$F = YL^2 \quad (\text{ecuación 4.4})$$

Siendo **Y** la relación entre puntos de deformación del prototipo y del modelo.

Como es lógico, en el caso de semejanza geométrica distorsionada, las relaciones requeridas dependerán del eje y punto en el que nos encontremos. Esto ocurre también en el caso de cuerpos anisotrópicos, en los que el valor del módulo de elasticidad depende de la dirección en que actúe la fuerza.

La semejanza estática es principalmente de interés para los ingenieros mecánicos y de estructuras, los cuales emplean modelos para predecir las deformaciones elásticas o plásticas de miembros tensionados o de estructuras de formas complejas.

4.1.2.2. Semejanza cinemática

Esta se aplica a sólidos o fluidos en movimiento. En ella ya no solo se tienen en cuenta las tres coordenadas espaciales, sino que se añade una nueva dimensión, el tiempo. Los tiempos son medidos en cada sistema desde un criterio arbitrario, manteniéndose constante la relación de escala de tiempos ($t = t'/t$). La diferencia entre pares de tiempos correspondientes se denomina intervalo correspondiente.

De esta manera, sistemas en movimiento semejantes geoméricamente serán cinemáticamente similares cuando partículas correspondientes trazan trayectorias semejantes geoméricamente, en intervalos de tiempo correspondientes (Johnstone & Thring, 1957). Sin embargo, un factor de escala temporal es un término que es poco usado, siendo más común usar velocidades correspondientes en el campo de la ingeniería, de manera que la relación o factor quedaría de la siguiente forma:

$$\frac{v'}{v} = \nu = \frac{L}{t} \quad (\text{ecuación 4.5})$$

Sin embargo, está claro que esta relación o factor puede resultar complejo de analizar en situaciones reales, por lo que en ocasiones se recurre a un procedimiento alternativo que se basa en la medición de la velocidad media del fluido en la sección de paso y la velocidad máxima del mismo (mediante un tubo pitot en el eje del tubo o cilindro). La relación entre ambas velocidades es lo que indica si se mantiene la semejanza cinemática, esto es, manteniendo constante la razón entre las mismas ($v/v_{\text{máx}} = \text{cte}$). Ensayos realizados por Stanton y Pannell muestran (mediante una representación frente a la velocidad reducida, $v/v_{\text{crítica}}$) como para velocidades bajas o muy altas dicho coeficiente se mantiene más o menos constante.

La semejanza cinética tiene gran interés en el campo de la ingeniería química debido a que, si dos sistemas fluidos semejantes geoméricamente lo son también cinemáticamente, entonces los patrones de flujo también lo serán, haciendo que las relaciones de transferencia de materia y calor en los dos sistemas se reduzcan a una simple y sencilla relación entre ambos. La semejanza cinemática en los fluidos lleva consigo a la vez la semejanza geométrica de los sistemas de torbellinos y de las películas límites laminares y, por consiguiente, si L es la relación de escala lineal, los coeficientes de calor y masa en el prototipo serán $1/L$ veces los del modelo, lo que permite calcular fácilmente la cantidad total de calor y masa transferida [1, pp. 12-26:307].

4.1.2.3.Semejanza dinámica

Esta similitud está relacionada con las fuerzas que aceleran o retardan masas en movimiento en sistemas dinámicos. Al igual que en los casos anteriores aquellas fuerzas que sean del mismo tipo y que actúen sobre partículas correspondientes en tiempos correspondientes se denominarán fuerzas correspondientes.

La similitud dinámica se verifica en aquellos sistemas en movimiento geoméricamente similares en los que las relaciones entre fuerzas correspondientes son iguales (Johnstone & Thring, 1957). Esta semejanza está implícita en aquellos sistemas fluidos o en donde haya partículas sólidas aisladas y que guarden una semejanza cinemática, debido a que son las mismas fuerzas las que hacen que se encuentren en dicho estado de movimiento. El caso contrario se da en máquinas o mecanismos cuyas partes se ven restringidas a seguir trayectorias fijas, es posible tener semejanza cinemática y no tener ninguna relación de fuerzas.

De la definición deducimos que, para un punto dado, si sobre el actúan n fuerzas de diferentes tipos, es necesario que se cumpla:

$$\frac{F'1}{F1} = \frac{F'2}{F2} = \dots = \frac{F'n}{Fn} = F \text{ (constante)} \quad (\text{ecuación 4.6})$$

Por tanto, los paralelogramos o polígonos de fuerzas para puntos correspondientes serán geoméricamente similares. Una consecuencia adicional de esto será que, las relaciones de fuerzas diferentes en el mismo sistema serán constantes. Estas son las que denominamos relaciones intrínsecas, y que definirán la “forma” dinámica del sistema.

Para los llamados sistemas homólogos (sistemas dinámicos semejantes geoméricamente en los cuales las propiedades físicas y químicas de los componentes materiales son iguales) generalmente no es posible establecer más de dos relaciones entre tres tipos de fuerzas, iguales en ambos sistemas. Cuando los sistemas no son homólogos, o sea cuando los materiales empleados en los dos sistemas son de diferentes propiedades físicas, llega

a ser posible mantener tres relaciones constantes, involucrando cuatro tipos diferente de fuerzas [1, pp. 12-26:307].

La semejanza dinámica tiene especial importancia en sistemas fluidos para el cálculo o predicción de caídas de presión o consumos de potencia.

4.1.3. Semejanza térmica

Este tipo de similitud entre cuerpos, equipos o procesos tiene que ver con la transferencia de calor que hay entre partes o sistemas a diferentes temperaturas. De esta manera se introduce una nueva variable a tener en cuenta, la temperatura, que se sumará a las que ya se habían estudiado (longitud, fuerza y tiempo).

Como ya se sabe, los flujos de calor de un punto a otro se pueden llevar a cabo de varias maneras: por radiación, por convección y por conducción. Los tres mecanismos de transferencia de calor tienen que ver con la naturaleza de los medios entre los que se produce este intercambio y con la temperatura a la que se encuentran los mismos. En los mecanismos por conducción y convección es necesaria una diferencia de temperatura entre los cuerpos o sistemas entre los que se produce la transferencia (siendo entre puntos con un medio sólido en la conducción y para la convección entre uno o dos fluidos o sistemas en movimiento), además la transferencia de calor en la convección dependerá de la velocidad y el régimen en el que se encuentre el fluido en movimiento. En el caso de la radiación se trata de la emisión de energía por parte de un cuerpo por el simple hecho de estar a una cierta temperatura.

La semejanza térmica se definirá como aquella que se da entre dos cuerpos similares geoméricamente cuando las relaciones entre las diferencias de temperaturas correspondientes son constantes, y cuando los sistemas, si están en movimiento, son cinemáticamente similares (Johnstone & Thring, 1957). La diferencia de temperatura correspondiente se corresponde con la diferencia de temperatura en tiempos correspondientes entre un par de puntos dados de un sistema y el par de puntos correspondientes del otro sistema. Las diferencias de temperatura dentro de un mismo cuerpo y que se tienen que mantener en el cuerpo semejante térmicamente son los factores de forma, sin embargo, la relación entre diferencias de temperatura correspondientes se corresponde con factores de escala.

De esta manera, al igual que en semejanzas anteriores se tiene que cumplir la siguiente relación:

$$\frac{H'_{rad}}{H_{rad}} = \frac{H'_{cond}}{H_{cond}} = \frac{H'_{conv}}{H_{conv}} = \mathbf{H} \text{ (constante) (ecuación 4.7)}$$
$$\frac{H'_{rad}}{H'_{conv}} = \frac{H_{rad}}{H_{conv}}; \frac{H'_{rad}}{H'_{cond}} = \frac{H_{rad}}{H_{cond}}$$

La segunda fórmula se deriva de las relaciones intrínsecas que se dan en cada cuerpo (factores de forma) y que como ya se dijo tienen que mantener las relaciones arriba puestas para que se mantenga la semejanza térmica. Sin embargo, es muy difícil mantener las tres relaciones, por lo que para que se dé la similitud, la radiación o la conducción y convección tienen que ser despreciables.

4.1.4. Semejanza química

Esta similitud tiene que ver con la existencia de sistemas donde se llevan a cabo reacciones químicas, en donde la composición del sistema en donde esta se produce varía de un punto a otro, ya sea en procesos continuos o discontinuos, en distintos instantes. En

este caso no hará falta introducir ninguna dimensión más a la que ya se estaban estudiando (longitud, fuerza, tiempo y temperatura), sin embargo, sí que habrá que tener en cuenta el número de componentes o constituyentes que forman parte de la reacción, y de los cuales se tomarán diferentes medidas de concentración. Para la semejanza no será necesaria que las concentraciones en ambos sistemas sean las mismas, pero sí que exista una relación entre las composiciones de algunos de los componentes que se están estudiando. Cuando un sistema tiene un componente variable A y otro sistema uno B, y se desea establecer la similaridad con respecto A y B, estas sustancias se denominarán constituyentes correspondientes.

Como ya se sabe, haciendo un balance de materia en un elemento diferencial se puede ver como la concentración de un determinado componente dependerá de su concentración inicial, de la velocidad de consumo o producción del mismo, del flujo del mismo hacia dentro del volumen diferencial o hacia fuera y de lo que se mantiene en el mismo (acumulación). Estos cambios en la concentración dependen de varios factores cada uno, por ejemplo, la velocidad de reacción de la temperatura, el flujo de materia del mismo de los gradientes de concentración que se formen y la cantidad del mismo en el sistema del aporte que se le haga. De esta manera se observa como la semejanza química depende de la cinética y de la térmica y como se tienen más en cuenta las diferencias de concentraciones que las concentraciones absolutas en sí.

La semejanza química es la que se da cuando en cuerpos geométricos y térmicamente semejantes las diferencias de concentración correspondientes mantienen relaciones constantes y cuando los sistemas, si poseen movimiento, son cinéticamente semejantes. Las diferencias de concentración correspondientes tienen un significado equivalente al de las diferencias de temperatura correspondientes.

De esta manera se puede concluir que el principio de semejanza conduce al planteamiento de las condiciones necesarias de existencia de semejanza entre sistemas a diferentes escalas, que derivan en criterios de semejanza entre los procesos. Si es posible plantear las ecuaciones diferenciales que gobiernan el comportamiento del sistema, los criterios de semejanza pueden derivarse por medio del análisis de dichas ecuaciones diferenciales. Plantear ecuaciones diferenciales para el escalado de procesos es un método complejo en cuanto a la formulación, calidad y cantidad de la información necesaria, aunque se esperan mejores resultados cuando se comparan con los métodos empíricos [11].

4.2. Métodos de Escalado

Tradicionalmente, el escalado de procesos se ha llevado a cabo a través de procedimientos esencialmente heurísticos. Los números adimensionales y los factores controlantes han marcado tendencias repetidas, en general, sin éxito completo en el escalado final. Sin embargo, desde la década de los años 50 se ha escrito sobre la opción de escalar los procesos contando con un modelo lo suficientemente preciso para tal fin. Este método de escalado sería el ideal, es decir, aquél puramente teórico, en el que se aplicarán directamente las leyes de la física y la química y resolviendo un conjunto de ecuaciones (normalmente diferenciales), y que describen por completo el sistema o proceso. Esto es, en la mayoría de los casos, una tarea difícil de hacer dado que supone una gran complejidad matemática, ya que la mayoría de las ocasiones resulta casi imposible integrar dichas ecuaciones. Por todo esto, resulta difícil realizar un proceso de escalado puramente teórico y sin tener que realizar ninguna experiencia. Sin embargo, resulta complicado y costoso realizar experiencias directamente en el proceso de interés, de ahí que se tengan que realizar modelos.

La literatura ha mostrado cómo desde la década de los años sesenta no ha habido cambios significativos en los métodos tradicionales de escalado de procesos que mantengan este grado de significancia: sólo han surgido bien sea relaciones empíricas a partir de la combinación de números adimensionales u otros números adimensionales como resultado de las correlaciones de datos históricos de un proceso (Bisio and Kabel, 1985).

Para conseguir un escalado exitoso actualmente, hay que aplicar un conjunto de técnicas, metodologías, y procedimientos que permitan, como se dijo anteriormente, transferir los datos de los modelos al prototipo. Sin embargo, la metodología o técnicas a utilizar tienen que tener un compromiso lo mayormente posible entre tiempo, coste y complejidad. Con esto último se hace referencia al hecho de que para un correcto escalado se tienen que tener en cuenta factores determinantes como el tiempo que requiere el diseño o escalado de la planta (que repercute directamente en los costos de la misma), el coste de los equipos y las instalaciones (incrementándose en el caso de verse obligado a hacer instalaciones de prueba o experimentales) y la complejidad de las ecuaciones que se planteen para resolver el problema. Todo esto lleva a pesar que, incluso existiendo diferentes metodologías, no habrá ninguna que sea perfecta o no tenga algún problema siendo en algunos casos más útiles unas que otras, o incluso siendo lo ideal una combinación de ellas.

Para elaborar un diseño, el ingeniero, en el laboratorio y en la planta, admite, independientemente del instante en que lo haga y de los valores iniciales, que las leyes de conservación y las leyes biológicas son válidas; y según sea el caso, puede utilizar una versión más o menos simplificada de esas leyes. Un enfoque determinista supone la existencia (aunque no se les conozca con precisión) de leyes "universales" que son invariables en todo instante, que regulan el sistema y que, ante la misma causa, producen el mismo efecto. Lo que interesa, entonces, no es sólo conocer las leyes en detalle, sino también predecir el comportamiento del sistema en cada instante y para cada escala (Zlokarnik, 1991). Tradicionalmente, el escalado de procesos se ha realizado con base en la perspectiva del análisis dimensional, en la semejanza geométrica, en las relaciones empíricas a partir de un conjunto de datos y, por último, en modelos con apoyo de relaciones empíricas [11].

4.2.1. Análisis dimensional

Se basa en que todos los términos en la formulación matemática que describe un proceso fisicoquímico deben tener las mismas dimensiones para que sea válida en cualquier sistema de dimensiones (Zlokarnik, 1991). El análisis dimensional contrasta las dimensiones de los fenómenos físicos y de las ecuaciones asociadas con el modelo del proceso. A partir de este análisis, las ecuaciones se pueden representar adimensionalmente por medio de números adimensionales ya establecidos, asociados directamente con fenómenos físicos y químicos. En Boucher y Alves (1959) se halla una lista de los números adimensionales más usados en ingeniería química. Dichos números se obtienen mediante una agrupación estructurada de todas las variables y parámetros relevantes. Así se reduce el número de variables independientes y de las relaciones entre éstas. Sin embargo, para usar este método en escalado, debe existir similitud geométrica [12].

El método puede resumirse como sigue:

1. Volver adimensionales las ecuaciones dimensionales del modelo;
2. Obtener los grupos adimensionales comunes (teorema π de Buckingham);
3. Correlacionar los datos experimentales de la forma: $h_1=f(h_2, h_3, \dots, h_{n-m})$;
4. Escalar usando el criterio de similitud (que en capítulos posteriores se verá), que garantiza que h_2, h_3, \dots, h_{n-m} son idénticas en ambas escalas. Entonces, como f es

conocida, puede calcularse el valor de h_1 en la escala mayor. Nótese que, por su carácter empírico, f no ofrece información directa del fenómeno que subyace en los procesos. De ahí que el análisis dimensional tenga una desventaja en ese sentido sobre el modelado matemático de los sistemas.

Por similitud no es posible mantener todos los números adimensionales para un proceso, lo cual obliga a sacrificar alguna condición de trabajo y a tomar un compromiso con un “factor de peso” por grupo, de acuerdo con el efecto particular en el objetivo global del proceso que se va a escalar (Bisio and Kabel, 1985). A favor del método, debe decirse que proporciona correlaciones más condensadas como modelo empírico del proceso y reduce el número de experimentos para identificar ese modelo: explora el efecto de un grupo de variables en lugar de cada variable individual (Boucher and Alves, 1959). Por último, hay destacar que a pesar de que normalmente el principio de semejanza y el análisis adimensional aparecen acoplados, no es poco frecuente que ambos se confundan. Aunque históricamente ambos han sido relacionados o unidos, hay que tener claro que son distintos. El principio de similitud es un principio general de la naturaleza, mientras que el análisis dimensional no es más que una de las herramientas o técnicas mediante las cuales se puede aplicar el principio a casos particulares.

4.2.2. Método basado en la Similitud

El principio de similitud busca mantener constantes los fenómenos que caracterizan el proceso en cuestión y hacer uso de los grupos adimensionales. Por ejemplo, la operación de un reactor se puede describir por la relación de las variables y de los parámetros en los balances diferenciales. Estas variables se pueden reducir por semejanza (Selman, 1983). Este método al igual que el principio de similitud se basa en una serie de semejanzas que ya se explicaron con más detalle en el anterior punto: Geométrica, mecánica, térmica y química. No todas las semejanzas son iguales de cumplir, siendo unas más complejas que otras y dependiendo del punto de operación, proceso y equipos que estén involucrados.

Pero como se puede observar, este método (basado principalmente en el principio de similitud) se ve obligado a utilizar otras herramientas que se encuentran en el resto de métodos, es decir, escalar por similitud se apoya en los grupos adimensionales y busca que, manteniendo el mayor número de similitudes, la relación de números adimensionales pueda aplicarse sin ponderadores (sin sacrificio de números adimensionales). La idea que subyace puede expresarse de la manera siguiente: “Si dos sistemas están descritos con las mismas ecuaciones diferenciales, con las mismas ecuaciones de contorno y con los mismos parámetros de operación, entonces ambos sistemas se deben comportar de manera idéntica”.

4.2.3. Método basado en la experiencia (empírico)

Recurre al registro histórico de los datos del proceso en la escala existente y a una posterior relación matemática de ellos, de tal forma que se produzcan correlaciones empíricas que, combinadas con el análisis dimensional y con la similitud, permitan escalar el proceso, pero se tienen en cuenta sólo algunas variables o parámetros. Por esta razón, cuando se tiene la nueva escala, los rendimientos y las condiciones ambientales no se mantienen como teóricamente se había calculado. En este método es necesario contar con un número significativo de datos que validen la operación de la nueva escala. Este método tiene como desventaja que no se puede generalizar para diferentes procesos o ante algún cambio significativo en la operación del mismo proceso, puesto que se fundamenta en los datos obtenidos para unas condiciones restringidas de operación o un comportamiento típico que se quiere conservar en la nueva escala sin lograr mantener el régimen de operación.

Este método se basa en términos más probabilísticos que los anteriores, además de exigir una mayor experiencia en el manejo de los equipos y los procesos a estudiar, de ahí que este esté siendo sustituido por métodos más teóricos y que implican tener una menor experiencia con el proceso a trabajar, siendo esto un ahorro económico, dado que no es necesario realizar experiencias en diferentes escalas y con su consiguiente gasto en materiales y construcción.

4.2.4. Método basado en modelos

Este método, entendido como aquél que busca un modelado matemático del proceso es entendido como el método ideal, dado a que es el único que es capaz de conseguir un prototipo final lo más exacto posible a lo que se espera. Sin embargo, la validación del modelo a las diferentes escalas y regímenes de operación es la tarea crítica. Johnstone y Thring (1957) plantean que los factores de escala se pueden deducir de un modelo de proceso lo suficientemente preciso. Selman (1983) menciona las relaciones entre grupos adimensionales como constructoras de modelos que deben conducir a establecer un formalismo (una fórmula) para un escalado más preciso. Bisio y Kabel (1985) afirman que procesos que involucran un gran número y complejidad de transformaciones serían mejor escalados si se tiene un modelo apropiado del mismo. Finalmente, todos los autores concluyen que, en escalado, como alternativa para la experimentación y para el análisis dimensional, se encuentra el análisis matemático de un modelo que represente fielmente el proceso. Claro que este modelado matemático implica un gran conocimiento del proceso, así como de los factores que sobre él influyen, lo que hace que este modelado matemático sea a veces casi imposible de realizar.

Otro aspecto importante de este método es su capacidad para producir fórmulas o ecuaciones de escalado en donde se puede observar con detenimiento y de mejor manera que en otros métodos, la relación entre las variables y como estas afectan al proceso, es decir, se ve más claramente la dinámica del proceso que se está escalando.

De esta manera se ha podido comprobar la multitud de métodos que se pueden llegar a usar en el escalado, sin embargo, hay que dejar claro que la mayoría de las ocasiones usar un determinado método en particular es algo muy difícil ya que estos se complementan mutuamente, utilizándose unos u otros en función del tipo de proceso o equipo que estemos escalando. De esta manera se podría hacer una visión conjunta de los métodos, siendo el método empírico el que menos se suele usar en el caso de procesos de nuevo desarrollo en los que los costes de operación y los equipos a emplear sean demasiado caros o en los que no se tenga un presupuesto o un tiempo no muy largo para la puesta en marcha de la planta final. Pero también hay que tener en cuenta que en todo proceso de escalado se requiere o siempre interviene una etapa de experimentación (siendo esta más grande o más pequeña dependiendo de las circunstancias económicas y de tiempo), además de que generalmente se utilizan todos aquellos datos históricos de los que se pueda disponer acerca del proceso con el fin de encauzar de mejor manera el escalado. Por otro lado, están los métodos de carácter más matemático que idealmente no requieren ninguna experiencia previa, sin embargo, esto es algo que en muy pocas ocasiones se da. Finalmente, nos encontramos con un término medio (que es el que tradicionalmente se usa) y que se basa en el principio de similitud como base teórica y que anteriormente se explicó. En base a este principio, las semejanzas mecánicas, térmica o química entre sistemas con semejanza geométrica pueden especificarse en términos de criterios que son relaciones intrínsecas de medidas, fuerzas o velocidades de transferencia dentro de cada sistema [1, p. 25:307]. Dado que estos criterios son relaciones de cantidades similares, éstas son adimensionales y existen dos métodos para obtenerlos:

- Análisis adimensional: Cuando las ecuaciones diferenciales del modelo no se conocen, pero si se tienen identificadas todas las variables que intervienen en el proceso.
- Ec. diferenciales: Cuando se conocen las ecuaciones diferenciales, pero no se tienen métodos para integrarlas, el criterio de semejanza se obtiene de la misma forma diferencial.

En el caso en el que se conozcan las ecuaciones diferenciales, se puedan integrar y resolver, no haría falta ningún criterio de semejanza ni necesidad de realizar ninguna experiencia previa ya que el comportamiento en la escala industrial sería calculado directamente.

4.3. Fluidos Newtonianos y no Newtonianos

Por último y como apunte de este capítulo introductorio al verdadero escalado de procesos, hay que hacer una pequeña referencia a los tipos de fluidos que se podrían encontrar en los diferentes procesos o sistemas con los que se esté trabajando. De esta manera dependiendo el tipo de fluido que se tenga, el escalado se complicará en mayor o menor medida.

Un fluido es una sustancia que se deforma continuamente al aplicarle un esfuerzo cortante, y cuando este cese la deformación seguirá aumentando progresivamente. Se denomina entonces, fluido Newtoniano (fluido incompresible) a todo fluido que siga o satisfaga la Ley de Newton de la viscosidad, por la cual se establece que la tensión cortante que se le aplique a un fluido es directamente proporcional a la deformación del mismo. De esta manera si se aplica un esfuerzo tangencial a un fluido de este tipo, este se pondrá en movimiento sin importar la magnitud del esfuerzo y se generará una distribución de velocidad en el fluido, siendo esta distribución directamente proporcional al esfuerzo. A la constante de proporcionalidad se la define como viscosidad (propiedad que tienen los fluidos a oponerse a ser movidos). Por el contrario, los fluidos No Newtonianos son aquellos en los que el esfuerzo de corte no es directamente proporcional a la relación de deformación (estrictamente hablando la definición de un fluido es válido solo para materiales que tienen un esfuerzo de deformación cero). En estos tipos de fluidos no se puede hablar de una viscosidad constante, sino de una viscosidad aparente, por el contrario, en los primeros la viscosidad no depende del tiempo de aplicación del esfuerzo, aunque sí puede depender tanto de la temperatura como de la presión a la que se encuentre. Los fluidos Newtonianos son ideales, aunque hay muchos fluidos reales que ofrecen un comportamiento similar al ideal dentro de un rango de gradientes.

Atendiendo a estas diferencias entre fluidos, está claro que los fundamentos del escalado se modificarán más o menos en función del tipo de fluido con el que se trabaje. De esta manera se encontrarán semejanzas a la hora de trabajar con cualquiera de los dos tipos de fluidos:

- Al variar la escala, cambian los efectos con respecto a la relación superficie/volumen, patrones de flujo y geometría.
- En la escala de laboratorio, se puede modificar las condiciones de trabajo de manera que se le puede dar prioridad al fenómeno que más interese estudiar (reacción química, transferencia de masa, transferencia de calor, etc.), sin embargo, al pasar a la escala industrial, los fenómenos que se consideraron despreciables en el laboratorio pueden cobrar mayor importancia a gran escala.
- En todos los casos el paso del laboratorio a escala industrial implica la medición y el cálculo de ciertas propiedades de los fluidos con los que se trabaja y que nos

servirán de base para el escalado (velocidad de agitación, flujo volumétrico, valores de coeficientes de transferencia, etc.).

Por otro lado, al trabajar con fluidos No Newtonianos hay que hacer uso de modelos más específicos y complejos, además de tener en cuenta el hecho de que los parámetros hidrodinámicos cambiarán a lo largo del proceso y, por tanto, producirán variaciones en las relaciones aplicables al cambio de escala. Además, como se puede deducir, el número de Reynolds (Re) no será fácil de calcular y se tendrá que usar la viscosidad media aparente, algo que es muy importante en el caso en que se trabaje con números adimensionales. Por último, cabe destacar que las pruebas necesarias a realizar posteriormente al escalado serán más exhaustivas en el caso de fluidos No Newtonianos, comprobando factores como el tiempo de mezcla, esfuerzos cortantes y transferencias de oxígeno en el caso de procesos aireados.

5. Análisis Dimensional

“It happens not infrequently that results in the form of ‘laws’ are forward as novelties on the basis of elaborate experiments, which might have been predicted a priori after a few minutes”

(Rayleigh L., The Principle of Similitude, 1915)

El análisis dimensional es un método mediante el cual se obtiene información de un determinado fenómeno físico a partir de la premisa de que este debe estar descrito mediante una relación dimensionalmente correcta entre las variables que intervienen, es decir, debe ser independiente del sistema de unidades empleado. El análisis adimensional solo opera con las dimensiones de las variables (en los siguientes párrafos se desarrollará el significado de dimensión), no produce resultados numéricos a partir de las variables, sino que, se producen módulos adimensionales por medio de los cuales los datos observados pueden ser combinados y así establecer la influencia relativa de las variables. Por todo esto esta técnica se convierte en una pieza fundamental del estudio empírico.

El comportamiento de un sistema o proceso se puede modelar matemáticamente mediante ecuaciones directas (obtenidas del razonamiento y el estudio en detalle del proceso) o mediante ecuaciones experimentales (las cuales son obtenidas de la práctica y suelen ser algo menos generales que las teóricas). Sin embargo, la búsqueda de una función de manera experimental conlleva un gran problema, este problema se debe al hecho de que mientras que una función de una sola variable se puede modelar como una curva simple en el plano, una función de dos variables independientes puede representarse por una familia de curvas (una para cada valor de la segunda variable), una función de tres variables independientes mediante un conjunto de familias de curvas (una familia para cada valor de la tercera variable), y así sucesivamente. Consecuentemente, a medida que aumenta el número de variables se hace cada vez más engorrosa la interpretación de los resultados. De esta manera en sistemas en los que hay una gran cantidad de variables que tienen una importante influencia en el conjunto del proceso, el análisis adimensional aparece como una ayuda o simplificación de dicho trabajo, y en donde podemos encontrar tanto ventajas como defectos.

Para describir los fenómenos que nos rodean es necesario determinar primero las magnitudes que pueden ser útiles, aquellas que tienen una influencia primordial en su desarrollo; después nos interesa conocer relaciones entre ellas, o leyes. Estas magnitudes se expresan mediante ciertas “unidades” como son el metro, el julio, etc. que a su vez definen unas entidades abstractas que se denominarán “dimensiones”. J. Clerk Maxwell (filósofo y físico escocés) empleaba símbolos entre corchetes para denominar cada una de estas magnitudes: [F] (fuerza), [M] (masa), [L] (longitud), [T] (tiempo), [Θ] (temperatura). El significado de dimensiones que pudo dar Maxwell (instrumentos que podían ayudar a la visualización de analogías entre las diversas ramas de la física) tuvo una serie de controversias a lo largo del tiempo, sin embargo, dio lugar a un posible significado de las dimensiones y para que se podían usar: Son un código que nos muestra como el valor numérico de una magnitud cambia cuando las unidades básicas de medición están sujetas a cambios prescritos (LANG, pag 5:166). De lo dicho anteriormente, y como ejemplo, se podría decir que una magnitud como la velocidad se puede expresar en unidades de m/s y en dimensiones como L/T.

Una vez explicado los conceptos básicos se entra en la teoría que dará paso al análisis adimensional. Los fenómenos que se observan se intentan describir mediante leyes que no son más que relaciones entre las magnitudes que describen los primeros. De esta manera se puede decir que una ley o ecuación es dimensionalmente homogénea o *libre de unidades* si la forma de esta no depende de las unidades en que se midan, es decir, si una ecuación tiene la forma $x = a+b+c\dots$, esta es dimensionalmente homogénea cuando x , a , b , c y el resto de variables tienen todas las mismas dimensiones. De forma matemática se podría expresar de la siguiente manera:

Sea la ecuación $f(q_1, q_2, \dots, q_n)$ de magnitudes q_i ($i=1, 2, \dots, n$), se dice que es libre de unidades si para todos los números reales $\lambda_1, \lambda_2, \dots, \lambda_m$ con $\lambda_i > 0$, $i = 1, 2, \dots, m$, se tiene:

$$f(q_1, q_2, \dots, q_n) = f(q'_1, q'_2, \dots, q'_n);$$

$$q'_i = \lambda_1^{b_1} * \lambda_2^{b_2} * \dots * \lambda_m^{b_m} * q_i$$

De esta manera se puede deducir que a partir de cualquier ecuación que describa por completo un fenómeno físico y que sea dimensionalmente homogénea (p.e. la ecuación de Bernoulli), se pueden obtener parámetros adimensionales (conjunto de variables agrupadas cuya dimensión es 1, es decir, es adimensional) a partir de una ecuación teórica que relacione las variables que intervienen en un fenómeno físico dado.

Debe advertirse que, así como el análisis dimensional permite deducir alguna información acerca de un fenómeno mediante procedimientos generales y sencillos que conducen a una solución parcial, no posibilita hallar una solución completa ni explicar el mecanismo del fenómeno. En consecuencia, la simplicidad que constituye la fortaleza del método es también su debilidad.

5.1. Teorema Pi

Ahora que se sabe que se pueden calcular una serie de parámetros adimensionales que permiten describir un fenómeno, habrá que buscar una manera de calcularlos, y para eso se usará el teorema π , desarrollado por Vaschy y Buckingham en 1892, en el cual se dice:

“El número de parámetros adimensionales que pueden ser empleados para describir un fenómeno conocido entre n variables, es igual a $n - r$, siendo “ r ” el número de dimensiones fundamentales que compromete a todas las variables del fenómeno”.

En esencia, el teorema expresa que es posible describir un fenómeno con una cantidad de parámetros adimensionales ($\Pi_1, \Pi_2, \dots, \Pi_{n-r}$) que es menor que la cantidad de parámetros dimensionales involucrados (q_1, q_2, \dots, q_n). Precisamente el nombre del teorema viene de la forma en que en él se nombra a los grupos adimensionales (Π). Todo esto solo es posible si la ecuación o ecuaciones que se están estudiando son dimensionalmente homogéneas, libre de unidades.

El teorema pi se basa en una serie de reglas o pasos a seguir generales para la mayoría de los casos, sin embargo, estos pasos tienen una serie de dificultades. El teorema puede expresarse de manera analítica de la siguiente manera:

- 1) Sea la ley física o ecuación $f(q_1, q_2, \dots, q_n) = 0$, en donde q_1, q_2, \dots, q_n son magnitudes dimensionales, y la ecuación o ley física es dimensionalmente homogénea.
- 2) Sea L_1, L_2, \dots, L_m , $m < n$, dimensiones básicas y

$$[q_i] = L_1^{a_1} L_2^{a_2} \dots L_m^{a_m}; i = 1, 2, \dots, n$$

3) Si

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & \cdots & a_{1n} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ a_{m1} & \cdots & a_{mn} \end{bmatrix}$$

(tantas columnas como magnitudes y tantas filas como dimensiones)

Siendo una matriz $m \times n$ de rango r entonces,

- Existen $n-r$ grupos adimensionales independientes $(\Pi_1, \Pi_2, \dots, \Pi_{n-r})$ que pueden formarse a partir de las magnitudes de la ecuación original.
- La ley física $f(q_1, q_2, \dots, q_n) = 0$ equivale a $F(\Pi_1, \Pi_2, \dots, \Pi_{n-r}) = 0$.

Toda esta expresión analítica del teorema será la base y marcará los pasos del proceso para el análisis adimensional. Los pasos a seguir para la resolución del teorema:

1. Elaborar un listado con las variables significativas implicadas en el problema, es decir, aquellas que afecten al proceso. Este primer paso en el que se deciden que variables entran en el problema es crítico. Si se introducen variables que no afectan al fenómeno, dará lugar a la aparición de numerosos términos en las ecuaciones finales. Sin embargo, el simplificar el problema inicial eliminando magnitudes que apenas afectan (pero que técnicamente si se tienen que tener en cuenta) puede llevar a un callejón sin salida, o lo que es más frecuente, dar lugar a resultados erróneos o incompletos. Incluso aquellas variables que pueden considerarse constantes son de vital importancia en la resolución final (como por ejemplo suele pasar con la gravedad). En este punto, por tanto, se tiene que remarcar las palabras que anteriormente se dijeron: para llevar a cabo este proceso se tiene que conocer y comprender con precisión el fenómeno como para poder saber el por qué y cómo influyen las variables en el problema.
2. Tras haber encontrado las magnitudes fundamentales y expresarlas en la ecuación en un sistema de unidades coherente, se procederá a expresar o formular las mismas en términos dimensionales (entre corchetes, como se dijo anteriormente). El resultado será la expresión de las variables o magnitudes del problema como un producto de dimensiones elevado a un cierto exponente, p.e.: la velocidad se expresaría como $v = [L/T]$ (longitud/tiempo). Con este paso se podrá observar el número de dimensiones involucradas, que definirán el valor de m (tal y como se vio en la matriz mostrada en los párrafos anteriores).
3. Lo siguiente será la creación de la *matriz dimensional* de las variables. Partiendo del paso anterior se creará una matriz $m \times n$, en donde m (número de filas) es igual al número de dimensiones que participan en el fenómeno, y n es igual al número de magnitudes dimensionales o variables que influyen en el proceso y se encuentran en la ecuación que define a este. Los valores que se situarán en el interior de la matriz se corresponden con los exponentes de las dimensiones que conforman o constituyen cada variable. Obviamente aquellas dimensiones que no tengan que ver con una determinada variable aparecerán multiplicando elevadas a un exponente igual a cero.
4. Una vez definida la matriz dimensional, se calculará el rango r . Dentro de la matriz dimensional se pueden encontrar diferentes matrices cuadradas (igual número de filas que de columnas). El determinante de estas matrices cuadradas se denomina “determinante de la matriz original”, y usando la definición algebraica:

Si una matriz contiene un determinante distinto de cero de orden r , y si todos los determinantes de orden mayor que r que contiene la matriz son iguales a cero, el rango de la matriz es igual a r .

De esta manera se conseguirá el rango de la matriz dimensional, el cual coincidirá con el número de magnitudes primarias que intervienen en el problema. Las magnitudes fundamentales o primarias son aquellas magnitudes físicas elegidas por convención que permiten expresar cualquier magnitud física en términos de ellas, y gracias a su combinación, dan origen a las magnitudes derivadas. Dicho de manera más visual, el rango r coincidirá con aquellas dimensiones que si afectan al fenómeno con el que se está tratando (número de filas del determinante de la mayor raíz cuadrada dentro de la matriz dimensional).

5. Restando el rango obtenido al número de variables o magnitudes del problema se obtienen el número de grupos adimensionales que se pueden formar a partir de estas. Una vez sabido el número de parámetros adimensionales que se pueden conseguir, se comienza a operar con la intención de obtenerlos. La forma de obtenerlos puede variar en cierta medida, pero los pasos generales son los mismos. Como los parámetros adimensionales son un producto de las variables elevadas a ciertos exponentes, estas se expresarán posteriormente en función de las dimensiones elevadas también a dichos exponentes:

$$\Pi = q_1^{k_1} q_2^{k_2} \dots q_n^{k_n}; \quad [q_i] = L_1^{a_{1i}} L_2^{a_{2i}} \dots L_m^{a_{mi}}$$

Una vez que sustituyamos una en la otra tendremos una multiplicación de dimensiones (las dimensiones fundamentales del problema) elevados a un determinado exponente (suma de los deferentes exponentes k). Como todos los parámetros generados tienen que ser adimensionales, los exponentes resultantes de la combinación de las anteriores ecuaciones tienen que ser igual a cero. De esta manera se obtendrá un sistema de m ecuaciones (tantas como dimensiones intervinientes) con n incógnitas. De esta manera se tiene un sistema indeterminado en el cual habrá que suponer como variables independientes $n-r$ coeficientes (para poder obtener así los parámetros adimensionales).

6. Siguiendo el paso anterior y habiendo decidido cuáles coeficientes serán independientes y que valores se le asignarán, se operará con el sistema resultante sacando los valores de las variables dependientes. De esta manera, y dando valores diferentes a los coeficientes, se irán obteniendo los números adimensionales ($n-r$ números). Tras haberlos obtenido se tendrá que comprobar que se ha realizado adecuadamente y que los valores asignados son los correctos. Se pueden usar métodos de simplificación como suponer una de las variables independientes igual a uno y el resto cero, y así sucesivamente. Este método es arbitrario y nos dará números que pueden que no tengan ningún significado físico.

En la actualidad se ha mejorado el proceso de obtención de los parámetros adimensionales haciendo que sea más fácil la obtención de un grupo en el que se pueda determinar de mejor manera su significado físico.

5.2. Números Adimensionales

La determinación de las fuerzas preponderantes para un fenómeno específico, así como la obtención de los parámetros adimensionales pertinentes para realizar el escalamiento de los resultados, no es una técnica automática, sino que requiere de considerable experiencia e información colateral para que puedan obtenerse resultados confiables. Afortunadamente, los números adimensionales representativos de un lecho empacado son

conocidos. Sin embargo, la complejidad del contacto en contracorriente de flujos gas – líquido a través de una superficie porosa, involucra gran cantidad de fuerzas participantes, sin que haya una clara certeza con respecto a cuál de ellas predomina en la respuesta fluidodinámica del lecho en condiciones específicas de operación.

El criterio de similaridad para sistemas fluidos (que se verá más adelante para la torre de absorción en particular) se deriva de las ecuaciones de movimiento, complementada por el análisis adimensional [1]. Aplicando dicho análisis a las ecuaciones de un flujo de un fluido viscoso Newtoniano y para superficies de contacto geoméricamente similares, las ecuaciones finalmente quedarían de la siguiente manera general:

$$\frac{\Delta p}{L} = \phi' \left(\frac{\rho v^2}{L}, \frac{\mu v}{L^2}, \rho g \right) \quad (\text{ecuación 5.1})$$

Dividiendo por $\frac{\rho \cdot v^2}{L}$

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = \phi \left(\frac{\rho v L}{\mu}, \frac{v^2}{L g} \right) \quad (\text{ecuación 5.2})$$

Donde

ΔP es la pérdida de presión,

L es la dimensión lineal correspondiente (tamaño o longitud),

v es la velocidad del fluido,

ρ y μ son la densidad y viscosidad del fluido,

g la aceleración de la gravedad.

Estas ecuaciones no están completas ya que no ha tenido en cuenta un efecto más que se puede dar, que es la tensión superficial, la cual cobra importancia en mezclas entre líquidos donde se forman burbujas. Esto hace que se tenga que añadir otro grupo quedando finalmente,

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = \phi \left(\frac{\rho v L}{\mu}, \frac{v^2}{L g}, \frac{\rho v^2 L}{\sigma} \right) = \phi(Re, Fr, We) \quad (\text{ecuación 5.3})$$

Donde σ se corresponde con la tensión superficial. Con esto se llega a la conclusión de que el movimiento de un fluido viscoso se ve definido por la combinación de tres grupos adimensionales independientes que son: Número de Reynolds (Re), Número de Froid (Fr) y Número de Weber (We). Sin embargo, estos números muestran como incluso en un sistema homólogo los tres no pueden mantenerse constantes a la vez (criterio de similaridad). De ahí que dependiendo de cuál de ellos predomine, se estará hablando de un tipo u otro de régimen fluido dinámico: Régimen de Viscosidad controlada (predominio del Re), Régimen de Gravedad controlada (predominio del Fr) y Régimen de Tensión Superficial controlada (Predominio del We).

En el caso en el que el Re sea el número más influyente se dará un régimen en el que la viscosidad será la dominante. Este tipo de régimen es uno de los más importantes en la ingeniería química y se da en casos en donde se trabaja en condiciones de convecciones forzadas. Muchas operaciones unitarias se llevan a cabo en sistemas cerrados bajo condiciones de convección forzada, y en estas circunstancias, no solo la fricción entre fluidos, sino que también las transferencias de materia y energía conforman un régimen controlado por la viscosidad cinemática del fluido.

Aquellos números encargados o relacionados con la transferencia de materia y energía son los siguientes:

$$\text{Transferencia de calor: } \frac{hL}{k} = \phi\left(\frac{\rho v L}{\mu}, \frac{C_p \mu}{k}\right) = \phi(Re, Pr) \quad (\text{ecuaciones 5.4})$$

$$\text{Transferencia de masa: } \frac{KL}{D} = \phi\left(\frac{\rho v L}{\mu}, \frac{\mu}{\rho D}\right) = \phi(Re, Sc) \quad (\text{ecuaciones 5.5})$$

Siendo

H el coeficiente de transferencia de calor,

k la conductividad térmica del fluido,

c_p el calor específico a presión constante,

K es el coeficiente de transferencia de masa,

D es la difusividad.

Como se puede observar de las ecuaciones anteriores, los números de Schmidt (Sc) y Prandtl (Pr), junto con el de Reynolds (Re), se pueden relacionar entre sí para dar lugar a correlaciones de números adimensionales. El Re y el Pr se combinan para dar lugar a un valor del número de Nusselt (Nu), mientras que el Sc y Re dan lugar al Sherwood (Sh). De estas ecuaciones se derivarán parte de los criterios de escalado que se verán posteriormente.

Además de esto, y como se prestará atención en los siguientes apartados, la predominancia de un régimen u otro provocará que uno de los números que lo definen permanezca constante y sea el más influyente, de esta manera se generarán los criterios de escalado que posteriormente se verán con más detalle.

En lo que queda de capítulo se dedicará el texto a hablar de los diferentes números adimensionales que pueden influir en cómo se desarrolla el proceso del interior de la torre, y cuáles son sus significados para así finalmente entender mejor como se generan los criterios de escalado y como a partir de estos números se pueden obtener numerosas propiedades o magnitudes de la torre.

Las principales fuerzas que afectan a las fases líquida y gaseosa, presentes en la columna empacada, en particular influyendo en la formación de holdup líquido y caída de presión en el gas, corresponden a las fuerzas: gravitacional, inercial, viscosa y superficial. Esto da paso a la formulación de los siguientes números adimensionales.

$$Re_m = \frac{\rho_\alpha v_\alpha d_p}{(1 - \varepsilon)\mu_\alpha} \quad (\text{ecuación 5.6})$$

$$Ga = \frac{\rho_l^2 g d_p^3}{(1 - \varepsilon)^3 \mu_l^2} \quad (\text{ecuación 5.7})$$

$$Fr = \frac{v_g^2}{g d_p} \quad (\text{ecuación 5.8})$$

$$Cp_s = \frac{\rho_l g d_p^2 \theta^2}{\sigma (1 - \varepsilon)^2} \quad (\text{ecuación 5.9})$$

Donde:

Re_m = Número de Reynolds modificado para lecho empacado.

Ga = Número de Galileo.

Fr = Número de Froude.

Cps = Número de Capilaridad.

α = subíndice para gas o líquido, según el fluido que se esté analizando.

l = Subíndice para fase líquida.

g = subíndice para fase gas.

σ = Tensión superficial.

μ = viscosidad del fluido.

v = Velocidad superficial del fluido (flujo volumétrico / área transversal del lecho vacío).

dp = Diámetro equivalente de partícula.

ε = Fracción de vacíos del lecho (porosidad).

θ = Factor de esfericidad. Relación entre la esfera de igual volumen que la partícula y el área real de la partícula. Se puede calcular como el diámetro equivalente partido de dos veces el radio de la esfera de igual volumen ($d_p = 2\theta r$).

Todos los números adimensionales como se pueden observar son el resultado de un cociente entre varias magnitudes, pero en el fondo se puede deducir de ellos relaciones mucho más interesantes entre tipos de regímenes, fuerzas o procesos. Es decir, los números adimensionales anteriormente expuestos muestran la relación entre varios fenómenos y dependiendo de su valor permite saber en cuál de ellos es el predominante y a partir de ahí deducir los efectos de eso. De esta manera los números no nos indican como se produce un fenómeno ni los mecanismos que implica, solo permite saber cómo se encuentra el sistema y predecir así lo efectos que pueda tener. A continuación, se expone de manera breve el significado y que relaciona cada uno de los números, con vistas a entender mejor cuál se usarán en el escalado y cuáles no:

- Re : El número de Reynolds representa la relación entre una fuerza de inercia y una fuerza causada por la viscosidad, relaciona la densidad, viscosidad, velocidad y dimensión típica de un flujo en una expresión adimensional, que interviene en numerosos problemas de dinámica de fluidos. Dicho número o combinación adimensional aparece en muchos casos relacionado con el hecho de que el flujo pueda considerarse laminar o turbulento.
- Fr : El número de Froude relaciona el efecto de las fuerzas de inercia y las fuerzas de gravedad que actúan sobre un fluido. En los movimientos con superficie libre de líquido, la naturaleza del movimiento (fluvial o torrencial) depende de si el número de Froude es mayor o menor que la unidad. Es útil en los cálculos del resalto hidráulico, en el diseño de estructuras hidráulicas y en el diseño de barcos.
- We : El número de Weber es una medida de la importancia relativa de la inercia del fluido comparada con su tensión superficial. Este número es útil para analizar flujos multifásicos en superficies curvadas, flujos de capas finas y en la formación de gotas y burbujas. El número de Weber es un parámetro importante en atomización de un líquido (ya que su valor indicará si las fuerzas inerciales son mayores que las de tensión o no, manteniendo o no la forma de las gotas de líquido formadas).

- Pr: El número de Prandtl es un número adimensional proporcional al cociente entre la difusividad de momento (viscosidad) y la difusividad térmica. Cuando la conducción de calor es muy efectiva comparada con la convección el número de Pr es muy bajo, como es el caso de los metales líquidos, sin embargo, en el aceite de motor, por ejemplo, la convección es muy eficiente transfiriendo calor comparada con la conducción, por tanto, el número de Prandtl es elevado.
- Sc: El número de Schmidt es el análogo al Pr pero referido a la transferencia de materia, siendo la relación entre la difusión de cantidad de movimiento y la difusión de masa. Se utiliza para caracterizar flujos en los que hay procesos convectivos de cantidad de movimiento y masa.
- Sh: El número de Sherwood representa el cociente entre la transferencia de masa por convección y difusión. Las distintas correlaciones existentes con este número permiten el cálculo de los coeficientes de transferencia.
- Nu: El número de Nusselt es el análogo al Sh pero referido a la relación que hay entre la transmisión de calor desde una superficie por la que un fluido discurre (transferencia de calor por convección) y la transferencia de calor si ésta ocurriera solamente por conducción. Existen muchas correlaciones empíricas expresadas en términos del número de Nusselt para, por ejemplo, placas planas, cilindros, dentro de tuberías, etc, que evalúan generalmente el número de Nusselt medio en una superficie.
- Ga: Número adimensional utilizado en flujos viscosos y de expansión térmica y es igual a la relación entre las fuerzas gravitatorias y las fuerzas viscosas. Se usa en condensadores y torres de destilación.
- Cp_s: Grupo adimensional utilizado en el análisis del flujo de fluidos que caracteriza la relación de las fuerzas viscosas con las fuerzas de tensión superficiales o interfaciales.

En el caso que se está estudiando tendrán mayor importancia unos números, como por ejemplo aquellos números que nos relacionen el régimen fluidodinámico con la transferencia de masa, o aquellos que permitan saber cómo se comporta el fluido.

6. Criterio de Semejanza

Como ya se dedujo anteriormente la similaridad se puede interpretar en términos de una serie de números adimensionales y variables de un modelo de proceso: los valores numéricos de todos los grupos adimensionales deberían mantenerse constantes durante el escalado (Kline, 1965). Esta afirmación es una buena base para el escalado, sin embargo, en la práctica sigue siendo difícil cumplir con este requisito. De esta manera se tendrán que buscar caminos alternativos para cumplir en la medida de lo posible con la igualdad entre números adimensionales. Los criterios de semejanza nacen de la igualdad, simplificación y desarrollo de las expresiones que ponen en relación los números adimensionales, y hacen que haya diferentes normas o reglas que, sustentadas en la experimentación y en experiencias previas, permitan pasar de una escala a otra.

6.1. Bases de aplicación del criterio

En el anterior capítulo se expusieron los números que relacionaban las variables que intervenían en los fenómenos en donde intervenían corrientes de fluidos y en donde había transferencias de materia y energía. De las ecuaciones de Navier-Stokes se llegó a la conclusión de que había tres regímenes fluido dinámicos representados por tres números adimensionales (Re , Fr y We). Para sistemas homólogos que contienen los mismos fluidos en recipientes de la misma forma geométrica pero diferentes magnitudes absolutas, los tres números antes mencionados son incompatibles ya que cada uno depende de manera diferente de la magnitud lineal:

$$Re: v \propto \frac{1}{L}$$

$$Fr: v \propto \sqrt{L}$$

$$We: v \propto \frac{1}{\sqrt{L}}$$

De esta manera dependiendo del régimen controlante (predominio de uno de los números sobre el resto) se tendrán diferentes criterios de similaridad. Es preciso que antes de entrar de lleno en las torres de absorción se vean de manera más particular cada uno de los regímenes y que criterios seguir en caso en el que se trabaje en cada uno de ellos.

6.1.1. Régimen de viscosidad dominante

Cuando la viscosidad cinemática del fluido tiene un papel preponderante en el fenómeno que se quiere estudiar, se puede comprobar que el número de Reynolds tiene una mayor influencia en la ecuación que regula el movimiento del fluido o fluidos estudiados. Para los problemas en los que son preponderantes las fuerzas debidas a la viscosidad puede asumirse que es suficiente con mantener la igualdad de los números de Reynolds. Esta mayor importancia del número hace que dicha ecuación del movimiento de un fluido quede de la siguiente manera:

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = \phi \left(\frac{\rho v L}{\mu} \right) \quad (\text{ecuación 6.1})$$

Y por tanto se pueden deducir las siguientes ecuaciones de escalado [1, p. 81:307]:

$$\mathbf{v} = \frac{\mu}{\rho L} = \frac{\nu}{L} \quad (\text{ecuación 6.2})$$

$$\mathbf{q} = \frac{\mu L}{\rho} = \nu L \quad (\text{ecuación 6.3})$$

$$\Delta \mathbf{p} = \frac{\mu^2}{\rho L^2} \quad (\text{ecuación 6.4})$$

$$\mathbf{P} = \frac{\mu^3}{\rho^2 L} \quad (\text{ecuación 6.5})$$

Las letras en negrita denotan el cociente entre las magnitudes de diferentes escalas, siendo **P** el cociente entre la potencia consumida a escala industrial y la de la planta a menor escala. ν es la viscosidad cinemática del fluido y q el flujo volumétrico total. Para sistemas homólogos tanto la densidad como la viscosidad se mantienen constantes al pasar de una escala a otra ($\mu = 1$, $\rho = 1$). Todas estas ecuaciones permiten calcular las propiedades a partir de la experimentación en una planta piloto en sistemas geoméricamente similares.

Además de esto hay que hablar de la transferencia de materia y energía por convección forzada que poseen ecuaciones análogas. Tal y como se vio en el anterior capítulo las transferencias se rigen por un cierto número de grupos adimensionales (ecuaciones 5.4 y 5.5). Prestando mayor atención a la transferencia de materia se pueden sacar un par de conclusiones y criterios de escalado. Lo primero es destacar que al depender el número de Schmidt únicamente de las propiedades físicas del fluido y de las condiciones en las que se encuentra (las condiciones de operación serán las mismas en las dos escalas), este es igual y constante en sistemas homólogos. En el caso en el que estos no sean homólogos tanto el Sc como el Pr (en su respectiva ecuación), serán en general diferentes, pero estas diferencias son despreciables en muchas ocasiones. De lo dicho anteriormente se deduce que el criterio de semejanza queda reducido a mantener el Re constante, quedando las siguientes ecuaciones [1, p. 83:307]:

$$\mathbf{h} = \frac{k}{L} \quad (\text{ecuación 6.6})$$

$$\mathbf{K} = \frac{D}{L} \quad (\text{ecuación 6.7})$$

$$\mathbf{H} = kL\Delta T \quad (\text{ecuación 6.8})$$

$$\mathbf{m} = DL\Delta C \quad (\text{ecuación 6.9})$$

Como ya se había dicho en los sistemas homólogos las propiedades de los fluidos se conservan. Sin embargo, en aquellas ocasiones en las que se realizan grandes reducciones de escala en sistemas homólogos provocan que para que se cumplan todos los criterios teóricos se alcanzan condiciones sónicas, en donde se obtienen muchos y diversos criterios de semejanza.

6.1.2. Régimen de gravedad dominante

En sistemas en donde se trabaje únicamente con gases este régimen apenas se da dado que estos se ven poco afectados por la gravedad. Los fenómenos en los que una superficie libre líquida se ve sometida a perturbaciones (como espráis o chorros de aire) el control y la influencia de la gravedad es más apreciable. El criterio de semejanza se basa en el número de Froude y en mantenerlo constante:

$$\frac{\Delta p}{\rho v^2} = \phi \left(\frac{\rho v L}{\mu} \right) \quad (\text{ecuación 6.10})$$

Al igual que se hizo en el resto, de aquí también se pueden sacar un número de ecuaciones de escalado [1, p. 84:307]:

$$v = \sqrt{L} \quad (\text{ecuación 6.11})$$

$$q_v = L^{2,5} \quad (\text{ecuación 6.12})$$

$$\Delta p = \rho L \quad (\text{ecuación 6.13})$$

$$P = \rho L^{3,5} \quad (\text{ecuación 6.14})$$

Siendo q_v el caudal volumétrico total. En este caso, las condiciones para la similaridad bajo régimen dinámico controlado por gravedad permiten velocidades y consumos de energía razonables a pequeña escala, por lo tanto, se hace raro el necesitar recurrir a la extrapolación (como puede suceder en el caso de régimen controlado por la viscosidad).

6.1.3. Régimen de tensión superficial dominante

En este caso se le da predominio a las fuerzas de tensión superficial y al número que las contiene, el número de Weber (que dará lugar al criterio de semejanza en estos casos). El mantener constante We define la condición bajo la cual sistemas de dos fases líquidas contenidos en recipientes con la misma forma geométrica dará lugar a dispersiones geométricas semejantes (de un líquido en otro). De igual manera de aquí se sacarán una serie de ecuaciones que mostrarán diferentes relaciones entre varias magnitudes de interés y que el número de Weber tiene en cuenta. Sin embargo, el ratio de potencia consumida no puede ser calculado a partir de este número. En sistemas homólogos, tal y como se vio anteriormente, el We y el Re no se pueden mantener ambos constantes a la vez.

Las ecuaciones de escalado derivadas del número de Weber no son tan utilizadas debido a que estas están limitadas, esto es debido al hecho de que la mezcla de fluidos inmiscibles formando gotas e intentando dispersar un fluido en otro se suele usar cuando se quieren hacer reaccionar ambos fluidos entre ellos. Esto hace que ya no solo sea importante la tensión superficial, sino también la transferencia de materia, de ese modo el Re empieza a cobrar importancia y las ecuaciones derivadas del We ya no son válidas.

Lo anteriormente dicho no quiere decir que el We sea incompatible con el criterio de semejanza química, sino que tiene que haber una baja velocidad de reacción entre los líquidos y que, por tanto, la resistencia a la transferencia de materia sea despreciable, para que la comparación simultánea de los grupos químicos y el We sea posible y permitan que la semejanza sea establecida.

6.2. Extrapolación

Como en todo sistema hay unos límites en las condiciones de operación de los cuales no se puede pasar debido a que provocan problemas de ruido, perturbaciones o pueden causar la rotura o deterioro de los equipos. Esto es algo que hay que tener muy en cuenta a la hora de realizar cualquier escalado, debido a que, en un momento dado, se puede pasar de una planta experimental o modelo a un prototipo en el que, a pesar de cumplir en teoría con la constancia de los números dimensionales claves, puede que el resultado final sea trabajar en unas condiciones fuera de lo posible. Por ejemplo, en mezcladores de paletas, el criterio para la semejanza dinámica es equivalente a conseguir el mantenimiento del número de Reynolds modificado, sin embargo, para grandes escalados mantener este número hace que se necesite una velocidad muy baja en el prototipo (en caso de que se

amente de escala) o una velocidad tan elevada en la pequeña escala que se producirá cavitación en el mismo. Esto es algo que hace que a veces la similaridad dinámica entre escalas es difícil de mantener (ya que se requieren velocidades sónicas).

Este problema es más fácil de solucionar o se presenta en menos ocasiones en equipos donde el prototipo tiene una estructura múltiple, y que hace posible establecer de mejor manera la semejanza debido a que el equipo posee diversas estructuras y que se puede modificar cada una de ellas, esto se da en casos como las torres de relleno o los intercambiadores de carcasa y tubo. Por otro lado, un reactor de tanque agitado o un mezclador no pueden ser considerados como un equipo compuesto por varios elementos. De esta manera en aquellos sistemas en los que la semejanza dinámica es impracticable, es necesario un método por el que los resultados a pequeña escala puedan ser extrapolados al prototipo con semejanza dinámica distinta o desigual. Es verdad que para el caso que se está estudiando la extrapolación no es demasiado importante, sin embargo y como se verá a continuación se generan una serie de ecuaciones o formas generales que ayudarán a entender de mejor manera de donde salen las ecuaciones que se utilizarán posteriormente en la torre de relleno.

La extrapolación tiene como sujeto u objetivo el mejor acercamiento posible por medio de la realización de un proceso de diseño de cada pieza que consiste en una serie de sucesivas aproximaciones. Esto es, el escalado de un equipo se puede hacer de manera más general o particular dependiendo el nivel de precisión que se quiera. En un primer momento se podría decir que el escalado más sencillo y básico es aquel en el que se mantienen aquellas magnitudes que se crean las más importantes y el resto se hace acorde a ello. De manera más detallada se tendrían en cuenta las ecuaciones que modelan el proceso, y con ayuda del análisis dimensional se generaría unos números dimensionales que se relacionan entre sí mediante una función a determinar y que generan varios criterios de semejanza. La ecuación resultante quedaría:

$$Q = \phi(R, S, \dots) \quad (\text{ecuación 6.15})$$

En la que R y S son números adimensionales y ϕ es una función desconocida que relaciona los números o grupos adimensionales. Este tipo de ecuaciones tácitamente asumen un principio que puede denominarse que puede denominarse *el principio extendida de semejanza* (Johnstone y Thring, 1957). Este principio engloba y generaliza al anterior y cambia la función desconocida por un producto de números adimensionales elevado a un cierto exponente:

$$Q = C(R)^x(S)^y \dots \quad (\text{ecuación 6.16})$$

Donde x , y , y C con constantes. Este tipo de ecuación responde mejor a los cambios de escala y se asemeja más a la realidad dado a que tiene en cuenta más factores (como por ejemplo la forma). En el siguiente apartado la ecuación 6.20 se deriva de este tipo de ecuaciones.

Las constante x e y se ven poco afectadas por la geometría del sistema, sin embargo, la constante C se ve afectada en gran medida por esta (de ahí que C sea un factor de forma). Además, C es un factor difícil de calcular teóricamente, salvo en los casos de geometrías sencillas, en el resto de los casos se tiene que calcular de manera experimental.

La última aproximación que se puede realizar se hace para eliminar el factor C (dado que a veces es difícil de calcular), para eso se hace el escalado entre sistemas con la misma forma geométrica y trabajando con ratios o relaciones de números adimensionales, en vez de con los números de manera aislada:

$$\frac{Q'}{Q} = \left(\frac{R'}{R}\right)^x \left(\frac{S'}{S}\right)^y \dots \quad (\text{ecuación 6.17})$$

Esto no solo hace que se cancele el factor C sino también aquellas propiedades físicas de los fluidos que se mantienen constantes. Quedando por tanto una relación sencilla de magnitudes lineales y velocidades, y que se conocerá como ecuaciones de escalado. Las únicas constantes que quedarían serían los exponentes, los cuales se averiguan de dos maneras diferentes: Mediante experimentación en la planta de laboratorio o de la literatura. En el primer caso se consiguen resultados más fiables y que se pueden ampliar a un mayor rango, además que se aplican específicamente al proceso y condiciones con las que se trabaja, sin embargo, para la mayoría de procesos conocidos, así como geometrías se han realizado numerosos experimentos en los que se puede observar la poca varianza de los resultados (*tabla 6.1*). Debido a que los exponentes son generalmente algo menores a la unidad, lo que hace que el fallo que pueda cometerse no sea muy elevado al final. El exponente más usado es el *índice de Reynolds* (exponente del número de Reynolds en la ecuación empírica de velocidad de transferencia de masa, calor y momento mediante convección forzada).

TIPO DE TRANSFERENCIA	GEOMETRÍA Y FLUJO	ÍNDICE DE REYNOLDS	REFERENCIAS
Calor	- Interior de conductos y tubos	0,8	[13]
	- Interior de espacios anulares	0,8	[13]
	- En tanques agitados con camisas de refrigeración	0,67	Chilton, Drew y Jebens (1944)
	- A través de bancos de tubos	0,6	[13]
	- Exterior de esferas	0,6	[13]
	- Tanques agitados con serpentín	0,5-0,67	Rushton (1951), Pratt (1947)
	- A través de tubos aleteados	0,5	[13]
	- A través de un cable	0,4-0,5	[13]
Masa	- Torres de pared mojada	0,8	[14]
	- Sobre superficies planas	0,8	[7]
	- A través de sillas Berl completamente mojadas	0,65	[14]
	- A través de cilindros	0,6	[7]
	- A través de anillos Raschig completamente mojados	0,6	[14]
	- En tanques agitados con sólidos disueltos	0,6	Hixson y Baum (1941)
	- A través de sólidos granulados	0,5-0,6	[7]
	- Exterior de esferas	0,5	[7]

Tabla 6.1: Valores típicos del índice de Reynolds para convecciones forzadas en regímenes dinámicos con flujo turbulento e interfase controlada. Fuente: Fuente: *Pilots plants, model, and scale-up methods*, pag. 101, Tabla 8-1.

La última aproximación posible es conseguir quitar los exponentes, esto se hace mediante la comparación de sistemas geométricos similares con criterios adimensionales constantes:

$$R' = R \text{ y } S' = S \rightarrow Q' = Q$$

Sin embargo, esta última forma de expresar las relaciones entre escalas es menos útil que la anterior debido a que este representa el principio de semejanza tradicional, que como se ha ido comentando a lo largo de proyecto, es casi imposible de cumplir (no se pueden mantener constantes todos los números). De esta manera la ecuación 6.17 ofrece la mayor flexibilidad para trabajar, a costa de una pequeña pérdida de precisión debido a la variabilidad que pueden sufrir los exponentes (x e y).

Con este apartado se introducirán algunas de las formas en que aparecerán las ecuaciones en el apartado 6.3, entendiendo de mejor manera de donde salen las ecuaciones finales de escalado.

6.3. Criterios de semejanza en una torre de relleno

Las torres de relleno se pueden usar para diversos procesos y con diferentes objetivos (destilación, absorción, extracción líquido-líquido, etc.). Esto hace que sea muy difícil establecer un criterio general de escalado, sin embargo, gracias a las numerosas experiencias que se han hecho en este campo y a los análisis dimensionales de los procesos se han podido establecer una serie de reglas empíricas, que para algunas magnitudes es menor analizarlas de manera individual y para otras de manera general.

En Jonhstone and Thring se analizan una serie de reglas empíricas surgidas de la teoría complementada con la experimentación y que han llevado a la creación de una serie de criterios de escalado útiles para numerosos y para gran variedad de lechos y rellenos de torre. En este proyecto solo se hará mención de aquellos criterios que afecten al escalado de una torre de absorción. En los siguientes apartados se verán las ecuaciones que se pueden utilizar para el escalado y como afectan a las principales magnitudes de la torre. Antes de nada, conviene definir que es un sistema homólogo: Es aquel sistema a mayor o menor escala de una planta piloto (o de laboratorio) en la que se intenta reproducir el mismo proceso, empleando un relleno con la misma forma geométrica, y empleando iguales fluidos operando en las mismas condiciones y con concentraciones finales e iniciales iguales en ambas escalas. Está claro que en la realidad es imposible conseguir sistemas homólogos completamente, dado que hay numerosas interferencias o perturbaciones, que hacen que el sistema cambie algunas condiciones de operación.

Lo primero que hay que decir es que la operación de una torre de relleno se evalúa en términos de altura de relleno equivalente a un plato teórico (HETP, por sus siglas en inglés) o de la altura de una unidad de transferencia (HTU, por sus siglas en inglés) o si se habla de absorción y extracción, el coeficiente de transferencia de masa $K_g a$ o $K_l a$. Para sistemas homólogos las relaciones de HETP o HTU pueden convertirse en relaciones de coeficientes de transferencia de masa volumétrica en la forma:

$$K_g a = \frac{G}{Z}; K_l a = \frac{L}{Z}$$

Donde G y L son las relaciones de flujos de gas y líquido por unidad de sección transversal y Z la relación de la altura de relleno (o lo que es lo mismo, la relaciones entre las HTU o HETP de las escalas).

Las torres de relleno constituyen un claro ejemplo de régimen de flujo mixto, es decir, el patrón de flujo del gas está controlado por la diferencia de presión y por la viscosidad del mismo, mientras que el del líquido por su viscosidad y por la fuerza de la gravedad. De esta manera hay que observar ambos flujos de manera separada y después establecer relaciones. El criterio de similitud para el flujo de líquido se puede derivar de la ecuación de Nusselt de flujo isoterma de líquido en una pared vertical:

$$\frac{w}{l} = \frac{\rho_l^2 g \delta^3}{3\mu_l} \quad (\text{ecuación 6.18})$$

Donde w es el caudal másico de líquido, l la longitud del perímetro mojado, δ el espesor de la película de líquido y g la aceleración de la gravedad.

Para una torre de relleno totalmente mojada, la ecuación anterior puede escribirse así (Thring y Johnstone, 1957):

$$(Ld) = \left(\frac{1}{C}\right) \left(\frac{\rho_l^2 g \delta^3}{\mu_l}\right) \quad (\text{ecuación 6.19})$$

Siendo L la velocidad másica superficial de líquido, d el diámetro o diámetro equivalente de los elementos de relleno y C es una constante. De la ecuación 6.16 se puede obtener la ecuación adimensional:

$$\left(\frac{\delta^3}{d^3}\right) = C \left[\frac{L\mu_l}{\rho_l^2 g d^2}\right] \quad (\text{ecuación 6.20})$$

Para la similaridad cinemática, δ/D es constante, siendo D el diámetro de la torre, teniendo entonces:

$$\frac{L\mu_l}{\rho_l^2 g d^2} = cte \quad (\text{ecuación 6.21})$$

Este es el criterio para la semejanza de la fase líquida. Para la fase gaseosa, el criterio de similitud se obtiene a partir del número de Reynolds:

$$\frac{(Gd)}{\mu_g} = cte \quad (\text{ecuación 6.22})$$

Donde G es la masa superficial del gas.

Y, por último, para la similaridad química se tiene como requisito que la relación líquida/gas sea constante:

$$\frac{L}{G} = cte \quad (\text{ecuación 6.23})$$

En sistemas homólogos se tiene que:

$$\frac{L}{d^2} = cte; Gd = cte; \frac{L}{G} = cte$$

Solamente se tiene incompatibilidad cuando d (relación entre tamaños de partículas de relleno) varía. En la práctica, la experimentación a pequeña escala se usa para ajustar datos de una planta para diseño y los resultados con rellenos de diferentes tamaños y formas se han correlacionado exitosamente.

A pesar de que estas correlaciones marquen el camino a seguir, es muy difícil hacerlas cumplir en la práctica, y es aquí donde entra la experimentación en plantas piloto o más

pequeñas, de las cuales se consiguen las reglas empíricas que se usarán. En los siguientes apartados se verán cómo varían cada una de las magnitudes fundamentales de la torre.

6.3.1. Altura y diámetro de relleno

La altura del relleno no puede deducirse únicamente de la teoría (debido a que implica demasiado factores) y debe ser estimada con la ayuda de la experiencia. Esto hace que algunas veces los efectos del cambio de tamaño del relleno o el diámetro de la torre sean conflictivos.

El primer hecho en el que hay que fijarse, y del que depende directamente la altura final del relleno, es cuál de los dos fluidos es el que controla o domina la transferencia de materia de una fase a otra. Esto es de vital importancia, dado que en la mayoría de los procesos siempre hay un fluido dominante, que tiene mayor influencia sobre la transferencia de materia. Esta capa dominante puede saberse de manera directa (si se sabe o se ha trabajado mucho con los fluidos del proceso y se saben sus propiedades), como por ejemplo en la evaporación adiabática de agua en una corriente de aire, está claro que será la fase gaseosa (y por lo tanto el coeficiente de transferencia gaseoso, $k_y \approx K_y$) el que controle la transferencia de materia. Si el proceso no deja muy claro cuál de los dos es el dominante, se puede recurrir a la experiencia en el laboratorio y sacar ambos coeficientes de transferencia o simplemente aplicar una de las correlaciones diseñadas para el cálculo de los mismos bajo ciertas condiciones. Otros autores como Wiegand (Mencionado en el Perry, 2ª ed., 1941) propusieron un criterio adimensional (ecuación 6.21) según el dependiendo del valor que se obtuviera controlaría la película gaseosa o la líquida.

$$R = \frac{1}{m} \cdot \frac{k_l a}{k_g a} \cdot \frac{C_{av}}{P} \quad (\text{ecuación 6.24})$$

Siendo m la pendiente de la línea de equilibrio en el gráfico de concentraciones, C_{av} la concentración media de gas soluble en el líquido y P la presión en la torre. Si R es mayor que 10 será la fase gaseosa la que controle, si es inferior a 0,1 será la líquida (en los casos intermedios habrá un control mixto, más difícil de determinar y de escalar). Morris and Jackson [15] propusieron un criterio más sencillo en el cual no hacía falta el cálculo de los coeficientes de transferencia:

$$M = \frac{\rho_s}{HP} \quad (\text{ecuación 6.25})$$

Siendo ρ_s la densidad del gas soluble a las condiciones de operación, y H el factor de solubilidad (la constante de Henry cuando aplique). Cuando H es menor de 0,0005 hay control gaseoso y cuando es mayor a 0,2 control líquido.

Una vez sabido que fase es la que controla la transferencia de materia se realizarán varias deducciones asumiendo una serie de condiciones extremas en cada uno de los casos anteriormente vistos (control en la fase líquido o en la fase gaseosa). Estas deducciones permiten establecer la relación de la altura del relleno con el caudal de líquido o gas y con el tamaño de relleno. Se tratan de fórmulas derivadas de la teoría a las que se le han aplicado algunas suposiciones de carácter empírico.

Si se supone que hay control de la película de líquido y que el flujo de líquido es laminar en una columna de pared mojada, Emmert and Pigford (1954) estudiaron que en estas condiciones, es decir, flujo laminar en el que el gas ascendente no modifica sensiblemente el régimen de flujo del líquido y que el tiempo de contacto es suficientemente alto como para que las moléculas de gas se transfieran bien a través de la película, demostraron que el coeficiente de transferencia de masa k_l debería ser inversamente proporcional al espesor

de la película de líquido (δ). Para tiempos cortos de contacto (las moléculas del gas soluble penetran solo una pequeña distancia en la película de líquido) k_l debería ser inversamente proporcional a la raíz cuadrada del espesor ($\sqrt{\delta}$).

Aplicando lo anteriormente expuesto a las torres de relleno, y asumiendo que el relleno está completamente mojado por el líquido, el espesor de la película de líquido es proporcional a la raíz cúbica de la razón entre el caudal másico de líquido por unidad de área transversal (L) y la superficie específica del relleno (a). Por lo que como k_l depende de δ y se puede saber en qué proporción varía k_l en función de L y a .

$$k_l \propto \delta^{-1} \propto \left(\frac{a}{L}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (\text{ecuación 6.26})$$

$$k_l a \propto \left(\frac{a^4}{L}\right)^{\frac{1}{3}} \propto \left(\frac{1}{Ld^4}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (\text{ecuación 6.27})$$

Siendo d el tamaño de relleno. Por lo tanto, de las ecuaciones de diseño de una torre de relleno (ecuación de la altura de la unidad global de transferencia), suponiendo que la resistencia en la película de gas es despreciable:

$$HTU_l \propto \frac{L}{k_l a} \propto (Ld)^{\frac{4}{3}} \quad (\text{ecuación 6.28})$$

Esto sería para el caso en el que hay un tiempo de contacto alto. En el caso de que haya un tiempo corto variaría la dependencia de la HTU_l :

$$k_l \propto \delta^{-\frac{1}{2}} \propto \left(\frac{a}{L}\right)^{\frac{1}{6}} \quad (\text{ecuación 6.29})$$

$$k_l a \propto \left(\frac{a^7}{L}\right)^{\frac{1}{6}} \propto \left(\frac{1}{Ld^7}\right)^{\frac{1}{6}} \quad (\text{ecuación 6.30})$$

$$HTU_l \propto \frac{L}{k_l a} \propto (Ld)^{\frac{7}{6}} \quad (\text{ecuación 6.31})$$

Estas ecuaciones confirman los resultados experimentales obtenidos por algunos autores, y demuestran que para unas condiciones dadas (en las que hay control de la película líquida) la altura de relleno variará de manera proporcional entre $d^{1.17}$ y $d^{1.33}$. Otros autores como Sherwood y Holloway (1940) encontraron un valor de $d^{0.32}$. Esta diferencia es debida a las perturbaciones que sufre la capa de líquido con el caudal de gas que hace que aumente el área de contacto entre ambas fases (un área que ya no depende tanto del tamaño del relleno). De esta manera se demuestra que un aumento del tamaño de elemento de relleno hace que la superficie de contacto disminuya.

De igual manera y suponiendo control en la película gaseosa, si la corriente de gas es turbulenta y el número de Prandtl es constante (no hay cambio en las propiedades del fluido), la ecuación del Sh para transferencia de masa en convección forzada se puede escribir:

$$\frac{k_g d}{D} = C \left(\frac{Gd}{\mu g}\right)^x \quad (\text{ecuación 6.32})$$

Donde D es la difusividad y x un coeficiente del número de Reynolds (índice de Reynolds). x es función de la geometría de la corriente y del relleno. Para sistemas homólogos,

$$k_g \propto G^x d^{x-1} \quad (\text{ecuación 6.33})$$

$$k_g a \propto G^x d^{x-2} \quad (\text{ecuación 6.34})$$

$$HTU_g \propto \frac{G}{k_g a} \propto G^{1-x} d^{2-x} \quad (\text{ecuación 6.35})$$

Multitud de autores, como Scheibel y Othmer (1944) o Morris y Jackson (1953), calcularon o determinaron que la altura de relleno en estas condiciones variaba con $d=1,0$ hasta $d=1,4$ valores lógicos en correspondencia con la teoría y los valores del índice de Reynolds (x está entre 0,5 y 0,8).

En el caso en el que se dé un flujo perfecto laminar isoterma de gas, k_g es independiente de G . Por lo tanto,

$$k_g a \propto \frac{1}{d} \quad (\text{ecuación 6.36})$$

$$HTU_g \propto \frac{G}{k_g a} \propto Gd \quad (\text{ecuación 6.37})$$

Los autores de la ecuación 6.37 no tenían conocimiento de ninguna experiencia que determinase la relación entre la altura de relleno y el tamaño del mismo en condiciones de régimen laminar con la que comparar la ecuación anterior (Jonhstone and Thring, 1957).

Sin embargo, debido al inherente régimen mixto que se da en la torre, no es posible sacar las correlaciones definitivas directamente de la teoría. De ahí que para el escalado se han hecho numerosas pruebas y experiencias que proporcionan las pautas a seguir y las precauciones y reglas a cumplir. Estas experiencias ayudan a reducir el error cometido por las suposiciones hechas en el desarrollo teórico. Lo primero que habría que fijar es la relación entre G y L , suponiendo que en la planta piloto se ha calculado la relación óptima o la que más conviene, se empleará la misma proporción en la torre a mayor escala.

Por otro lado, como también se sabe, la planta piloto o experimental está diseñada para operar a un determinado porcentaje de inundación (con el fin de optimizar el HTU o HETP). De acuerdo con esto, es recomendable que el modelo y el prototipo trabajen al mismo tanto por ciento de la velocidad de inundación del gas (la variación de esta al cambiar el relleno se verá posteriormente). Además, para que el escalado sea correcto, los rellenos deben tener la misma forma y deben instalarse de igual manera (referido sobre todo a los rellenos aleatorios). En relación con la instalación de los rellenos aleatorios, es necesario destacar que una mala instalación de los mismos puede afectar a la porosidad del mismo y que sea distinta a la esperada, de ahí que el método de empaque o relleno sea fundamental. Debido a que la porosidad influye de manera fundamental tanto en la pérdida de presión como en la velocidad de inundación, a la hora del escalado de estas magnitudes se debería coger el tamaño del relleno como el diámetro medio hidráulico del espacio libre:

$$d \cong \frac{4\varepsilon}{a}$$

De la relación que Morris y Jackson consiguieron entre la velocidad de inundación y el diámetro hidráulico (que se verá en el siguiente apartado) se deduce que:

$$L \propto G \propto d^{\frac{1}{2}} \propto \left(\frac{4\varepsilon}{a}\right)^{\frac{1}{2}} \quad (\text{ecuación 6.38})$$

El escalado de la altura del relleno dependerá del tipo de operación y de qué película de fluido controla la transferencia de materia. De todo lo visto anteriormente, y asumiendo L/G constante y que ambos son proporcionales a la raíz de *d*, la HTU y la altura total del relleno para una separación dada variará con *dⁿ*, donde n es un coeficiente empírico. La tabla 6.1 muestra la variación de n para varias experiencias que han realizado. En absorciones con control en la película de líquido, las experiencias indican que, dentro de los límites hablados anteriormente, el escalado es relativamente seguro mediante la relación:

$$HTU_l \propto d^{0,5} \quad (\text{ecuación 6.39})$$

Como se puede observar los resultados sacados de las experiencias se diferencia en cierta medida de los teóricos. Esto era por las perturbaciones debidas al caudal de gas y que se comentaron anteriormente.

En lo que se refiere al caso de control en la película gaseosa, las dudas son menores ya que las experiencias demuestran en mayor o menor medida la ecuación 6.35. Para régimen turbulento en estas condiciones un factor seguro para el escalado es el siguiente:

$$HTU_g \propto d^{1,5} \quad (\text{ecuación 6.40})$$

Para casos en intermedios en los que no hay un control predominante de ninguna de las películas, es más difícil encontrar una correlación segura y se recomienda la experimentación con la planta prototipo para mayor seguridad.

<i>Operación</i>	<i>Fase controlante</i>	<i>n</i>	<i>Fecha</i>	<i>Referencia</i>	<i>Apuntes</i>
<i>Destilación</i>	1,00	1922	Peters, W. A. [16] [17] [18]	
		1,00	1948		
		0,85	1950		
		1,10	1950		
		0,25	1951	Hands y F. R. Whitt	
<i>Absorción</i>	Líquido	0,44	1940	Sherwood y Holloway Scheibel y Othmer Sherwood y Pigford [15]	
		0,10	1944		
		0,42	1952		
		0,50	1953		
	Gas	1,10	1944	Scheibel y Othmer [14] [15]	
		0,89	1952		
		1,125	1953		
		1,50
		1,60	Flujo turbulento
<i>Evaporación</i>	Gas	1,61	1943	Gamson y Thodos Wilke y Hougen Gamson y Thodos	Flujo turbulento
		1,77	1945		Región de transic.
		2,50	1943		Flujo laminar

Tabla 6.2: índices de escalado para la altura de relleno en función del tipo de proceso que se esté llevando a cabo y de la película de fluido que controle la transferencia de materia. *Fuente:* *Pilots plants, model, and scale-up methods, pag. 169, Tabla 13-1.*

En cuanto al diámetro de la torre hay que tener una serie de precauciones en lo que se refiere al cambio de escala del tamaño del relleno. Hay dos limitaciones prácticas para el escalado del tamaño de empaque. Primero, si el diámetro del elemento de relleno en la planta piloto es demasiado pequeño, entonces los efectos debidos a las tensiones superficiales son mayores y entonces las relaciones entre la dimensión lineal y el rendimiento no es el mismo que tamaños más grandes. Sherwood y Pigford [14] publicaron una serie de resultados que sugerían que, si se quería escalar cuantitativamente el rendimiento en la torre, los rellenos deben ser no menores $\frac{1}{2}$ ", y preferiblemente no menores a $\frac{3}{4}$ ". Además de esto se demostró que la relación entre el diámetro de la torre (D_t) y el tamaño de empaque (d) no debe ser menor a 8.

La segunda condición a cumplir es que tanto el prototipo como el modelo deben estar ambos bien mojados sin llegar al punto de inundación, es decir, ambos deberían tener igual o parecido nivel de relleno mojado por el líquido. Morris y Jackson [15] dedujeron el siguiente criterio:

Para empaques de anillos mayores a 3" y rejillas mayores a 2",

$$\frac{L}{a} = 1,3 \frac{lb}{h \cdot ft} = 1,935 \frac{kg}{h \cdot m} \quad (\text{ecuación 6.41})$$

Para el resto de rellenos,

$$\frac{L}{a} = 0,85 \frac{lb}{h \cdot ft} = 1,265 \frac{kg}{h \cdot m} \quad (\text{ecuación 6.42})$$

Si se tiene en cuenta que L debe variar acorde a \sqrt{d} , y a acorde a $1/d$,

$$\frac{L}{a} \propto d^{1,5} \quad (\text{ecuación 6.43})$$

De esta restricción se denota que, si el cambio de escala en el diámetro de relleno es muy grande, el relleno puede no quedar completamente mojado, de ahí que Morris y Jackson recomienden el diseño para 2,5 veces el mínimo ratio de mojado (L/a), aunque valores superiores son permitidos. Por lo tanto, el ratio de mojado del relleno en el modelo o torre inicial tiene que ser al menos el mínimo antes comentado o ligeramente inferior.

Cumpliendo estos límites o condiciones se puede calcular el diámetro de la torre el cual vendrá determinado por el caudal de líquido o gas que pasa por ella por unidad de área transversal. También conviene decir que es recomendable no llevar a cambio un cambio de escala mayor a 2 o 3.

6.3.2. Punto de inundación

La inundación de la torre representa el límite en el cual la velocidad del gas permite el flujo en contracorriente, es decir, por encima del punto de inundación en el gas se produce tal pérdida de presión que consigue sostener al líquido provocando que se empiece a formar una capa de líquido en la parte superior de la torre (inundación). A partir de este momento la pérdida de presión sufre un brusco aumento. Este hecho solo pasa en las que se da un flujo en contracorriente, en isocorriente este fenómeno no se da.

Sherwood, Shipley, y Holloway (1938) obtuvieron una correlación de ratios de inundación en torres líquido-gas, que para sistemas homólogos con L/G constante, se reduce a:

$$\frac{v_g^2}{d} = cte \quad (\text{ecuación 6.44})$$

$$v_g = d^{1/2} \quad (\text{ecuación 6.45})$$

Donde d es el diámetro hidráulico, y v_g es igual a $G/\varepsilon\rho g$. En esta ecuación obtenida de manera experimental se está expresando como el varía el caudal de gas por sección transversal de torre en el punto de inundación (para una L/G cte) con respecto al tamaño del relleno. Resultados idénticos fueron obtenidos por Elgin y Weiss (1939), Bertetti (1942), Lobo y otros (1945) para este tipo de columnas, y también por Dell and Pratt para columnas de líquido-líquido. Por lo tanto, queda comprobado que, para rellenos de iguales formas geométricas, tanto a escala piloto como a comercial o industrial, la velocidad de inundación varía con el cuadrado del tamaño del relleno. También se demostró con algunos experimentos como para rellenos con un diámetro inferior a 1/2" se produce una reducción de la velocidad de inundación más acusada que con rellenos más grandes (se demuestra el efecto de las fuerzas de tensión superficial).

6.3.3. Pérdida de presión en lecho seco

La pérdida de presión en el lecho seco se puede calcular de varias maneras sin necesidad de recurrir a las técnicas de escalado. Con la adquisición de rellenos estructurados, así como casi cualquier relleno se poseen una serie de gráficas que indican la pérdida de carga que se produce en una sección de la torre, relacionando el caudal de gas con el de líquido. La pérdida de carga es un factor vital en el diseño de la torre, en este caso se tendrá muy en cuenta en el diseño de la torre inicial o modelo, para después en el prototipo comprobar que no se superan los límites requeridos.

También se cuenta con numerosas correlaciones que dan lugar tanto a las gráficas que se comentaron anteriormente como a ecuaciones más complejas y difíciles de representar. Algunos ejemplos pueden ser las ecuaciones sacadas por Billet y Schultes [19]:

$$\frac{\Delta p}{\Delta p_0} = \left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon - h_l}\right)^{1,5} \exp\left(\frac{Re_l}{200}\right) \quad (\text{ecuación 6.46})$$

Siendo Δp y Δp_0 la pérdida de presión por metro de torre, con corriente líquida en contracorriente y en lecho seco respectivamente, y h_l la retención de líquido en la torre.

Pero no solo se dispone de esas correlaciones, algunos autores han llevado a cabo una serie de experimentos con los cuales comprobar cómo influyen algunos factores en la pérdida de presión, y prever así un cómo será la pérdida de presión en un lecho de mayor o menor tamaño. Para un lecho seco Chilton y Colburn (1931) correlacionaron la Δp (pérdida de presión por unidad de longitud) de la siguiente manera para sistemas homólogos:

$$\Delta p \propto \frac{G^{1,85}}{d^{1,15}}, \text{ para reg. turbulento} \quad (\text{ecuación 6.47})$$

$$\propto \frac{G}{d^2}, \text{ para reg. laminar} \quad (\text{ecuación 6.48})$$

Aparte de esta correlación se dedujeron muchas más para diferentes rellenos. Una de las correlaciones fue desarrollada por Sherwood y Pigford para zonas turbulentas:

$$\Delta p \propto \frac{G^{1,85} a^{1,15}}{\varepsilon^3}, \text{ para rellenos aleatorios} \quad (\text{ecuación 6.49})$$

$$\propto \frac{G^{1,8} a^{1,2}}{\varepsilon^3}, \text{ para rejillas} \quad (\text{ecuación 6.50})$$

6.4. Condiciones de contorno

Antes de comenzar con los cálculos en el escalado y el diseño de la torre a nivel industrial conviene detenerse un momento en los posibles efectos de contorno que pueden afectar a la torre y por supuesto al escalado.

En anteriores apartados se han comentado varias cuestiones al respecto, como son el tamaño mínimo del relleno en comparación con el diámetro de la torre o los cambios máximos y mínimos de escala a los que se someten estos, así como porque debería estar mojado completamente el relleno. Todos estos puntos están relacionados en mayor o menor medida con los posibles efectos de contorno o pared que puedan producirse en la torre.

Para empezar, conviene decir que cada sistema experimental tiene un límite que lo separa de su entorno y delimita las variables que están bajo control del experimentador. Las superficies o interfases que influyen en el desarrollo de un proceso en planta pueden ser de dos tipos: de contorno o interiores. Las de contorno son aquellas que comprenden los límites exteriores del sistema (paredes del equipo), mientras que las interiores son las superficies de aquellos elementos que hacen aumentar el área de contacto entre fases o con el interior del equipo. También se conoce como superficie interior las interfases de contacto entre dos fluidos y que depende en gran medida del régimen dinámico en el que se trabaje. Además de todo esto hay que tener claro que la relación superficie interna/volumen equipo suele variar al pasar de una escala a otra (salvo en aquellos equipos que están compuestos por multitud de elementos de igual forma geométrica, pero de menor tamaño), así como la relación entre la superficie exterior o de contorno y el volumen. Esta última relación hace que aparezcan una serie de efectos (efectos de pared o contorno) que son más predominantes en una escala que en otra (generalmente más en la pequeña) y que dificultan la predicción de resultados. Estos efectos se suelen dar, por ejemplo, en torres de relleno con un diámetro de torre dos o tres veces mayor que el tamaño de empaque. Estos efectos son difíciles de eliminar, pero en muchos casos sus efectos se pueden contrarrestar.

En el caso de las torres de relleno se ha demostrado que no es conveniente trabajar con un diámetro de torre menor a diez veces el tamaño del relleno (diámetro del elemento de relleno o diámetro equivalente), debido a que los efectos de pared se hacen importantes. Otra manera eficaz de evitar estos efectos de pared es la división del relleno en tramos o secciones que hace que el disolvente se vuelva a distribuir mejor al pasar de una sección a otra (debido a que este tenderá a ir hacia las paredes, donde hay menos presión que en el centro). De cualquier modo, es importante tener en cuenta estos posibles efectos que al final se reduce a conseguir mantener el número de Reynolds constante (manteniendo así el mismo tipo de régimen) y consiguiendo que la relación superficie de contorno con respecto a la superficie interna no supere el 10%.

Todo lo dicho anteriormente afecta en gran medida a la torre de relleno, sin embargo, hay otro factor importante y que también conviene tener en cuenta (sobre todo a la hora de llevar a cabo un presupuesto), y es la transferencia de calor. Esta transferencia puede cambiar al pasar de una escala superior a otra. Es verdad que las temperaturas con las que se trabaja se mantienen constantes (de ahí que se pueda escalar bien la torre), sin embargo, hay que tener en cuenta que al trabajar con caudales mayores y que se tiene una mayor área exterior, la energía que puede intercambiarse con el exterior puede cambiar de una escala a otra, pudiendo producir así efectos negativos en el proceso. Esto se solucionaría mediante un buen aislante, el cual influiría de manera importante en el precio de la torre

final, y de esta manera haría que la posibilidad de pasar por escalas intermedias (más seguras, pero que implican un mayor coste total) sea inviable.

6.5. Transmisión de calor en rellenos

En el apartado 3.2.1. se vio como la temperatura era algo de vital importancia en el resultado final del proceso. En lo que se refiere al escalado, queda claro que interesa que el posible perfil de temperaturas que se da en la torre de laboratorio, se repita de igual manera en la industrial. De ahí que sea un factor importante el aislamiento térmico de la torre, por lo que en este apartado se verá de manera cualitativa como afecta el cambio de escala al aislamiento de la torre.

Lo primero que hay que destacar con el cambio de escala es el cambio del factor superficie/volumen, es decir, el cambio de la relación entre la superficie y el volumen. Según se puede ver en la ley cuadrático-cúbica (principio matemático-geométrico aplicado en varios campos científicos y técnicos que fue descrito por primera vez en 1638 por Galileo Galilei) cuando incrementamos el tamaño de un objeto, su volumen crece más rápidamente que su superficie. Concretamente, el volumen crece como una función cúbica de la longitud, mientras que la superficie lo hace como una función cuadrática:

$$\text{Para un cilindro, } S = 2\pi rL; V = \pi r^2L$$

$$\frac{S}{V} = \frac{2}{r}; \text{ por lo que si } r' > r \rightarrow \frac{S'}{V'} < \frac{S}{V}$$

De esta manera se observa como para una torre con mayor diámetro, su relación superficie/volumen es menor. Si imaginásemos a la torre como un gran volumen que transmite un calor al exterior, la superficie a través de la cual pierden calor ambas torres (geoméricamente iguales), es proporcionalmente mayor con respecto a su volumen en la torre pequeña que en la grande.

Si se imaginará a la torre (cilindro vertical) como una fuente de calor, y que este se intercambiase con el exterior, se podría decir que la torre intercambio una potencia por unidad de volumen. Teniendo en cuenta el balance de energía en el medio sólido en condiciones estacionarias y suponiendo que se genera una transmisión de calor desde el interior del cilindro hacia afuera, el balance de energía podría expresarse [20, p. 501:1211]:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Razón de la transferencia} \\ \text{de calor} \\ \text{desde el sólido} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de "generación"} \\ \text{de energía} \\ \text{dentro del sólido} \end{array} \right)$$

$$\frac{P}{V} = \frac{Q}{t * (\pi * r t^2 * Z_T)} \quad (\text{ecuación 6.51})$$

Siendo P la potencia transmitida y Q el calor intercambiado. Si se descarta la radiación (o se incorpora al coeficiente de transferencia de calor), la razón de la transferencia de calor también se puede expresar a partir de la ley de Newton de enfriamiento como:

$$P = hA_s(T_s - T_\infty) \quad (\text{ecuación 6.52})$$

Siento T_s y T_∞ las temperaturas de la superficie exterior del sólido y la temperatura del ambiente que rodea al mismo, respectivamente. Al combinar las ecuaciones 6.52 y 6.51 se obtiene lo siguiente:

$$T_s = T_\infty + \frac{(P/V) * V}{h * A_s} \quad (\text{ecuación 6.53})$$

Despejando el volumen y el área superficial para geometrías sencillas y conocidas se obtienen diferentes expresiones de la ecuación anterior y que muestran la relación entre el volumen y el área en dichas geometrías:

$$T_{s,paredplana} = T_{\infty} + \frac{(P/V)}{h} * \frac{L}{2} \quad (\text{ecuación 6.53a})$$

$$T_{s,cilindro} = T_{\infty} + \frac{(P/V)}{h} * \frac{r_{cil}}{2} \quad (\text{ecuación 6.53b})$$

$$T_{s,esfera} = T_{\infty} + \frac{(P/V)}{h} * \frac{r_{esf}}{3} \quad (\text{ecuación 6.53c})$$

Siendo r los radios del cilindro y la esfera, y L el espesor de la pared plana. De esta manera, suponiendo que el calor o potencia generada por unidad de volumen se mantiene en ambas escalas y que el coeficiente de transferencia de energía apenas varía de una a otra, se tiene que para la ecuación 6.53b:

$$\frac{T'_{s,cilindro} - T_{\infty}}{T_{s,cilindro} - T_{\infty}} = \frac{\frac{(P'/V')}{h'} * \frac{r'_{cil}}{2}}{\frac{(P/V)}{h} * \frac{r_{cil}}{2}}$$

$$\text{Si } r'_{cil} = 2r_{cil} \rightarrow \frac{\Delta T'}{\Delta T} = 2;$$

$$\text{dado que } (P'/V') = (P/V) \text{ y } h' \approx h$$

Si establecemos una relación entre los calores transmitidos en una y otra torre se vería como:

$$\frac{P'}{P} = \frac{hA'_s\Delta T'}{hA_s\Delta T} = \frac{\Delta T'}{\Delta T} * \frac{r'_{cil}}{r_{cil}} = 4$$

$$\text{Deduciendo } \frac{V'}{V} = 4 \text{ y } \frac{A'_s}{A_s} = 2$$

Llegando de manera obvia al mismo punto comentado inicialmente y que fácilmente se podría haber deducido de la geometría, sin embargo, conviene observar bien este fenómeno en el ámbito de la transmisión de calor, dado que de la ecuación 6.53 se puede observar como lógicamente al tener un mayor área se transmite un mayor calor al ambiente por parte de la escala mayor, sin embargo esta cantidad mayor es menor proporcionalmente en una torre que en otra, dando lugar a que en una torre de mayor tamaño el espesor de aislante necesario sería menor que el necesario en la torre pequeña.

Para predecir la velocidad de transferencia de calor para diferentes tamaños de partículas y tubos, velocidades de flujo de gas y propiedades del gas, el coeficiente h se divide en dos partes para tener en cuenta la resistencia en la región próxima a la pared y la resistencia en el resto del lecho empacado.

$$\frac{1}{h} = \frac{1}{h_{lecho}} + \frac{1}{h_{pared}} \quad (\text{ecuación 6.54})$$

De esta manera se hace muy difícil predecir como variará el coeficiente en el interior de la torre para una geometría en particular y un diámetro de torre específico. Existen diversas correlaciones que dan buenos resultados para tubos cilíndricos con lechos en forma de anillos.

7. Cálculos y Escalado con Reglas Empíricas

El escalado de torres de relleno presenta serios problemas debido a que el rendimiento de una torre puede variar significativamente con cambios en las condiciones de operación (Bisio-Atilio, 1976). El objetivo del escalado es entonces, reproducir en una torre de mayor capacidad, la operación de una planta piloto o de laboratorio, empleando rellenos de las mismas o parecidas dimensiones (semejanza geométrica), y fluidos con las mismas composiciones iniciales y finales, en las mismas proporciones (semejanza química) y a la misma temperatura de operación (semejanza térmica).

Un primer escalado sería aquél que se hiciera partiendo de experiencias previas, de donde se han obtenido diversas correlaciones (generalmente derivadas de números adimensionales y modificadas mediante experiencias en laboratorio). Estas correlaciones marcan las pautas para un escalado donde el error cometido puede oscilar teniendo en cuenta las suposiciones que se hagan o lo complejo que sea el sistema.

Para empezar y partiendo de los datos de la torre especificada en apartados anteriores (apartado 3) se irán utilizando una serie de correlaciones o dependencias que se han ido comprobando a lo largo de los años y que permiten un rápido e inicial escalado. Primeramente, se determinará la altura del relleno en la torre a nivel industrial. Esta altura dependerá principalmente (considerando que hay semejanza química y se quieren conservar las concentraciones finales en ambas torres) del tipo de operación (destilación, absorción, evaporación o extracción líquido-líquido), de las velocidades del gas y del líquido, del tipo de régimen de flujo que lleven las corrientes y de si es la fase gaseosa o la líquida la que controla la transferencia de materia (utilizando las ecuaciones 6.24 y 6.25, si se tienen los datos necesarios, o del conocimiento experimental que se tiene del proceso). Posteriormente se procederá al cálculo del diámetro de la torre el cual es un poco más complicado que la altura, debido a que intervienen un mayor número de factores. Y finalmente se hará una estimación de la pérdida de carga en la torre a mayor escala a partir de los datos obtenidos en la planta piloto o inicial y teniendo en cuenta el nuevo régimen de trabajo en la escala mayor.

7.1. Bases del escalado

El proceso o equipo que se quiere escalar es una torre de relleno cuyas características técnicas se comentaron en apartados anteriores y aquí solo se hará mención a aquellos factores que intervienen en el escalado. Se trata de una absorción en donde se intenta depurar una corriente de gases procedentes de una operación de oxidación parcial de un combustible orgánico y de la que se desea eliminar o reducir la presencia de ciertos contaminantes. En este caso la torre cuenta con un relleno estructurado (que presente una baja pérdida de carga, debido a la posible condensación de los alquitranes) Sulzer BX Gauze packing, que consta de una malla metálica estructurada por paquetes de 1/2" y 170 mm de altura. Este relleno fue escogido debido a que es recomendado por el fabricante para operaciones con fluidos, así como también para trabajar con él a diferentes escalas. Mediante una serie de experiencias con el relleno se calcula la porosidad del relleno, en este caso el relleno tiene una porosidad de 0,9 y una superficie específica de 497 m⁻¹.

Otros datos con los que trabajar son los caudales de trabajo y las dimensiones geométricas de la torre piloto:

- La torre tendrá una capacidad para depurar una corriente de gases de 3 Nm³/h. En cuanto a la relación de caudales máxicos se pondrán en contacto 16 kg/h de líquido (agua) con 6 kg/h de gas (mezcla de gases y tars).
- La altura de relleno o empaque es de 1,530 m.
- La torre tiene un diámetro interno de 2" (0,051m).
- Temperaturas a la entrada y salida de las corrientes, así como las propiedades de las corrientes en dichas condiciones (tabla 3.1).

Se desea pasar de la torre anterior a una a mayor escala en la que se trabaje con unos mayores caudales. Los nuevos caudales a los que trabajará la torre industrial serán aquellos que estén dentro de los máximos cambios de escala que se puede hacer (para cometer el menor error posible), además hay que ser precavido dado que los resultados con rellenos estructurados están menos comprobados.

En la actualidad el proceso con el que se está trabajando está en desarrollo y mejora, de ahí que las escalas de trabajo varíen desde la escala de laboratorio hasta la semi-industrial pasando por la piloto. En lo que se refiere a generación de energía mediante gasificación de biomasa se pueden encontrar multitud de plantas que trabajan en un rango muy amplio de caudales, y dado que algunas tecnologías están en desarrollo, resulta difícil a veces distinguir entre una escala y otra. Haciendo una estimación de la energía térmica generada en varias plantas ([21], [22], [23]) se llega a que para una producción industrial entre 2-3 MWt se necesitaría una producción de gas entre 1200-2000 Nm³/h (siendo este dato algo estimado debido a los diferentes métodos de aprovechamiento y tipos de biomasa). Por otro lado, de la bibliografía se puede comprobar que existen muchas plantas piloto de muy variados tamaños [21] que van desde los 30-200 Nm³/h de gas a tratar antes de ser utilizado para la obtención de energía térmica. La tecnología estudiada en este trabajo (abatimiento de tars mediante absorción) tiene como gran representante al proceso OLGA desarrollado por ECN en 2001 y que tras el éxito logrado a escala laboratorio se escaló el proceso para una planta piloto, 100 veces mayor, con un diseño de Dahlman Industrial Group, basado en el pre – diseño de ECN, que se asentó finalmente, con pruebas a escala piloto con un gasificador de lecho fluido circulante de 500 kWt. Actualmente esta tecnología no está completamente implantada a nivel industrial debido a la falta de experimentación en períodos largos de trabajo, sin embargo, en 2005 una planta francesa de producción de energía mediante gasificación de biomasa implantó este sistema a una producción de 4 MWt, dando resultados aceptables.

De esta manera, y con los datos obtenidos de la bibliografía, se podría decir que la planta a escalar se situaría en algún punto entre la escala de laboratorio y la piloto, de ahí que se haya cogido los márgenes de relaciones de escala presentados en el apartado 7.2, y que finalmente nos dará como resultado una planta con un tamaño y caudal de operación por debajo de la escala industrial, situándose entre la escala piloto y la semi-industrial.

<i>MAGNITUD BASE (gas a tratar)</i>	<i>MAGNITUD FINAL (gas a tratar)</i>
Escala de laboratorio - banco	Escala piloto - Semi-industrial
3 Nm³/h	60 - 300 Nm³/h

Tabla 7.1: Escalas entre las que se trabajará con las torres, la inicial y la final de mayor tamaño.

7.1.1. Condiciones de partida

El régimen mixto controlado por gravedad-viscosidad que se presenta en torres de relleno a contracorriente hace imposible diseñar exactamente a partir de datos de laboratorio o de planta piloto. Sin embargo, un escalamiento directo evita algunas fuentes de error inherentes en el diseño a partir de correlaciones generalizadas. Algunas reglas empíricas recomendadas y que se derivan de apartados anteriores, ayudan a establecer unas bases para el escalado de la torre y una serie de condiciones que se deben cumplir:

- Las relaciones entre los caudales de gas y líquido deben de ser iguales en ambas torres, esto es necesario para la semejanza química. Así como las temperaturas y composiciones serán las mismas en ambas escalas.
- Tal y como se dijo, para conseguir que el régimen sea solo dominado por viscosidad-gravedad y que la tensión superficial no influya, el diámetro de relleno de la torre a pequeña escala no debe ser menor de ocho veces el diámetro del relleno a mayor escala y no menores a 1/2".
- Las relaciones de escala de los rellenos no deben de ser mayores a 2.

La mayoría de las limitaciones prácticas para el escalado del diámetro de empaque vienen del hecho de que, si este es muy pequeño, los efectos de la tensión superficial se vuelven muy fuertes y se pierde la relación entre la dimensión lineal y la operación no es igual para empaques mayores. Otro factor importante es el hecho de mojar todo el empaque sin llegar a la inundación tal y como se vio en la ecuación 6.41 y 6.42.

7.1.2. Tamaño del relleno

Lo primero que se debería comprobar es que se cumplen todas las condiciones necesarias para que el escalado sea lo más seguro posible. En primer lugar, se determina el tamaño característico del relleno, que en este caso se cogerá el diámetro equivalente del relleno que se está utilizando (para comprobar que se cumple el mínimo tamaño necesario).

$$d \approx \frac{6(1 - \varepsilon)}{a} = 0,001 < 0,0127(1/2")$$

De esta manera se puede decir que en el caso en el que se varíe el tamaño de relleno los efectos de tensión superficial serán predominantes en la planta piloto y menores en la industrial (en el caso en el que se aumente el tamaño), haciendo así imposible el escalado. Sin embargo, en este caso, al utilizar el mismo relleno (y manteniendo la misma relación L/G) en las dos escalas estos efectos serán los mismos pudiendo despreciarlos de las ecuaciones. Una vez hecho esto está claro que la relación de escala entre los tamaños de empaque que se están utilizando, en el caso que se está estudiando, será igual a uno (los diámetros son iguales debido a que se utilizará el mismo empaque estructurado),

$$d = \frac{d'}{d} = 1$$

Siendo d' y d el tamaño característico del relleno para la torre a mayor escala y la de menor, respectivamente. Este hecho no se suele dar en el caso de rellenos aleatorios, debido a que a mayores escalas lo normal sería el cambio del tamaño de relleno. Una vez hecho esto y tal como se comentó en el apartado 6.3.1. la relación entre el diámetro de la torre y el tamaño de relleno debe ser como mínimo de 8 (para evitar al máximo efectos de pared),

$$Relación\ tama\tilde{n}os = \frac{D_{torre}}{d} \gg \frac{8}{1}$$

Por lo tanto, se cumple la condición los efectos de pared no afectarán de manera importante en el escalado.

7.1.3. Mojabilidad del relleno

Lo siguiente será comprobar si en la torre piloto se moja el relleno por completo,

$$\frac{L}{a} = \frac{l/At}{a} = \frac{16/\pi \cdot rt^2}{a} = 15,76 \frac{kg}{m \cdot h} > 1,265 \frac{kg}{m \cdot h} \text{ (el mínimo)}$$

$$Dt = 2'' = 2 \cdot \frac{1}{39,37} = 0,051 \text{ m}; rt = Dt/2; l = 16 \text{ kg/h}$$

Siendo l (kg/h) el caudal másico de líquido, At (m²) el área transversal de la torre y Dt (m) el diámetro de la misma, la superficie específica se nombrará a (m⁻¹) y el caudal másico de líquido en torre vacía será L (kg/m²h).

Una vez comprobado que se cumple el caudal mínimo para mojar el relleno se procede al cálculo de la altura de relleno de la nueva torre. Para el cálculo de esta conviene saber cuál de las dos fases es la controlante, para ello se puede calcular los coeficientes de transferencia globales de cada fase ($K_g a$ y $K_l a$) en la torre piloto mediante experimentación y compararlos, aunque también se pueden usar coeficientes como el de Wiegand o el de Morris and Jackson (ecuaciones 6.24 y 6.25). A pesar de estos coeficientes se puede deducir que al estar diluido el gas a absorber, es más seguro suponer que hay control por parte de la fase gaseosa, aunque dado que el agua no es muy buen disolvente de los compuestos orgánicos con los que se trabaja tampoco se cometería tanto error si supusiéramos el control de la transferencia por parte de la película líquida. También conviene saber en qué régimen de movimiento se encuentran las corrientes, algo que se podría hacer mediante números adimensionales como el Reynold's. En las torres de relleno la corriente gaseosa casi siempre tiene un flujo turbulento (en este caso la corriente gaseosa es la de interés).

7.2. Cálculos de las magnitudes de la nueva torre

Una vez comprobado en que situación o régimen se está trabajando y habiendo hecho las suposiciones pertinentes se procede al cálculo de las magnitudes geométricas de la torre, así como otros factores que se puedan prever en mayor o menor medida, para realizar así un escalado lo más completo posible.

7.2.1. Cálculo de la altura de la torre

Utilizando la ecuación 6.35 se pueden comparar las alturas de relleno de ambas escalas (siempre y cuando se cumplan las condiciones para usar esta ecuación). Sabiendo que es una operación de absorción (transferencia de masa) y cogiendo un índice de Reynolds de 0,6 (Tabla 6.1) se sustituirá en la ecuación 6.35 dando lugar a la siguiente ecuación:

Si se cumplen las condiciones anteriores: $HTU_g \propto d^{1,6}$

$$HTU'_g \sim HTU_g \cdot \frac{d'}{d} = 1,530 \cdot 1 = 1,530 \text{ m}$$

Esta ecuación se ha usado habiendo supuesto, como se ha dicho antes, que la corriente gaseosa tiene un flujo turbulento y que además en la que tiene una mayor resistencia a la transferencia de masa de una fase a otra. En este caso y con este tipo de relleno, en el que el diámetro o tamaño de partícula no varía, el que la fase controlante sea la gaseosa o la líquida no afecta en demasía. El resultado obtenido muestra la altura del relleno de la torre

a mayor escala y que coincide en magnitud con la de menor escala, sin embargo, la altura total puede variar algo debido al cambio del diámetro (ver tabla 7.2 para comparar resultados y magnitudes de las torres).

7.2.2. Cálculo del diámetro de la torre

Una vez hallada la altura de la torre, y en base a las determinaciones realizadas en el apartado 7.1.1. se procede al cálculo del diámetro de la misma.

Como la superficie específica del relleno es la misma en las dos torres, se mantendrá la misma relación de flujo L/a en las dos torres, de esa manera se sabe que se cumplen las condiciones para que todo el relleno se moje. La ecuación a aplicar sería:

$$L' = f \cdot a' \cdot \frac{L}{a};$$

$$\text{En este caso como } a = a', L' = f \cdot L.$$

Siendo f un factor de multiplicación de la relación L/a mínima y que suele ser 2,5 lo normal, sin embargo, cuando hay grandes diferencias, como es en este caso (dado que en la torre piloto es 12,6 veces mayor que el mínimo), el factor es igual a uno. Sabiendo que la relación de caudales se mantiene:

$$G_v' = \frac{Q}{l} \cdot L' = \frac{\left(q \cdot \frac{273 + Tm}{273}\right)}{l} \cdot L' = 1751,22556 \text{ m}^3/\text{m}^2\text{h}$$

$$q = 3 \frac{\text{Nm}^3}{\text{h}}; l = 16 \frac{\text{kg}}{\text{h}}; L' = L = \frac{16}{\pi \cdot r t^2} = 7894,07 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2\text{h}}; Tm = 50^\circ\text{C}$$

$$At' = \frac{Q'}{G_v'} = \frac{\left(q \cdot \frac{273 + Tm}{273}\right) \cdot r}{G_v'}$$

$$Dt' = 2 \cdot \sqrt{\frac{At'}{\pi}}$$

Siendo r la relación de escala que en esta ocasión será la fracción entre el caudal en la torre a gran escala y la de menor escala.

$$r = \frac{\text{Caudal de gas torre industrial}}{\text{Caudal de gas torre piloto}}$$

El rango de valores de r para este tipo de torre y este tipo de relleno es de 20 a 100, este rango es menor que los habituales debido a que al ser un relleno estructurado puede no verse afectado de la misma manera que los aleatorios, además contra menor sea el valor de r menor error se cometerá.

$$\text{Para } r = 20 \rightarrow At' = 0,041 \text{ m}^2 \rightarrow Dt' = 0,227 \text{ m}$$

$$\text{Para } r = 100 \rightarrow At' = 0,203 \text{ m}^2 \rightarrow Dt' = 0,508 \text{ m}$$

Estos serían los diámetros de las torres que marcan los límites del rango de escalado en el que se está trabajando, en la tabla 7.2 (Apartado 7.2.4.) se muestra la comparación entre las magnitudes de las torres finales y la inicial.

Comentar que en Bisio y Kabel (1985) se permite el uso de una relación de caudal máxima de 1000 para el diseño (dado que para mayores relaciones los resultados no son fiables), sin embargo, mediante esta relación de escala se podría diseñar con más o menos

seguridad una planta industrial en la que se procesen 10 t/h de producto a partir de una planta piloto de 10 kg/h. Sin embargo, esta relación no ha sido usada en este caso, debido a varias razones: La primera es que se está utilizando un relleno para el cual las ecuaciones no han sido suficientemente probadas como para darnos tal seguridad, la segunda viene dada del hecho de que se está trabajando con líquidos y gases a la vez (lo cual es más complicado de escalar) y, por último, se está trabajando entre una escala piloto y de laboratorio (por lo que viene mejor mantener un buen margen de seguridad).

7.2.3. Otras magnitudes y parámetros

Una vez calculados los parámetros geométricos de la torre se podrían aplicar otras reglas empíricas de escalado para el cálculo de otras magnitudes como la pérdida de presión que provoca el lecho seco sobre la corriente gaseosa, o la variación del punto de inundación con el cambio de lecho. Está claro que al trabajar con el mismo lecho en las dos torres las reglas nos muestran como la pérdida de presión en lecho seco solamente es dependiente del caudal de gas que pasa a través de él. Aunque todos estos parámetros son fácilmente comprobables hoy en día, dado que, con la compra de los lechos estructurados, las empresas facilitan diversos softwares en los cuales se pueden calcular como varían estos parámetros con el caudal de gas y de líquido con el que se trabaja. Haciendo una estimación del cambio de pérdida de carga en lecho seco mediante la ecuación 6.47:

$$\frac{\Delta P'}{\Delta P} = \frac{(G'^{1,85}/d'^{1,15})}{(G^{1,85}/d^{1,15})}; \text{ en este caso } \Delta P' = \Delta P * \frac{(G'^{1,85})}{(G^{1,85})}$$

Al final del escalado habrá que comprobar que se esté trabajando por debajo del punto de inundación, el cual, como ya se vio en el apartado 6.3.2. (ecuación 6.45), depende del tamaño de relleno que se esté utilizando. En este caso particular está claro que se seguirá trabajando por debajo del punto de inundación dado que las propiedades de los fluidos se mantienen, así como la relación entre caudales, y además el tamaño del relleno no ha variado.

7.2.4. Análisis de Resultados

De todos los resultados anteriores se consiguen sacar aquellos parámetros geométricos y magnitudes principales a partir de las cuales se puede trabajar con la planta a una escala mayor.

De la figura 7.1 se puede observar varias características muy interesantes, las torres tienen diferentes alturas, pero lo que varía la una con respecto a la otra es debido al cambio de caudales, que hace que elementos como distribuidores o la cantidad de líquido en fondo de torre varía. Sin embargo, el elemento fundamental, el relleno, no varía su altura. De esta manera, para casos de rellenos estructurados como el trabajado, cabe destacar a la luz de los resultados, que la principal varianza entre una torre a nivel industrial y una a nivel de laboratorio será el diámetro de las mismas.

Los resultados obtenidos con las ecuaciones para un relleno estructurado no muestran en gran medida el efecto que tienen el cambio de escala del relleno y del caudal sobre la altura de la torre y el diámetro de la misma. Si se hubiera trabajado con un relleno aleatorio, por ejemplo, anillos Rashing, factores como la pérdida de presión hubieran hecho que aumentar el tamaño de estos de una torre a otra (sin pasarnos de los límites comentados en apartados anteriores) fuera interesante, provocando a su vez que en el diseño de la torre mayor el diámetro sea menor proporcionalmente que el que se obtiene de un relleno estructurado, sin embargo la altura sería proporcionalmente mayor con los anillos que en el lecho estructurado.

De la tabla 7.2 se puede observar una cierta linealidad en los resultados obtenidos del escalado, esta posible linealidad viene dada del hecho de la completa invariancia del relleno utilizado y que solo se ve modificada en el caso de la pérdida de carga, la cual aumenta exponencialmente con el aumento del caudal de gas.

Estos resultados muestran como los rellenos estructurados presentan una gran ventaja en cuanto a mayor sencillez e invariancia en los resultados al trabajar a diferentes escalas. En el caso de los rellenos aleatorios se ha visto en las ecuaciones, que tanto su montaje como su tamaño variable provoca mayores cambios al pasar de una torre a otra, sin embargo, debido a que el tamaño del mismo es mayor poseen la ventaja de un incremento menor de la pérdida de presión al aumentar la escala de trabajo. Todo esto comentado coincide con las recomendaciones del fabricante del relleno estructurado, el cual nos indicaba la mayor facilidad de escalado cuando se cambiaban las escalas de trabajo.

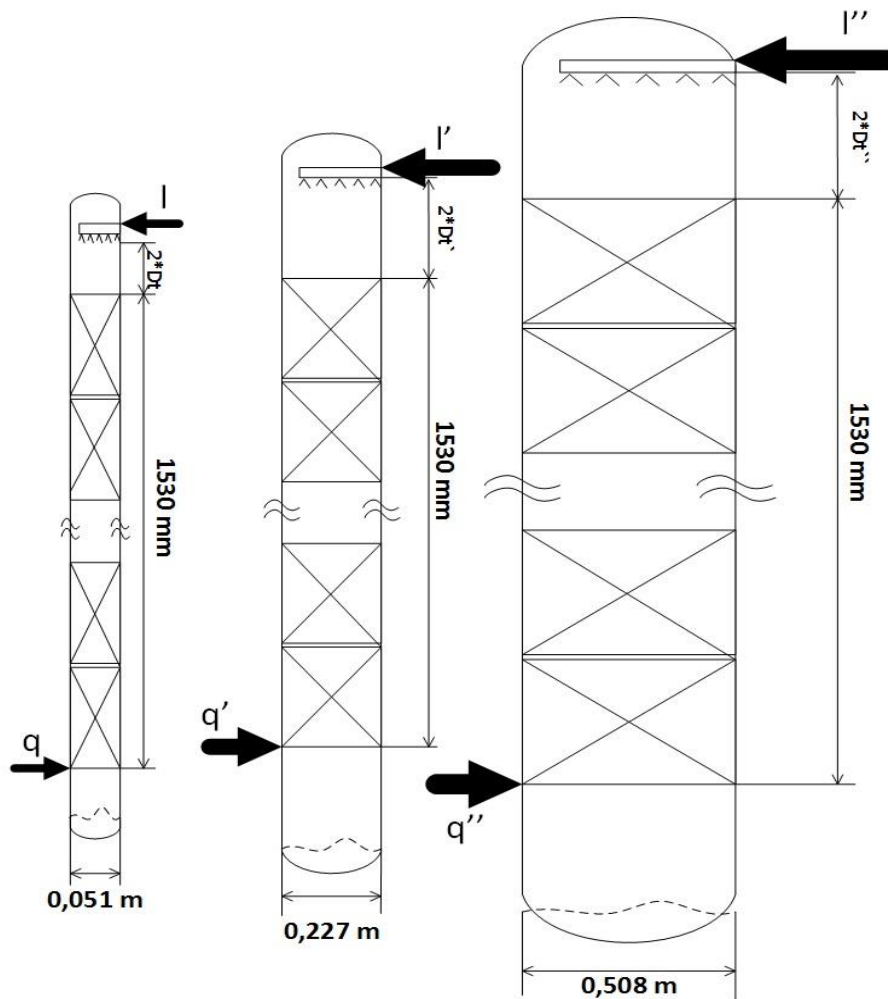


Figura 7.1: Esquema de comparación entre las magnitudes geométricas de las torres, la de laboratorio y la de mayor escala.

Magnitudes	Torre inicial	Torre final	
		$r=20$	$r=100$
Caudales			
q (Nm ³ /h)	3	60	300
l (kg/h)	16	320	1600
Q (m ³ /h)	3,55	70,99	354,95
G (kg/m ² h)	2961,78	2961,78	2961,78
L (kg/m ² h)	7898,07	7898,07	7898,07
G/L	0,375	0,375	0,375
Relleno			
ϵ	0,9	0,9	0,9
a (m ⁻¹)	497	497	497
Torre			
Dt (m)	0,051	0,227	0,508
HTU (m)	1,530	1,530	1,530

Tabla 7.1: Resultados del escalado de la torre con diferentes relaciones de escala.

Por último conviene comentar que los resultados obtenidos, así como el método para conseguirlos, muestran en cierta manera cuáles son los factores principales que determinarán cada parte de la torre, por ejemplo, que da claro que el diámetro de la torre vendrá dado por factores que no vienen demasiado afectados por características físicas del fluido, sin embargo, la altura de relleno viene muy influenciada por cambios en las propiedades físicas de las corrientes (que se han supuesto constantes) y en el tipo de corrientes que se ponen en contacto (resistencias a la transferencia en cada fase y concentraciones).

8. Conclusión

El pasar de trabajar de una escala a otra es un paso fundamental que todo nuevo proceso en desarrollo o aquellos que se están actualizando tienen que realizar en cierto momento. En este proyecto se puede observar de manera más detallada la importancia del escalado, incluso sin haber incidido mucho en los aspectos económicos y de seguridad (que a mayores escalas cobran una mayor importancia), sino solo en los técnicos y de diseño.

8.1. El escalado a nivel teórico

En lo que se refiere a trasladar los datos obtenidos en el laboratorio para conseguir las bases para una planta mayor, se trata de un proceso complejo como se ha podido ver, en el que intervienen multitud de factores, y por lo tanto se hace necesario generalmente la simplificación del problema o la suposición de ciertas condiciones, que hacen que se trabaje en unos márgenes más o menos delimitados. Esto hace que el escalado sea una técnica que varía según el campo en el que se trabaje, y como se ha visto anteriormente en el ámbito de la ingeniería química este se basa en la experimentación y en reglas sacadas de ella. Sin esto, se hace demasiado complicado el proceso debido a la multitud de factores que intervienen y que están muy relacionados con las propiedades físicas de las corrientes que intervienen en el proceso a estudiar. Estas propiedades físicas, así como las condiciones del proceso pueden ser controladas mediante una serie de números adimensionales que como se ha demostrado permiten un fácil entendimiento del escalado: únicamente hay que mantener constantes en ambas escalas dichos números. Pero a la luz de este trabajo se ha demostrado como esto es imposible, y que el escalado se antoja algo más complicado de lo que en principio parece.

Otro dato importante que se puede sacar de este proyecto es el hecho de la importante cantidad de teorías y tipos de técnicas de escalado que se pueden llevar a cabo, de los cuales se ha tenido que optar por recurrir a datos obtenidos de manera empírica, siendo esto así debido a la gran complejidad del proceso (que hace muy dificultosa la utilización de modelos matemáticos para el escalado). A pesar de todo esto, hay que destacar la escasa teoría llevada a la práctica, y sobretodo reflejada en el papel. Esto hace pensar que el escalado es algo que depende mucho del proceso que se lleve a cabo y que generalmente conlleva la asunción de que se tienen que realizar ciertas suposiciones para poder realizar dicho escalado (tal y como se vio en los capítulos anteriores). De esta manera se puede decir que el escalado hoy en día es una técnica que, en muchos de los casos, y gracias a la gran cantidad de información que se tiene de numerosos procesos, hace que sea algo que se base en proyectos u obras ya realizadas y a partir de la información de estos se comenzará a trabajar. También cabe destacar, aunque no se refleje en lo escrito en el proyecto (pero sí en la bibliografía), que el escalado de procesos mecánicos generalmente conlleva una mayor facilidad que el de los procesos químicos.

8.2. Proceso a escalar

En lo que se refiere al proceso específico estudiado en este trabajo queda claro que al tratarse de un proceso novedoso a nivel industrial es difícil compararlo con otros realizados. Además de esto hay que hacer notar que se ha hecho únicamente el escalado de un elemento del proceso, y de aquí se comprende porque la mayoría de autores recomiendan escalar el proceso elemento a elemento, debido a la gran dificultad que

conllevaría tenerlos a todos en cuenta a la vez. En el trabajo se ha hecho mención del desarrollo progresivo del proceso por parte de ECN, primeramente, observando el proceso e intentando sacar modelos matemáticos a escala de laboratorio, y posteriormente comprobando dichos modelos y conclusiones. Con el establecimiento y el desarrollo de escalas industriales del proceso, el resto de plantas que lo ha querido implantar se han basado en los datos obtenidos en dichas escalas y diferentes experimentos, de esta manera vuelve a quedar claro que el escalado mediante el uso de resultados obtenidos de manera empírica es lo que más se suele dar hoy en día.

8.3. Escalado de la torre

Con la realización de este proyecto se han dejado claros varios puntos acerca del escalado, y más concretamente, del escalado de una torre de absorción:

- El resultado final del escalado dependerá no solo de la escala final a la que se desea llegar, sino del desarrollo o las condiciones en las que se llevan a cabo los experimentos a menor escala (de donde se sacan los datos de partida). De esta manera destacar la importancia del factor de inundación y la relación L/a de la torre inicial (y que marcará la de la torre final), así como otro dato de vital importancia como es la relación G/L (cuyo valor debe permanecer igual en ambas escalas).
- El relleno estructurado permite tener una mayor ventaja y facilidad a la hora del escalado debido a que proporciona una mayor linealidad en el rango en el que se está trabajando. Sin embargo, este hecho se ve contrastado por la circunstancia de que se poseen menos datos experimentales que con los rellenos aleatorios.
- La transferencia de energía por unidad de volumen total con el exterior en la torre a mayor escala será superior que la inicial, pero menor proporcionalmente a esta.

De esta manera el escalado de la torre dependerá fundamentalmente de las condiciones en las que se hayan sacado los datos de partida (L/a , G/L , pto de inundación, etc.), del relleno utilizado y de la escala a la que se quiera llegar.

8.3.1. Nivel económico

Destacar que, a pesar de no haberse realizado un análisis económico del escalado, este se hace necesario en la vida real, ya que será el que marque si es interesante llevar a cabo una serie de pasos intermedios en los que haya que realizar escalados menores, pero más seguros, o correr más riesgos y llevar a cabo un escalado de mayor magnitud. Todo esto dependerá del proceso que se lleve a cabo. De esta manera queda claro que, dentro de unos años, cuando el proceso OLGA este completamente asentado, se recurrirá a la experiencia y a datos del sector industrial para llevar a cabo el escalado, sin necesidad de meterse en profundidad en teorías sobre el escalado.

A modo de conclusión final se podría decir que el escalado es una técnica que dependiendo del proceso se domina más o menos pero que nunca llega a ser perfecta, ya que implica la realización de ciertas suposiciones, que hacen que los resultados a gran escala sean lo más parecidos a los de la pequeña pero siempre teniendo un margen de error. El escalado por tanto se presenta como una base sobre la que sustentar la construcción o desarrollo de un proyecto a gran escala y que está muy influenciado por las condiciones en las cuales se tomen los datos experimentales (a partir de los cuales se lleve a cabo el proceso de escalado). De esta manera se puede entender el escalado como una técnica para saber o visualizar una idea o boceto de cómo tiene que ser una planta a

una escala para conseguir los mismos resultados que los conseguidos a una escala menor o diferente.

9. Bibliografía

- [1] M. Wooldridge Thring y R. Edgeworth Johnstone, *Pilot Plants, Models, and Scale-up Methods in Chemical Engineering*, New York; Toronto; London: McGRAW-HILL BOOK COMPANY, 1957.
- [2] J. Estévez Cruz, *Diseño y puesta en marcha de una planta de abatimiento de tars*, Sevilla, 2014.
- [3] R. González Castellano, *Principios básicos de escalado*, La Habana: Editorial Universitaria, 2007.
- [4] G. Buelna Quijada, «Propuesta de diseño y construcción de un sistema de lavado y purificado de gases de combustión, en planta piloto; método de absorción-adsorción,» Universidad de Sonora .División de Ingeniería, México, 1995.
- [5] A. Bisio y R. L. Kabel, *Scaleup of Chemical Processes. Conversion from Laboratory Scale Test to Successful Commercial Size Design*, New York, Chichester, Brisbane, Toronto, Singapore: John Wiley & Sons, 1985.
- [6] L. Molina Gallego, P. Ribatallada Ruiz, L. Ruiz Massanet, M. Saez Fernández de Gaceo y E. Valle Pérez, «Depósito digital de documentos de la Universidad Autónoma de Barcelona,» 2013. [En línea]. Available: https://ddd.uab.cat/pub/trerecpro/2013/hdl.../PFC_SIMIO_part01.pdf. [Último acceso: 13 marzo 2016].
- [7] R. H. Perry, D. W. Green y J. O. Maloney, *Perry, Manual del Ingeniero Químico (6ª edición)*, Mexico, Buenos Aires, Madrid, Lisboa Nueva York et all.: McGraw Hill, 1994.
- [8] R. N. Landau y L. R. Williams, *Chem. Eng. Proc. 87(12), 65-69, (1991)*.
- [9] K. S. Campbell, *Chem. Eng.*, 7 octubre, (1968).
- [10] I. (. d. A. M. y. r. p. F. C. Newton, «Libro II, proposición XXXII,» de *Principia*, New York, Cambridge University Press, 1934.
- [11] A. A. Ruíz Colorado, «Biblioteca Digital de la Universidad Nacional de Colombia,» 2009. [En línea]. Available: <http://www.bdigital.unal.edu.co/10291/1/43674021.2009.pdf>. [Último acceso: 20 marzo 2016].
- [12] N. Kossen, «Advances in Bioprocesses engineering,» de *Scale-Up*, Holanda, 1994, pp. 53-65..
- [13] W. H. McAdams, *Heat Transmission (3ed ed.)*, New York: McGraw Hill, 1955.
- [14] T. Sherwood y R. Pigford, *Absorption and Extraction (2d ed.)*, New York: McGraw Hill, 1952.

- [15] G. Morris y J. Jackson, *Absorption Towers*, Butterworth & Co., 1953.
- [16] E. Kirschbaum, *Distillation and Rectification*, New York: Chemical Publishing Company, 1948.
- [17] J. Jacobs, *Distillier-Rektifizier-Anlagen*, Munich: R. Oldenbourg, 1950.
- [18] C. S. Robinson y E. R. Gilliland, *Element of fractional Distillation* (4th ed.), New York: McGraw Hill, 1950.
- [19] E. L. Caicedo Mendoza y E. E. Orozco Gualdrón, *Diseño de una columna empacada para el estudio de la transferencia de masa en un sistema de absorción isotérmica*, Bucaramanga, Colombia: Escuela de Ing. Química, Universidad de Santander, 2012.
- [20] W. L. McCabe, J. C. Smith y H. Peter, *Operaciones unitarias en ingeniería química* (7º ed.), McGraw Hill, 2004.
- [21] H. Borrigter, S. van Paasen, P. Bergman, J. Könemann, R. Emmen y A. Wijnands, «"OLGA" tar removal technology, Proof-of-Concept (PoC) for application in integrated biomass gasification combined heat and power (CHP) systems,» ECN (Energy research Centre of the Netherlands), Petten, 2005.
- [22] I. p. I. D. y. A. d. I. Energía, «IDAE,» [En línea]. Available: http://www.idae.es/uploads/documentos/documentos_10737_Biomasa_Gasificacion_A2007_596f03d5.pdf. [Último acceso: julio 2016].
- [23] S. Hernández López, *Diseño de una planta de gasificación de residuos sólidos urbanos para generación de electricidad con una pila de combustible*, Sevilla: Escuela Superior de Ingeniería, Universidad de Sevilla (trabajo de fin de grado), 2015.
- [24] D. Boucher y G. Alves, Dimensionless Numbers. *Chemical Engineering Progress*, Vol. 55, No 9.4, 1959.
- [25] J. R. Selman, «Dimensional Analysis and Scale-Up of Electrochemical Reactors,» de *National meeting of the American Institute of Chemical Engineers*, Denver (CO, USA), 1983.
- [26] M. Zlokarnik, *Scale-Up in Chemical Engineering*, Weinheim: WILEY-VGH Verlag GmbH & Co. KGaA, 2006.
- [27] A. C. Palmer, *Dimensional Analysis and Intelligent Experimentation*, Singapore, London, New Jersey, Shangai, Taipei, Chennai: World Scientific, 2008.
- [28] H. L. Langhaar, *Dimensional Analysis and Theory of Models*, New York, London, Sydney: John Wiley & Sons, 1967.
- [29] P. J. Martínez de la Cuesta y E. Rus Martínez, *Operaciones de separación en ingeniería química. Métodos de cálculo.*, Madrid: Pearson Education, 2004.
- [30] L. Quintanar Medina, «Web oficial Universidad de Autónoma de Querétaro, Facultad de ingeniería (publicaciones),» 2015. [En línea]. Available:

www.uaq.mx/ingenieria/publicaciones/eureka/n22/quinta01.pdf. [Último acceso: Julio 2016].

- [31] P. W. Úrzua Guerra, *Modelo físico predictivo de la fluidodinámica de lecho empacado para conversión continua de cobre*, Santiago de Chile: Facultad de ciencias físicas y matemáticas, Universidad de Chile (trabajo fin de carrera), 2008.
- [32] A. Anaya Durand y U. Pedroza Flores, «Redalyc.org, Red de revistas científicas de América Latina, España y Portugal,» 2015. [En línea]. Available: <http://www.redalyc.org/html/482/48223105/>. [Último acceso: Marzo 2016].
- [33] R. Zwart, A. V. d. Drift, A. Bos, H. Visser, M. Cieplik y H. Könemann, «Wiley Online Library,» 1999. [En línea]. Available: <http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/ep.10383/full>. [Último acceso: Agosto 2016].