



Universidad de Valladolid



**ESCUELA DE INGENIERÍAS
INDUSTRIALES**

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

ESCUELA DE INGENIERIAS INDUSTRIALES

Grado en Ingeniería Química

Tratamiento de aire de interior mediante métodos biológicos

AUTOR: Pérez López, Cristina

TUTOR 1: Muñoz Torre, Raúl

TUTOR 2: Lebrero Fernández, Raquel

**Departamento de Ingeniería Química
y Tecnología del Medio Ambiente**

Valladolid, Mayo 2020.

RESUMEN

La contaminación del aire de interior está ocasionando graves consecuencias sobre la economía y la salud de las personas. Por ello es necesario el desarrollo de tecnologías sostenibles y de bajo coste para la purificación in-situ del aire de interior. El reactor monolítico de flujo de Taylor es una de las alternativas más prometedoras, debido a una alta transferencia de materia gas-líquido y una baja caída de presión. Inicialmente, se realizó el diseño y la construcción de un biorreactor de flujo de Taylor a escala de laboratorio, donde se caracterizaron experimentalmente los mapas de flujo y los coeficientes de transferencia de materia. Previamente a la ingeniería de detalle, se estudiaron varias alternativas para la purificación del aire de interior de una oficina bancaria modelo: ventilación, biofiltro percolador y biorreactor de flujo de Taylor. Finalmente, se desarrolló la ingeniería de detalle de un biorreactor de flujo de Taylor, puesto que esta configuración conllevó una eliminación de contaminantes de aire de interior (62%) superior a la que se obtendría utilizando un biofiltro percolador con un menor volumen de reactor.

Palabras clave: aire de interior, biorreactor, contaminación de interior, flujo de Taylor, transferencia gas líquido.

ABSTRACT

Indoor air pollution can cause serious consequences in human health and in the economy at a global scale. Therefore, the development and optimization of versatile technologies to purify indoor air is increasingly necessary. The Taylor flow reactor is one of the most promising alternatives nowadays, due to its high gas-liquid mass transfer and low pressure drop. First, the design and construction of a Taylor bioreactor was conducted at laboratory scale, where the characterization of the Taylor flow maps and the mass transfer coefficients was carried out. Moreover, this work assessed the performance of ventilation, biotrickling filters and Taylor flow bioreactors for indoor air pollution control. Finally, the detailed engineering of a Taylor flow bioreactor treating the air in a model bank office was performed, since this configuration supports an elimination of indoor air pollutants (62%) higher than the elimination obtained with a biotrickling filter and with a lower bioreactor volume.

Keywords: bioreactor, gas-liquid mass transfer, indoor air, indoor pollution, Taylor flow.

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	3
1.1 Problemática de la contaminación del aire	3
1.2 Control de la CAI	13
1.3 Transferencia de materia en biorreactores de tratamiento de gases	14
1.4 Biorreactores de flujo de Taylor	16
1.5 Investigación futura	30
2. OBJETIVOS	32
3. MATERIALES Y MÉTODOS.....	33
3.1 Reactivos químicos.....	33
3.2 Determinación de la caída de presión en los tubos.....	33
3.3 Elaboración de mapas de flujo de Taylor en capilares	34
3.4 Diseño y puesta en marcha del reactor	35
3.6 Mapas de flujo de Taylor para el reactor	42
3.7 Determinación del coeficiente de transferencia de materia en el reactor 1 de flujo de Taylor	42
3.8 Diseño de un biorreactor de flujo de Taylor para el tratamiento del aire de interior de una oficina bancaria modelo.....	43
4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	52
4.1 Pérdida de carga en los tubos	52
4.2 Mapas de flujo de Taylor	53
4.3 Coeficiente de transferencia de materia (k_{La}).....	56
4.4 Diseño de un biorreactor de flujo de Taylor para una oficina bancaria modelo .	59
5 CONCLUSIONES.....	66
6 BIBLIOGRAFÍA.....	67
ANEXOS	72

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Problemática de la contaminación del aire

La contaminación del aire y la exposición humana a aire de baja calidad es, actualmente, la amenaza medioambiental más crítica para la salud pública mundial de acuerdo con la Organización Mundial de la Salud (WHO, 2016). De hecho, durante toda la vida, una persona respira unos 250 millones de litros de aire, que pesan unos 300.000 kg (Dame Davies, 2016). Por lo tanto, la calidad del mismo es de vital importancia.

Cabe destacar el término aerobiología, que se define como el estudio de organismos vivos y sus componentes en aire (Sattar, 2016). Este concepto incluye el estudio de la calidad de aire interior. Sus componentes se señalan en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia..**

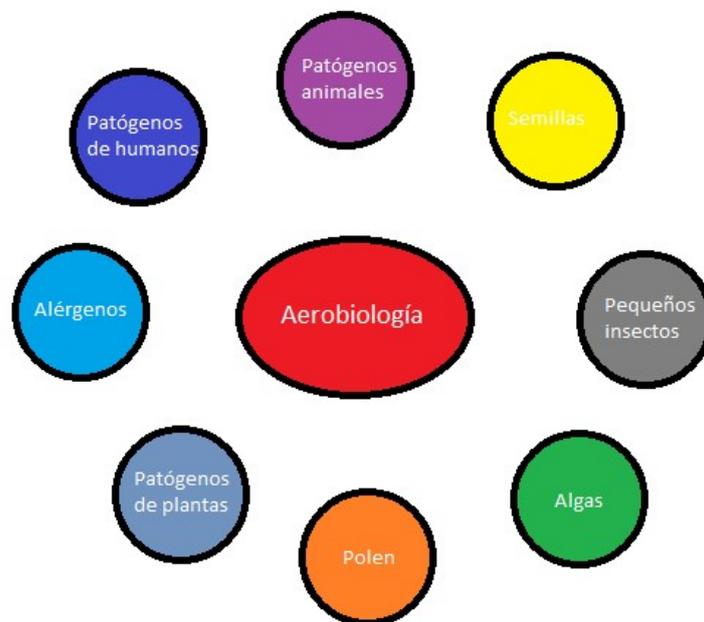


Ilustración 1. Componentes de la aerobiología, adaptada de (Maré, 2017)

Los gases contaminantes son emitidos por fuentes antropogénicas y naturales, bien de forma directa (contaminantes primarios) o formarse posteriormente en la atmósfera (contaminantes secundarios) (European Environment Agency, 2017). La contaminación atmosférica que afecta a las ciudades es cada vez más evidente, como se muestra en la

Ilustración 2.



Ilustración 2. Smog fotoquímico en la ciudad de Madrid (El Mundo, 2019).

La contaminación del aire es un problema medioambiental y social clave, que está planteando muchos retos en términos de gestión y disminución de los contaminantes dañinos, puesto que está directamente relacionado con la movilidad y la actividad industrial. Afecta directamente a la vegetación y a la fauna, además de a la calidad del agua y los ecosistemas que soportan. Los contaminantes más dañinos para los ecosistemas son O_3 , amoníaco (NH_3), compuestos orgánicos volátiles (COVs) y los óxidos de nitrógeno (NO_x) y azufre (SO_x).

Por ejemplo, el depósito de compuestos de nitrógeno puede causar eutrofización en ecosistemas acuáticos, que consiste en un exceso de aprovisionamiento de nutrientes que puede llevar a cambios en la diversidad de las especies y a invasiones por parte de nuevas especies. Asimismo, los efectos de los contaminantes del aire sobre los ecosistemas acuáticos incluyen la pérdida de biodiversidad sensible a la acidificación, así como un incremento del fitoplacton que afectaría a los peces. La acidificación podría causar también un incremento en la movilización de metales tóxicos en el agua, que incrementa a su vez el riesgo de su incorporación a la cadena alimenticia.

A finales de los años 60, la calidad del ambiente interior empieza a ser citada como un problema relacionado con la contaminación del aire, aunque los primeros estudios no aparecen hasta diez años después (Ruiz, 2016). Los últimos estudios sobre la exposición humana a la contaminación de interior revelaron que los **ambientes de interior** podrían estar **hasta cuatro veces más contaminados** que los del exterior.

Actualmente los humanos pasamos la mayoría de nuestro tiempo en el interior. En concreto en los países desarrollados, la exposición al aire de interior (casas, espacios de trabajo, edificios públicos o medios de transporte) supera el 80% y **en el caso de la UE-28 supera el 90%**. Esto convierte a los ciudadanos de hoy en la llamada “Indoor Generation”, una generación que vive atrapada entre cuatro paredes (Martínez, 2018).

El número de trabajadores del sector servicios afectados por el deterioro de las condiciones ambientales de sus lugares de trabajo ha experimentado un aumento notable en las últimas décadas, con lo que se ha producido un interés creciente por conocer dichas condiciones y, paralelamente, una necesidad de mejorarlas. Estas actividades del sector terciario se desarrollan en edificios, en los cuales se lleva a cabo

un control de las condiciones ambientales para conseguir un grado de confort y productividad adecuado para sus ocupantes. De esta forma se están diseñando edificios cada vez más herméticos, en los que la renovación del aire interior, y por tanto la dilución y eliminación de cualquier contaminante presente en el mismo, se efectúa mediante sistemas de ventilación mecánica, cuyo objetivo además es climatizar el aire. Este hecho genera problemas que se relacionan con la calidad del aire en un ambiente interior, especialmente a partir de los años 70 en que la crisis energética propició la aplicación de técnicas de ahorro energético que se traducían, casi siempre, en limitaciones en el caudal de aire de renovación.

Impacto económico

Además de ser responsable de muchas enfermedades respiratorias, alergias e incluso enfermedades cancerígenas, la calidad del aire de interior (CAI) tiene también un considerable impacto en la economía. Esto se debe al daño que sufren objetos valiosos de librerías, archivos o museos, así como a la reducción de la productividad en espacios de trabajo de entre un 10 y un 15% (Al Horr y col., 2016). En este contexto, los costes asociados a la contaminación del aire tanto de interior como de exterior se calculan en unos **1,2 billones de € en 2010 en Europa**, de los cuales unos 36.500 millones de € corresponden a España (Health Organization Regional Office for Europe, 2015). Si se considera únicamente la CAI (en términos de mortalidad, pérdida de productividad, enfermedades y bajas), estudios recientes han calculado costes anuales de 20.000 millones de € en Francia o 12.000 millones de \$ en Australia (Sciences humaines, 2014).

Efectos sobre la salud humana

La contaminación del aire es dañina para todos. Sin embargo, hay ciertos colectivos que la sufren más que otros, por ejemplo, aquellos que viven cerca de carreteras muy transitadas o son más vulnerables debido a su edad o condición médica. Investigaciones recientes han indicado que, a escala global, **1 de cada 9 muertes se relaciona con enfermedades debidas a la contaminación del aire**. La contaminación del aire ambiente causó más de 4,2 millones de muertes en 2016. Estos efectos serán incluso más críticos dado el crecimiento continuo de las grandes ciudades: el 80% de la población mundial vive en áreas urbanas expuestas a niveles de contaminación del aire que excede los niveles fijados por la OMS, mientras que el 49% de las ciudades de países de renta alta no cumplen las recomendaciones de calidad del aire de la OMS (WHO, 2016).

A nivel Europeo (UE-28), datos recientes han registrado unas 500.000 muertes prematuras en 2017 debidas a la exposición a largo plazo a aire contaminado (incluyendo materia particulada, NO₂ y O₃), de las cuales **30.000 fueron en España** (European Environment Agency, 2017).

Los efectos sobre la salud se relacionan con la exposición al aire contaminado tanto a corto como a largo plazo. La exposición a corto plazo (de horas o días) causa efectos agudos para la salud, mientras que la exposición a largo plazo (de meses o años) está relacionada con consecuencias crónicas. Las Directivas de Calidad del Aire Ambiente y la

OMS definen, respectivamente, los estándares y guías para la protección de la salud humana.

El impacto de la contaminación del aire sobre la salud puede ser expresado y cuantificado de numerosas formas. Estas incluyen estimaciones sobre la mortalidad y morbosidad. La mortalidad refleja la reducción de la esperanza de vida debida a la muerte prematura como resultado a la exposición al aire contaminado, mientras que la morbosidad se refiere a la aparición de la enfermedad y a los años vividos con ella con una discapacidad.

Enfermedades cardiacas y derrame cerebral son las causas más comunes de muerte prematura que se pueden relacionar con la contaminación del aire y son responsables del **80% de los casos**. Les siguen las enfermedades pulmonares (WHO, 2014). La Agencia Internacional de Investigación contra el Cáncer ha clasificado la contaminación del aire en general, y la materia particulada en concreto, como agentes cancerígenos. Por otro lado, algunos químicos presentes en el aire pueden estar implicados en el desarrollo de la obesidad. Esto es recíproco, ya que también las personas obesas son más sensibles a la contaminación del aire (Dame Davies, 2016).

Las alteraciones de salud más importantes debidas a una mala calidad del ambiente interior se engloban dentro del nombre genérico de **Enfermedades Relacionadas con el Edificio** (ERE), en las cuales el origen de la enfermedad es perfectamente conocido. Por otro lado, la aparición de determinados síntomas sin conocimiento de causa, que desaparecen una vez los trabajadores abandonan el edificio, ha dado lugar a la denominación de un síndrome, el Síndrome del Edificio Enfermo (SEE).

Definimos edificio enfermo como aquel cuyos ocupantes presentan quejas referentes a su salud en una proporción mayor a la que sería razonable esperar (>20%). Están generalmente equipados con aire acondicionado, aunque también pueden estar ventilados de forma natural. El SEE es el nombre que se da al conjunto de síntomas diversos que presentan, predominantemente, los individuos de estos edificios y que no van en general acompañados de ninguna lesión orgánica o signo físico. La OMS diferencia entre dos tipos distintos de edificio enfermo: el que presentan los edificios temporalmente enfermos en los que los síntomas disminuyen o desaparecen con el tiempo, aproximadamente medio año, y el que presentan los edificios permanentemente enfermos (Sociales, 2003).

Uno de los ejemplos más representativos de ERE es la enfermedad conocida como **Legionelosis**, originada por la bacteria *Legionella pneumophila*, que prolifera en el agua estancada y sucia. La enfermedad se produce cuando los individuos respiran aire que contiene gotas de agua contaminada con Legionela. Si el agua de las torres de refrigeración o de los humidificadores está contaminada con la bacteria y penetra en el aire de ventilación en forma de aerosol (gotitas de agua suspendidas en el aire), se crean unas condiciones altamente peligrosas para que pueda aparecer la enfermedad. La Legionelosis puede cursar con dos cuadros clínicos diferentes. El más serio es la Enfermedad del legionario, que cursa como una neumonía típica, con posibilidad de complicación e incluso de muerte. La Fiebre de Pontiac constituye una manifestación

más leve de la enfermedad, provocando fiebre aguda, siendo la recuperación espontánea y sin secuelas.

A pesar de la preocupación, existe menos información específica sobre la calidad del aire de interior puesto que se trata de un problema más complejo en cuanto a la gran cantidad de compuestos contaminantes que intervienen y a la variabilidad del problema en cada caso. Los expertos confirman el interés en esta área y señalan que aún debe hacerse un esfuerzo por comprender mejor sus efectos en la salud humana para aplicar las políticas y regulaciones necesarias(Dame Davies, 2016).

Los datos más importantes relacionados con la problemática de la calidad del aire se muestran en la Ilustración 3-Los datos más relevantes de la problemática de la calidad del aire. Ilustración 3.

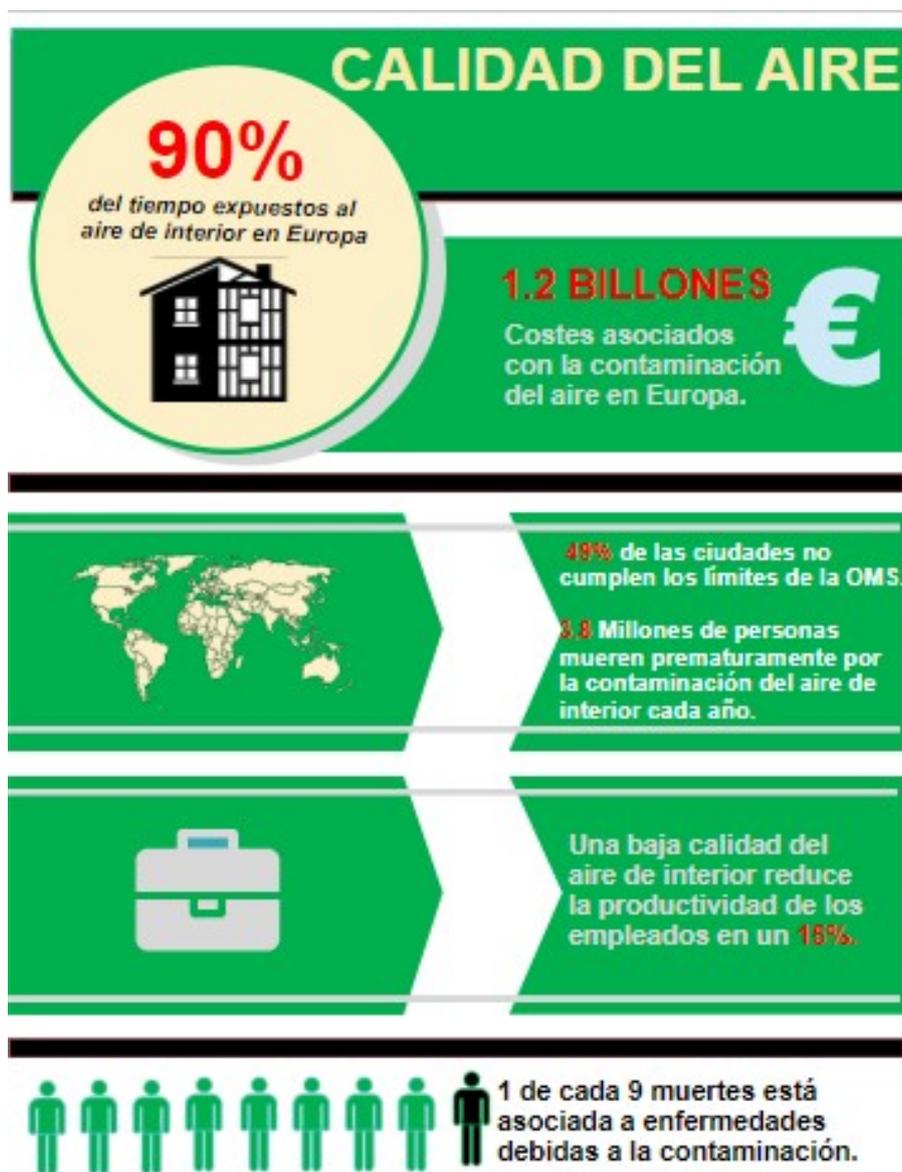


Ilustración 3-Los datos más relevantes de la problemática de la calidad del aire.

Políticas y legislación

La norma UNE 171330:2008 define como Calidad Ambiental en Interiores a las condiciones ambientales de los espacios interiores, adecuadas al usuario y la actividad, definidas por los niveles de contaminación química, microbiológica y por los valores de los factores físicos. Se excluye del campo de aplicación de esta definición a los recintos destinados a uso industrial y/o agrícola.

Políticas efectivas sobre la calidad del aire requieren acción y cooperación a nivel global, europeo, nacional y local, que deben implantarse en la mayoría de sectores económicos y enganchar al público. Estas serán necesarias para alcanzar el bienestar humano y el desarrollo social, para proteger el capital natural y respaldar la prosperidad económica, que son todos parte de la visión del bienestar de 2050 de la Unión Europea (European Environment Agency, 2017)

En 2013 la Organización Mundial de la Salud (OMS) publicó los resultados de los estudios “Revisión de pruebas de aspectos de salud en la contaminación del aire (REVIHAAP)” y “Los riesgos para la salud de la contaminación del aire en Europa (HRAPIE)” (Department for Environment Food and Rural Affairs, 2015).

Además, cabe destacar la amplia relación que tiene la contaminación del aire con los **Objetivos de Desarrollo Sostenible (ODS)** que la ONU se fijó cumplir para 2030. De hecho, se puede observar una relación directa con **12 de los 17 objetivos** como por ejemplo “Salud y bienestar” y “Acción por el clima”.

La OMS, en unas Guías para el establecimiento de la Calidad del Aire, recomienda unos valores para proteger la salud pública para 28 sustancias, algunas de las más significativas para el SEE se recogen en la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia..**

Tabla 1-Valores de referencia para algunas sustancias no cancerígenas en aire según la OMS(WHO, 2016)

COMPUESTO		VALOR DE REFERENCIA (PROMEDIO PONDERADO EN EL TIEMPO)	PERIODO DE TIEMPO
COMPUESTOS ORGÁNICOS	Cloruro de metileno	3 mg/m ³	24 horas
	Estireno	800 µg/m ³	24 horas
	Formaldehído	100 g/m ³	30 minutos
	Sulfuro de Carbono	100 g/m ³	24 horas
	Tetracloroetileno	5 mg/m ³	24 horas
	Tolueno	8 mg/m ³	24 horas
	Tricloroetileno	1 mg/m ³	24 horas
COMPUESTOS INORGÁNICOS	Cadmio	1-5 ng/m ³	1 año (áreas rurales)
		10-20 ng/m ³	1 año (áreas urbanas)

	Dióxido de Azufre	500 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	10 minutos
		350 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	1 hora
	Dióxido de Nitrógeno	400 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	1 hora
		150 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	24 horas
		100 mg/m^3	15 minutos
	Monóxido de Carbono	60 mg/m^3	30 minutos
		30 mg/m^3	1 hora
		10 mg/m^3	8 horas
		150 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	1 hora
	Ozono	100-120 $\mu\text{g}/\text{m}^3$	8 horas

Dentro de las sustancias contaminantes del aire, destacan algunas por su ubiquidad en ambientes de interior: O_3 , NO_x , PM, Benceno, Tolueno, Xileno, Formaldehído, Tricloroetileno, Limoneno y α -pineno, que se describen a continuación.

O_3

El ozono es un fuerte oxidante que se origina de forma natural mediante la reacción de moléculas de O_2 con radiación de alta energía. En ambientes de interior, el O_3 es producido por productos de limpieza, máquinas fotocopiadoras, impresoras láser y otros aparatos electrónicos de alto voltaje (European Environment Agency, 2017).

La contaminación de ozono afecta al sistema respiratorio, causando ligeros síntomas e incrementando los efectos de enfermedades respiratorias previas como asma y alergias. El ozono es capaz de reaccionar con otros contaminantes para producir partículas ultrafinas y otros contaminantes secundarios, que son más dañinos para la salud humana que el propio compuesto (Campagnolo y col., 2017). Las concentraciones de O_3 llegan a 34,5 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ en centros comerciales, estando entre 4-9 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ en oficinas y 2-17 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ en casas (Mandin y col., 2017).

NO_x

Los óxidos de nitrógeno incluyen el monóxido de nitrógeno (NO) y el dióxido de nitrógeno (NO_2). Estos contaminantes se generan por combinación de oxígeno y nitrógeno durante la combustión en industrias, en el transporte y en sistemas de calefacción. En el interior, las fuentes más importantes de NO_x son hornos, calentadores de agua y chimeneas (Carazo Fernández y col., 2013).

El NO_2 inhalado se convierte en ácido nítrico en los pulmones, dañando las células y el sistema inmunitario. El NO_2 puede causar también irritación ocular por contacto directo. Concentraciones de 5-17 $\mu\text{g}/\text{m}^3$, 16-18 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ y hasta 30 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ han sido medidas en casas, oficinas y centros comerciales, respectivamente (Vasile y col., 2016).

Materia Particulada (PM)

La materia particulada consiste en partículas sólidas suspendidas en el aire, capaces de entrar en el sistema respiratorio. Esto ocurre principalmente cuando el tamaño de la partícula es inferior a 2,5 micrómetros. Las fuentes de PM pueden ser naturales o antropogénicas. Las fuentes naturales incluyen partículas suspendidas de arena, sal marina, polen o cenizas, mientras que las fuentes antropogénicas están asociadas a procesos de combustión, a la agricultura y al transporte. La materia particulada también puede ser generada mediante reacciones entre el ozono y algunos compuestos orgánicos volátiles (terpenos) (Royal College of Physicians, 2016). Las fuentes de interior incluyen hornos, calentadores, tabaco y chimeneas. Cuando se utiliza biomasa como combustible, los niveles de PM pueden superar aquellos de ciudades contaminadas.

La exposición a largo plazo a materia particulada puede provocar problemas cardiovasculares y respiratorios graves, irritación ocular, nasal y de garganta. En los casos más severos, puede llegar a provocar fibrosis y cáncer de pulmón (Leung, 2015). Cocinas y dormitorios muestran concentraciones de PM_{2.5} en el rango de 25-152 y 13-27 µg/m³, mientras que concentraciones de 10-44 y 3-23 µg/m³ se han detectado en oficinas y colegios, respectivamente. En centros comerciales se registraron altas concentraciones de PM_{2.5} (74-164 µg/m³) (Sidhu y col., 2017).

COVs

Perfumes, desodorantes, champús, adhesivos, pinturas... emiten compuestos orgánicos volátiles. La atmósfera oxida estos compuestos, emitidos por productos habituales en el hogar, y a través de una cascada de reacciones químicas se acaban integrando en partículas en suspensión de menos de 2,5 millonésimas de metro. Estas partículas diminutas pueden generar enfermedades respiratorias. En la Tabla 2 se muestra la clasificación del ambiente según los COVs totales que hay en el aire.

Tabla 2. COVs totales en el aire(WHO, 2016)

Hogar	Oficina	Significado
Nivel (µg/m ³)	Nivel (µg/m ³)	
Menos de 200	Menos de 200	Ideal
200-300	200-350	Bueno
300-400	350-500	Aceptable
400-500	500-700	Malo
Más de 500	Más de 700	Pobre; cuanto más alto es el número, peor es el problema

Estos niveles son aplicables a individuos normales, no son aplicables a individuos sensibles químicamente. Dentro de los COVs se destacan: el benceno, el tolueno, los xilenos, el formaldehido, el tricloroetileno, el limoneno y el α-pineno.

Benceno

El benceno es un compuesto orgánico volátil con un olor característico. Es utilizado principalmente en la industria como disolvente en la síntesis de muchos plásticos,

resinas y fármacos. Las principales fuentes de contaminación en el exterior son el tráfico y la actividad industrial (WHO/Europe, 2010). Las fuentes de benceno en el interior incluyen: humo de tabaco, materiales de construcción, alfombras, pinturas y muebles de madera (Singh et al., 2016).

El riesgo de intoxicación con este contaminante es bajo, aunque se ha probado que es un químico cancerígeno si la exposición a él se prolonga en el tiempo. El benceno también puede provocar problemas neurológicos y reproductivos. El nivel más alto de benceno ha sido obtenido en centros comerciales ($2,5-48 \mu\text{g}/\text{m}^3$) seguido de oficinas ($1,4-5,5 \mu\text{g}/\text{m}^3$), casas ($0,7-4,4 \mu\text{g}/\text{m}^3$) y colegios ($0,5-3 \mu\text{g}/\text{m}^3$) (Dodson y col., 2008).

Tolueno

El tolueno también es un compuesto aromático empleado en procesos industriales y es emitido por causa del tráfico. Está presente en gasolinas, pinturas, resinas, adhesivos y cosméticos. Las fuentes de contaminación en el interior son humo del tabaco y una gran cantidad de productos presentes en el hogar.

El tolueno no se ha confirmado como una sustancia cancerígena, sin embargo la exposición al mismo aumenta el riesgo de padecer asma y otras enfermedades respiratorias. Los centros comerciales presentan la concentración de tolueno más alta ($15-164 \mu\text{g}/\text{m}^3$), seguido de oficinas ($6-32 \mu\text{g}/\text{m}^3$) y casas ($3-20 \mu\text{g}/\text{m}^3$). La presencia de tolueno en colegios es despreciable ($1,8 \mu\text{g}/\text{m}^3$) (Du y col., 2015).

Xileno

El xileno es un líquido incoloro a temperatura ambiente con un olor característico y que presenta tres isómeros: orto, meta y para (o-, m- y p-, respectivamente). El xileno se usa como disolvente en la industria y como aditivo para gasolina. Las fuentes de contaminación en el interior incluyen pinturas, adhesivos, tintes, polímeros, productos de limpieza y fármacos.

La exposición a altos niveles de xileno puede provocar irritación ocular y de garganta, dolores de cabeza y náuseas. La exposición a largo plazo está asociada a problemas en los sistemas respiratorio, gástrico y nervioso. El xileno es una sustancia sospechosa de provocar cáncer. Centros comerciales (con niveles entre $1,3$ y $74 \mu\text{g}/\text{m}^3$) y oficinas (con niveles entre $2,2$ y $16 \mu\text{g}/\text{m}^3$) se encuentran entre los lugares más contaminados. Niveles máximos de concentración de xileno de $3,1$ y $0,3 \mu\text{g}/\text{m}^3$ han sido medidos en casas y en colegios (Du y col., 2015).

Formaldehído

El formaldehído es un gas incoloro y altamente reactivo emitido durante la reacción incompleta de hidrocarburos en las industrias, tráfico, combustión de tabaco y otros. También se produce por la oxidación de otros compuestos orgánicos volátiles con ozono o radiación. Este químico es ampliamente utilizado en resinas, pegamentos, pinturas, cosméticos, aparatos electrónicos y productos de limpieza.

El formaldehído es rápidamente absorbido en el sistema respiratorio y gástrico. La exposición a altos niveles de contaminante provoca irritación y dolor de cabeza. El formaldehído es un químico cancerígeno, la alta exposición al mismo puede provocar cáncer de faringe y leucemia. El nivel de contaminante en casas, oficinas y colegios es similar (7,7-30, 8-17, 9-17 $\mu\text{g}/\text{m}^3$) (Zielinska y col., 2012).

Tricloroetileno

El tricloroetileno (TCE) es volátil y presenta un olor dulce a cloroformo. Se produce en la industria y se usa como disolvente y para fabricar productos de limpieza para metales. Las fuentes de contaminación interior son aquellos productos en los que se utiliza el TCE como disolvente, como por ejemplo lubricantes, barnices, adhesivos y fluidos de corrección de escritura.

La exposición humana a este compuesto orgánico volátil ocurre por absorción cutánea, ingestión e inhalación. Esta exposición es, a menudo, intermitente, ya que los productos que contienen este contaminante no son constantemente utilizados. A concentraciones altas de TCE (alrededor de 270 mg/m^3), el sistema nervioso se ve afectado, causando una reducción en la capacidad sensorial. El TCE es una sustancia cancerígena a largo plazo, por ello no presenta un nivel mínimo recomendado. Los niveles típicos de TCE en las casas son de 0,3 a 0,6 $\mu\text{g}/\text{m}^3$, mientras que en las oficinas son de 0,6 a 4,7 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ (Edwards y col., 2001).

Limoneno

Es un terpeno natural presente como dos isómeros (d- y l-), que tienen un olor cítrico y a pino, respectivamente. El limoneno se usa en una gran cantidad de productos del hogar, como productos de limpieza, resinas, ambientadores, desodorantes, fragancias y champús (Campagnolo y col., 2017). Este terpeno también se encuentra en la comida como un aditivo debido a su olor y sabor cítrico.

La exposición a limoneno ocurre por inhalación o ingestión. Hasta el momento, no se han descrito síntomas aparte de irritación ocular o cutánea y no hay evidencia de que sea cancerígeno. El riesgo para la salud está asociado a la reacción en el ambiente con ozono o radicales reactivos, que forman contaminantes secundarios responsables de irritación y olores desagradables a bajas concentraciones. Concentraciones máximas de 32, 19 y 11 $\mu\text{g}/\text{m}^3$ han sido registradas en casas, oficinas y colegios, respectivamente (Dodson y col., 2008).

α -pineno

El alfa-pineno es una sustancia líquida e incolora con un fuerte olor a pino. Este terpeno está presente de forma natural en gran cantidad de plantas y es un constituyente de los aceites esenciales. Es utilizado como disolvente en algunas pinturas y puede encontrarse en productos de perfumería y de limpieza (Royal College of Physicians, 2016). Las emisiones de pineno también pueden ser originadas por productos de madera de pino.

Mientras que una exposición a altas concentraciones puede producir irritación e inflamación, no se han investigado todavía los riesgos a una exposición a largo plazo. Se esperan riesgos para la salud cuando el ozono u otros radicales reactivos están presentes, dada su alta reactividad con pineno (Leung, 2015). Se ha registrado una mayor concentración de pineno en las casas (11-32 $\mu\text{g}/\text{m}^3$) y bibliotecas (10-30 $\mu\text{g}/\text{m}^3$), mientras que en oficinas y en colegios alcanzan hasta 6,3 y 1,5 $\mu\text{g}/\text{m}^3$, respectivamente (Geiss y col., 2011).

1.2 Control de la CAI

Puesto que la prevención debe ser considerada el primer paso para mejorar la CAI, ciertas acciones han sido recientemente implementadas para eliminar algunas fuentes de contaminantes. De hecho, fumar en espacios de trabajo y lugares públicos está prohibido en España desde 2006, y el uso de materiales de construcción dañinos tales como el asbestos o productos que contienen componentes peligrosos como pesticidas halogenados está ampliamente restringido. Sin embargo, el control de las fuentes de contaminación es posible solo cuando esas fuentes son conocidas, mientras que nuevas sustancias son detectadas constantemente y clasificadas como peligrosas. Por lo tanto, **la prevención o minimización de emisiones de contaminantes de interior es comúnmente insuficiente, técnicamente irrealizable o económicamente inviable** (Guieysse y col., 2008; Luengas y col., 2015). Otra posibilidad para mejorar la CAI consiste en la renovación de edificios antiguos reemplazando materiales, estructuras y sistemas de ventilación. Sin embargo, estas renovaciones no aseguran la reducción de contaminantes de aire de interior, y algunos estudios han señalado un aumento inicial en la concentración de COVs (Broderick y col., 2017). Además, de acuerdo con la directiva 2010/31/EU, los Estados Miembros de la UE se han comprometido a construir edificios energéticamente neutros para el final de 2020, mejorando también el rendimiento energético durante las renovaciones de edificios existentes. Nuevos diseños para realizar ahorros energéticos incluyen construcciones bien aisladas y selladas, lo que como consecuencia reduce sustancialmente la ventilación. **Este aumento en la hermeticidad de los edificios causará un gran impacto en los niveles de contaminantes particulados y gases de aire de interior, aumentando su concentración como resultado de la reducción de las tasas de ventilación.**

En este contexto de conflicto potencial entre las medidas de eficiencia energética y el fortalecimiento de los estándares de CAI, **el desarrollo y la optimización de tecnologías versátiles para la purificación de aire de interior in-situ es cada vez más necesaria.**

Tradicionalmente, la disminución de contaminantes de aire de interior se ha conseguido mediante tecnologías físico-químicas. La eliminación de partículas es realizada por las tecnologías de alta eficiencia basadas en filtración electrónica y/o mecánica (aunque los ionizadores pueden también generar contaminantes secundarios como el O_3 o componentes derivados de la ionización de COVs) (Luengas y col., 2015). Por otro lado, la adsorción ha sido identificada como la tecnología comercial más efectiva para la reducción de COVs, con eficacias demostradas de retención de COVs por encima del 80%

y potencial para atrapar contaminantes específicos seleccionando el material adsorbente apropiado. Sin embargo, el rendimiento reducido para humedades relativas altas y cargas de contaminantes fluctuantes, la dependencia de la eficacia de la adsorción de las características de los contaminantes, los altos costes asociados a la regeneración o reemplazo del adsorbente y el hecho de que los contaminantes son retenidos sin ser eliminados, se encuentran entre las desventajas más importantes de las tecnologías de adsorción (Luengas y col., 2015).

El uso de generadores de ozono como purificadores se extendió en la década de 1990 como alternativa para eliminar los olores y los agentes microbianos. Sin embargo, estudios posteriores han demostrado la falta de fiabilidad de esta tecnología, que puede incluso provocar problemas de salud como resultado a la exposición a altos niveles de O_3 o a la formación de contaminantes secundarios (Hubbard y col., 2005). Finalmente, el potencial de la fotólisis ultravioleta, la oxidación fotocatalítica o el plasma no térmico para eliminar COVs a las bajas concentraciones a las que se encuentran en el interior no ha sido consistentemente demostrado. Además, la liberación de productos secundarios tóxicos y el alto consumo de energía de estas tecnologías han limitado su amplia aplicación (Guieysse y col., 2008; Luengas y col., 2015).

En las últimas décadas, las biotecnologías han emergido como alternativas potenciales a los métodos físico-químicos para el control de la contaminación del aire de interior. La **biofiltración** ha sido ampliamente probada como una alternativa económica, favorable para el medio ambiente y robusta para la eliminación de contaminantes gaseosos de fuentes industriales y para el control de olores (J.M. Estrada y col., 2015).

El tratamiento biológico de gases puede ser definido como la transformación de compuestos gaseosos a productos menos dañinos mediante la acción de microorganismos (Kraakman y col., 2011). El tratamiento de gases utilizando métodos biológicos está ganando aceptación rápidamente como una alternativa sostenible a técnicas convencionales como el lavado químico, la incineración y la adsorción donde el contaminante solo es transferido del gas a otra fase (adsorción) o donde productos secundarios tóxicos pueden ser generados (lavado químico e incineración). El tratamiento biológico de gases es aceptado como una tecnología fiable y económica para el control de la contaminación del aire con concentraciones relativamente pequeñas de contaminantes (Van Groenestijn y col., 2005). El creciente énfasis en la sostenibilidad estimulará aún más la aplicación de procesos biológicos para el tratamiento de gases.

1.3 Transferencia de materia en biorreactores de tratamiento de gases

Entender los pasos que limitan el rendimiento de una tecnología genera oportunidades para optimizar el diseño y operación del sistema para una aplicación específica. Típicamente, la destrucción de contaminantes gaseosos en biorreactores opera bien bajo **condiciones limitantes** por la transferencia de materia gas-líquido o bien por la cinética microbiana del sistema.

En sistemas biológicos de tratamiento de gases tales como filtros percoladores, biolavadores y biorreactores en suspensión, aumentar la concentración de biomasa en la fase líquida sería una forma relativamente simple de determinar si el reactor opera mediante condiciones limitantes de transferencia de materia o cinéticas. Cuando un cambio en la cantidad de contaminante eliminado por volumen del reactor (capacidad de eliminación) es detectado mientras hay un repentino crecimiento de la concentración de biomasa, la operación del sistema estaría limitada por la cinética de biodegradación.

Otra forma de determinar si el reactor opera bajo condiciones limitantes de transferencia de materia o cinéticas es cambiar significativamente la temperatura de operación y medir la eficacia para diferentes velocidades del gas (Barton y col., 1999). Un gran cambio en la eficacia de eliminación para una temperatura diferente indica que el proceso estaba limitado por la cinética ya que los parámetros de transferencia de materia como solubilidad (aumenta con la temperatura), difusión (disminuye con la temperatura) y la constante de Henry (disminuye con la temperatura) son de algún modo sensibles a la temperatura, pero en general su variación no es tan significativa como en los parámetros de biodegradación. Es importante tener en cuenta que en la mayoría de las situaciones un biorreactor está limitado por la transferencia de materia, aunque en ocasiones puede estar limitado por la actividad biológica.

En la Ilustración 4 se muestra una representación esquemática de la transferencia de materia en un biorreactor para aplicaciones de tratamiento de gas mediante la teoría de doble película. En un reactor laminar como un biofiltro, el contaminante o el oxígeno es transferido desde la fase gas (F) a las células a través de dos películas de agua en régimen laminar separadas por dos interfases, una adherida a la pared formando la biopelícula, y otra separando la fase gas y líquida (L). En ambas interfases, el contaminante (o el oxígeno) se dispondrá de acuerdo al equilibrio termodinámico (la ley de Henry). Sin embargo, puesto que el equilibrio existe solo en la interfase, un gradiente de concentración entre la interfase y la zona líquida lleva a una transferencia de materia neta (N). Como la interfase no tiene volumen, la acumulación de materia no es posible y la igualdad de los flujos debe ser establecida ($N_g=N_l=N_B$).

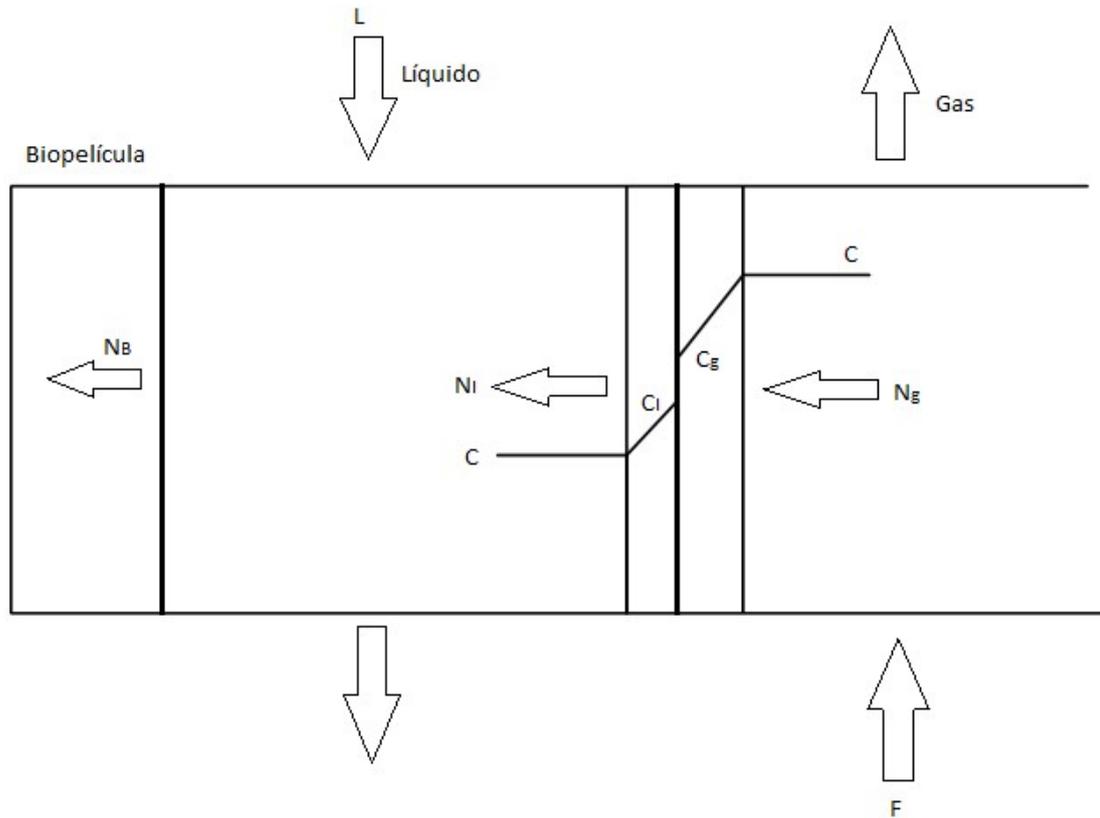


Ilustración 4-Transferencia de materia típica para procesos de tratamiento biológico de gases

Los coeficientes intrínsecos de transferencia de materia son a menudo calculados basándose en correlaciones empíricas, que son función de las características físico-químicas del contaminante, las características internas del biorreactor (por ejemplo, las propiedades del material de empaque), y también las condiciones de operación del sistema.

Para medir k_{La} , se usa generalmente la absorción/desorción de gases poco solubles en agua. Por ejemplo, por su baja solubilidad en el agua, el oxígeno se usa como gas modelo para determinar el k_{La} , ya que no hay una resistencia significativa en el lado del gas.

1.4 Biorreactores de flujo de Taylor

Los biorreactores monolíticos de flujo de Taylor son sistemas de crecimiento en suspensión que pueden soportar un incremento en el transporte de materia gas-líquido y en la biodegradación de contaminantes de aire de interior como resultado de sus altos valores inherentes de k_{La} .

Los biorreactores de flujo de Taylor son unidades de capilares multicanal donde la hidrodinámica gas-líquido consiste en una **secuencia de burbujas de gas y tramos de líquido**, como se muestra en la Ilustración 5 (Kreutzer y col., 2005). Este régimen de flujo segmentado implica una alta área interfacial gas-líquido junto con un espesor de líquido reducido y alta turbulencia en el lado del líquido. Esto provoca un mejor rendimiento de transferencia de materia gas-líquido de esta tecnología. Puede mantener valores de k_{La} un orden de magnitud superior que los de biorreactores de tratamiento de gas

convencionales para consumos de energía similares (Ilustración 6), lo que reduciría significativamente la huella de esta tecnología.

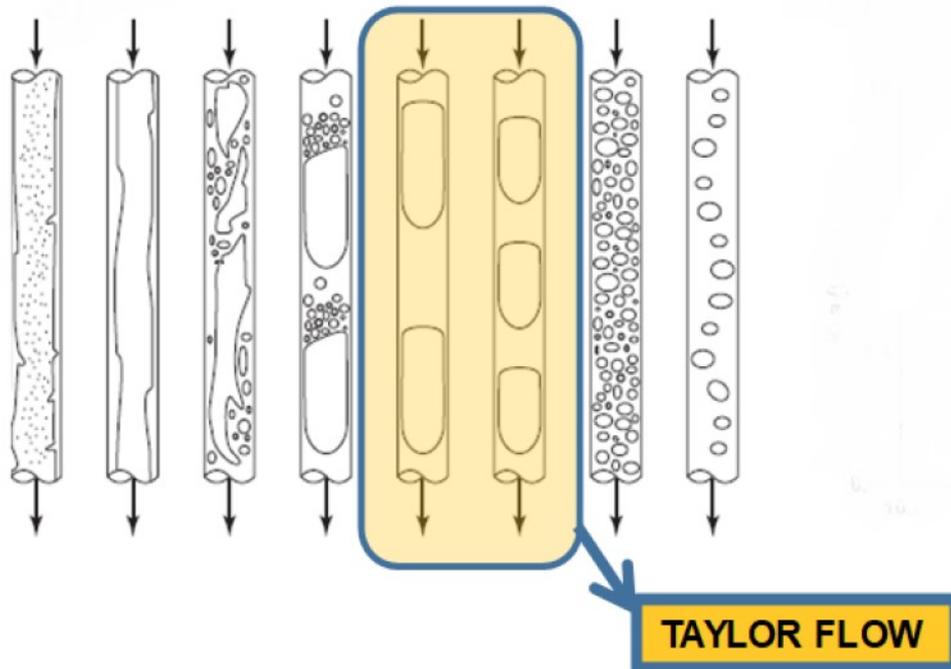


Ilustración 5-Diferentes patrones de flujo de gas-líquido en reactores capilares. Destacado el flujo de Taylor

Resultados prometedores en la biodegradación de CH_4 fueron obtenidos recientemente por Rocha-Rios y col. (2013) en un estudio preliminar llevado a cabo en un biorreactor de flujo de Taylor, lo que confirma el potencial y la versatilidad de esta tecnología para tratar contaminantes de aire de interior. Este biorreactor ha sido utilizado con éxito para llevar a cabo reacciones químicas de interés comercial en la industria química, mientras que hasta donde se conoce, solo existe un estudio preliminar dedicado a aplicaciones de tratamiento biológico de gases (Kraakman y col., 2011; Kreutzer y col., 2005).

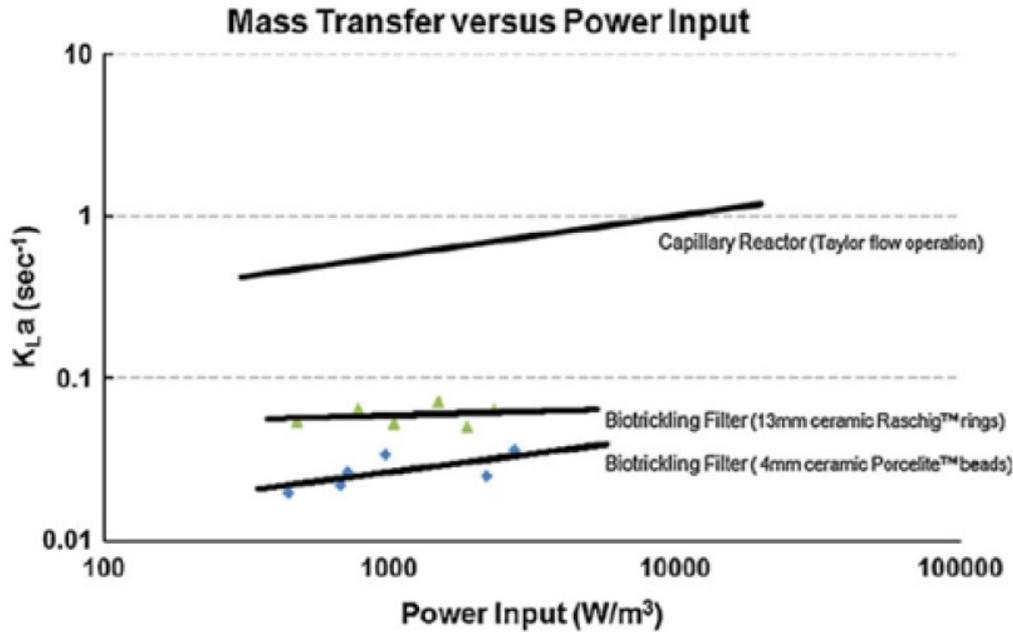


Ilustración 6-Influencia de la potencia de entrada en el valor de k_{La} para diferentes biorreactores de gas.

En este contexto, varios retos clave deben ser investigados con el objetivo de explotar al máximo el potencial de esta configuración de biorreactor:

- Optimización del diseño y los parámetros de operación buscando un flujo de Taylor robusto: identificación de los límites hidrodinámicos con y sin biomasa.
- Caracterización sistemática del potencial de transferencia gas-líquido para contaminantes clave de aire de interior.
- Aparición de biofouling durante la operación de los reactores a largo plazo y su impacto en el régimen de Flujo de Taylor

Un reactor capilar es aquel donde las fuerzas capilares creadas por los canales capilares son dominantes sobre otras fuerzas como la gravedad y la viscosidad. Para sistemas aire-agua, esto significa un canal capilar con diámetro de unos 5 mm o más pequeño. Un biorreactor monolítico operado en condiciones de flujo de Taylor es un ejemplo de un biorreactor capilar. La transferencia de materia utilizando flujo de Taylor es bastante eficiente energéticamente, ya que no se requiere energía para mantener el tamaño de la pequeña burbuja de gas.

Los reactores monolíticos están atrayendo cada vez más la atención como alternativa a los reactores de tres fases. El modo de operación depende del tamaño de los canales paralelos: en canales más anchos, el fluido gotea por las paredes mientras que el gas viaja, a favor o en contra de la corriente, en el centro del canal. Para canales más pequeños, el flujo dominante es el flujo de Taylor (también llamado segmentado o flujo de tren de burbujas)(Kreutzer y col., 2005).

Este último flujo ha resultado muy útil para varias aplicaciones fuera de la ingeniería de las reacciones químicas(Chang, 2005). Tal vez la aplicación más simple y más antigua sería su uso como medidor de flujo. Dado que la burbuja se extiende en casi toda la

sección transversal del canal, la velocidad de la burbuja es prácticamente igual a la de la sección de líquido por encima y por debajo de la misma, y mediante observación visual la velocidad de la burbuja puede ser fácilmente medida. Otras aplicaciones explotan el aumento de la transferencia de masa y de calor. Por ejemplo, la mejora de la microfiltración añadiendo burbujas a los canales capilares. Esta mejora observada experimentalmente es también atribuida a la retirada de la torta de filtrado por la presión pulsante causada por el paso de las burbujas y tramos de líquido (Cui y col., 2003).

Además, los tramos de líquido están prácticamente sellados entre dos burbujas. Esta característica fue utilizada para hacer los llamados analizadores continuos de flujo, siendo el autoanalizador de Technison el de marca más conocida. En estas máquinas, las muestras que deben ser analizadas se inyectan en un capilar y son separadas por burbujas. Teniendo en cuenta que las burbujas impiden la mezcla de las muestras, largos tubos capilares con secciones múltiples de análisis pueden ser utilizadas con un mínimo de mezcla de muestras consecutivas.

Como se puede deducir de los ejemplos anteriores el flujo de tren de burbujas tiene características muy útiles: flujo pistón (no hay macromezcla) combinado con una buena transferencia de materia (mezcla local) y una baja caída de presión para un área de contacto específica. La literatura dirigida a revisar la fluido-mecánica y los fenómenos de transporte del flujo de Taylor es muy aislada, en parte debido a la gran cantidad de áreas a la que es aplicable, desde fenómenos médicos como la apertura de pulmones (Grotberg, 2001) hasta la refrigeración de un reactor nuclear y la filtración de membrana.

Mientras que gran parte del trabajo en el campo de la ingeniería química fue llevado a cabo para monolitos de estructura de panel, con canales de alrededor de 1mm de diámetro, los resultados son aplicables con pequeños ajustes a microrreactores de multifase, los cuales típicamente tienen canales más pequeños de unos 300 μm .

Los monolitos o reactores de estructura de panel (el último término es más común en EEUU) fueron originalmente diseñados para el uso de una fase en el convertidor catalítico de los automóviles. En la década de 1970, Horvath y col. (1973) utilizaron el flujo de Taylor para aumentar la transferencia de materia en un proceso sólido-líquido, en el que la única misión del gas era incrementar la transferencia de materia a una enzima inmovilizada en la pared del canal.

Actualmente, Akzo-Nobel opera un reactor en el proceso de antraquinona de producción de peróxido de hidrógeno en un proceso de dos etapas (Albers y col., 2001). El arrastre de catalizador de una etapa a la siguiente debe ser evitado, de modo que catalizadores acuosos son menos recomendables. La hidrogenación rápida y la buena transferencia de materia en los capilares convierten a las estructuras de panel en unos reactores de lecho fijo apropiados.

Air Products and Chemicals, Inc. ha patentado el uso de monolitos para hidrogenaciones rápidas y altamente exotérmicas de nitroaromáticos. Este diseño, que en muchos aspectos es similar al de reactores de Venturi, explota la pequeña caída de presión en los monolitos. Un diseño seguro del reactor requiere que el producto sea reciclado a través

del reactor varias decenas o cientos de veces, y la energía de reciclado puede ser reducida significativamente para pequeñas caídas de presión en los monolitos. Aparte de reacciones con nitroaromáticos (Broekhuis y col., 2001), también la hidrogenación de sorbitol fue considerada (Broekhuis y col., 2004). Otros esfuerzos en la industria incluyen la hidrogenación de olefinas y la saturación de tolueno realizada por Corning, Inc. (Liu, 2002) y el pos-reactor en la producción de anhídrido ftálico.

En resumen, los monolitos han sido aplicados a gran cantidad de procesos. Reacciones rápidas multifase, típicamente hidrogenaciones, parecen beneficiarse más de la aplicación de monolitos. En la tecnología de los microrreactores, el uso de flujo segmentado es más reciente. Una aplicación importante que utiliza la característica de flujo pistón es la producción de sílice coloidal (Khan y col., 2004).

El flujo de dos fases a través de canales capilares es considerado diferente al flujo de dos fases a través de canales más anchos: la tensión por la viscosidad ($\mu u/d$) y la tensión interfacial (γ/d), ambas inversamente proporcionales al diámetro, son más importantes que las tensiones inercial (ρu^2) y gravitacional (ρgH); siendo el coeficiente μ la constante de viscosidad, u la velocidad, d el diámetro del canal, γ la tensión superficial medida en N/s, ρ la densidad del líquido y H la altura de dicho líquido.

Mapas de flujo

Típicamente los llamados **mapas de flujo** son construidos a partir de datos de velocidad superficial del líquido versus velocidad superficial del gas. En estos mapas, los patrones de flujo determinados experimentalmente se ilustran señalando los límites entre los diferentes patrones mediante líneas.

El patrón de flujo que ocurre realmente en un determinado canal capilar depende de las propiedades del líquido y del gas (ρ_G , μ_G , ρ_L , μ_L), de la geometría del conducto (al menos del diámetro d) y de las velocidades del líquido y del gas (u_{LS} , u_{GS}). El número de grupos adimensionales utilizados para su representación es amplio, y la mayoría de mapas de flujo experimentales en la literatura son aplicables solo para los sistemas específicos en los que fueron obtenidos. La mayoría de las transiciones depende de las perturbaciones para crecer, y la amplitud de las perturbaciones introducidas tiene un gran efecto en el mapa de flujo. Esto ya fue destacado por Satterfield y Özel (1977), quienes informaron de que el límite del flujo de Taylor era una región amplia en el que el patrón de flujo observado depende del modo de introducción de la perturbación. Galbiati y Andreini (1992) demostraron que una suave introducción del gas y del líquido en el canal capilar resultó en un flujo estratificado y disperso. Introduciendo únicamente un cable delgado en la fuente de agua al canal, estos patrones de flujo se desvanecieron por completo y solo fueron observados flujo de Taylor y flujo Anular.

Mientras que la mayoría de los mapas de flujo se presentan sin tener en cuenta las propiedades del fluido y el diámetro del canal, existen algunas excepciones. Suo y Griffith (1964) realizaron experimentos usando octano, heptano y agua como líquidos y helio,

nitrógeno y argón como gases. Los resultados de dicho estudio se muestran en la Ilustración 7, siendo Ca entre 0,05 y 0,35 para la obtención de flujo de Taylor.

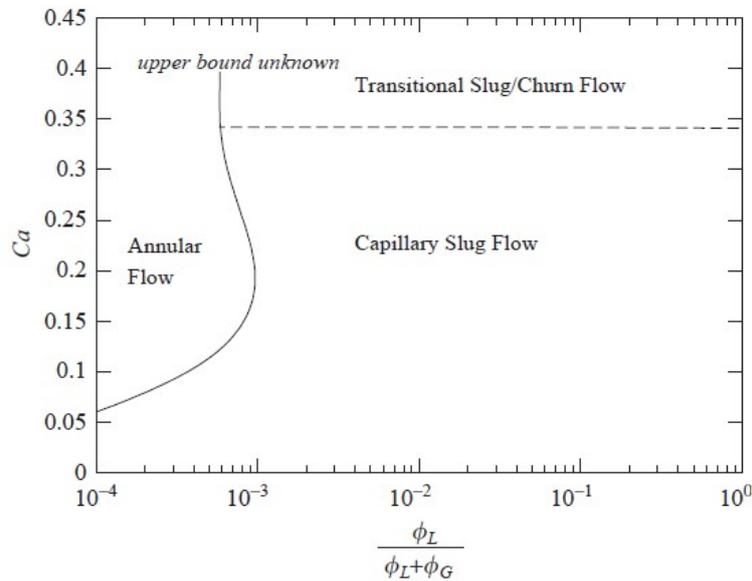


Ilustración 7-Mapa de flujo de Suo y Griffith para $Ca/Re=1,5 \times 10^{-5}$. Destacar que la línea que separa el flujo de transición y el flujo de Taylor coincide con $Re=2200$

Jayawardena et al. (1997) amplió los modelos de Rezkallah (1993) incorporando los efectos de la viscosidad, basándose únicamente en experimentos de microgravedad. En una gráfica de (Re_{Gs}/Re_{Ls}) versus (Re_{Ls}/Ca) , los límites para un grupo amplio de datos experimentales, obtenidos utilizando diferentes fluidos y geometrías, pueden ser predichos de forma precisa (Ilustración 8, donde Re_{Gs} y Re_{Ls} son el número de Reynolds en la fase gas y líquida, respectivamente, mientras que Ca representa el número de cavitación). El parámetro Ca expresa la relación entre la diferencia de presión absoluta del fluido con respecto a su presión de vapor y la energía cinética por volumen de flujo.

En la Ilustración 9 se muestran las posibles líneas de flujo en los capilares para distintos valores de Ca .

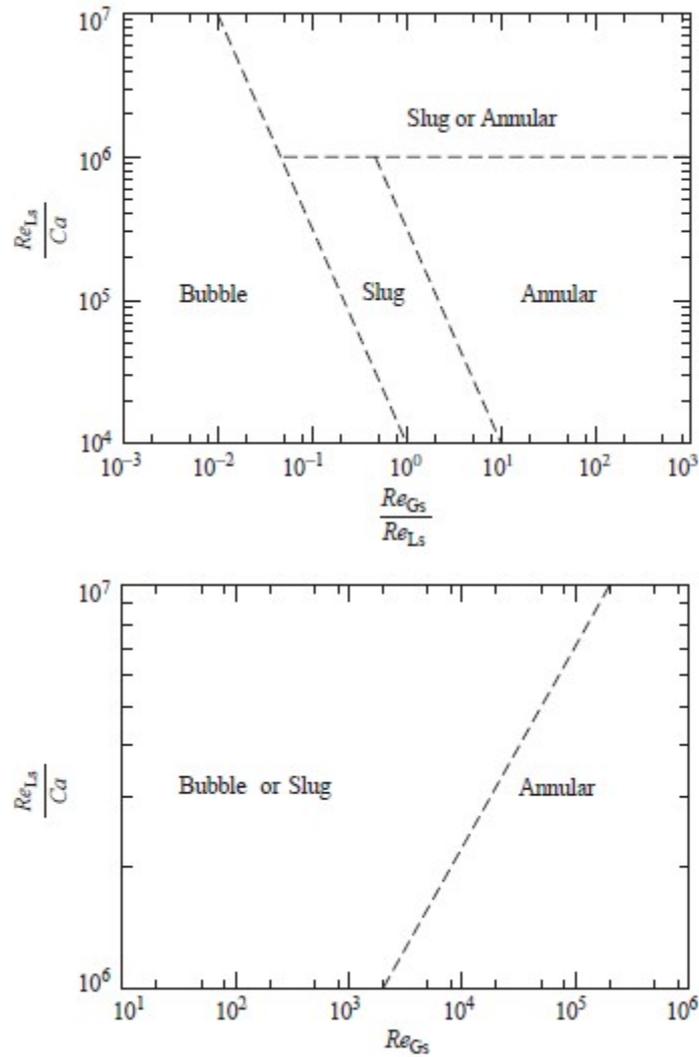


Ilustración 8-Mapas de flujo de Jawardena et al. (1997)

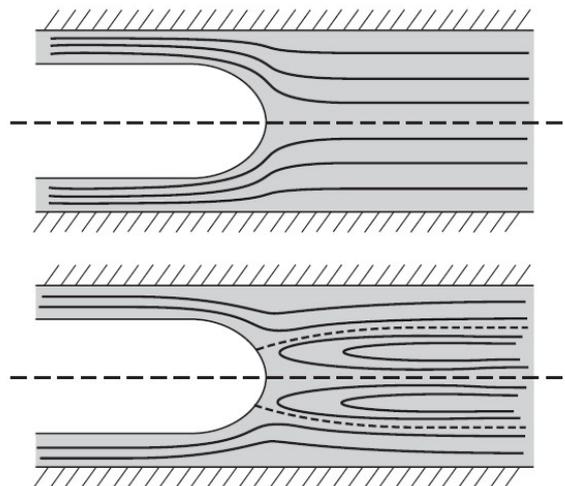


Ilustración 9-Sketch de las posibles líneas de flujo del líquido en los capilares. El patrón de arriba ocurre para $Ca > 0,7$ y se llama flujo de completa recirculación. La imagen de abajo con el anillo en la nariz de la burbuja ocurre para $Ca < 0,7$ (Taylor, 1961)

En el flujo de Taylor, las burbujas viajan ligeramente más rápido que la suma de las velocidades superficiales del gas y del líquido. Si la forma de la burbuja o el espesor de la película son conocidos, el flujo volumétrico del líquido puede ser calculado en la película. En caso contrario el flujo volumétrico en la película se puede asumir que sea cero.

Para capilares redondos de bajo Ca la película es muy estrecha. Considerando $A_{\text{burbuja}} \rightarrow A$ y $u_{\text{película}} \rightarrow 0$, se puede asumir la ecuación 1:

$$\frac{u_{\text{burbuja}}}{u_{\text{líqu.}}} = 1 + \frac{4\delta}{d} \quad (1)$$

Donde A_{burbuja} representa el área radial de la burbuja, mientras que A es el área radial del capilar. La $u_{\text{película}}$, u_{burbuja} y $u_{\text{líqu.}}$ son las velocidades en la dirección transversal de la tubería que tiene la película, la burbuja y el tramo de líquido, respectivamente. δ es el espesor de la película y d es el diámetro del capilar.

La burbuja está separada de la pared por una fina película que también está presente entre el líquido y la pared. Es importante tener en cuenta que el vortex circulante nunca está en contacto directo con la pared y el calor solo puede ser transferido a la pared por conducción a través de la película.

En el flujo de Taylor, varias contribuciones a la **caída de presión** deben ser consideradas. La primera contribución es debido a la fricción de la pared con los tramos de líquido. La segunda contribución es debido a la gravedad. Por unidad de longitud se puede calcular mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P}{L} = \rho g \quad (2)$$

Donde ΔP representa la caída de presión debida a la gravedad, L es la longitud del tubo por el que está presente el flujo de Taylor, ρ la densidad del líquido y g la aceleración de la gravedad.

La tercera contribución es debido a los términos de presión de Laplace, que pueden ser estimados utilizando la llamada teoría de lubricación para cada burbuja.

Claramente la caída de presión en el flujo de Taylor es dependiente de la longitud del tramo líquido. Esta dependencia del tramo líquido puede escribirse también en términos de frecuencia de burbuja (Cubaud & Ho, 2004): **más burbujas por metro de canal provocan una caída de presión mayor**. La gran variedad de longitud de tramo líquido en los diferentes sistemas explica el amplio rango de valores experimentales de caída de presión.

En un flujo de Taylor, **el nivel de retromezcla disminuye por la presencia de las burbujas**, que sellan eficazmente paquetes de líquido entre ellas. De hecho, el único mecanismo de transferencia de materia de un tramo de líquido al siguiente es por difusión de un

tramo a la película, y de la película al siguiente tramo. La combinación del aumento de transferencia de materia radial (mezcla local) y la eliminación de la retromezcla convierte al flujo de Taylor en un régimen hidrodinámico ideal, no solo para reacciones gas-líquido-sólido, sino también para reacciones homogéneas donde el comportamiento de flujo pistón es esencial (véase por ejemplo el caso de la síntesis de sílice coloidal de Khan y col. (2004)). El modelo de flujo pistón de distribución de tiempo de residencia lleva a las llamadas “E-curves” que son significativamente distintas a las curvas de dispersión axial. La curva resultante es simétrica alrededor del pico, es decir, que la subida es tan larga o corta como la cola. La correspondiente curva para flujo de Taylor tiene por tanto una cola relativamente larga y una subida afilada, en que la cola describe la filtración a tramos de líquido superiores. La Ilustración 10 muestra la curva experimental de Thulasidas y col. (1999) que tiene estas características.

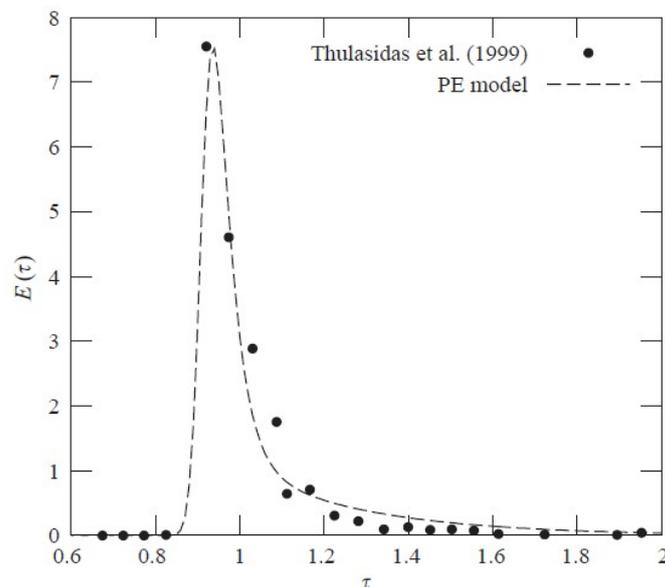


Ilustración 10-Ejemplo de una curva de distribución del tiempo de residencia, de Thulasidas et al. (1999)

En ingeniería, las E-curves para canales de un único capilar se puede considerar como flujo pistón para todos los niveles de conversión menos para los niveles más altos. En sistemas de más capilares, el estudio combinado del comportamiento de un único canal con el de un conjunto de canales paralelos, da una idea de la mala distribución en los mismos.

Hasta ahora se ha discutido la hidrodinámica y los fenómenos de transporte en un único canal. Cuando utilizamos un monolito, es decir, un conjunto de canales capilares paralelos, la cuestión a resolver es si se comportan de la misma manera. Primero, los canales en sí pueden ser ligeramente diferentes, y pequeñas variaciones en el diámetro del canal pueden resultar en ligeras variaciones de la velocidad del fluido (Van Gulijk y col., 2005). Segundo, la distribución de gas y líquido en los canales puede variar de uno a otro. Son conocidos los problemas de distribución para la mayoría de reactores multifase, pero en los monolitos el problema es agravado por el hecho de que no hay

transporte convectivo de un canal al siguiente. En otras palabras, una distribución imperfecta simplemente se propaga hacia arriba y no se corrige o nivela en la columna. Por supuesto, también es cierto que una buena distribución inicial no se destruye al propagarse en el reactor.

Un preciso conocimiento de la caída de presión es necesario para determinar las condiciones de operación estables. Por ello, la frecuencia de burbuja es un parámetro importante para la estabilidad y los distribuidores para los monolitos deben ser diseñados de forma que se generen **pequeñas burbujas**.

Absorción química y física

La eficacia de transferencia de materia para los varios casos estudiados ha sido evaluada utilizando la fracción de absorción ($X\%$) de CO_2 (el porcentaje de CO_2 transferido del gas a la fase líquida) y el índice de utilización de líquido ψ (moles de CO_2 absorbidos por unidad de volumen de NaOH). Ambos parámetros fueron significativamente más altos en el caso de absorción química comparado con la física. Se observó el hecho interesante de que, para las condiciones de investigación, el valor de k_{La} aumentaba con el tamaño del canal igual que el $X\%$ durante la absorción física. La fracción de absorción, sin embargo, disminuía con el tamaño del canal en presencia de reacción. Cuando la reacción estaba presente, la absorción de CO_2 se veía incrementada entre 3 y 12 veces comparando con la absorción física (Shao, Gavriilidis, & Angeli, 2010).

Van Baten & Krishna, 2004 realizaron un estudio de fluido dinámica computacional (CFD) para transferencia de materia en capilares con un flujo de Taylor, quienes confirmaron que tanto los casquetes de la burbuja como el lado de la película de la burbuja contribuyen al transporte de materia. En esta publicación, se realizaron estudios numéricos paramétricos en la transferencia de materia durante la absorción de CO_2 en soluciones acuosas alcalinas con y sin reacción bajo flujo de Taylor en microcanales. Este sistema particular fue elegido dado que presenta una reacción rápida que se beneficiaría particularmente de la mejorada transferencia de materia en los microcanales, siendo además muy relevante en la industria en aplicaciones como la eliminación del CO_2 del gas de síntesis, y la eliminación del CO_2 de emisiones gaseosas incluyendo aplicaciones medioambientales (Freguia y col., 2003). Se formuló un modelo de CFD para la transferencia de materia en flujo de Taylor en el que tanto el dominio del líquido como el del gas son resueltos, siendo la concentración de CO_2 en la interfase variada durante la simulación. El efecto de la reacción rápida en la transferencia de materia es considerado inicialmente. A esto le siguen estudios paramétricos del efecto en el coeficiente de transferencia de materia de la geometría del flujo, como la longitud de la burbuja, la longitud del tramo líquido, la longitud de la célula unidad y de la dimensión del canal. Este tipo de resultados ayudan a diseñar microrreactores de flujo de Taylor con un mejor rendimiento.

La absorción de CO_2 en soluciones acuosas alcalinas es intrínsecamente una reacción muy rápida y homogénea, lo que la convierte en un sistema apropiado para el estudio en pequeños canales. En el desarrollo del modelo se asume que la gravedad, el gradiente de tensión superficial (también conocido como efecto Marangoni) y la compresibilidad

del gas tienen efectos despreciables. Una desventaja de utilizar la fracción de absorción $X\%$ para controlar la transferencia de materia es que las fracciones de absorción más altas se consiguen de forma muy costosa, por ejemplo utilizando una gran cantidad de líquido reactivo. En la Ilustración 11 se muestra la geometría del dominio computacional y sus límites.

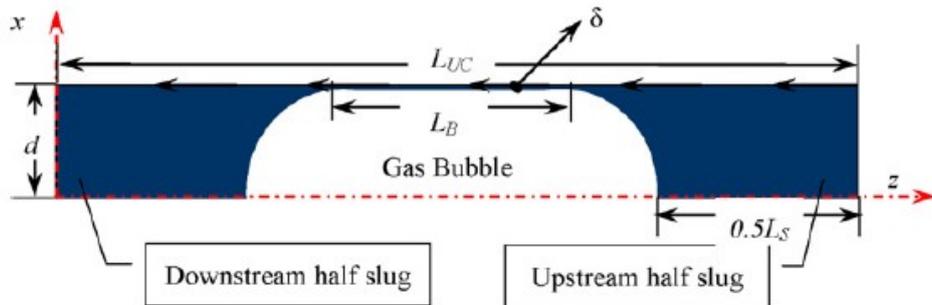


Ilustración 11-Geometría y límites del dominio computacional.

Los resultados de la simulación demostraron que la fracción de absorción de CO_2 aumentó al aumentar la velocidad de burbuja y la longitud del tramo líquido, mientras que disminuyó al aumentar la longitud de la burbuja y la longitud de la célula unidad. Merece la pena destacar que, al disminuir el tamaño del canal, mejoró la fracción de absorción de CO_2 para el escenario con reacción, pero disminuyó en el escenario de absorción física.

Biopelícula

Un posible problema cuando se utilizan reactores monolíticos en aplicaciones biológicas es la obstrucción de los canales debido a la formación de biopelícula. La Ilustración 12 muestra el sistema experimental para la investigación de la formación de biopelícula en un reactor monolítico

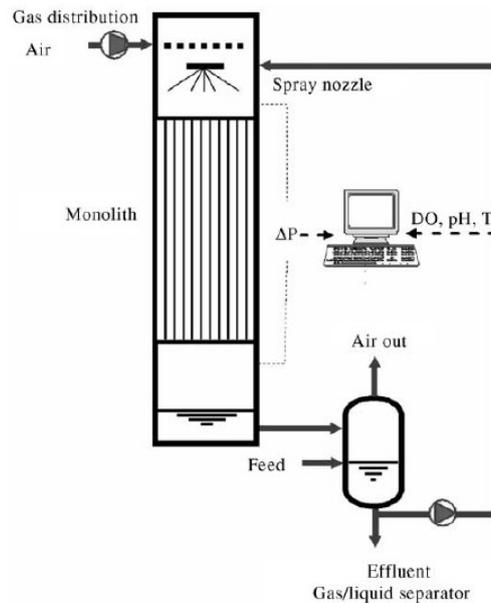


Ilustración 12-Sistema experimental para la investigación de la formación de biopelícula en un reactor monolítico (Ebrahimi y col., 2005).

La caída de presión en los monolitos es un orden de magnitud más bajo que en lechos fijos aleatorios (J. Heiszwolf y col., 2001). En columnas monolíticas operadas co-corriente hay niveles de transferencia de materia muy altos ($k_{La} = 1s^{-1}$) para una mínima cantidad de energía consumida (un 50-80% de la energía consumida en los biorreactores convencionales).

Es importante determinar si la presencia o ausencia de formación de biopelícula podría ser controlada en reactores monolíticos. Los resultados indicaron que, para tiempos de residencia del líquido suficientemente largos, la obstrucción puede definitivamente ser retrasada y una operación estable puede ser obtenida.

La formación de biopelícula en reactores monolíticos puede considerarse un efecto colateral no deseado o un requerimiento operacional, dependiendo de los objetivos de tratamiento que deben ser alcanzados. En este caso en el que los tiempos de retención del líquido son suficientemente largos, la formación de biopelícula se considera un efecto colateral no deseado que puede incrementar la caída de presión y disminuir los niveles de transferencia de materia.

Las variables de operación estudiadas por Ebrahimi y col. (2005) fueron el tiempo de residencia hidráulico (calculado en base al volumen total de líquido en el sistema), nivel de carga de sustrato y concentración de biomasa en el sistema. Un tiempo hidráulico de residencia de 30 horas es suficientemente largo para mantener los microorganismos que crecen en el sistema de forma suspendida. Por lo tanto, la formación de biopelícula se espera que sea prevenida o retrasada. Para tiempos hidráulicos de residencia más bajos (0,5 horas) las condiciones son favorables para el crecimiento de la biomasa en una biopelícula más que en suspensión.

Intensificación de procesos

Se han discutido ampliamente las ventajas y desventajas de utilizar flujo segmentado en microcanales para **intensificar procesos** biocatalíticos (Kreutzer y col., 2005). Los dos objetivos de la intensificación del proceso son: la reducción de necesidad de energía y la reducción del tamaño del equipo.

Una vez las burbujas se forman en los microcanales, ya no pueden juntarse y, por ello, no se necesita energía para romper las burbujas más grandes. Como resultado, la misma transferencia de materia gas-líquido se obtiene para un orden de magnitud más bajo de energía aportada.

Una de las aplicaciones gas-líquido que se beneficiaría de la intensificación para una energía mecánica de entrada baja es la fermentación industrial, que frecuentemente está limitada por la transferencia de materia en columnas de burbujas y tanques agitados.

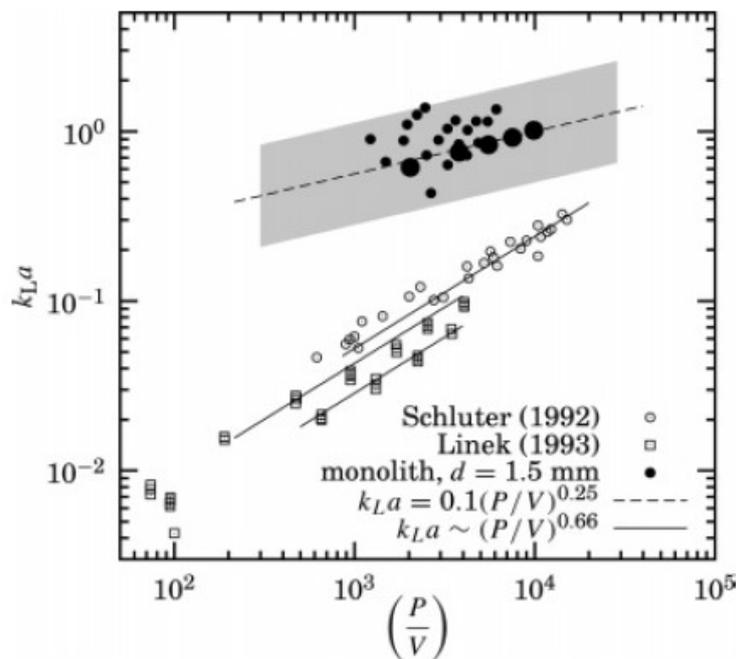


Ilustración 13-Transferencia de materia gas-líquido (s^{-1}) versus energía aportada para monolitos y reactores turbulentos (W/m^3).

Con el análisis presentado en la Ilustración 13 se muestra que los monolitos son ideales para intensificar el contacto en reactores gas-líquido. La duda más importante es si las células se quedan adheridas a la pared del monolito y colmatan los capilares. Se ha estudiado el caso más desfavorable, usando monolitos no tratados para hacer crecer un sistema aeróbico heterotrófico (Kreutzer y col., 2005). Durante la operación en el reactor, el oxígeno es consumido por las células suspendidas y por las células en la biopelícula en la pared del canal. Se ha monitoreado el crecimiento de la biopelícula analizando la caída de presión en el reactor: un aumento de caída de presión indica un aumento de la incrustación en los canales. El flujo de líquido y de gas en el reactor se mantuvieron en $1.0 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ y $1.15 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ respectivamente, durante todo el experimento.

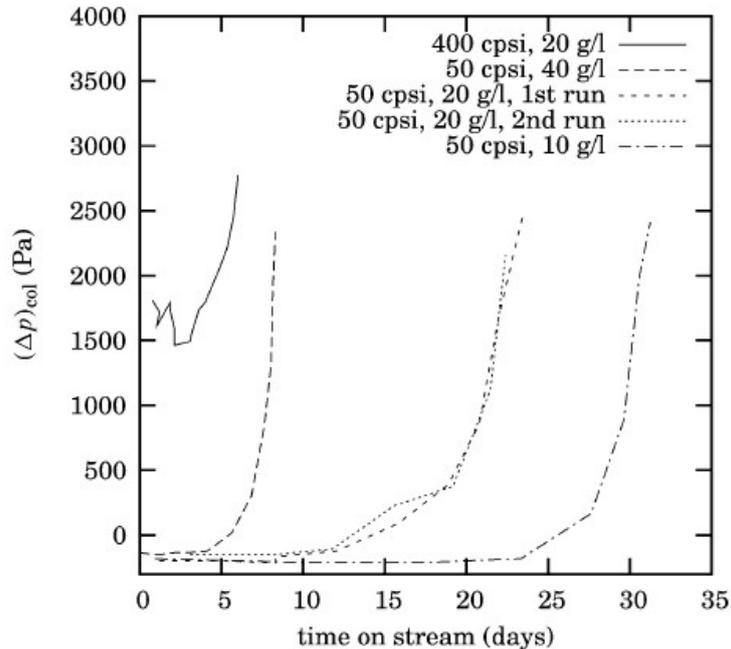


Ilustración 14-Caída de presión como medida de la formación de biopelícula para alto tiempo hidráulico de residencia (HRT= 30h)

El sistema opera como un reactor continuo con recirculación interna: el líquido que entra al sistema es recirculado muchas veces en la columna antes de abandonar el circuito. El parámetro más importante para determinar el crecimiento de la biopelícula es el tiempo hidráulico de residencia (HRT por sus siglas en inglés) que es, en términos de ingeniería química, el tiempo de residencia medio del líquido en todo el sistema. Es importante no confundir el HRT con el tiempo de reciclado, que es solo de unos pocos segundos. El tiempo de reciclado es aquel que tarda el líquido que parte de una posición inicial, en volver a dicha posición tras haber hecho el correspondiente recorrido por el sistema.

El segundo parámetro importante es la concentración de glucosa en la alimentación. Altas concentraciones de glucosa conllevan la generación de altas concentraciones de biomasa.

En el estudio de Kreuzer y col (2005), primero se examinó el funcionamiento del monolito con 400 células por pulgada al cuadrado de área frontal (400 cpsi o $d = 1,09$ mm) y se comprobó que, para varios días de operación, la caída de presión aumentó muy rápido (ver la Ilustración 14). Experimentos para 50 cpsi ($d = 3$ mm) tuvieron mejores resultados. Con una alimentación de glucosa de 20g/L, después de 17 días la caída de presión aumentó rápidamente, indicando la colmatación del sistema multicapilar.

Determinación del k_{La}

Hoy en día, las tecnologías físico-químicas de eliminación de contaminantes gaseosos, tales como adsorción con carbón activo e incineración, son ineficaces o costosas a las bajas concentraciones en las que se encuentran típicamente en emisiones, y poseen una gran huella de carbono como resultado de su utilización intensiva de energía. (Estrada y col., 2012). Los métodos biológicos representan una alternativa más ecológica. Sin embargo, la aplicación eficiente de biotecnologías convencionales como la biofiltración

para la eliminación de contaminantes gaseosos está limitada por la baja transferencia de materia de contaminantes gaseosos hidrófobicos desde la emisión de gas a la comunidad microbiana responsable de su biodegradación. Esto conlleva la necesidad de amplios tiempos de residencia, y por lo tanto grandes volúmenes de biorreactor y altos costes de inversión (López y col., 2013). El grupo de investigación de tratamiento biológico de gases de la Universidad de Valladolid ha realizado recientemente un estudio cuyo objetivo fue comprobar y validar, por primera vez, dos metodologías experimentales para la estimación de $k_L a$ de metano (*gassing-outvs* métodos de determinación de la velocidad de transferencia de oxígeno) en un reactor de mezcla completa para varios niveles de mezcla (Muñoz y col., 2018).

La velocidad de transferencia de oxígeno ($\text{g L}^{-1} \text{h}^{-1}$) de la fase gaseosa al medio mineral fue estimada monitoreando periódicamente la oxidación de SO_3^{2-} en el fermentador (Quijano y col., 2009). El biorreactor se llenó inicialmente con 2,5 L de medio mineral conteniendo sulfito de sodio a una concentración de 0,03 M y fue aireado durante 30 minutos previo al test. La cinética de absorción de O_2 fue controlada después de la adición del catalizador (5 ml de $2,5 \times 10^{-4}\text{M}$ de solución de CoSO_4 que permiten una oxidación instantánea de SO_3^{2-}) hasta el completo agotamiento del SO_3^{2-} disuelto de acuerdo con la siguiente ecuación:



El coeficiente $k_L a$ fue determinado usando la siguiente ecuación:

$$k_L a = \frac{OTR}{\frac{C_{\text{O}_2,G}}{H_{\text{O}_2}} - C_{\text{O}_2,L}} \quad (4)$$

Donde OTR (velocidad de transferencia de oxígeno) es calculado a partir de la pendiente de la concentración absorbida de O_2 (estimada a partir de la concentración de SO_3^{2-} multiplicado por el coeficiente estequiométrico $\text{O}_2/\text{SO}_3^{2-}$ derivado de la ecuación ((3) frente al tiempo, H_{O_2} es la constante adimensional de la ley de Henry para O_2 (30,9 a 30°C) $C_{\text{O}_2,G}$ y $C_{\text{O}_2,L}$ representan la concentración de O_2 en la emisión gaseosa y en la fase líquida, respectivamente.

1.5 Investigación futura

Con los estudios realizados hasta el momento, el **diseño racional** de un reactor monolítico multifase es posible. Mientras que algunas correlaciones necesitan de confirmación precisa, o tal vez algunos experimentos para diferentes geometrías de los canales o diferentes fluidos, el conocimiento de fenómenos relevantes es suficientemente robusto para confiar en él.

A pesar de los avances realizados en tecnología de reactores de flujo de Taylor, su aplicación para tratamiento de aire de interior requiere abordar los siguientes desafíos:

- Una caracterización previa del transporte de materia para poder realizar un diseño específico de biorreactores de flujo de Taylor.
- Estudiar la operación en continuo de biorreactores de flujo de Taylor multicanal.

- Analizar el funcionamiento de los biorreactores de flujo de Taylor para tratar contaminantes de interior.

2. OBJETIVOS

El presente trabajo tiene como objetivo general el desarrollo y optimización de una nueva generación de biorreactores de alta transferencia basados en flujo de Taylor para el tratamiento de aire de interior. Este objetivo general comprende a su vez tres objetivos específicos:

- El diseño y construcción de un reactor monolítico de flujo de Taylor.
- La caracterización experimental de los mapas de flujo de Taylor y de coeficientes volumétricos de transferencia de materia.
- El diseño a escala real de un biorreactor de flujo de Taylor para el tratamiento del aire de interior de una oficina bancaria modelo. Este objetivo incluye el estudio técnico-energético de la eliminación de contaminantes de aire de interior utilizando un biofiltro percolador como reactor control.

3. MATERIALES Y MÉTODOS

3.1 Reactivos químicos

Los reactivos químicos empleados en esta experimentación se adquirieron en Panreac® (Barcelona, España) con una pureza de al menos el 99%.

3.2 Determinación de la caída de presión en los tubos

El principal objetivo de estos experimentos consistió en determinar la caída de presión por unidad de longitud de tubo para cuatro diámetros de tubo diferentes (2, 3,5, 5 y 7 mm) para un amplio rango de velocidad del aire (1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, y 10 L/min).

El sistema experimental consistió en: un compresor que permitía la entrada de aire en el sistema, un rotámetro de 10 L/min con el cual se reguló el flujo de aire de entrada, un medidor de presión (tubo en U) y el tubo del diámetro correspondiente en cada caso. Fijando un determinado flujo de aire, se observó en el tubo en U la diferencia de altura de agua entre las dos ramas (Ilustración 15). Las pérdidas de carga en los tubos se normalizaron con respecto a la longitud del tubo.

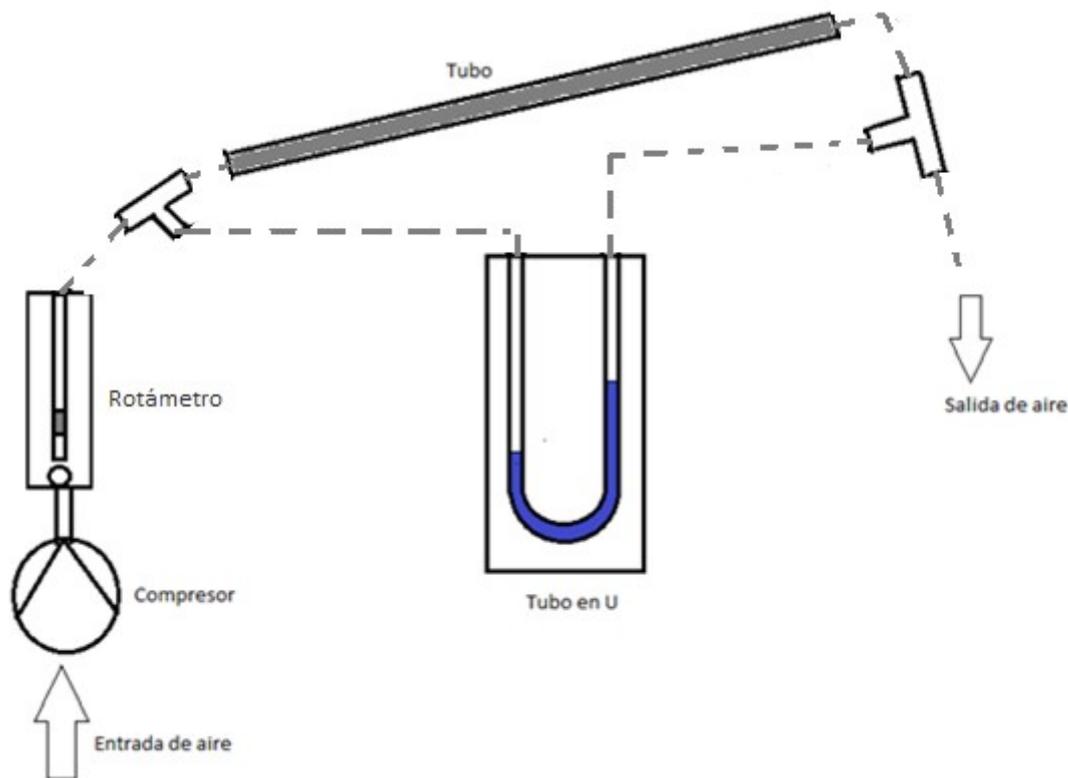


Ilustración 15-Sistema experimental de medida de presión en los tubos

Se muestra a continuación una imagen del sistema real utilizado en el laboratorio (Ilustración 16).

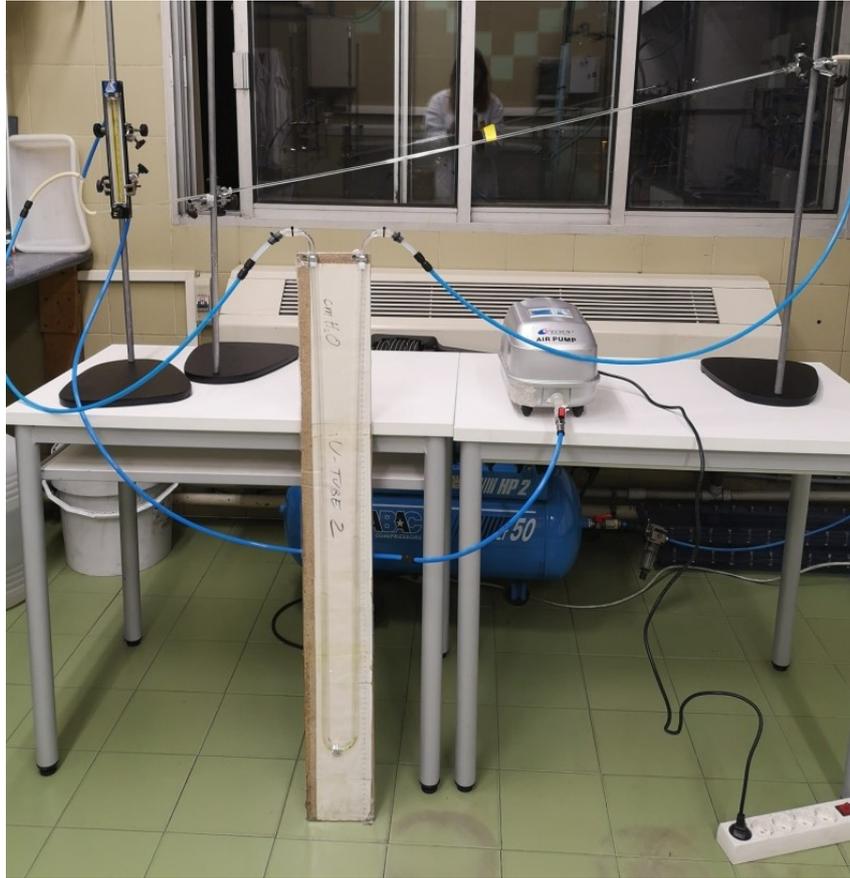


Ilustración 16-Fotografía del sistema de medida de la caída de presión en los tubos

3.3 Elaboración de mapas de flujo de Taylor en capilares

Se realizaron mapas de flujo de Taylor fijando el flujo de líquido y variando el flujo de gas que entraba por un único tubo.

El sistema experimental se muestra en la Ilustración 17:

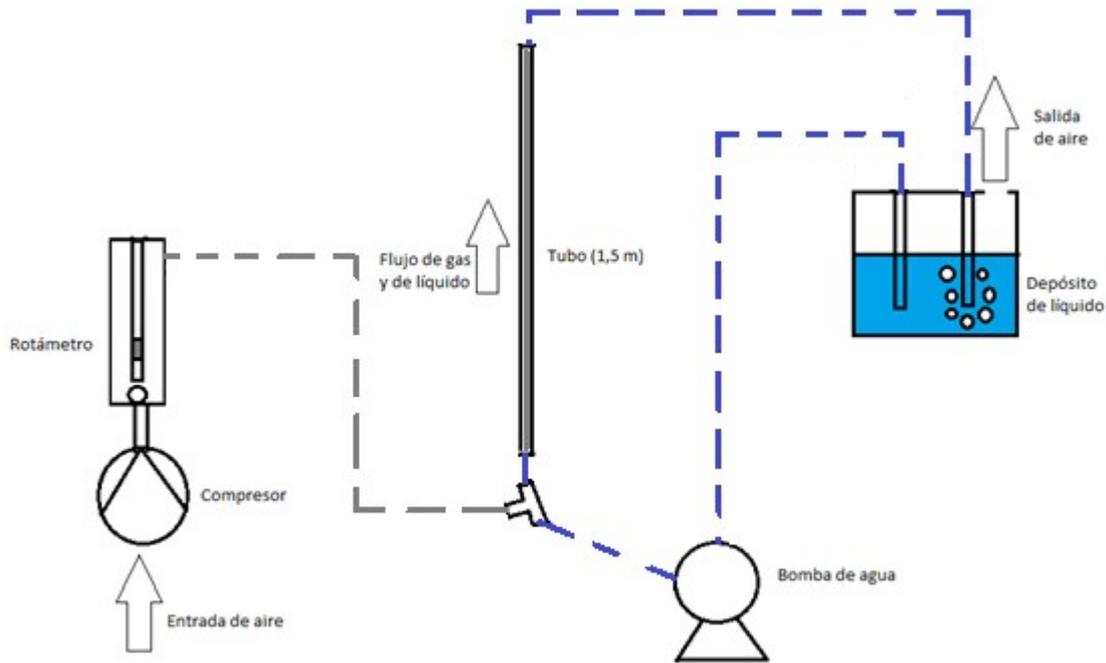


Ilustración 17-Sistema experimental para la determinación de los mapas de flujo de Taylor en un único tubo.

El compresor (ABAC, España) utilizado se taró a una presión de 1 bar. Para regular el flujo de aire de entrada al sistema, se empleó un rotámetro de rango 0,1 - 1,2 L/min. La bomba de agua (Watson-Marlow, España) previamente calibrada, proporcionaba a máxima potencia un caudal de 0,71 L/min. La calibración se muestra en la Ilustración 1 de los Anexos. El líquido utilizado para los experimentos fue agua destilada tipo II.

El caudal de aire del laboratorio aspirado por el compresor fue regulado por el rotámetro y dirigido a la intersección. Al mismo tiempo, la bomba de líquido tomaba agua del depósito y la impulsaba hacia la misma intersección. Para el tubo de 1,5 m se obtendrá o no flujo de Taylor dependiendo de los flujos de gas y de líquido. Finalmente, tanto el líquido como el gas se recogieron en la parte superior del tubo y se llevaron al depósito de líquido. Es importante que la tubería que proporcionaba el líquido a la bomba estuviera alejada de la tubería de salida de líquido y gas, ya que en caso contrario entrarían burbujas de aire a la bomba de agua y falsearían los resultados. Estos experimentos se realizaron para dos diámetros de tubo diferentes, 3,5 y 5mm.

Se grabaron videos, que fueron analizados exhaustivamente por varios observadores para delimitar cuándo se podía considerar que en cada tubo se presentaba flujo de Taylor.

3.4 Diseño y puesta en marcha del reactor

Se realizó el diseño de las dos piezas principales de sujeción de los tubos que componen el reactor, teniendo en cuenta que queremos obtener un sistema de flujo ascendente en co-corriente en el que el flujo de Taylor esté presente en el mayor número de tubos posible. Utilizando AutoCAD2019, se realizaron los diseños que se muestran en la Ilustración 18 y la Ilustración 19.

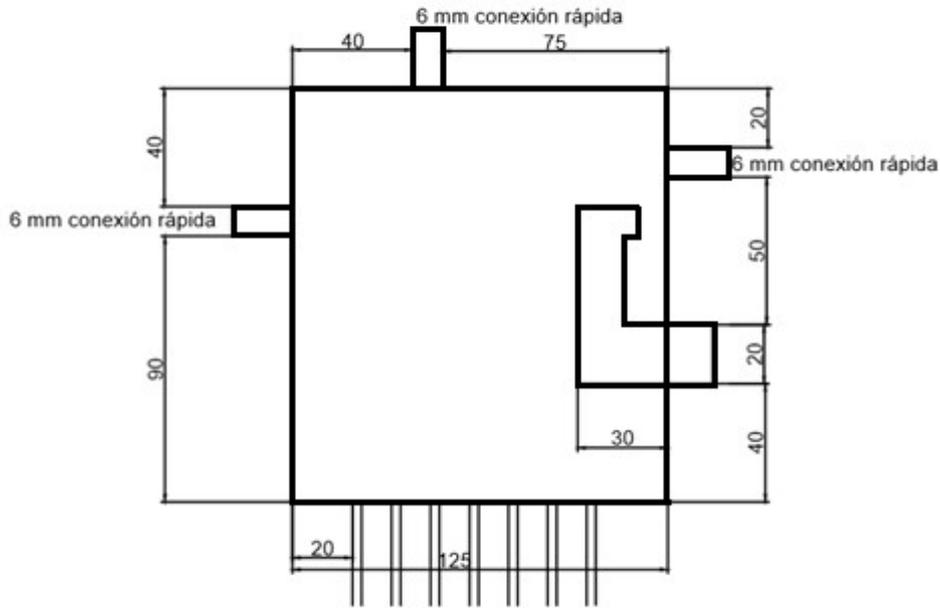


Ilustración 18-Parte de arriba del reactor 1.

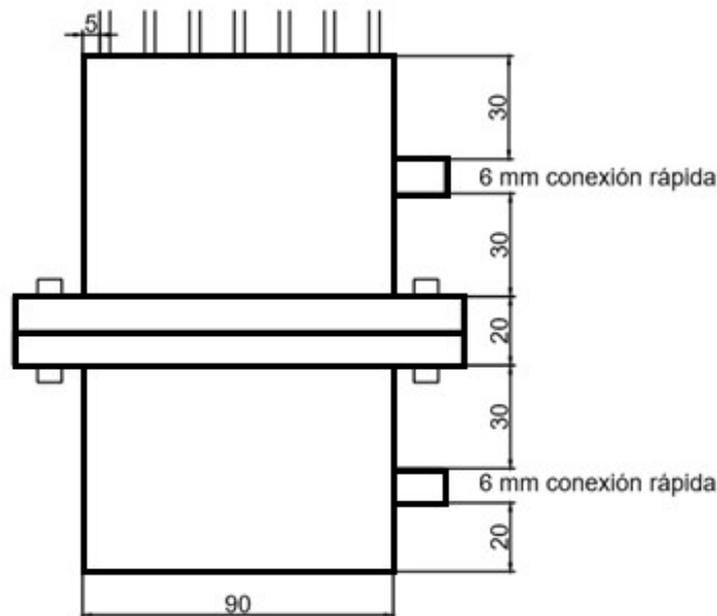


Ilustración 19-Parte de abajo del reactor 1.

A continuación, se pueden ver en el laboratorio dichas piezas por separado (Ilustración 20). Posteriormente, estas fueron unidas por 25 tubos de vidrio (Ilustración 21).

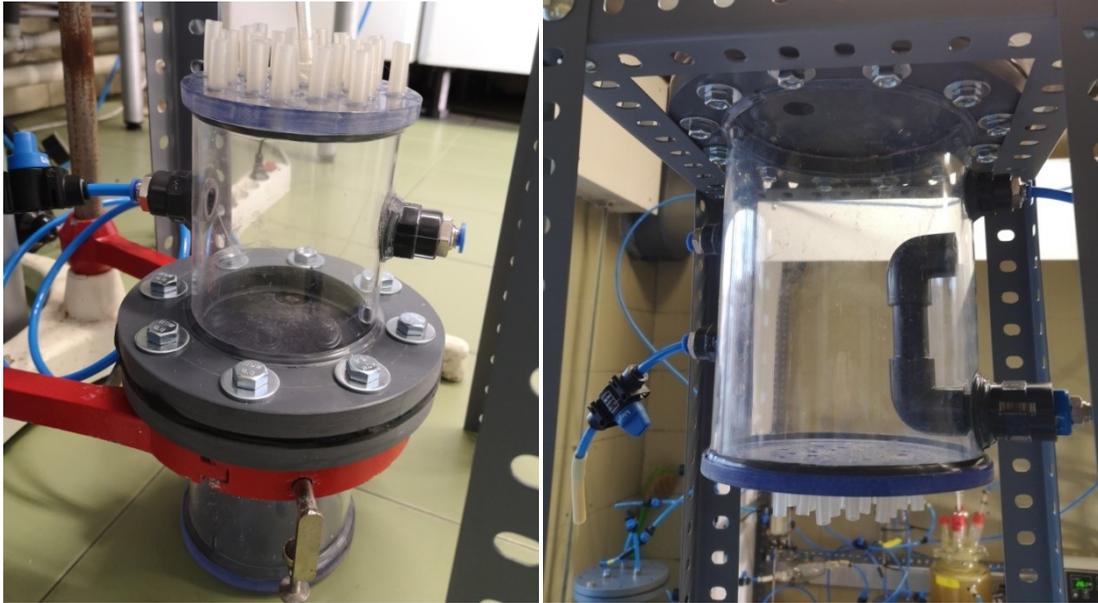


Ilustración 20-Las dos piezas del sistema experimental 1 en el laboratorio

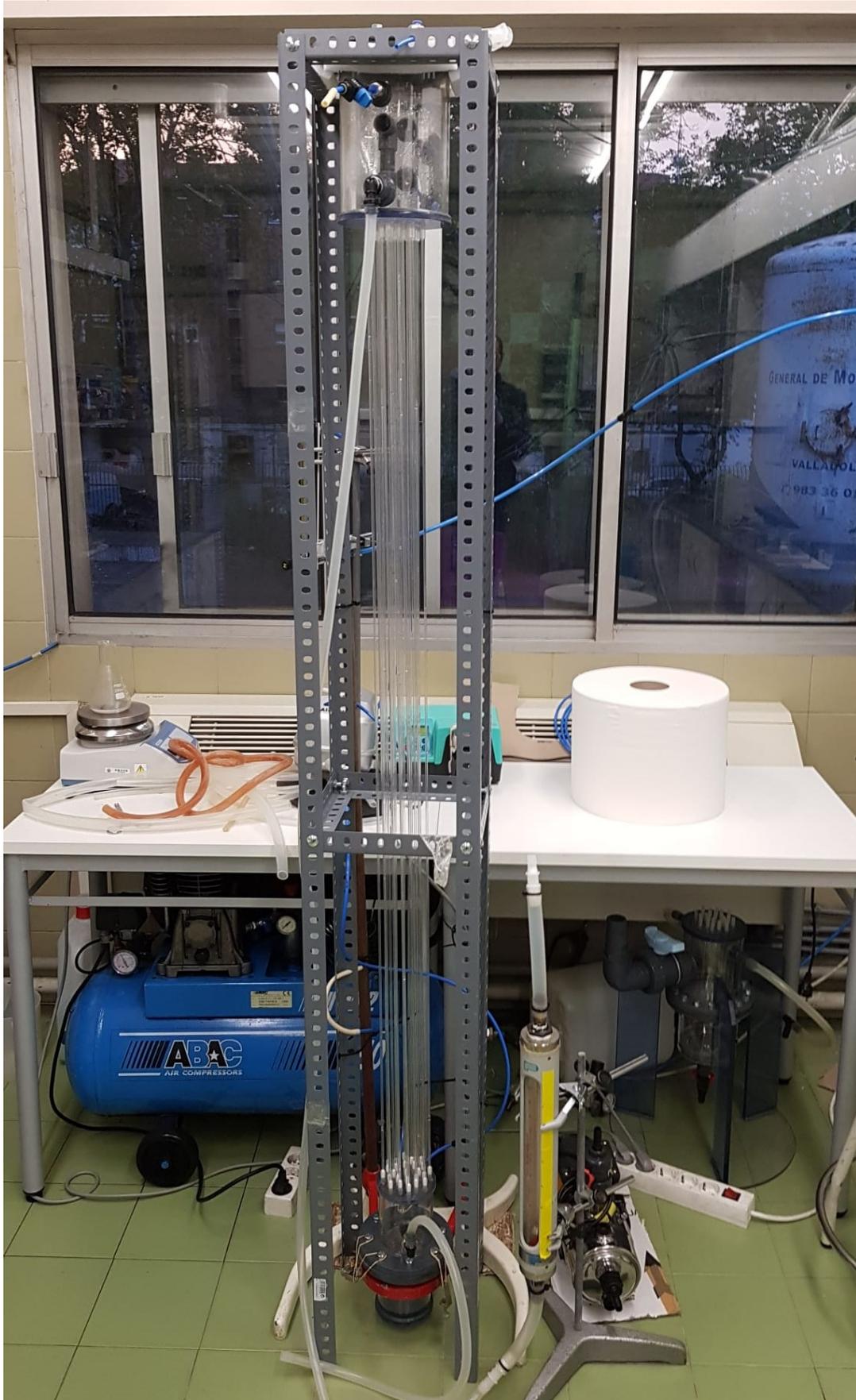


Ilustración 21-Fotografía del montaje final del Reactor 1

Para el funcionamiento del sistema, se introdujo aire del laboratorio mediante un compresor (ABAC, España) tarado a 3 bares de presión. Se reguló la entrada de aire al sistema mediante un rotámetro. Dicho flujo de aire llegó a la cámara inferior y atravesó la membrana difusora debidamente perforada. La cámara intermedia (llenada previamente de líquido), se llenó también de burbujas de aire, que ascendieron entonces en co-corriente con los tramos de líquido formando el flujo de Taylor requerido en los tubos. La cámara superior estaba abierta a la atmósfera, por lo que se permitía la salida al aire. Sin embargo, el líquido presente en la cámara superior se recirculaba a la cámara intermedia mediante una bomba centrífuga de agua. Se controló el flujo de recirculación empleando un rotámetro de líquido y una válvula de bola.

Se realizaron varias modificaciones al sistema buscando una mejora en el número de tubos que presentaban flujo de Taylor. En primer lugar, se introdujo un **medio salino**, empleando agua destilada y una concentración de 4 g/L de NaCl. Se comprobó que esta solución provocaba que las burbujas en el reactor fueran más pequeñas y que muchos tubos no presentasen el flujo buscado. En segundo lugar, se utilizaron varias **membranas** de separación entre la cámara de gas y la del líquido en la pieza inferior del reactor. Tras varias pruebas se demostró que la membrana de silicona transparente (con orificios de 0,5 mm de diámetro) era más adecuada para el sistema que la membrana butílica. Esto se debe a que la distribución de burbujas era más uniforme, de forma que el flujo de Taylor en los tubos era más regular.

Finalmente, se estudió el comportamiento de dos **bombas de agua** diferentes: una peristáltica de bajo caudal (Watson-Marlow, España) y otra centrífuga (Tecnicalor, España) de flujo máximo 15L/min. La bomba peristáltica proporcionaba a máxima potencia un buen rendimiento, sin embargo, al ser discontinua se obtenía un flujo de Taylor intermitente y no deseado. Por lo tanto, se utilizó finalmente la bomba centrífuga.

Para determinar los rangos de caudal de gas y líquido de los rotámetros, se estudiaron los mapas de flujo para tubos de vidrio de 3,5 y 5 mm de diámetro interior. Teniendo en cuenta el rango de caudales de aire en que se presentaba flujo de Taylor y sabiendo que se disponía de 25 tubos, se dedujo que se precisaba un rotámetro de 20 L/min. En el caso del líquido, se precisaba un rotámetro que cubriera el rango de caudales de la bomba, por tanto, se seleccionó uno de 15L/min.

Después, se realizó el diseño de un **nuevo reactor**, para favorecer el funcionamiento óptimo del sistema. A continuación, se muestra un diagrama del mismo (Ilustración 22).

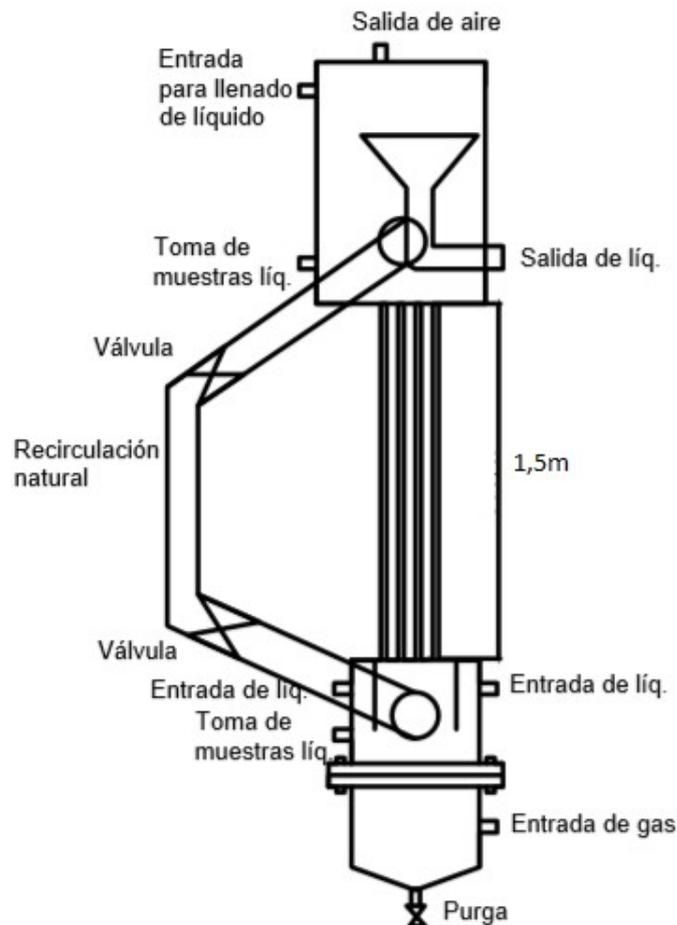


Ilustración 22-Diagrama básico del reactor 2.

Este reactor tenía dos objetivos principales: disminuir el gasto energético favoreciendo la recirculación natural y evitar la entrada de burbujas de aire en la recirculación de líquido. Para el primer objetivo, se introdujo una tubería de 4 cm de diámetro dotada de dos válvulas. Para el segundo objetivo, se incorporó una estructura cónica en la parte superior del reactor, que permite que las burbujas de aire se eleven y no entren en el conducto de recirculación. De esta manera, se evitaría obtener resultados imprecisos en la medida del flujo de líquido de recirculación.

A continuación, se muestra el diseño detallado de las dos piezas de unión de los tubos que conforman el reactor realizado con AutoCAD 2019 (Ilustración 23e Ilustración 24):

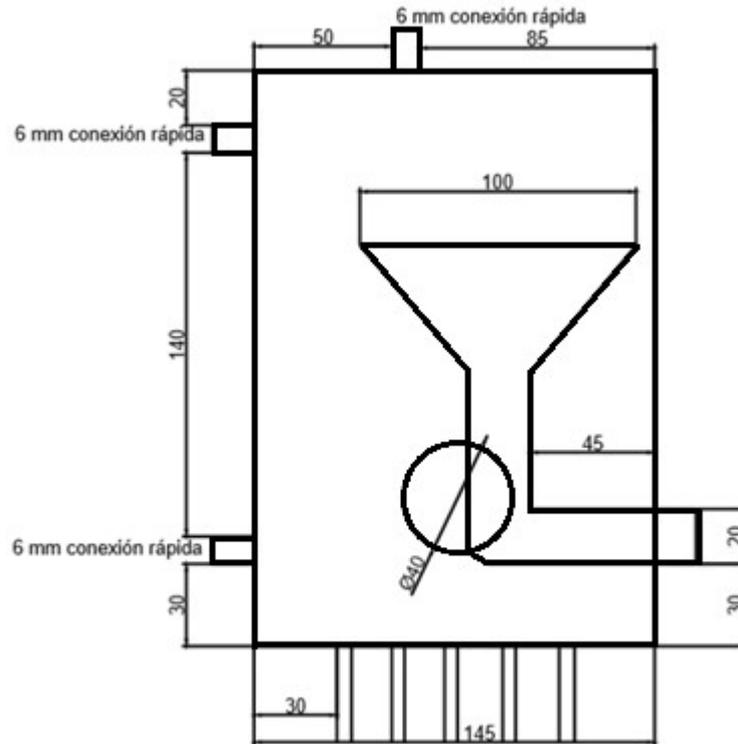


Ilustración 23-Diseño de la pieza superior del reactor 2.

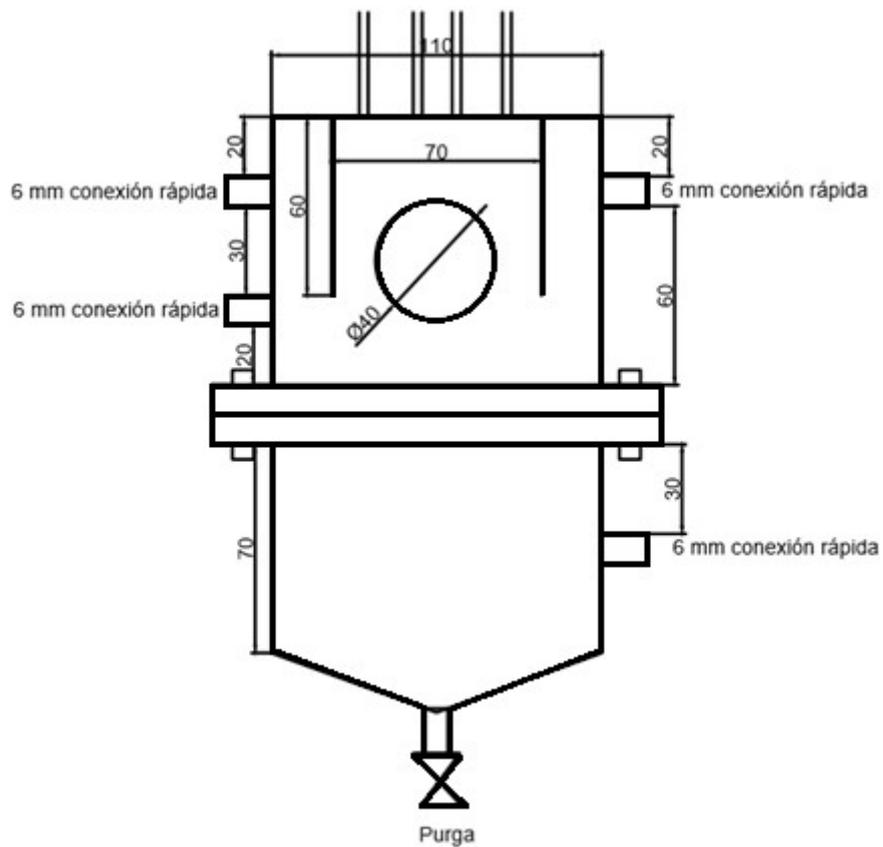


Ilustración 24-Diseño de la pieza inferior del reactor 2.

3.6 Mapas de flujo de Taylor para el reactor

Se realizaron los mapas de flujo de Taylor para el reactor en su conjunto, en el que están presentes los 25 tubos de vidrio, de 2 mm de diámetro interior.

Se empleó para ello la primera configuración del reactor (reactor 1). Se utilizó un compresor tarado a 3 bares de presión, regulado por un rotámetro de 20L/min. Además, el sistema requirió una bomba de agua cuyo caudal máximo era de 15L/min. El líquido empleado para la determinación de los mapas era una disolución 0,03M de Na_2SO_3 .

Se procedió de la siguiente manera: se fijó un caudal de líquido con ayuda del rotámetro de líquido. A continuación, se fijó el caudal de gas regulado por el rotámetro de aire. Varios observadores determinaron entonces si para esta configuración del reactor, el flujo de Taylor estaba presente en los 25 tubos de vidrio. En caso contrario, se indicó en cuantos tubos de vidrio sí estaba presente. Después, para un mismo flujo de líquido, se varió el flujo de gas. Se repitió el procedimiento para todo el rango del rotámetro (1-20 L/min). Posteriormente, se incrementó el flujo de líquido en el rango del rotámetro (1-14 L/min) y se repitieron las medidas para esta nueva configuración.

3.7 Determinación del coeficiente de transferencia de materia en el reactor 1 de flujo de Taylor

Como se detalla en la Introducción (sección 1.4), el método empleado para determinar experimentalmente el coeficiente de transferencia de materia gas-líquido es el método de la velocidad de transferencia de oxígeno. Este método constó de una serie de pasos que se detallan a continuación:

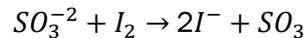
1. Se llenó el reactor con 4,9 L de solución de sulfito con una concentración 3,78 g/L y se inició la agitación/aireación con un flujo de 2 L/min. Se permitió la saturación del medio con oxígeno y se añadió un pulso de 25 mL de la solución stock de catalizador de cobalto. En ese momento, se puso en marcha el cronómetro. Cada cierto tiempo (1, 2 o 5 min dependiendo de las condiciones de operación) se tomó una muestra de 5 mL de la fase acuosa de la parte superior del reactor.
2. Se mezcló la muestra extraída del reactor inmediatamente con 1 mL de solución de yodo para detener la oxidación de sulfito de forma instantánea. Dicha disolución presentaba una concentración de 18 g/L de KIO_3 , 10 g/L de KI y 2,8 g/L de H_2SO_4 .
3. Se tituló la muestra con la solución de tiosulfato de sodio hasta que el líquido se tornaba amarillo claro. Dicha solución tenía una concentración 0,05M de $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$. Se añadió 1 mL de una solución de almidón de concentración de 10 g/L (la solución se tornó azul oscuro). Se continuó la titulación hasta que la solución quedó incolora.
4. Se registraron los mililitros de tiosulfato utilizados y se realizaron los cálculos correspondientes para determinar la concentración de sulfito remanente.

Las reacciones que se dan en este método son las siguientes:

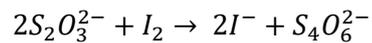
Oxidación del sulfito con oxígeno:



Reacción del sulfito remanente con el yodo:



Titulación del yodo remanente con tiosulfato:



3.8 Diseño de un biorreactor de flujo de Taylor para el tratamiento del aire de interior de una oficina bancaria modelo.

Se propuso el diseño de un biorreactor de flujo de Taylor para una oficina bancaria de dimensiones 25mx50mx4 m. El estudio se realizó para 16 contaminantes característicos de interior (Tabla 3). Para el diseño del sistema, se asumió régimen de mezcla perfecta en la oficina y se aplicó la siguiente ecuación para la estimación de la velocidad de producción de contaminantes (S):

$$Q_2 * C_i = Q_1 * C_o + S - R \quad (5)$$

Siendo Q_2 y Q_1 los caudales de salida y de entrada de aire, respectivamente. C_i y C_o son las concentraciones de contaminante en el interior y en el exterior de la oficina. Además, R es la velocidad de eliminación de contaminante y S la velocidad de generación. Inicialmente, para hallar la velocidad de contaminación de cada contaminante en nuestra oficina, se supondrá una eliminación de contaminante nula.

Una vez hallada la velocidad de contaminación, se calcula la velocidad de eliminación del contaminante (R) en el biorreactor. Para ello utilizamos la siguiente ecuación asumiendo que el sistema está limitado por transporte gas-liquido ($C_L = 0 \mu\text{g}/\text{m}^3$).

$$R = Vr * K_L a * \left[\frac{C_g}{H} - 0 \right] \quad (6)$$

Donde Vr es el volumen del reactor, C_g es la concentración del contaminante en el aire que sale de la oficina que es la misma que la concentración a la salida del reactor y H es la constante de Henry adimensional para el contaminante de estudio.

Para el cálculo del $K_L a$ (h^{-1}) de cada contaminante, se empleó la siguiente expresión:

$$\frac{K_L a_X}{K_L a_{ref}} = \frac{(1/V_{m,X})^{0,4}}{(1/V_{m,ref})^{0,4}} \quad (7)$$

Donde $K_L a_X$ es el coeficiente volumétrico de transferencia de materia del contaminante y $K_L a_{ref}$ es el coeficiente volumétrico de transferencia de materia para la sustancia de referencia, en este caso el O_2 . $V_{m,X}$ y $V_{m,ref}$ son los volúmenes moleculares en el punto

de ebullición para el contaminante y la sustancia de referencia, respectivamente (Estrada y col., 2014).

Los datos obtenidos de C_i (Mandin y col., 2017), C_o (Geiss et al., 2011), H y $V_{m,x}$ para cada contaminante estudiado son los siguientes (Tabla 3):

Tabla 3-Datos de C_i , C_o , H y $V_{m,x}$ para cada contaminante

Contaminante	C_i ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	C_o ($\mu\text{g}/\text{m}^3$)	H (-)	Referencia	$V_{m,x}$ (mL/mol)
O ₃	9	0,0002	4,089	Sander y col. (2011)	40,7
NO ₂	18	0,000014	3,408	Sander y col. (2011)	41,7
CO ₂	1,51	0,445	1,239	Sander y col. (2011)	43,2
PM _{2.5}	15	5			
Benzeno	2,1	1,66	0,292	Lau y col. (2010)	92
Tolueno	8,1	5,62	0,315	Lau y col. (2010)	106,3
m- and p-xileno	6,2	5,7	0,292	Li y col. (2008)	125,2
o-xileno	2,2	2	0,186	Zhang y col. (2013)	125,8
Hexano	1,9	1,6	74,346	Mackay y col.(2006)	130,7
Acetaldehído	8,5	1,8	0,003	Sander y col. (2011)	57,5
Hexanal	11	0,9	0,009	Sieg y col. (2008)	125,4
Formaldehído	16	1,2	0,001	Sander y col. (2011)	40,7
Tricloroetileno	4,7	0,46	0,372	Warneck (2007)	89,5
Limoneno	19	0,23	0,852	Leng y col. (2013)	164,7
a-pineno	6,3	2,11	1,410	Leng y col. (2013)	161,9
2-butoxietanol	4,5	0,9	0,001	Hilal y col. (2008)	140,8

Para calcular el gasto energético relativo a la tasa de ventilación se empleó la siguiente expresión.

$$E = Q_{aire} * \rho_{aire} * C_p * \Delta T \quad (8)$$

Siendo E el gasto energético (KJ/h), Q_{aire} el caudal de aire de ventilación (m^3/h), C_p la capacidad calorífica del aire a 21°C (KJ/KgK) y ΔT la diferencia de temperatura entre el ambiente exterior y el interior (que se encuentra a 21°C).

A continuación, se muestran las temperaturas medias para cada uno de los meses del año en Valladolid (INE, 2017).

Tabla 4-Temperatura media para cada mes del año en la provincia de Valladolid

Mes	T _{media} (°C)
Enero	2,8
Febrero	4,9
Marzo	9,2
Abril	12,5
Mayo	16,4
Junio	20,9
Julio	24,9
Agosto	22,3
Septiembre	17,3
Octubre	13,5
Noviembre	9,2
Diciembre	6,4

Para calcular el número de tubos necesarios en el reactor de flujo de Taylor en la oficina bancaria, se tuvo en cuenta el flujo de aire utilizado en el reactor de laboratorio de 25 tubos y el flujo de aire que se va a tratar en la oficina. Además, hay que tener en cuenta que la configuración de los tubos en la oficina bancaria no sería igual a la del laboratorio. Obtuvimos un número de tubos de 220.000 de 2 mm de diámetro interior. El volumen del biorreactor de flujo de Taylor diseñado fue de 4,1 m³. Se muestra en la siguiente imagen una potencial configuración de los tubos en el reactor, que conllevaría un diseño más compacto del sistema en comparación con el prototipo evaluado en el laboratorio:

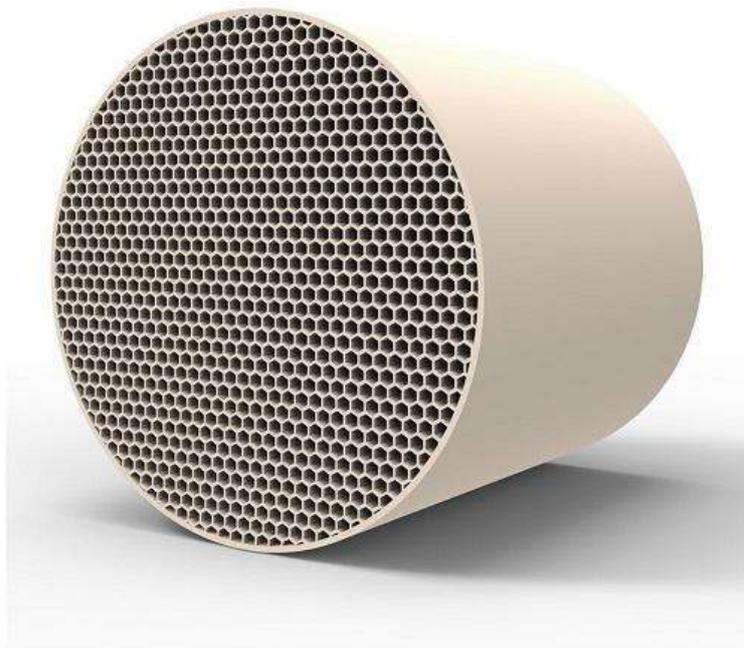


Ilustración 25-Configuración de los tubos de 2mm de diámetro interior en el reactor de flujo de Taylor de la oficina bancaria.

Se realizó además un estudio técnico-energético de la eliminación de contaminantes de interior utilizando un biofiltro percolador empacado con espuma de poliuretano como reactor control.

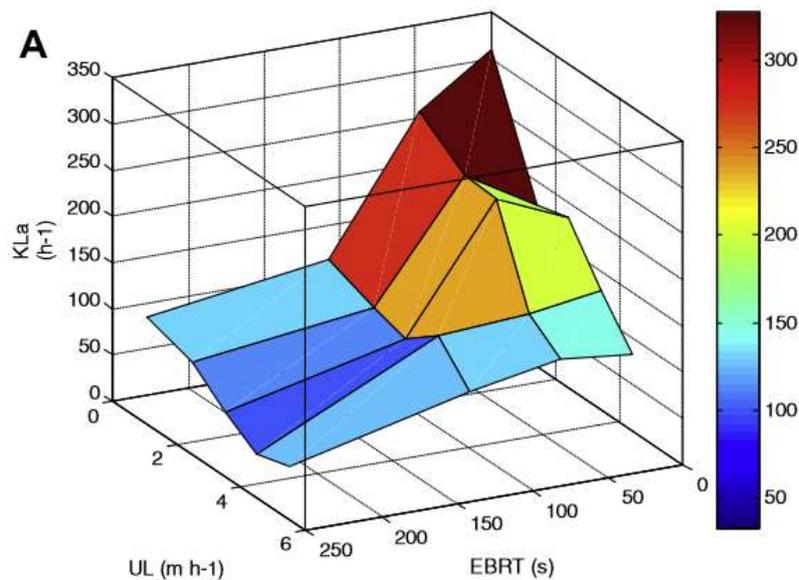


Ilustración 26-Influencia del tiempo de residencia (EBRT) en el K_{LaO_2} de un biofiltro percolador para diferentes velocidades lineales del líquido en el material de empaque (José M. Estrada y col., 2014).

Tomamos un biofiltro percolador control de 12 s de tiempo de residencia y con una velocidad de líquido de recirculación de 5 m/h, por lo tanto el K_{LaO_2} será de $280 \pm 15 \text{ h}^{-1}$. El volumen del biofiltro percolador diseñado fue de $16,7 \text{ m}^3$.

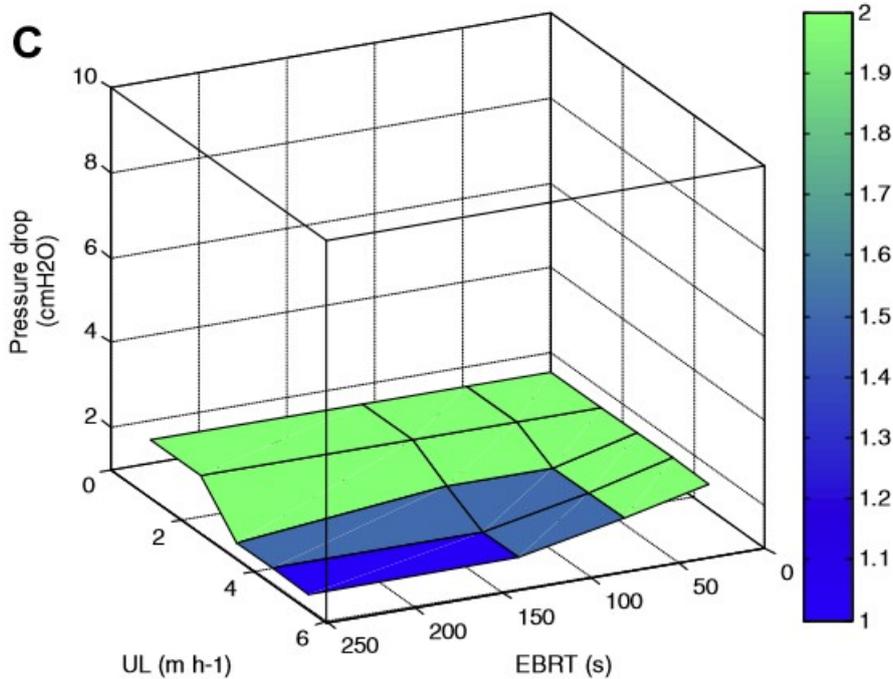


Ilustración 27-Caída de presión (cm H2O) respecto a la velocidad lineal del líquido y al tiempo de residencia (EBRT).

Bajo estas condiciones de operación, la pérdida de carga del sistema sería de 2 cm de columna de agua.

La potencia del compresor de aire y de la bomba de recirculación de líquido se calcula mediante la siguiente expresión:

$$P = \frac{Q_g * \Delta P + Q_L * \rho * g * h_b}{\eta} \quad (9)$$

Siendo ΔP la caída de presión del aire en el lecho medida en KPa, g es la constante de la gravedad en la Tierra ($9,81 \text{ m/s}^2$) η la eficacia de la bomba y del compresor, ρ la densidad del líquido de bombeo (Kg/m^3) y h_b la altura de la bomba (m). Esta última variable se calcula mediante la siguiente expresión obtenida a partir de la ecuación de Bernoulli:

$$h_b = h_2 + \frac{v_2^2}{2 * g} + h_f \quad (10)$$

Siendo h_2 la altura hasta la que se debe bombear el líquido (m), v_2 la velocidad que alcanza el líquido en punto más alto (m/s), h_f es la altura debida a la fricción (m). Esta última variable se detalla a continuación:

$$h_f = F * \frac{L}{D} * \frac{v_2^2}{2 * g} \quad (11)$$

Siendo F el coeficiente adimensional de fricción relativo al material de la tubería y L y D la longitud y el diámetro de la tubería, respectivamente.

A partir de la potencia, se obtiene el gasto energético en KWh mediante la siguiente ecuación:

$$E = P * t \quad (12)$$

Siendo E el gasto energético (KWh), P la potencia de la bomba en (KW) y t el tiempo de utilización de la bomba (h). Este último se ha estimado teniendo en cuenta el horario de apertura de la oficina. Se ha aproximado unas 12 horas de apertura diarias y 22 días laborables mensuales.

El reactor para la oficina bancaria se ha diseñado teniendo en cuenta el número de tubos necesarios (220.000). Además, el diseño del reactor 2 del laboratorio sirvió como modelo para este nuevo reactor a gran escala. A continuación, se muestra el modelo realizado con AutoCAD (Ilustración 28).

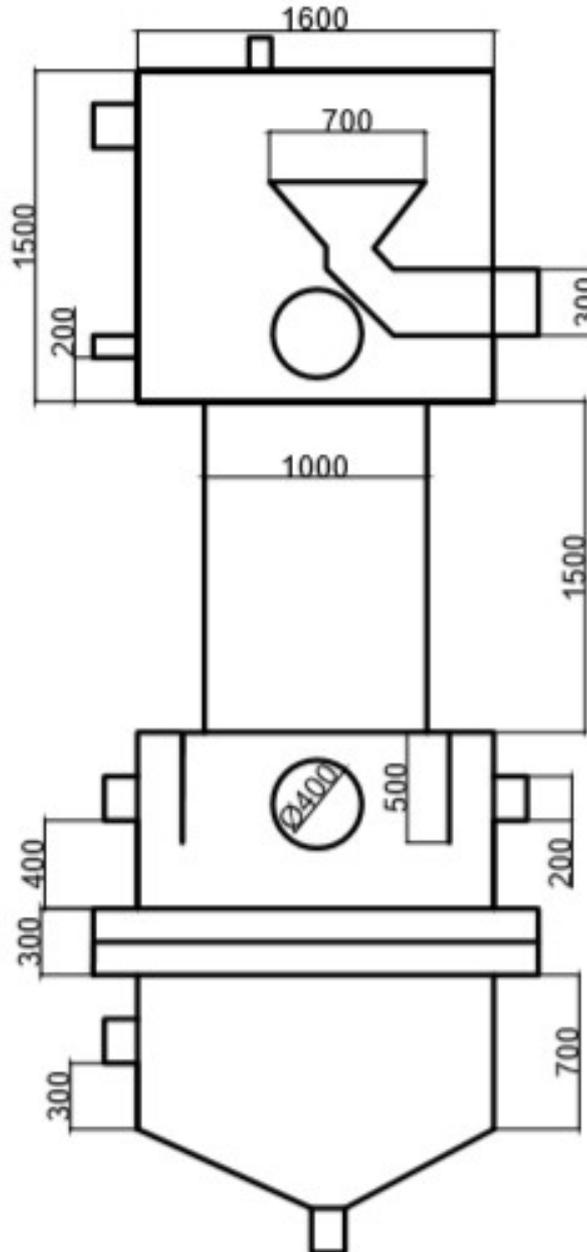


Ilustración 28-Diseño del reactor para la oficina bancaria y sus principales dimensiones

En la parte central, de 1,5m de alto, se encontrarían todos los tubos, de 2mm de diámetro interior, agrupados tal y como se muestra en la Ilustración 25.

Se realizaron tres diagramas del sistema (que se muestran en el Anexo 2): el diagrama de proceso e instrumentación (A2-P&I-101), el diagrama cero de equipos e instrumentación y el diagrama de flujo del proceso (A2-PFD). En el diagrama proceso e instrumentación se detalla en profundidad el sistema, en el diagrama cero se aclara el la simbología de los equipos y la instrumentación y en el diagrama de flujo de proceso se muestra la numeración de las corrientes.

Se realizó el balance de materia (que se muestra en el Anexo 3) para todas las corrientes que conforman el sistema en la oficina bancaria.

Para realizar los cálculos del agua que se evapora en el proceso, se emplea la siguiente ecuación:

$$N = K_L a_{H_2O} * (C_{H_2O}^* - C_{H_2O \text{ en aire}}) \quad (13)$$

Siendo N el transporte en $g/(m^3 \cdot s)$, $C_{H_2O \text{ en aire}}$ la concentración de H_2O en el aire de la oficina y $C_{H_2O}^*$ la concentración de H_2O en la interfase gas-líquido. Esta última se obtiene a partir de la presión de vapor, aplicando la ley de gases ideales:

$$C_{H_2O}^* = M_{H_2O} * \frac{P_{H_2O}}{R * T} \quad (14)$$

Siendo M_{H_2O} la masa molar del agua en g/mol , P_{H_2O} la presión de vapor del agua a la temperatura de operación ($21^\circ C$). R es la constante de gases ideales de $0,082 \text{ atm} \cdot L / (mol \cdot K)$ y T es la temperatura en K .

La temperatura de la corriente 3 (Anexo 3) se calcula a partir de la ley de gases ideales:

$$T_3 = \frac{T_2 * P_3 * \dot{V}_3}{P_2 * \dot{V}_2} \quad (15)$$

Siendo T_2 , P_2 y \dot{V}_2 la temperatura, presión y caudal de la corriente 2 (de entrada al compresor) y T_3 , P_3 y \dot{V}_3 la temperatura, presión y caudal de la corriente 3.

Para calcular la purga de biomasa en Kg/h se toma la velocidad de formación de biomasa como consecuencia de la degradación de contaminantes en Kg/h , se multiplica por la concentración total de contaminantes y se divide por la concentración de biomasa deseada, en este caso $1000g/m^3$ (seleccionada para garantizar una degradación total de los contaminantes de interior y evitar colmatación de los capilares):

$$Purga = biomasa * \frac{C_T}{C_{biomasa}} \quad (16)$$

Hojas de especificaciones

Para completar las hojas de especificaciones (Anexo 4) de los equipos del sistema, se emplearon una serie de ecuaciones que se muestran a continuación.

La potencia consumida por la bomba de recirculación del líquido se calcula con la siguiente ecuación:

$$P = \frac{Q * g * \rho * h}{\eta} \quad (17)$$

Siendo Q el caudal en m^3/s , ρ la densidad del líquido, h la altura que da la bomba en m , y η la eficacia de la bomba (0,7).

El $NPSH_{disp}$ se calcula con la siguiente ecuación, teniendo en cuenta que la bomba está en carga (Ilustración 29):

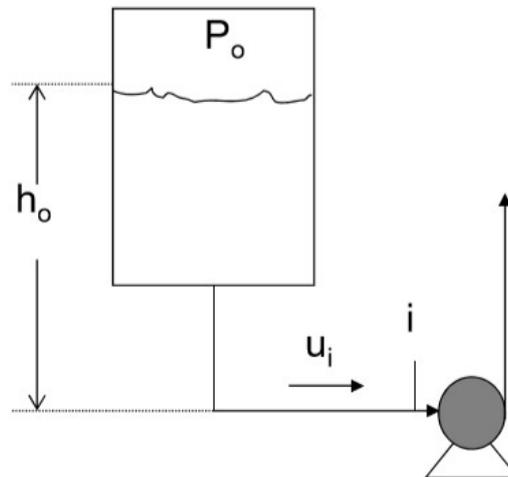


Ilustración 29-Esquema de una bomba centrífuga en carga

$$NPSH_{disp} = \frac{P_0}{\rho * g} + h_0 - h_f - \frac{P_v}{\rho * g} \quad (18)$$

Siendo P_0 la presión en el recipiente, h_0 la altura a la que está el líquido del recipiente con respecto a la bomba, h_f la fricción desde el recipiente hasta la entrada de la bomba y P_v la presión de vapor para la temperatura de operación.

La máxima presión de succión (MSP) se obtiene con la siguiente ecuación:

$$MSP = 3,5 + \frac{\Delta h * \rho * g}{100000} \quad (19)$$

Siendo Δh el diferencial de altura en m de la bomba y el 3,5 adicional sirve como margen de seguridad en bombas centrífugas.

La presión de “shut off” es la presión máxima que una bomba desarrollará bajo condiciones de flujo cero. Se obtiene a partir de la máxima presión de succión con la siguiente ecuación:

$$P_{shut-off} = MSP + 1,2 * \Delta P \quad (20)$$

Siendo ΔP el diferencial de presión en bar.

4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1 Pérdida de carga en los tubos

Para todos los diámetros de tubo analizados, la pérdida de carga debida a la fricción del gas con las paredes del tubo aumentó con la velocidad del gas (Ilustraciones 30 y 31). En la Ilustración 30, se observó que la caída de presión por metro para tubos de vidrio de 7 mm de diámetro interior era muy similar a la de tubos de vidrio de 5 mm. Para velocidades bajas (1-4 m/s), la diferencia en la caída de presión de ambos tubos era despreciable.

En la Ilustración 31, se comparan las caídas de presión por metro para tubos de vidrio de 3,5 y 2 mm de diámetro interior. Se observaron resultados muy similares en el rango de velocidades de 1 a 18 m/s. Incluso para velocidades muy altas, de hasta 55 m/s en tubos de vidrio de diámetro interior de 2 mm, la caída de presión es moderada (4400 Pa/m).

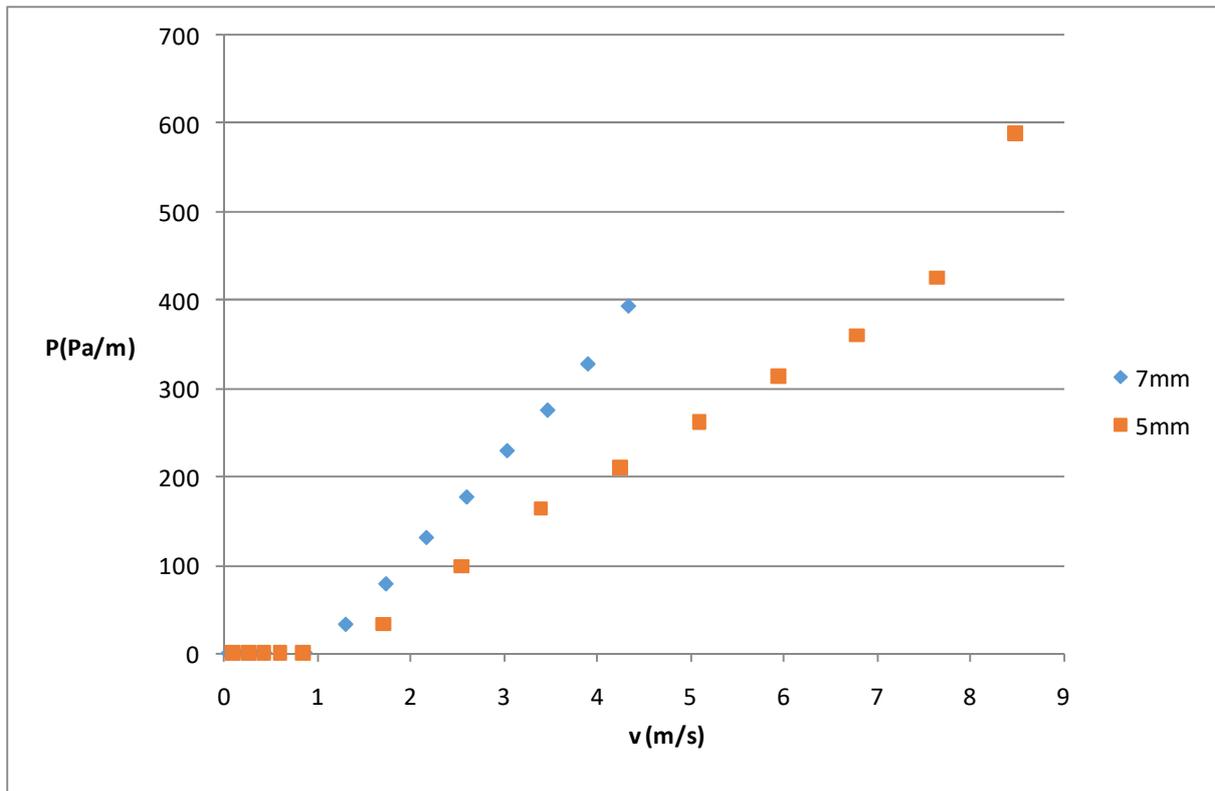


Ilustración 30-Caída de presión vs velocidad del gas para tubos de 5 y 7 mm

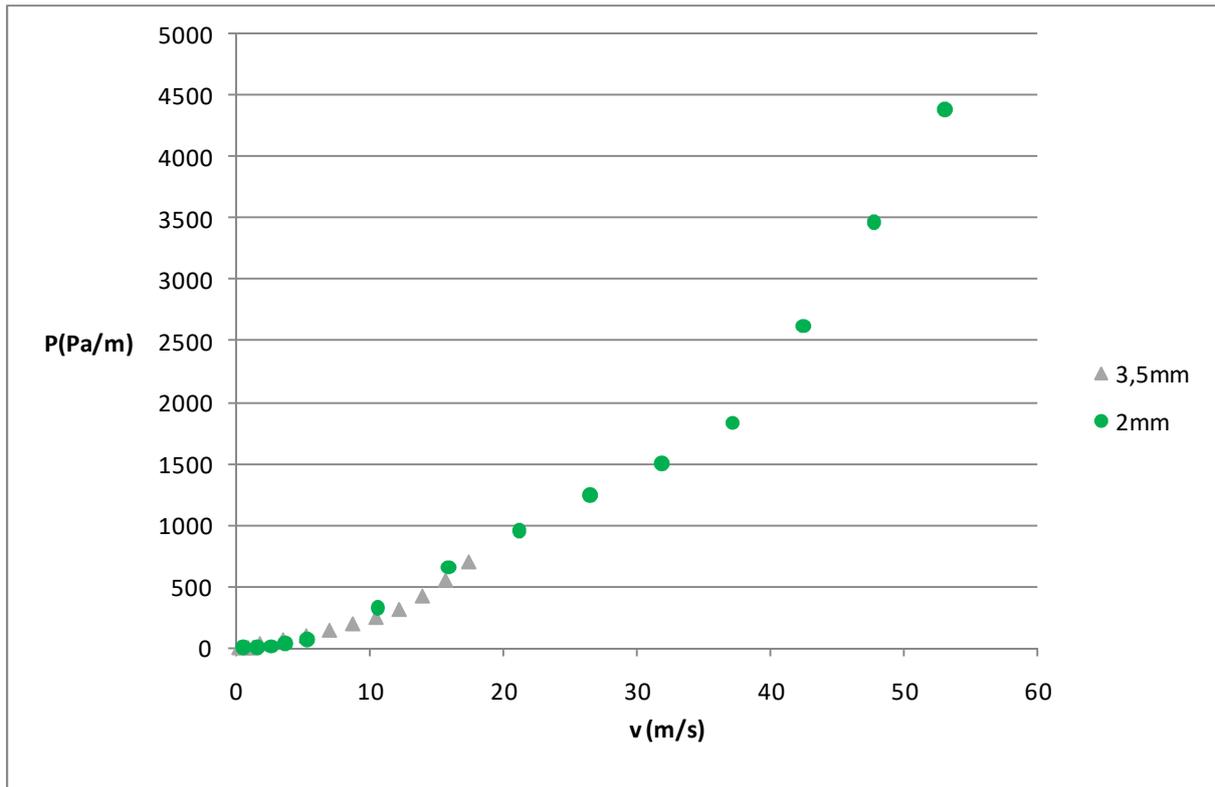


Ilustración 31-Caída de presión vs velocidad del gas para tubos de 2 y 3,5 mm

De acuerdo con este análisis, se concluyó que se podían emplear para los experimentos posteriores tubos de vidrio de 3,5 y 2 mm de diámetro interior. Esto se debe a que presentaban caídas de presión moderadas para el rango de velocidades de aire que se empleó posteriormente (1-27 m/s).

4.2 Mapas de flujo de Taylor

Se realizaron en primer lugar los mapas de Flujo de Taylor para un único tubo en el sistema experimental descrito en la sección 3.6.

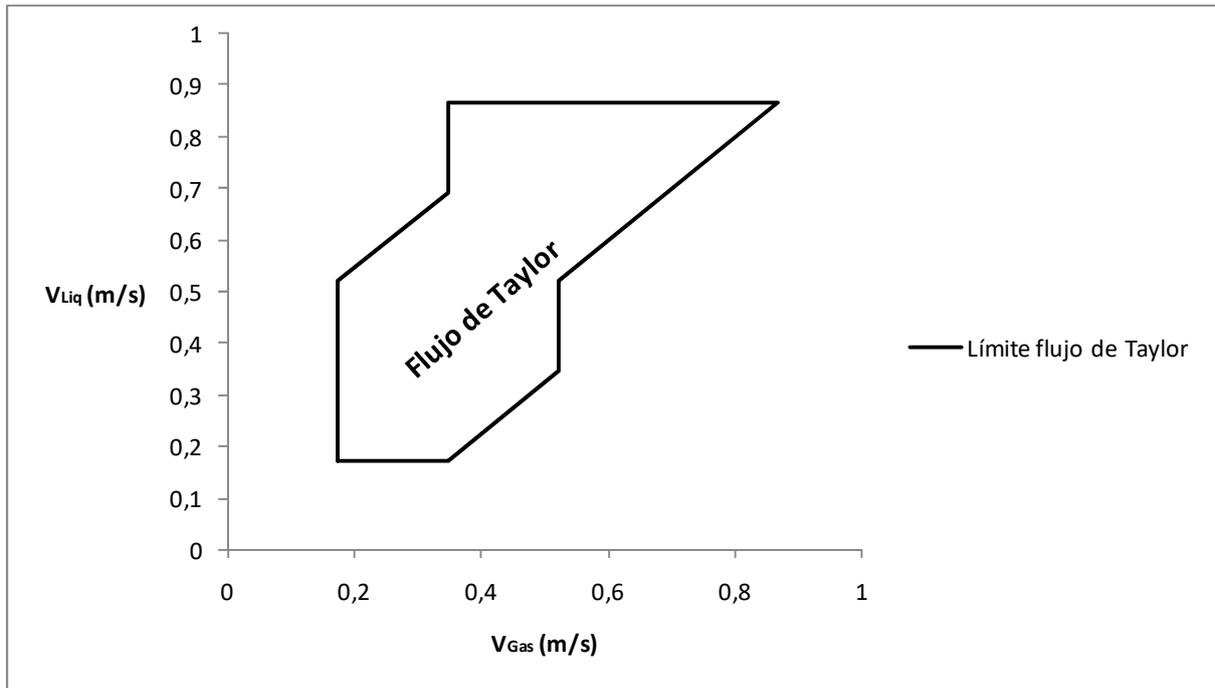


Ilustración 32-Mapa de flujo de Taylor para tubos de $d=3,5$ mm

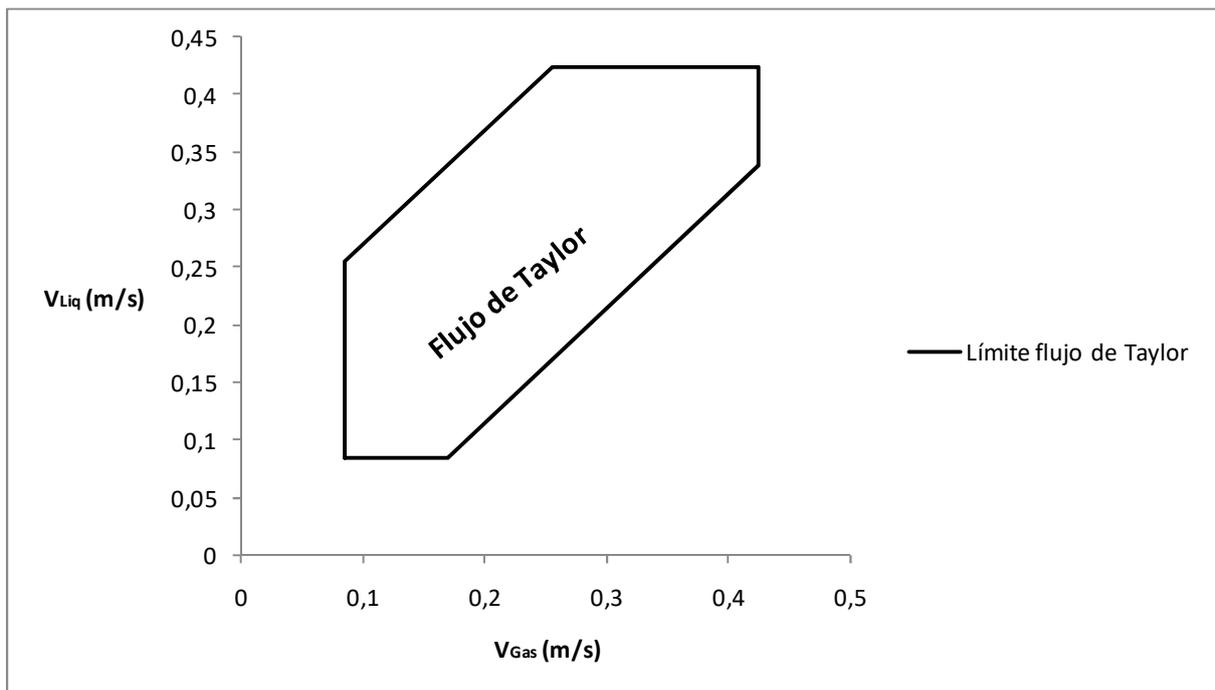


Ilustración 33-Mapa de flujo de Taylor para tubos de $d=5$ mm

En la Ilustración 32 se observa que, para un tubo de vidrio de diámetro interior 3,5 mm, el rango en el que se presentó flujo de Taylor era bastante amplio. En la Ilustración 33 destaca que ese rango en el que estaba presente el flujo de Taylor es menor (la velocidad máxima de gas y de líquido eran inferiores a 0,45 m/s). Se dedujo por tanto, que a menor diámetro del tubo mayor es el rango de velocidades donde está presente este patrón de flujo. Por esta razón y por el análisis previo de la caída de presión, se decidió realizar los experimentos posteriores en tubos de 2 mm de diámetro interior.

Para el reactor de 25 tubos de vidrio de 2 mm de diámetro interior, se obtiene el siguiente mapa de flujo de Taylor (Ilustración 34).

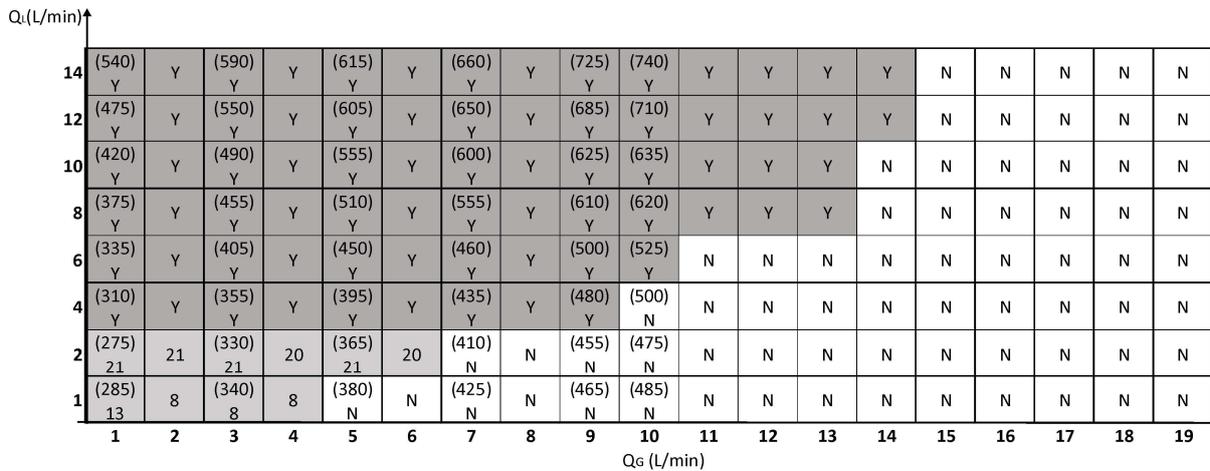


Ilustración 34-Mapa de flujo de Taylor para el reactor 1 con tubos de d=2 mm.

Para bajos caudales de gas, se muestra entre paréntesis la caída de presión en milibares. En fondo gris oscuro (las celdas que tienen una “Y”) se muestran aquellas combinaciones de flujo de líquido y de gas que presentaban el 100% de los tubos funcionando con flujo de Taylor. Este fue el rango en el que se trabajó para la determinación de los coeficientes de transferencia de materia.

En fondo gris claro, solo son algunos de los tubos los que funcionaron con este régimen de flujo. Finalmente, con una “N”, se muestran aquellas combinaciones para las que no se obtuvo flujo de Taylor.

Se deduce de este mapa que, para flujos bajos de líquido (1-2 L/min), solo algunos de los tubos presentaron flujo de Taylor. Cuando se incrementó este flujo a 4 L/min se consiguió este patrón en todos los tubos para un rango de flujo de aire amplio (1-9 L/min). A medida que se aumentaba el flujo de líquido, el rango de flujo de gas en el que está presente el flujo de Taylor también aumentaba. En el máximo de flujo de líquido (14 L/min) se obtuvo el rango más amplio de flujo de gas (1-14 L/min). Las configuraciones más convenientes para el reactor eran aquellas en las que se observa el mayor flujo de gas y menor flujo de líquido. Esto implicaba una mayor eliminación de contaminantes para un menor consumo energético (necesario para la recirculación de líquido). A continuación, se muestran las presiones (mbar) para los diferentes flujos de gas y de líquido (L/min).

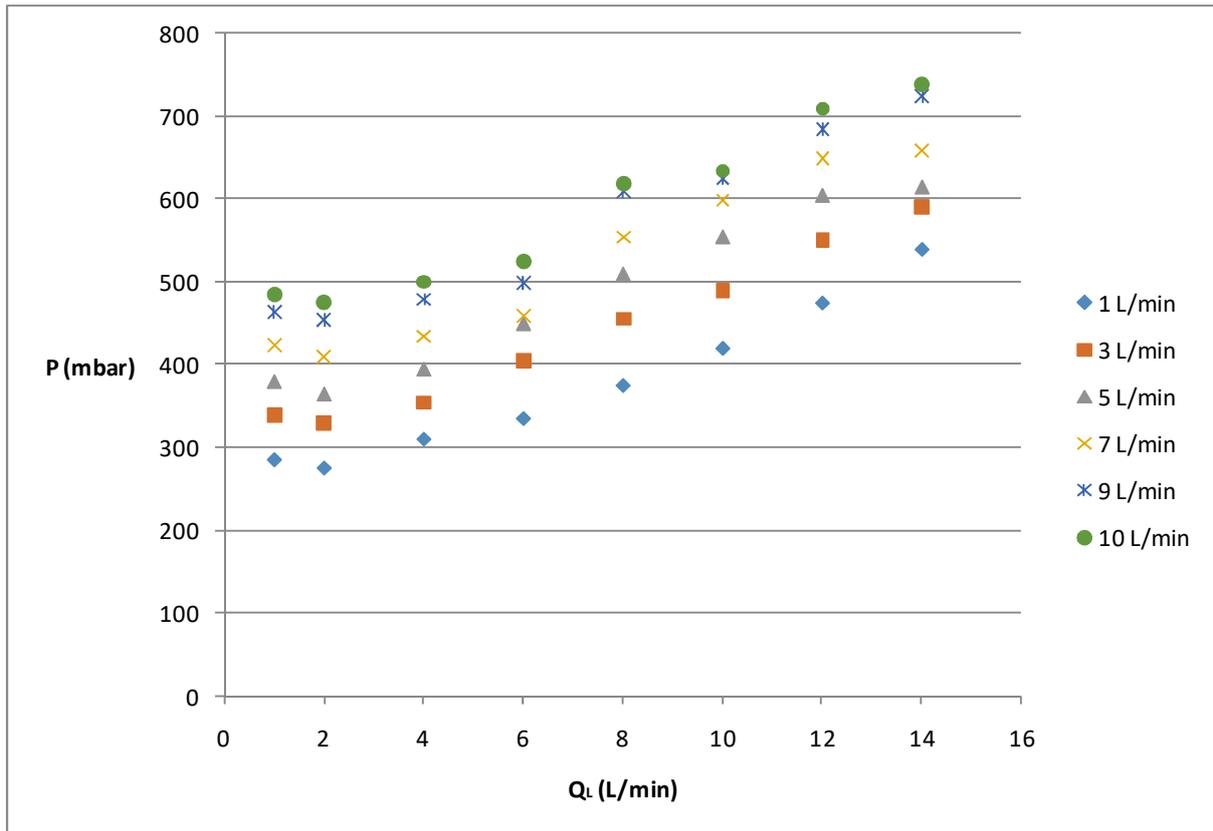


Ilustración 35-Caída de presión en función del caudal de líquido para distintos valores de caudal de gas

En la Ilustración 35, se observa una tendencia ascendente de la caída de presión para un caudal de líquido cuanto mayor era el flujo de gas. Esto se explica ya que el incremento de la frecuencia de burbuja es un parámetro muy importante en la caída de presión. Un aumento en el número de burbujas por metro de capilar provoca una caída de presión mayor.

Además, también se observó un ligero incremento de presión cuanto mayor era el flujo de líquido. El rango de presiones obtenidas durante la operación fue de 280-740 mbar, que son valores moderados (muy inferiores a 3 bares, presión de tarado del compresor).

4.3 Coeficiente de transferencia de materia ($k_L a$)

Partiendo del mapa de flujo de Taylor para la primera configuración del reactor (Ilustración 34), se estudió para qué flujos de líquido y de gas se debían realizar los experimentos para obtener el coeficiente de transferencia de materia.

Para un correcto estudio del sistema, se debía realizar un mapeo adecuado de coeficientes de transferencia de materia.

Se dedujo que se debería realizar el método experimental en ocho puntos (que se describen a continuación), porque así se podrían comparar los resultados teniendo como variables: el flujo de líquido (L/min), el flujo de gas (L/min), la velocidad del tramo líquido (m/s), el ratio gas:líquido y el tiempo de contacto del gas (s).

En la Tabla 5 se muestran las 8 configuraciones propuestas según la velocidad del tramo líquido.

Tabla 5-Velocidad del tramo líquido en los tubos para diferentes flujos de gas y de líquido

FLUJO DE LÍQUIDO (L/min)	VELOCIDAD DEL TRAMO LÍQUIDO (m/s)									
	1	2,35	3	4,7	7	9,4	11,6	14,1	16	
16	3,6	3,9	4,0	4,4	4,9	5,4	5,9	6,4	6,8	
14,1	3,2	3,5	3,6	4,0	4,5	5,0	5,5	6,0	6,4	
12	2,8	3,0	3,2	3,5	4,0	4,5	5,0	5,5	5,9	
10	2,3	2,6	2,8	3,1	3,6	4,1	4,6	5,1	5,5	
9,4	2,2	2,5	2,6	3,0	3,5	4,0	4,5	5,0	5,4	
6	1,5	1,8	1,9	2,3	2,8	3,3	3,7	4,3	4,7	
4,7	1,2	1,5	1,6	2,0	2,5	3,0	3,5	4,0	4,4	
3	0,8	1,1	1,3	1,6	2,1	2,6	3,1	3,6	4,0	
3	0,8	1,1	1,3	1,6	2,1	2,6	3,1	3,6	4,0	
2,35	0,7	1,0	1,1	1,5	2,0	2,5	3,0	3,5	3,9	
1	0,4	0,7	0,8	1,2	1,7	2,2	2,7	3,2	3,6	
	1	2,35	3	4,7	7	9,4	11,6	14,1	16	
	FLUJO DE GAS (L/min)									

En la Tabla 6 se muestran los mismos 8 puntos, indicando en este caso cuál era su ratio gas:líquido.

Tabla 6-Ratio gas:líquido para distintos flujos de líquido y de gas

FLUJO DE LÍQUIDO (L/min)	RATIO GAS LÍQUIDO (-)									
	1	2,35	3	4,7	7	9,4	11,6	14,1	16	
18,8	0,1	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,8	0,9	
14	0,1	0,2	0,2	0,3	0,5	0,7	0,8	1,0	1,1	
16	0,1	0,1	0,2	0,3	0,4	0,6	0,7	0,9	1,0	
14,1	0,1	0,2	0,2	0,3	0,5	0,7	0,8	1,0	1,1	
12	0,1	0,2	0,3	0,4	0,6	0,8	1,0	1,2	1,3	
10	0,1	0,2	0,3	0,5	0,7	0,9	1,2	1,4	1,6	
9,4	0,1	0,3	0,3	0,5	0,7	1,0	1,2	1,5	1,7	
6	0,2	0,4	0,5	0,8	1,2	1,6	1,9	2,4	2,7	
4,7	0,2	0,5	0,6	1,0	1,5	2,0	2,5	3,0	3,4	
3	0,3	0,8	1,0	1,6	2,3	3,1	3,9	4,7	5,3	
3	0,3	0,8	1,0	1,6	2,3	3,1	3,9	4,7	5,3	
2,35	0,4	1,0	1,3	2,0	3,0	4,0	4,9	6,0	6,8	
1	1,0	2,4	3,0	4,7	7,0	9,4	11,6	14,1	16,0	
	1	2,35	3	4,7	7	9,4	11,6	14,1	16	
	FLUJO DE GAS (L/min)									

En la Tabla 7, se muestran los mismos 8 puntos, indicando cual era el tiempo de contacto del gas.

Tabla 7-Tiempo de contacto del gas (s) respecto a los flujos de líquido y gas

FLUJO DE LÍQUIDO (L/min)	TIEMPO DE CONTACTO DEL GAS (s)									
16	0,4	0,4	0,4	0,4	0,3	0,3	0,3	0,25	0,2	
14,1	0,5	0,5	0,4	0,4	0,4	0,3	0,3	0,27	0,3	
12	0,6	0,5	0,5	0,5	0,4	0,4	0,3	0,3	0,3	
10	0,7	0,6	0,6	0,5	0,4	0,4	0,3	0,3	0,3	
9,4	0,7	0,6	0,6	0,5	0,5	0,4	0,4	0,3	0,3	
6	1,1	0,9	0,8	0,7	0,6	0,5	0,4	0,4	0,3	
4,7	1,3	1,07	1,0	0,80	0,6	0,53	0,5	0,40	0,4	
3	1,9	1,4	1,3	1,0	0,8	0,6	0,5	0,4	0,4	
3	1,9	1,4	1,3	1,0	0,8	0,6	0,5	0,4	0,4	
2,35	2,2	1,6	1,4	1,1	0,8	0,6	0,5	0,5	0,4	
1	3,8	2,2	1,9	1,3	0,9	0,7	0,6	0,5	0,4	
	1,0	2,35	3	4,7	7	9,4	11,6	14,1	16	
	FLUJO DE GAS (L/min)									

Finalmente, debido al cierre de los laboratorios del Departamento de Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente el 14 de marzo de 2020 por la pandemia de COVID-19, se realizaron únicamente 5 pruebas, que se resumen en la Tabla 8.

Tabla 8-Resultados del coeficiente de transferencia de materia para distintos flujos de líquido y gas

Prueba	QL (L/min)	QG (L/min)	K_{La} (h^{-1})
1	4,7	2,35	170,6
2	4,7	4,7	290,3
3	4,7	9,4	267,1
4	14,1	2,35	436,3
5	4,7	4,7	139,1

En la prueba 4 se obtuvieron resultados muy alentadores. Se comparó el valor del K_{La} en otros sistemas biológicos de tratamiento de gases (como biofiltros), que nunca supera los $300 h^{-1}$, con el valor del k_{La} en nuestro reactor de flujo de Taylor, y se observó que éste es claramente superior ($436,3 h^{-1}$).

Desafortunadamente, se observó también que, para un mismo flujo de gas y de líquido (pruebas 2 y 5), se obtuvieron distintos resultados de K_{La} ($290,3$ y $139,1 h^{-1}$ respectivamente). Por lo tanto, la reproducibilidad en dicho reactor era muy baja, probablemente debido a la aparición de volúmenes muertos en la parte superior del biorreactor, que influyó negativamente en la toma de muestras representativas del transporte gas-líquido. Por ello, se decidió continuar en un futuro los experimentos con la nueva configuración del reactor, que presentaba una turbulencia mayor en la zona de la toma de muestra.

4.4 Diseño de un biorreactor de flujo de Taylor para una oficina bancaria modelo

Aplicando la (5) se obtuvieron las velocidades de contaminación de cada una de las 16 sustancias estudiadas considerando una tasa de ventilación de 4 volúmenes de oficina por cada hora.

Tabla9-Velocidad de contaminación (S) de cada contaminante.

Contaminante	S ($\mu\text{g/s}$)
O ₃	50,00
NO ₂	100,00
CO ₂	5,92
PM _{2,5}	55,56
Benzeno	2,44
Tolueno	13,78
m- and p-xileno	2,78
o-xileno	1,11
Hexano	1,67
Acetaldehído	37,22
Hexanal	56,11
Formaldehído	82,22
Tricloroetileno	23,56
Limoneno	104,28
a-pineno	23,28
2-butoxietanol	20,00

Se puede observar que las velocidades de contaminación mayores corresponden al limoneno, NO₂ y formaldehído, que superan los 80 $\mu\text{g/s}$.

A continuación, se calculó (empleando la ecuación(7) el coeficiente de transferencia de materia para cada contaminante suponiendo un $K_L a_{O_2}$ de 1 s^{-1} para una potencia de 10000 W/m^3 .

Los resultados del $K_L a_x$ se muestran a continuación:

Tabla 10- $K_L a_x$ en función de V_m para cada contaminante.

Contaminante	V_m (mL/mol)	$K_L a_x$ (s^{-1})
O ₃	40,7	0,831
NO ₂	41,7	0,823
CO ₂	43,2	0,811
PM _{2,5}		
Benzeno	92	0,599
Tolueno	106,3	0,566

m- and p-xileno	125,2	0,530
o-xileno	125,8	0,529
Hexano	130,7	0,521
Acetaldehído	57,5	0,723
Hexanal	125,4	0,530
Formaldehído	40,7	0,831
Tricloroetileno	89,5	0,606
Limoneno	164,7	0,475
a-pineno	161,9	0,478
2-butoxietanol	140,8	0,506

Se puede observar que a mayor volumen molecular en el punto de ebullición (V_m), el contaminante va a tener un $K_L a_X$ menor. El contaminante de mayor V_m y por tanto mayor $K_L a_X$ es el limoneno.

El gasto económico se calculó a partir del gasto energético (ecuación (8) multiplicado por 0,125 euros/KWh de precio estándar (Endesa, 2020).

La Ilustración 36 muestra el gasto económico en función de la tasa de ventilación.

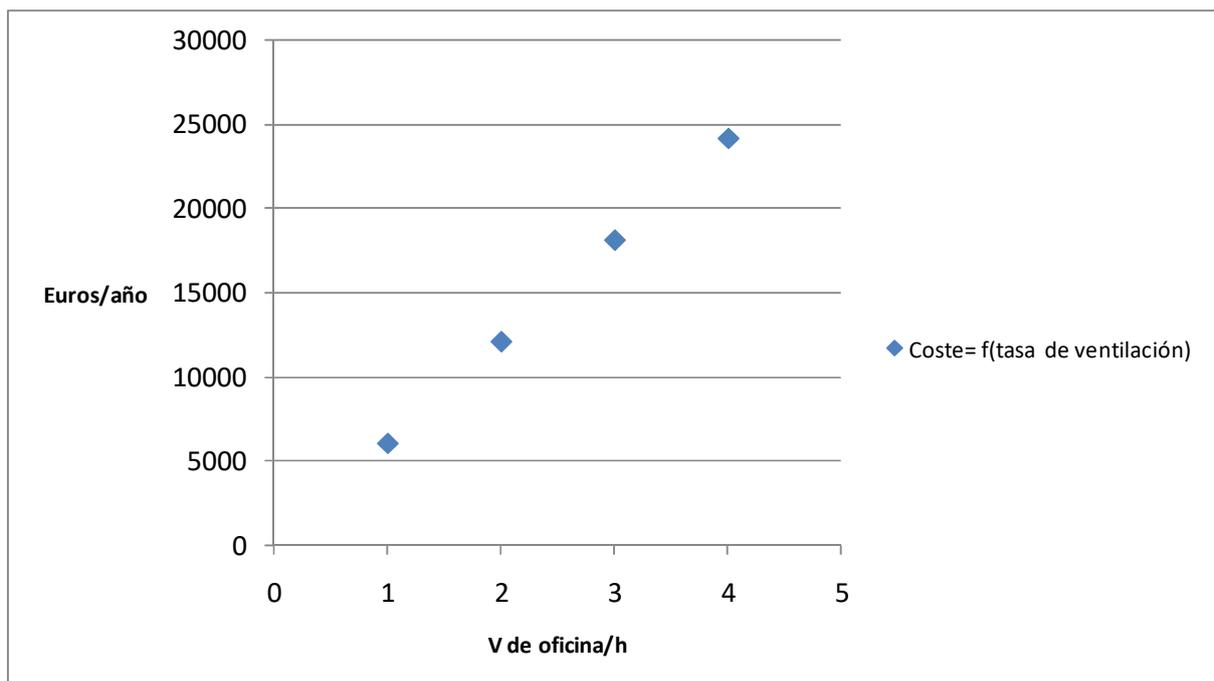


Ilustración 36-Coste en función de la tasa de ventilación.

Se puede observar que para una tasa de ventilación de 4 volúmenes de oficina cada hora, el gasto económico supera los 24000 euros al año, mientras que para 1 volumen de oficina por hora sería solo de 6000 euros. Por lo tanto, la utilización de un reactor de flujo de Taylor para reducir esta tasa de ventilación supondría un ahorro considerable sin disminuir la calidad del aire de interior.

Se tomó un biofiltro percolador de tiempo de residencia 12 s operado con una velocidad de recirculación de líquido de 5 m/h como reactor control. Se realizó un estudio de la

concentración de COVs totales presente en la oficina con respecto a la tasa de ventilación y el caudal de aire tratado en el reactor. En el primer escenario, se toma una tasa de ventilación de 4 volúmenes de oficina por hora, sin tratar nada de caudal en el biofiltro percolador. En el segundo escenario la tasa de ventilación se reduce a 3 volúmenes de oficina por hora y un volumen de oficina por hora es tratado en el biofiltro percolador. En el tercer escenario la tasa de ventilación es de 2 volúmenes de oficina por hora, tratando ese mismo caudal en el biofiltro percolador. El cuarto escenario consiste en reducir la tasa de ventilación a únicamente de 1 volumen de oficina por hora y 3 volúmenes de oficina por hora son tratados en el biofiltro percolador. Finalmente, en el último escenario los 4 volúmenes de oficina por hora son tratados en el biofiltro percolador y no existe ventilación alguna.

A continuación, se muestra la gráfica de concentración de COVs totales en el aire del interior de la oficina con respecto a los volúmenes de oficina tratados en el biofiltro percolador.

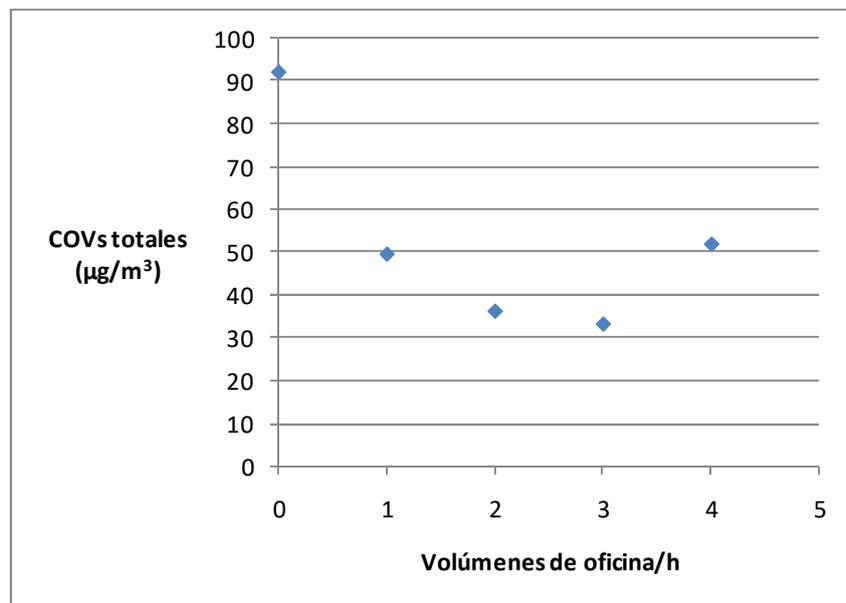


Ilustración 37-Concentración de COVs totales en función de los volúmenes de oficina/h tratados en el biofiltro percolador.

Se observó una tendencia descendente de la concentración de COVs al aumentar el caudal tratado en el biofiltro percolador y disminuir consecuentemente la tasa de ventilación. Además, en todo momento se observa una concentración de COVs totales menor que $100 \mu\text{g}/\text{m}^3$, lo que indica que la calidad del aire en el interior de la oficina es ideal, según la Tabla 2 (WHO, 2016). Sin embargo, observamos un pequeño aumento de concentración para 4 volúmenes de oficina por hora tratados en el reactor y una ventilación nula. Esto se explica porque compuestos muy hidrofóbicos con una pobre eliminación en el biofiltro percolador, como por ejemplo el hexano, experimentan un incremento exponencial en su concentración a medida que se reduce la tasa de ventilación con el exterior.

La concentración de hexano, ozono y NO₂(los contaminantes de aire de interior más hidrofóbicos) se muestran a continuación para diferentes volúmenes de oficina por hora tratados en el reactor.

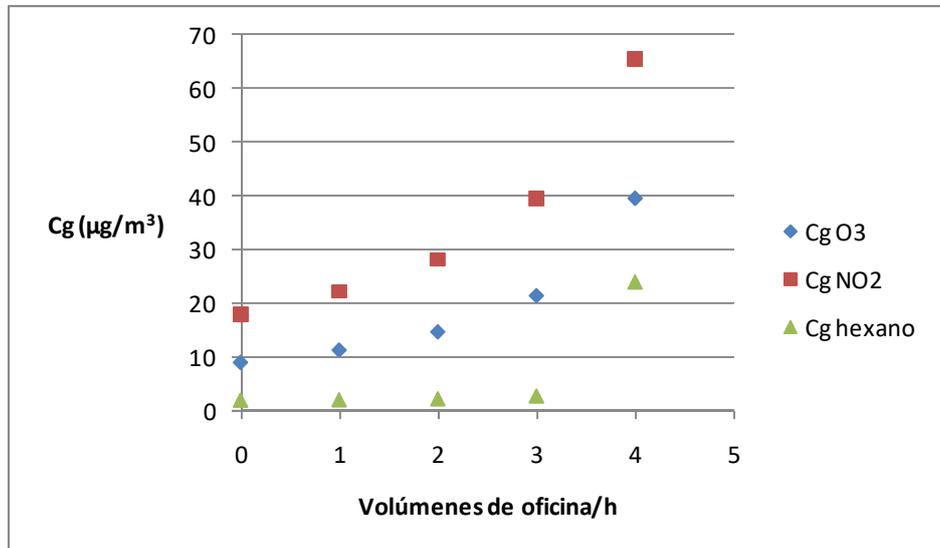


Ilustración 38- Concentración de los contaminantes O₃, NO₂ y hexano para diferentes volúmenes de oficina/h tratados en el biofiltro percolador.

Se observa un incremento sustancial de concentración de estos tres contaminantes hidrofóbicos a medida que se aumenta el caudal tratado en el biofiltro percolador y disminuye la tasa de ventilación. Para una ventilación nula, las concentraciones de NO₂, O₃ y hexano serían de 65, 40 y 23 µg/m³ respectivamente. Por lo tanto, se descarta la posibilidad de prescindir de la ventilación, ya que estos contaminantes hidrofóbicos presentan concentraciones altas, lo cual no es deseable.

A continuación, se realizaron los balances de materia a cada contaminante para el reactor de flujo de Taylor. Se muestran los resultados en comparación con los del biofiltro percolador en la Ilustración 39.

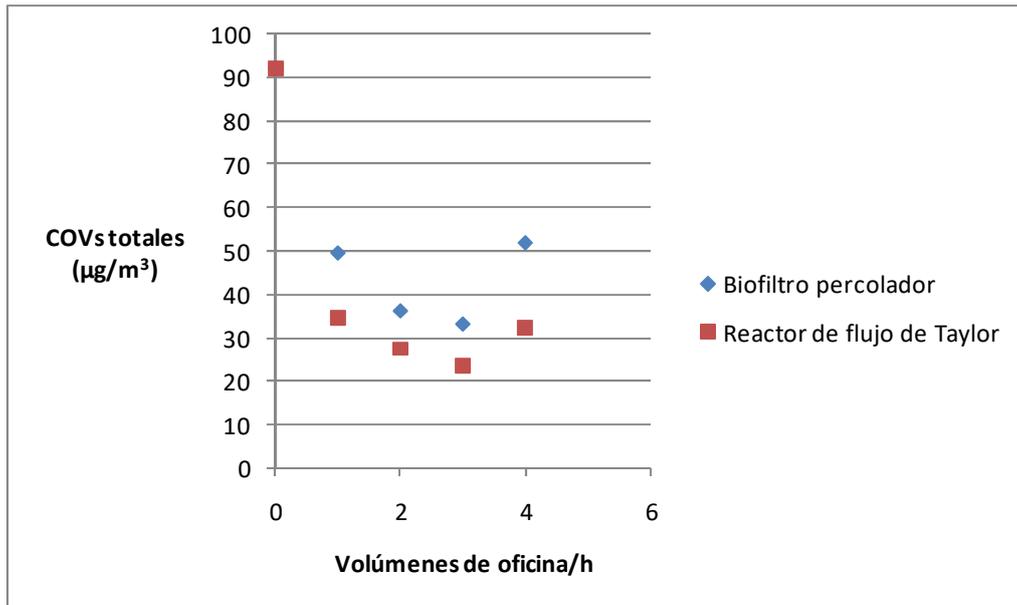


Ilustración 39-Comparación de las concentraciones de COVs totales para diferentes volúmenes de oficina/h tratados en el biofiltro percolador o en el reactor de flujo de Taylor.

Se puede observar una tendencia descendente similar para el caso del biofiltro percolador y para el reactor de flujo de Taylor. Además, homológamente la concentración crece cuando la tasa de ventilación se reduce a cero.

Sin embargo, en el caso del reactor de flujo de Taylor, la concentración de COVs totales en el aire es siempre menor que en el caso del biofiltro. La mayor diferencia de concentraciones se obtiene para un solo volumen de oficina por hora tratado. Además, cabe destacar que el volumen del biofiltro es 4 veces superior al del reactor de flujo de Taylor. La mayor eliminación de contaminante se explica porque el coeficiente de transferencia de materia es un orden de magnitud mayor en el reactor de flujo de Taylor.

Se realizó a continuación un estudio del gasto económico resultante en cada situación. Para el tratamiento de aire de interior en el biofiltro percolador, se obtuvieron los siguientes resultados:

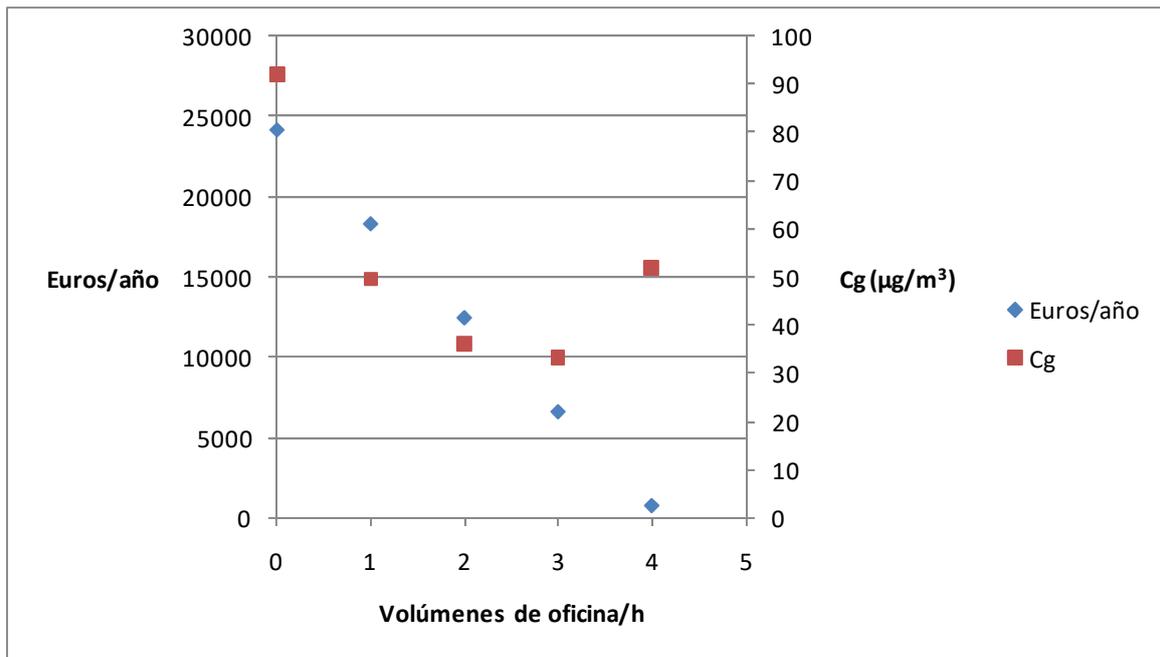


Ilustración 40- Coste anual de operación de la alternativa biofiltro+ ventilación y concentración de contaminantes (Cg) para diferentes volúmenes de oficina por hora tratados en el biofiltro.

Se puede observar que el gasto de operación del biofiltro percolador es muy bajo. Por ello, al ir aumentando el volumen de gas tratado en el mismo, reduciendo en consecuencia la ventilación, los costes de operación disminuyen considerablemente. Para 4 volúmenes de oficina por hora tratados, el gasto es mínimo. Sin embargo, previamente se ha razonado que esta opción es inviable debido al aumento de concentración de los contaminantes más hidrofóbicos. Por ello, la opción más ventajosa en este caso sería tratar 3 volúmenes de oficina en el biofiltro percolador y 1 volumen de oficina/h de ventilación al exterior, ya que se obtiene una concentración de COVs totales mínima y un gasto económico muy razonable (6.610 €/año).

A continuación (Ilustración 41), se muestra la misma correlación para el reactor de flujo de Taylor:

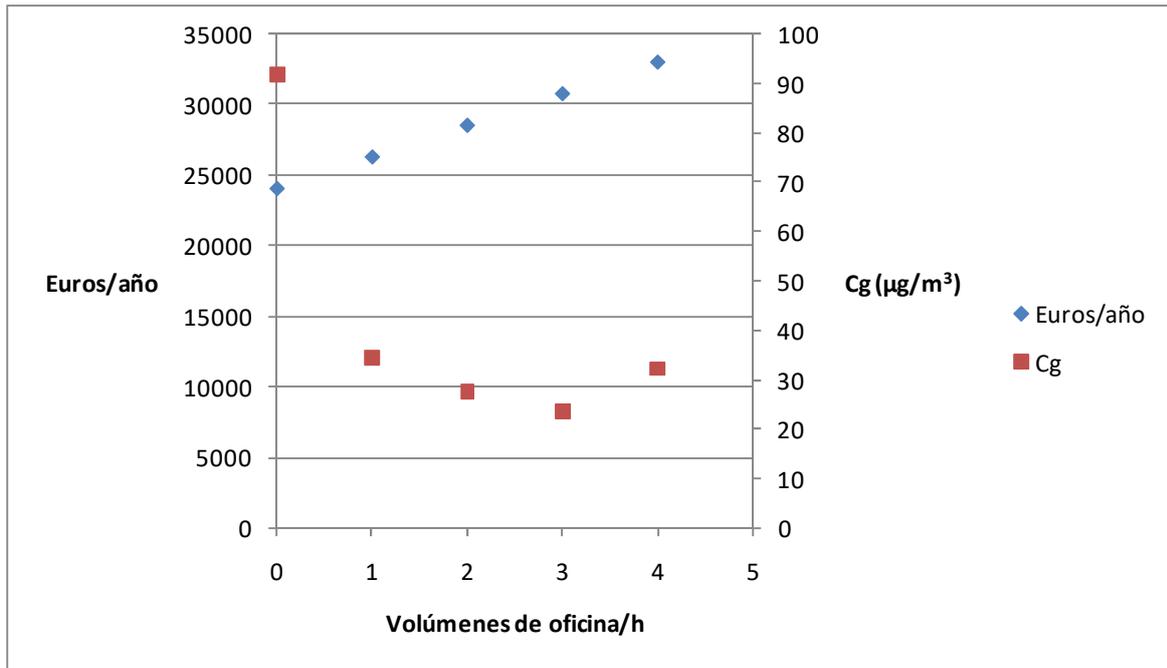


Ilustración 41-Coste anual de operación de la alternativa reactor flujo Taylor + ventilación y concentración de contaminantes (Cg) para diferentes volúmenes de oficina por hora tratados en el reactor.

En este caso, el coste anual va aumentando al aumentar el volumen de aire tratado en el reactor de flujo de Taylor. El coste máximo sería para 4 volúmenes de oficina por hora tratados en el reactor. Este incremento en el coste revela el amplio gasto energético necesario para esta tecnología. Sin embargo, para un solo volumen de oficina por hora tratado, el incremento del coste es tan solo de 2000 euros al año. Cabe destacar que, en este caso, la concentración de COVs totales se reduce en un 62%, lo cual compensaría este gasto adicional.

5 CONCLUSIONES

Este trabajo presenta el diseño y la construcción de un reactor de flujo de Taylor original a escala de laboratorio, que no ha sido publicado anteriormente en la literatura. Además, los mapas de flujo de Taylor obtenidos aportaron información muy importante para la posterior determinación de los coeficientes de transferencia de materia. Aunque se estableció una metodología adecuada para la medición de estos coeficientes en el reactor de flujo Taylor, los resultados de los experimentos no fueron satisfactorios, ya que la reproducibilidad de los coeficientes de transferencia de materia era muy baja y en ningún caso se alcanzaron los valores esperados de 1 s^{-1} . Los valores de caída de presión fueron moderados, ratificando lo señalado en la literatura. Finalmente, en función de los resultados preliminares obtenidos, se realizaron algunas mejoras al sistema, diseñando y construyendo un nuevo reactor de flujo de Taylor. Este servirá para una futura investigación, pudiendo solventar el problema de la falta de reproducibilidad de los coeficientes de transferencia de materia.

Para el diseño del biorreactor de flujo de Taylor para el tratamiento de aire de interior en una oficina bancaria modelo, se empleó como referencia el diseño del segundo reactor optimizado. El estudio técnico-energético y de eliminación de contaminantes reveló que con un gasto adicional de 2000 euros/año sumados a los 24.000 euros/año de ventilación (3 volúmenes de habitación por hora), se podrían reducir en un 62% los COVs presentes en la oficina bancaria. Además, esta eliminación era superior a la que se obtendría con un biofiltro percolador, y el reactor de flujo de Taylor tendría un volumen muy inferior al del biofiltro.

Por lo tanto, este trabajo fin de grado confirmó que el reactor de Flujo de Taylor es una de las tecnologías más prometedoras para la eliminación de contaminantes de interior en la actualidad.

6 BIBLIOGRAFÍA

- Al Horr y col. (2016). Occupant productivity and office indoor environment quality: A review of the literature. *Building and Environment*, 105, 369–389. <https://doi.org/10.1016/j.buildenv.2016.06.001>
- Albers, R. E., Nyström, M., Siverström, M., Sellin, A., Dellve, A. C., Andersson, U., ... Berglin, T. (2001). Development of a monolith-based process for H₂O₂ production: From idea to large-scale implementation. *Catalysis Today*. [https://doi.org/10.1016/S0920-5861\(01\)00376-5](https://doi.org/10.1016/S0920-5861(01)00376-5)
- Barton, J. W., Davison, B. H., Klasson, K. T., & Gable, C. C. (1999). Estimation of mass transfer and kinetics in operating trickle-bed bioreactors for removal of VOCs. *Environmental Progress*. <https://doi.org/10.1002/ep.670180212>
- Broderick, Á., Byrne, M., Armstrong, S., Sheahan, J., & Coggins, A. M. (2017). A pre and post evaluation of indoor air quality, ventilation, and thermal comfort in retrofitted co-operative social housing. *Building and Environment*. <https://doi.org/10.1016/j.buildenv.2017.05.020>
- Broekhuis, R. R., Budhlall, B. M., & Nordquist, A. F. (2004). Monolith catalytic process for producing sorbitol: Catalyst development and evaluation. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. <https://doi.org/10.1021/ie0400393>
- Broekhuis, R. R., Machado, R. M., & Nordquist, A. F. (2001). The ejector-driven monolith loop reactor - Experiments and modeling. *Catalysis Today*. [https://doi.org/10.1016/S0920-5861\(01\)00358-3](https://doi.org/10.1016/S0920-5861(01)00358-3)
- Campagnolo, D., Saraga, D. E., Cattaneo, A., Spinazzè, A., Mandin, C., Mabilia, R., ... Bartzis, J. G. (2017). VOCs and aldehydes source identification in European office buildings - The OFFICAIR study. *Building and Environment*. <https://doi.org/10.1016/j.buildenv.2017.01.009>
- Carazo Fernández, L., Fernández Alvarez, R., González-Barcala, F. J., & Rodríguez Portal, J. A. (2013). Indoor Air Contaminants and their Impact on Respiratory Pathologies. *Archivos de Bronconeumología*. <https://doi.org/10.1016/j.arbr.2012.11.004>
- Chang, H. C. (2005). Bubble/drop transport in microchannels. In *MEMS: Introduction and Fundamentals*. <https://doi.org/10.1201/9781420050905.ch11>
- Cubaud, T., & Ho, C. M. (2004). Transport of bubbles in square microchannels. *Physics of Fluids*. <https://doi.org/10.1063/1.1813871>
- Cui, Z. F., Chang, S., & Fane, A. G. (2003). The use of gas bubbling to enhance membrane processes. *Journal of Membrane Science*. [https://doi.org/10.1016/S0376-7388\(03\)00246-1](https://doi.org/10.1016/S0376-7388(03)00246-1)
- Dame Davies, S. et al. (2016). *Every breath we take*.
- Department for Environment Food and Rural Affairs. (2015). *Valuing impacts on air quality: Updates in valuing changes in emissions of Oxides of Nitrogen (NO_x) and concentrations of Nitrogen Dioxide (NO₂)*. (2), 16. Retrieved from www.gov.uk/defra%0Awww.gov.uk/air-quality-economic-analysis

- Dodson, R. E., Levy, J. I., Spengler, J. D., Shine, J. P., & Bennett, D. H. (2008). Influence of basements, garages, and common hallways on indoor residential volatile organic compound concentrations. *Atmospheric Environment*. <https://doi.org/10.1016/j.atmosenv.2007.10.088>
- Du, L., Batterman, S., Godwin, C., Rowe, Z., & Chin, J. Y. (2015). Air exchange rates and migration of VOCs in basements and residences. *Indoor Air*. <https://doi.org/10.1111/ina.12178>
- Ebrahimi, S., Picioreanu, C., Xavier, J. B., Kleerebezem, R., Kreutzer, M., Kapteijn, F., ... Van Loosdrecht, M. C. M. (2005). Biofilm growth pattern in honeycomb monolith packings: Effect of shear rate and substrate transport limitations. *Catalysis Today*. <https://doi.org/10.1016/j.cattod.2005.06.051>
- Edwards, R. D., Jurvelin, J., Saarela, K., & Jantunen, M. (2001). VOC concentrations measured in personal samples and residential indoor, outdoor and workplace microenvironments in EXPOLIS-Helsinki, Finland. *Atmospheric Environment*. [https://doi.org/10.1016/S1352-2310\(01\)00230-8](https://doi.org/10.1016/S1352-2310(01)00230-8)
- Estrada, J.M., Lebrero, R., Quijano, G., Kraakman, N. J. R., & Muñoz, R. (2015). Odour Abatement Technologies in WWTP: Energetic and Economic Efficiency. In *Sewage Treatment Plants: Economic Evaluation of Innovative Technologies for Energy Efficiency*.
- Estrada, José M., Dudek, A., Muñoz, R., & Quijano, G. (2014). Fundamental study on gas-liquid mass transfer in a biotrickling filter packed with polyurethane foam. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. <https://doi.org/10.1002/jctb.4226>
- Estrada, José M., Kraakman, N. J. R. (Bart.), Lebrero, R., & Muñoz, R. (2012). A sensitivity analysis of process design parameters, commodity prices and robustness on the economics of odour abatement technologies. *Biotechnology Advances*. <https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2012.02.010>
- Estrada, José M., Lebrero, R., Quijano, G., Pérez, R., Figueroa-González, I., García-Encina, P. A., & Muñoz, R. (2014). Methane abatement in a gas-recycling biotrickling filter: Evaluating innovative operational strategies to overcome mass transfer limitations. *Chemical Engineering Journal*. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2014.05.053>
- European Environment Agency. (2017). 36)Air quality in Europe – 2017 report. In *EEA Technical Report*. <https://doi.org/10.2800/22775>
- Freguia, S., & Rochelle, G. T. (2003). Modeling of CO₂ capture by aqueous monoethanolamine. *AIChE Journal*. <https://doi.org/10.1002/aic.690490708>
- Geiss, O., Giannopoulos, G., Tirendi, S., Barrero-Moreno, J., Larsen, B. R., & Kotzias, D. (2011). The AIRMEX study - VOC measurements in public buildings and schools/kindergartens in eleven European cities: Statistical analysis of the data. *Atmospheric Environment*. <https://doi.org/10.1016/j.atmosenv.2011.04.037>
- Grotberg, J. B. (2001). Respiratory Fluid Mechanics and Transport Processes. *Annual Review of Biomedical Engineering*. <https://doi.org/10.1146/annurev.bioeng.3.1.421>
- Guiyousse, B., Hort, C., Platel, V., Munoz, R., Ondarts, M., & Revah, S. (2008). Biological treatment of indoor air for VOC removal: Potential and challenges. *Biotechnology*

Advances. <https://doi.org/10.1016/j.biotechadv.2008.03.005>

Health Organization Regional Office for Europe, W. (2015). *Economic cost of the health impact of air pollution in Europe Clean air, health and wealth*. 54. Retrieved from <http://www.euro.who.int/pubrequest>

Hubbard, H. F., Coleman, B. K., Sarwar, G., & Corsi, R. L. (2005). Effects of an ozone-generating air purifier on indoor secondary particles in three residential dwellings. *Indoor Air*. <https://doi.org/10.1111/j.1600-0668.2005.00388.x>

indoor air - acceptable VOCs levels -. (2016).

J. Heiszwolf, J., B. Engelvaart, L., G. van den Eijnden, M., T. Kreutzer, M., Kapteijn, F., & A. Moulijn, J. (2001). Hydrodynamic aspects of the monolith loop reactor. *Chemical Engineering Science*. [https://doi.org/10.1016/S0009-2509\(00\)00292-X](https://doi.org/10.1016/S0009-2509(00)00292-X)

Khan, S. A., Günther, A., Schmidt, M. A., & Jensen, K. F. (2004). Microfluidic synthesis of colloidal silica. *Langmuir*. <https://doi.org/10.1021/la0499012>

Kraakman, N. J. R., Rocha-Rios, J., & Van Loosdrecht, M. C. M. (2011). Review of mass transfer aspects for biological gas treatment. *Applied Microbiology and Biotechnology*. <https://doi.org/10.1007/s00253-011-3365-5>

Kreutzer, M. T., Kapteijn, F., Moulijn, J. A., Ebrahimi, S., Kleerebezem, R., & Van Loosdrecht, M. C. M. (2005). Monoliths as biocatalytic reactors: Smart gas-liquid contacting for process intensification. *Industrial and Engineering Chemistry Research*. <https://doi.org/10.1021/ie050286m>

Kreutzer, M. T., Kapteijn, F., Moulijn, J. A., & Heiszwolf, J. J. (2005). Multiphase monolith reactors: Chemical reaction engineering of segmented flow in microchannels. *Chemical Engineering Science*. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2005.03.022>

Leung, D. Y. C. (2015). Outdoor-indoor air pollution in urban environment: Challenges and opportunity. *Frontiers in Environmental Science*. <https://doi.org/10.3389/fenvs.2014.00069>

Liu, W. (2002). Ministructured catalyst bed for gas-liquid-solid multiphase catalytic reaction. *AIChE Journal*. <https://doi.org/10.1002/aic.690480715>

López, J. C., Quijano, G., Souza, T. S. O., Estrada, J. M., Lebrero, R., & Muñoz, R. (2013). Biotechnologies for greenhouse gases (CH₄, N₂O, and CO₂) abatement: State of the art and challenges. *Applied Microbiology and Biotechnology*. <https://doi.org/10.1007/s00253-013-4734-z>

Luengas, A., Barona, A., Hort, C., Gallastegui, G., Platel, V., & Elias, A. (2015). A review of indoor air treatment technologies. *Reviews in Environmental Science and Biotechnology*. <https://doi.org/10.1007/s11157-015-9363-9>

Mandin, C., Trantallidi, M., Cattaneo, A., Canha, N., Mihucz, V. G., Szigeti, T., ... Bartzis, J. (2017). Assessment of indoor air quality in office buildings across Europe – The OFFICAIR study. *Science of the Total Environment*. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2016.10.238>

Marć, M. (2017). Problems and challenges associated with estimating the emissions of organic compounds from indoor materials. *TrAC - Trends in Analytical Chemistry*.

<https://doi.org/10.1016/j.trac.2017.09.022>

Martínez, F. (2018). Fernando Martínez. *El PAÍS*, 1–5.

Muñoz, R., Soto, C., Zuñiga, C., & Revah, S. (2018). A systematic comparison of two empirical gas-liquid mass transfer determination methodologies to characterize methane biodegradation in stirred tank bioreactors. *Journal of Environmental Management*. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2018.03.097>

Quijano, G., Revah, S., Gutiérrez-Rojas, M., Flores-Cotera, L. B., & Thalasso, F. (2009). Oxygen transfer in three-phase airlift and stirred tank reactors using silicone oil as transfer vector. *Process Biochemistry*. <https://doi.org/10.1016/j.procbio.2009.01.015>

Royal College of Physicians. (2016). Every breath we take: the lifelong impact of air pollution. In *Report of a Working Party*. <https://doi.org/10.1088/2058-7058/29/9/40>

Ruiz. (2016). *Calidad del ambiente interior*. 1–22.

Sattar, S. A. (2016). Indoor air as a vehicle for human pathogens: Introduction, objectives, and expectation of outcome. *American Journal of Infection Control*, 44(9), S95–S101. <https://doi.org/10.1016/j.ajic.2016.06.010>

Sciences humaines, G. (2014). *Rapport d'étude de l'Anses relatif à "Étude exploratoire du coût socio-économique des polluants de l'air intérieur."*

Shao, N., Gavriilidis, A., & Angeli, P. (2010). Mass transfer during Taylor flow in microchannels with and without chemical reaction. *Chemical Engineering Journal*. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2010.02.049>

Sidhu, M. K., Ravindra, K., Mor, S., & John, S. (2017). Household air pollution from various types of rural kitchens and its exposure assessment. *Science of the Total Environment*. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2017.01.051>

Singh, D., Kumar, A., Kumar, K., Singh, B., Mina, U., Singh, B. B., & Jain, V. K. (2016). Statistical modeling of O₃, NO_x, CO, PM_{2.5}, VOCs and noise levels in commercial complex and associated health risk assessment in an academic institution. *Science of the Total Environment*. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2016.08.086>

Sociales, M. de trabajo y asuntos. (2003). NTP 289: Síndrome del edificio enfermo: factores de riesgo. *Notas Técnicas de Prevención. INSHT*, 1–8. Retrieved from http://www.ugt-cat.net/subdominis/ajlleida/images/stories/documents/salutlaboral/lipoatrofia_semicircular/ntp_289__sindrome_del_edificio_enfermo_factores_de_riesgo.pdf

Van Groenestijn, J. W., & Kraakman, N. J. R. (2005). Recent developments in biological waste gas purification in Europe. *Chemical Engineering Journal*. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2005.03.007>

Van Gulijk, C., Linders, M. J. G., Valdés-Solís, T., & Kapteijn, F. (2005). Intrinsic channel maldistribution in monolithic catalyst support structures. *Chemical Engineering Journal*. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2005.03.013>

Vasile, V., Petran, H., Dima, A., & Petcu, C. (2016). Indoor Air Quality - A Key Element of

the Energy Performance of the Buildings. *Energy Procedia*.
<https://doi.org/10.1016/j.egypro.2016.09.150>

WHO/Europe. (2010). WHO guidelines for indoor air quality: selected pollutants. *Bonn, Germany: In Puncto Druck+ Medien GmbH*. <https://doi.org/10.1186/2041-1480-2-S2-11>

WHO. (2014). Burden of disease from household air pollution for 2012. Summary of results. *World Health Organization*, 35(February), 2012–2014. Retrieved from http://www.who.int/phe/health_topics/outdoorair/databases/FINAL_HAP_AAP_BoD_24March2014.pdf

WHO, W. H. O. (2016). Ambient Air Pollution: A global assessment of exposure and burden of disease. *World Health Organization*, 1–131. <https://doi.org/9789241511353>

Zielinska, B., Fujita, E., Ollison, W., Campbell, D., Sagebiel, J., Merritt, P., & Smith, L. (2012). Relationships of attached garage and home exposures to fuel type and emission levels of garage sources. *Air Quality, Atmosphere and Health*. <https://doi.org/10.1007/s11869-010-0121-4>

ANEXOS