



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN

Fenómenos de transporte en la extracción
de almidón de plátano macho en un
tanque agitado

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO EN ALIMENTOS

PRESENTA:
JOSÉ OMAR GONZÁLEZ VERGARA

ASESORA:
DRA. MARÍA ELENA VARGAS UGALDE

CUAUTITLÁNIZCALLI, ESTADO DE
MÉXICO, 2023



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
SECRETARÍA GENERAL
DEPARTAMENTO DE TITULACIÓN

ASUNTO: VOTO APROBATORIO



DR. DAVID QUINTANAR GUERRERO
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLÁN
PRESENTE

ATN: DRA. MARIA DEL CARMEN VALDERRAMA BRAVO
Jefa del Departamento de Titulación
de la FES Cuautitlán.

Con base en el Reglamento General de Exámenes, y la Dirección de la Facultad, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la: **Tesis y examen profesional**

Fenómenos de transporte en la extracción de almidón de plátano macho en un tanque agitado.

Que presenta el pasante: **José Omar González Vergara**
Con número de cuenta: **312214636** para obtener el título de: **Ingeniero en Alimentos**

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el **EXAMEN PROFESIONAL** correspondiente, otorgamos nuestro **VOTO APROBATORIO**.

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Cuautitlán Izcalli, Méx. a 11 de mayo de 2023.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	Dra. María Elena Vargas Ugalde	
VOCAL	M. en C. Gilberto Atilano Amaya Ventura	
SECRETARIO	Dra. María Guadalupe Sosa Herrera	
1er. SUPLENTE	Dr. Ricardo Moisés González Reza	
2do. SUPLENTE	M. en E. Yvonne Rodríguez Barocio	

NOTA: los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional

MCVB/cga*

FINANCIAMIENTO

Este trabajo se llevó a cabo con el apoyo financiero de los siguientes proyectos:

DGAPA-PAPIME PE213020: 2020 – 2021. Simulación de cambios de propiedades durante la vida de anaquel de productos hortofrutícolas procesados térmicamente y por transferencia de masa.

DGAPA-PAPIME PE208923: 2023 – 2024. Enfoque integral en el desarrollo de proyectos experimentales de procesamiento de alimentos.

PIAPI FESC: CI2255. Procesamiento de alimentos por transferencia de calor y masa combinados con otras tecnologías.

Para Ange

A quien le debo todo lo que he sido, soy y seré.

Una deuda impagable.

A Susy

Fiel compañera

que despejaba la oscuridad

de la incertidumbre.



“Muchos tienen la justicia en el corazón, pero tardan en dispararla, porque temen manejar el arco sin prudencia”

-Dante Alighieri

“El deseo de perpetuarnos en la eternidad nace de ser conscientes de nuestra inevitable mortalidad”

AGRADECIMIENTOS

A **Angelina Vergara**, porque sin ella no sería lo que soy, porque con su apoyo, cariño y preocupación logré alcanzar una de mis metas en la vida al culminar mis estudios, por siempre ayudarme y alentarme en mis proyectos, por transmitirme sabiduría y mostrarme la fortaleza de una persona que, pese a vivir situaciones difíciles, nunca deja de verle el lado bueno y positivo a la vida. Solo con su amor y la fuerza de su ser, mi hermano y yo hemos logrado salir adelante. Mis logros son y serán fruto de su guía.

A **Israel González**, por la ayuda brindada durante mis estudios universitarios, porque, a través de su singular esencia, espera y desea lo mejor para mí en el sendero de la vida.

A **Carlos González**, por ser mi cómplice y mi verdadera familia, por ser una compañía invaluable para mí, que permanece tanto en buenos como en malos momentos, por las metas que nos hemos propuesto realizar y por ser un gran equipo tanto en momentos de diversión, como de serenidad. Su opinión honesta y centrada son fuente de grandes consejos. Sé que ambos estaremos el uno para el otro en cualquier desafío que se presente durante nuestra existencia.

A **Ricardo Garibay**, por ser un gran amigo, cómplice y confidente, por ser mi segundo hermano y siempre estar para mí a lo largo de estos 13 años de amistad, por esa sana rivalidad que nos impulsa a dar lo mejor de cada uno y que caracteriza nuestra amistad, y por el apoyo en cada meta que nos proponemos realizar. Aún nos faltan experiencias por compartir.

A **Jaime Castillo**, porque a pesar de la distancia física que nos separa, su apoyo moral e incondicional no me permite sentirlo lejos de mí.

A **David Brenis** y **Karen Soto**, por el gran equipo que formamos, por ser grandes amigos y colegas, compartimos gran cantidad de experiencias repletas de diversión, estrés, angustia, conocimiento, tranquilidad y hermandad, juntos logramos alcanzar

la meta de concluir nuestros estudios profesionales. Atesoraré siempre la experiencia vivida con ustedes durante esta etapa.

A **Juan Pablo Gutiérrez, Vladimir Velasco y Antonio Ramos**, mis primeros y mejores amigos de mi etapa universitaria, por todos aquellos momentos de relajación y diversión que pasamos juntos, por todas esas experiencias que compartimos, por el apoyo y consejos que me han brindado. Espero que nuestros caminos sigan cruzándose con el pasar del tiempo.

A la **Dra. María Elena**, por su apoyo, comprensión y dedicación durante el tiempo que hemos trabajado juntos, por darme la oportunidad de desarrollar este proyecto con ella, por observar mis capacidades y, sobre todo, por compartir sus conocimientos y guiarme siempre que lo necesité.

A mis **sinodales**, por su amabilidad y compromiso durante la revisión de este proyecto, por sus observaciones y comentarios que contribuyeron en mejorarlo.

A la **Universidad Nacional Autónoma de México**, por las experiencias y conocimientos brindados desde el bachillerato, que me formaron como profesional.

A la **Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán**, por las experiencias, conocimientos, anécdotas y personas que viví y conocí dentro de sus instalaciones, me llevo un valioso recuerdo de esta etapa de mi vida.

ÍNDICE

Nomenclatura	xxi
Números adimensionales	xxiii
Letras griegas	xxiv
Resumen	xxv
Introducción	xxvi
Capítulo I. Conceptos generales	1
1.1 Plátano macho (<i>Musa balbisiana</i>).....	1
1.1.1 Taxonomía.....	1
1.1.2 Origen.....	1
1.1.3 Características de la platanera.....	2
1.1.4 Características y propiedades.....	3
1.1.5 Producción y distribución.....	5
1.1.6 El plátano como fuente de almidón.....	6
1.2 Almidón.....	8
1.2.1 Fuentes de almidón.....	8
1.2.2 Estructura molecular.....	10
1.2.3 Solubilidad de almidón de plátano.....	13
1.2.4 Usos y aplicaciones.....	14

1.3 Extracción sólido – líquido.....	15
1.3.1 Proceso general en la extracción.....	17
1.3.2 Métodos de operación y equipos.....	18
1.3.3 Importancia de la temperatura en la extracción.....	19
1.3.4 Preparación de los sólidos.....	19
1.4 Agitación.....	20
1.4.1 Mecanismo de la agitación.....	22
1.5 Tanque agitado.....	23
1.6 Impulsores.....	26
1.6.1 Clasificación de los impulsores.....	27
1.6.1.1 Impulsores de flujo radial.....	27
1.6.1.2 Impulsores de flujo axial.....	27
1.6.1.3 Impulsores de flujo tangencial.....	27
1.6.2 Tipos de impulsores.....	28
1.6.2.1 Impulsor de hélice.....	28
1.6.2.2 Impulsor de paletas.....	28
1.6.2.3 Impulsor de turbina.....	29
1.6.2.3.1 Turbina de aspas planas.....	29
1.6.2.3.2 Turbina de aspas inclinadas.....	30
1.6.2.3.3 Turbina de aspas curvas.....	30
1.6.2.3.4 Turbina de disco con aspas planas..	30
1.6.2.4 Impulsor de alta eficiencia de tres aspas.....	31
1.6.2.5 Impulsor de ancla y de compuerta.....	31
1.6.2.6 Impulsor de cinta helicoidal.....	32

1.7 Relaciones de diseño de sistemas de tanque agitado.....	33
1.8 Escalamiento de tanques agitados.....	35
Capítulo II. Marco teórico.....	39
2.1 Introducción a los fenómenos de transferencia.....	39
2.2 Procesos en estado estacionario y no estacionario.....	39
2.3 Transferencia de momento en tanques agitados.....	41
2.3.1 Ley de Newton de la viscosidad.....	41
2.3.2 Naturaleza de los fluidos, régimen de flujo y el número de Reynolds.....	42
2.3.3 Gradientes de velocidad en tanques agitados.....	44
2.3.4 Patrones de flujo en tanque agitado.....	45
2.3.5 Flujo circular.....	48
2.3.5.1 Prevención de vórtices.....	49
2.3.6 Potencia y número de potencia.....	51
2.4 Transferencia de calor en tanques agitados.....	53
2.4.1 Mecanismos de transferencia de calor.....	53
2.4.2 Ley de Fourier.....	54
2.4.3 Coeficiente convectivo de transferencia de calor.....	55
2.4.4 Cálculo del coeficiente de transferencia de calor en tanques agitados.....	56
2.4.5 Medios de intercambio de calor en tanques agitados..	57
2.5 Transferencia de masa en tanques agitados.....	59

2.5.1 Difusión molecular.....	60
2.5.2 Ley de Fick.....	61
2.5.3 Coeficiente convectivo de transferencia de masa.....	61
2.5.4 Cálculo del coeficiente de transferencia de masa en tanques agitados.....	63
2.6 Capa límite.....	65
2.6.1 Capa límite hidrodinámica.....	65
2.6.1.1 Formación del gradiente de velocidad.....	66
2.6.1.2 Régimen de flujo en capa límite.....	67
2.6.1.3 Separación de capa límite y formación de estela.....	67
2.6.2 Capa límite térmica.....	69
2.6.2.1 Efecto de la capa límite hidrodinámica sobre los gradientes de temperatura.....	70
2.6.3 Capa límite difusional.....	71
2.7 Analogía entre transferencia de momento, calor y masa.....	74
Capítulo III. Metodología de investigación experimental.....	78
Objetivos.....	78
3.1 Cuadro de variables.....	80
3.2 Materiales, equipos e instrumentos.....	80
3.2.1 Materiales.....	80
3.2.2 Equipos.....	81
3.2.3 Instrumentos.....	81

3.3 Desarrollo experimental.....	82
3.3.1 Métodos y técnicas.....	82
3.3.1.1 Tratamiento de materia prima.....	82
3.3.1.2 Montaje del equipo y toma de muestras.....	83
3.3.1.3 Espectrofotometría UV–visible.....	84
3.3.2 Propiedades físicas.....	85
3.3.2.1 Densidad.....	86
3.3.2.2 Viscosidad.....	86
3.3.3 Actividades preliminares.....	87
3.3.3.1 Curva patrón.....	87
3.3.3.2 Relación masa – disolvente.....	89
3.3.3.3 Diseño del sistema de agitación.....	89
Capítulo IV. Resultados y análisis.....	91
4.1 Transferencia de masa.....	91
4.1.1 Cálculo del coeficiente convectivo de transferencia de masa.....	91
4.1.2 Efecto del impulsor.....	96
4.1.3 Efecto de la distancia del impulsor.....	102
4.1.4 Efecto del estado de la materia prima.....	107
4.1.5 Efecto de las propiedades físicas.....	112
4.1.6 Efectos combinados.....	116
4.1.6.1 Influencia de la velocidad del impulsor.....	116
4.1.6.2 Influencia de la relación masa – disolvente.....	117
4.1.7 Comparación con otros autores.....	120
4.1.8 Predicción del coeficiente de transferencia de masa...	123

4.2 Transferencia de calor.....	124
4.2.1 Correlaciones del coeficiente convectivo de transferencia de calor.....	124
4.2.2 Efecto de la temperatura en los coeficientes de transferencia.....	126
4.3 Consumo energético.....	128
4.4 Rendimiento.....	132
4.5 Escalamiento.....	136
4.5.1 Efecto del cambio de escala.....	136
4.5.2 Condiciones óptimas de agitación y propuesta de escalamiento.....	141
Conclusiones.....	143
Recomendaciones.....	147
Referencias.....	149
Anexos.....	160
A.1 Propiedades físicas del agua.....	160
A.2 Solubilidad del almidón.....	164
A.3 Comparación con otros autores.....	166

A.4 Correlaciones empíricas de transferencia de calor.....	167
A.5 Sistema de tanque agitado con impulsor de cuatro aspas inclinadas.....	168
A.6 Curvas del número de potencia.....	169
A.7 Tanque agitado de nivel planta piloto.....	173

ÍNDICE DE CUADROS

Cuadro I.1. Composición química del plátano.....	4
Cuadro I.2. Almidón en los alimentos.....	9
Cuadro I.3. Cambios en la concentración de almidón de plátano durante la maduración.....	10
Cuadro I.4. Relaciones geométricas de un sistema de agitación convencional.....	33
Cuadro I.5. Consideraciones adicionales para el diseño de un sistema de agitación.....	34
Cuadro III.1. Variables de estudio del sistema de agitación.....	80
Cuadro III.2. Relaciones geométricas de los sistemas de agitación.....	90
Cuadro IV.1. Valor de $\left(\frac{D_a}{D_T}\right)$ y (Re_i) para diferentes impulsores.....	99
Cuadro IV.2. k comparativo para diferentes valores de C.....	107
Cuadro IV.3. Dimensiones de las rodajas de plátano macho en diferentes matrices.....	110
Cuadro IV.4. Masa individual promedio y número de rodajas de plátano macho para diferentes tratamientos.....	110
Cuadro IV.5. Propiedades físicas de los tratamientos y el agua pura a 20 °C.....	112
Cuadro IV.6. Coeficientes de transferencia de masa y números de Sherwood predichos mediante correlación empírica.....	123
Cuadro IV.7. Coeficiente de transferencia de calor de los tratamientos experimentales.....	125
Cuadro IV.8. Coeficientes convectivos de transferencia a diferentes temperaturas.....	127

Cuadro IV.9. Potencia de los impulsores para diferentes velocidades de rotación.....	130
Cuadro IV.10. Dimensiones y condiciones de operación de la propuesta de escalamiento y los sistemas de agitación de nivel laboratorio y nivel planta piloto.....	141
Cuadro A.1. Densidad del agua líquida a diferentes temperaturas.....	160
Cuadro A.2. Capacidad calorífica del agua líquida a diferentes temperaturas, a 1 atm.....	160
Cuadro A.3. Viscosidad del agua líquida a diferentes temperaturas.....	161
Cuadro A.4. Conductividad térmica del agua líquida a diferentes temperaturas.....	161
Cuadro A.5. Índice de solubilidad de almidón de diversas fuentes a diferentes temperaturas.....	164
Cuadro A.6. Solubilidad de almidón de diversas fuentes a diferentes temperaturas.....	165
Cuadro A.7. Condiciones de operación de la Figura IV.12.....	166
Cuadro A.8. Condiciones de obtención de correlaciones empíricas de transferencia de calor.....	167
Cuadro A.9. Condiciones de operación del sistema con impulsor de aspas inclinadas.....	168
Cuadro A.10. Relaciones geométricas del sistema con impulsor de aspas inclinadas.....	168
Cuadro A.11. Condiciones de operación de las curvas de la Figura A.4.....	170

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura I.1. Partes de la platanera.....	2
Figura I.2. <i>Musa Balbisiana</i>	3
Figura I.3. Estructura molecular de amilosa.....	11
Figura I.4. Conformación tridimensional helicoidal de amilosa.....	11
Figura I.5. Estructura molecular de amilopectina.....	12
Figura I.6. Conformación ramificada de amilopectina.....	12
Figura I.7. Gránulo de almidón.....	13
Figura I.8. Extracción sólido – líquido.....	16
Figura I.9. Extractor de lecho fijo.....	18
Figura I.10a. Extractor de cangilones tipo Bollman.....	19
Figura I.10b. Extractor con transportador de tornillo tipo Hildebrandt.....	19
Figura I.11 Proceso de agitación en la antigüedad.....	21
Figura I.12 Configuración típica de un tanque agitado.....	23
Figura I.13a. Tanque cerrado con fondo falso.....	24
Figura I.13b. Tanque horizontal.....	24
Figura I.13c. Tanque de tambor rotatorio.....	24
Figura I.14. Tanque agitado con impulsores múltiples.....	25
Figura I.15. Impulsor de hélice.....	28
Figura I.16. Impulsor de paletas.....	29
Figura I.17. Turbina de aspas planas.....	29
Figura I.18. Turbina de aspas inclinadas.....	30
Figura I.19. Turbina de aspas curvas.....	30
Figura I.20. Turbina Rushton.....	31
Figura I.21 Impulsor de tres aspas de alta eficiencia.....	31
Figura I.22a. Impulsor de ancla.....	32

Figura I.22b. Impulsor de compuerta.....	32
Figura I.23a. Impulsor de tornillo helicoidal.....	32
Figura I.23b. Impulsor de cinta helicoidal doble.....	32
Figura I.24. Diseño de un sistema de agitación convencional.....	33
Figura II.1. Sistema, límite del sistema y sus alrededores.....	40
Figura II.2. Comportamiento del fluido en flujo laminar.....	43
Figura II.3. Modelos de velocidad de un impulsor de turbina.....	45
Figura II.4. Flujo radial en un tanque agitado.....	46
Figura II.5. Flujo axial en un tanque agitado.....	47
Figura II.6. Flujo tangencial en un tanque agitado.....	47
Figura II.7. Flujo circular y formación de vórtice en un tanque agitado.....	48
Figura II.8. Impulsor excéntrico.....	49
Figura II.9. Disposición de los deflectores.....	50
Figura II.10. Gráfica típica de número de potencia en función del Reynolds..	52
Figura II.11. Medios de intercambio de calor en tanques agitados.....	58
Figura II.12. Proceso de difusión molecular.....	60
Figura II.13. Formación de capa límite.....	66
Figura II.14. Flujo paralelo a la lámina.....	67
Figura II.15. Flujo perpendicular a la lámina.....	68
Figura II.16. Formación de capa límite térmica e hidrodinámica.....	69
Figura II.17. Gradientes de temperatura en convección forzada.....	71
Figura II.18. Formación de capa límite difusional e hidrodinámica.....	72
Figura III.1. Impulsores de hélice y de paletas.....	81
Figura III.2. Muestras de plátano macho.....	82
Figura III.3. Diagrama de acondicionamiento de materia prima.....	83

Figura III.4. Tanque agitado de nivel laboratorio.....	84
Figura III.5. Muestras de corrida experimental.....	85
Figura III.6. Lectura de densidad relativa.....	86
Figura III.7. Montaje del material para la determinación de viscosidad.....	87
Figura III.8. Curva patrón.....	88
Figura III.9. Dimensiones del sistema de agitación con He.....	89
Figura III.10. Dimensiones del sistema de agitación con Pa.....	90
Figura IV.1. Comportamiento del ISA promedio en función de la temperatura.....	91
Figura IV.2. Comportamiento de la solubilidad promedio en función de la temperatura.....	92
Figura IV.3. Comparativo de (C_{Ta}) , (C_{Ras}) y (C_{Ha}) respecto al tiempo en escala logarítmica.....	93
Figura IV.4. $\ln \frac{C_{AS}-C_{A0}}{C_{AS}-C_{At}}$ respecto del tiempo, representativo de una réplica experimental.....	95
Figura IV.5. k en función del tipo de impulsor cuando N = 350 rpm.....	96
Figura IV.6. k en función del tipo de impulsor cuando N = 500 rpm.....	97
Figura IV.7. k en función de C cuando N = 350 rpm.....	102
Figura IV.8. k en función de C cuando N = 500 rpm.....	103
Figura IV.9. k en función del estado de la materia prima cuando N = 350 rpm.....	108
Figura IV.10. k en función del estado de la materia prima cuando N = 500 rpm.....	108
Figura IV.11. k en función de ϕ para los tratamientos con Pa.....	118
Figura IV.12. Coeficiente de transferencia de masa de distintas fuentes.....	120
Figura IV.13. Rendimiento en la extracción de almidón de los diferentes tratamientos experimentales.....	133

Figura IV.14. Rendimiento en la extracción de almidón de plátano de distintas fuentes.....	134
Figura IV.15. Sistema de tanque agitado de nivel planta piloto.....	137
Figura IV.16. Coeficiente de transferencia de masa de distintas escalas.....	138
Figura IV.17. Rendimiento en la extracción de almidón de distintas escalas.	140
Figura A.1. Propiedades físicas del agua a 65 °C por el software WASP.....	162
Figura A.2. Propiedades físicas del agua a 55 °C por el software WASP.....	162
Figura A.3. Propiedades físicas del agua a 20 °C por el software WASP.....	163
Figura A.4. Curvas de N_p en función de Re_i de diversos impulsores para diferentes sistemas de agitación.....	169
Figura A.5. Dimensiones del sistema de agitación de nivel planta piloto.....	173

NOMENCLATURA

		<i>SI</i>
A	Área	(m^2)
b	Ordenada al origen	–
C	Distancia entre el impulsor y el fondo del tanque	(m)
C_A	Concentración de soluto	(kg/m^3)
C_{A0}	Concentración inicial de soluto	(kg/m^3)
C_{AS}	Solubilidad del soluto, concentración de saturación o concentración de equilibrio	(kg/m^3)
C_{At}	Concentración de soluto en el tiempo (t)	(kg/m^3)
C_{Ha}	Concentración de almidón hinchado o no solubilizado	(kg/m^3)
C_p	Capacidad calorífica a presión constante	(J/kgK)
C_{Ras}	Concentración real de almidón solubilizado	(kg/m^3)
C_{Ta}	Concentración total de almidón	(kg/m^3)
C_{Taf}	Concentración total de almidón al final de la extracción	(kg/m^3)
D	Diámetro	(m)
D_a	Diámetro del impulsor	(m)
D_T	Diámetro del tanque	(m)
D_v	Coeficiente de difusión	(m^2/s)
f	Claro o brecha entre los deflectores y la pared del tanque	(m)
g	Gravedad	(m/s^2)
h	Coeficiente convectivo de transferencia de calor	(W/m^2K)
H	Altura del líquido en el tanque	(m)
He	Impulsor de hélice	–

H_T	Altura del tanque	(m)
ISA	Índice de solubilidad de almidón	%
J	Ancho de los deflectores	(m)
J_A	Flujo de masa del soluto	(kg/sm ²)
k	Coefficiente convectivo de transferencia de masa	(m/s)
k_t	Conductividad térmica	(W/mK)
M	Pendiente	–
m	Masa	(kg)
Mh	Matriz húmeda	–
M_m	Masa molecular	(kg/mol)
m_P	Masa de pulpa de plátano macho	(kg)
Ms	Matriz seca	–
N	Velocidad de rotación del impulsor	(rpm)
N_A	Velocidad de transferencia de masa del soluto	(kg/s)
n_J	Número de deflectores	–
P	Potencia	(W)
P_a	Impulsor de paletas	–
P_{bt}	Impulsor de cuatro aspas inclinadas	–
q	Velocidad de transferencia de calor	(W)
R	Razón de aumento de escala	–
R_e	Rendimiento	–
T	Temperatura	(K)
t	Tiempo	(s)
T_a	Temperatura inicial	(K)
T_b	Temperatura en el tiempo (t)	(K)
T_s	Temperatura del medio de intercambio de calor	(K)
U	Coefficiente global de transferencia de calor	(W/m ² K)

v	Velocidad	(m/s)
V	Volumen	(m ³)
V _{Ap}	Valor de absorbancia promedio	–
V _R	Volumen recuperado de solución	(m ³)
W	Ancho de las aspas del impulsor	(m)

NÚMEROS ADIMENSIONALES

Fr	Número de Froude	$(D_a N^2 / g)$
N _P	Número de la potencia	$(P / \rho N^3 D_a^5)$
Nu	Número de Nusselt	$(h D_T / k_t)$
Pr	Número de Prandtl	$(C_p \mu / k_t)$
Re	Número de Reynolds	$(D v \rho / \mu)$
Re _i	Número de Reynolds del impulsor	$(D_a^2 N \rho / \mu)$
Sc	Número de Schmidt	$(\mu / \rho D_v)$
Sh	Número de Sherwood	$(k D_T / D_v)$
Vi	Factor de corrección de Sieder – Tate	(μ / μ_w)

LETRAS GRIEGAS

		SI
α	Difusividad térmica	(m^2/s)
μ	Viscosidad dinámica	$(Pa\ s)$
μ_w	Viscosidad dinámica en la pared	$(Pa\ s)$
ν	Viscosidad cinemática	(m^2/s)
π	Pi	(3.1416)
ρ	Densidad	(kg/m^3)
ρ_{absT}	Densidad absoluta a temperatura constante	(kg/m^3)
ρ_{agua}	Densidad del agua	(kg/m^3)
ρ_{rel}	Densidad relativa	(kg/m^3)
τ	Flujo de momento lineal o esfuerzo cortante	(N/m^2)
φ	Relación masa – disolvente	–
ω	Relación geométrica	–

RESUMEN

En este proyecto se determinó el efecto de las variables de operación de los sistemas de tanque agitado durante la extracción de almidón de plátano macho en los fenómenos de transferencia.

Se emplearon matrices húmeda y seca de plátano macho en rodajas de espesor de 6.18 y 4.56 mm, y diámetro de 34.39 y 30.81 mm, respectivamente; impulsores de hélice de tres aspas y de paletas de dos aspas; velocidades de agitación de 350 y 500 rpm; relaciones masa – disolvente de 1:4 y 1:7; y alturas del impulsor de 1.5 y 8 cm. Se empleó el método espectrofotométrico para la cuantificación de almidón por medio de una curva patrón. El coeficiente de transferencia de masa (k) se obtuvo por medio de gráficas de concentración en función del tiempo. El coeficiente de transferencia de calor (h) y la potencia (P) se obtuvieron por correlaciones empíricas.

Se obtuvieron los siguientes resultados: el impulsor de paletas (Pa) proporciona el valor más elevado de los coeficientes de transferencia y del consumo de potencia (P). Las muestras en matriz húmeda (Mh) proporcionan la velocidad de transferencia de masa más elevada. Los impulsores mejoran su capacidad para suspender los sólidos cuando se posicionan cerca del fondo del tanque. Las condiciones óptimas de operación se presentan con el tratamiento ($Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$). Se estableció una correlación para predecir el valor del coeficiente (k) de este tratamiento con un error del 16.26%. Se elaboró una propuesta de escalamiento del sistema de agitación.

INTRODUCCIÓN

El almidón es uno de los polisacáridos más abundantes e importantes en el ámbito comercial (Valdés, 2006) y proporciona de 70 a 80% de las calorías consumidas por los humanos (BeMiller y Whistler, 2010), por lo que se le considera como nutrimento energético (Ortiz y Blanco, 2008). Se compone de dos polisacáridos: amilosa y amilopectina; puede encontrarse en la naturaleza en fuentes como los cereales, tubérculos y frutas (Valdés, 2006; Ortiz y Blanco, 2008). De estas últimas, el plátano representa una fuente importante de almidón, puesto que es el componente principal del fruto inmaduro (Bello *et al.*, 2002).

Durante el procesamiento, las pencas de plátano provenientes de las plantaciones se someten a un proceso de selección, donde los frutos pequeños o dañados son desechados; estos representan un 25% de los cultivos de plátano (Schwartz y Whistler, 2009). Esta situación hace del plátano una fuente potencial para la obtención de componentes como el almidón. La operación de extracción de dicho carbohidrato puede llevarse a cabo con el empleo de agitación, que es el movimiento inducido de un fluido en una forma específica en el interior de un recipiente (McCabe *et al.*, 2007), mediante el uso de un dispositivo mecánico (Geankoplis, 2006). Este proceso se desarrolla comúnmente en un tanque agitado.

Estos equipos se diseñan mediante criterios de relaciones geométricas donde interviene un gran número de variables tales como el diámetro del tanque, la altura del fluido dentro del tanque, presencia de placas deflectoras, diámetro y tipo de impulsor, así como su ubicación dentro del tanque. En estos aparatos se presentan los denominados fenómenos fundamentales de transporte: la transferencia de masa, calor y momento; los cuales están íntimamente relacionados durante la operación del sistema. Las variables como la geometría del sistema, las condiciones del flujo, la fuerza impulsora de la transferencia y las propiedades físicas del fluido juegan un papel importante en el desempeño de los fenómenos de transporte durante la operación (Doran, 2013; Geankoplis, 2006).

Aunque cuenten con una geometría específica, modificar las relaciones de diseño de un tanque agitado puede traer beneficios a la operación de extracción cuando se presentan situaciones diferentes o especiales (McCabe *et al.*, 2007). Pese a existir estudios sobre la transferencia de masa en tanques agitados, modificando las relaciones de diseño, pocos son los estudios desarrollados en sólidos de gran tamaño. Por otra parte, los datos experimentales y las correlaciones obtenidas son de aplicación limitada a condiciones iguales o similares al sistema de procedencia (Treybal, 1985).

Es importante entonces que los estudios puedan extenderse a situaciones no cubiertas experimentalmente, ya que la modificación de variables como el tipo, velocidad y ubicación del impulsor; así como las correspondientes a la materia prima, puede incrementar la transferencia de masa en la extracción de almidón de plátano macho.

CAPÍTULO I. CONCEPTOS GENERALES

1.1 Plátano macho (*Musa balbisiana*)

1.1.1 Taxonomía

De acuerdo con Abreu *et al.* (2007), los plátanos se clasifican taxonómicamente en Grupo: *Monocotiledóneas*, Orden: *Escitamiáceas*, Familia: *Musaceae*, Género: *Musa*, Sección: *Eumusa*.

1.1.2 Origen

Las musáceas son posiblemente uno de los primeros frutos cultivados por el hombre (Tejeda, 2003). Proviene del Asia sudoriental, donde la *Musa acuminata* tuvo su origen en la península de Malasia o islas cercanas (Araya, 2008). Desde su tierra natal, la planta del plátano se extendió a la India alrededor del año 600 a.C. (Rahman y Kabir, 2021) y a otros lugares como las Filipinas, donde se mezcló con ejemplares de *Musa balbisiana* dando origen a grupos híbridos de los cuales se derivan los plátanos y guineos (Araya, 2008).

Tejeda (2003) señala que los árabes son considerados como los introductores de este fruto en África a partir del año 650 d.C., durante sus expediciones comerciales y en busca de esclavos, aunque autores como Rahman y Kabir (2021) consideran que su introducción data del año 200 – 300 a.C. tanto en las islas del Pacífico como en la costa oeste de África. Los portugueses son considerados como los responsables de traerlo a las Islas Canarias en el siglo XV, y de allí fue llevado a América en el año 1516 a través de Cuba y República Dominicana (Espinosa, 2008; Tejeda, 2003). Prácticamente desconocidos en América aún a finales del siglo XIX, eran considerados frutas exóticas (Araya, 2003).

1.1.3 Características de la platanera

La *Musa balbisiana* es una planta perenne, posee un gran tamaño y carece de verdadero tronco. En su lugar posee vainas foliares que se desarrollan en estructuras llamadas pseudotallos (Naturalista, s. f.) que pueden medir de 2 a 5 m (Hernández y Vit, 2009). Son de color verde o amarillo verdoso intenso y pueden alcanzar los 7 m de altura (Naturalista, s. f.) o inclusive los 8 m contando el largo de las hojas (Hernández y Vit, 2009).

Los frutos son bayas falsas sin semilla, de forma cilíndrica y distribuidos en manos de racimos con 30 a 70 plátanos que miden de 20 a 40 cm de largo y de 4 a 7 cm de diámetro (Hernández y Vit, 2009). Su savia, que cuenta con propiedades astringentes, puede aplicarse tópicamente en picaduras de insectos y en hemorroides; también puede tomarse como febrífugo, antidiarreico y antihemorrágico (Anzora y Fuentes, 2008). La Figura I.1 muestra las partes que componen a la platanera.

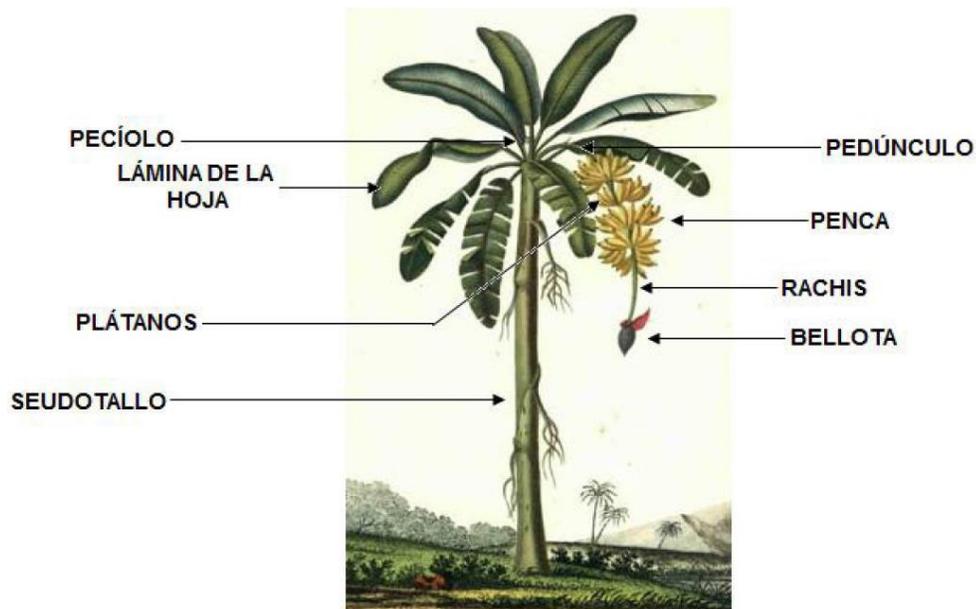


Figura I.1. Partes de la platanera (Blasco y Gómez, 2014).

1.1.4 Características y propiedades

La *Musa balbisiana* (Figura I.2) se caracteriza por ser mucho más grande en tamaño que un plátano común, siendo de color verde y sabor amargo hasta que llega a un estado óptimo de maduración. Usualmente es consumido de manera frita, hervida o cocida (Buena Salud, 2021). Este fruto aporta principalmente hidratos de carbono complejos como almidones, cuya mayoría son retrógrados, es decir, que actúan como fibra porque no son asimilables para el organismo; prácticamente no contiene grasas ni proteínas y a nivel nutricional constituye un alimento energético (Botanical – online, 2021).



Figura I.2. Musa Balbisiana.

La composición química de este fruto reportada por diversas fuentes se presenta en el Cuadro I.1. Cabe señalar que la diferencia en la composición reportada por diferentes autores puede deberse a factores como el estado de madurez, la región de cultivo, etc.

Cuadro I.1. Composición química del plátano.

Componente	Fuente		
	Belalcázar (s. f.)	Chávez <i>et al.</i> (2014)	Fujita (2015)
Humedad (%)	66.2	71.28	75.4
Proteínas (%)	1.3	1	1.1
Lípidos (%)	0.3	0.5	0.2
Carbohidratos (%)	30.7	23.4	22.5
Fibra (%)	1.1	-	-
Fibra dietética (%)	-	2.1	-
Cenizas (%)	0.8	1.72	0.8

Este fruto ofrece grandes beneficios médicos debido a que ayuda a la retención de calcio, nitrógeno y fósforo en el cuerpo, los cuales contribuyen a la reconstrucción de tejidos (Blasco y Gómez, 2014). Siendo una fuente de vitaminas, fibra y minerales, puede ayudar a controlar el nivel de colesterol en la sangre, controlar la glicemia y cuidar el peso (Buena Salud, 2021). Es rico en vitaminas A, B₆, C y D, lo cual otorga beneficios especialmente a los huesos y músculos del cuerpo humano (Blasco y Gómez, 2014).

El plátano puede ser utilizado como un tratamiento para dolencias crónicas como hipertensión arterial, enfermedades renales y enfermedades cardíacas, donde se debe reducir el consumo de sal. Han sido utilizados también para el tratamiento de úlceras por su contenido de vitamina A, glúcidos, potasio, ácido fólico, fibra y magnesio (Buena Salud, 2021). Su consumo puede ayudar a las personas con depresión debido a su contenido de triptófano, aminoácido que el cuerpo humano convierte en serotonina, la cual mejora el estado de ánimo (Kumar *et al.*, 2012).

Se ha reportado en un estudio previo que tanto la pulpa como la cáscara de plátano poseen compuestos antifúngicos y antibióticos (Kumar *et al.*, 2012). Esta última representa aproximadamente el 30% de la masa del fruto (González *et al.*, 2010) y se ha reportado que es rica en fibra dietética, proteínas, aminoácidos esenciales, ácidos grasos poliinsaturados y potasio (Emaga *et al.*, 2007). Su alto contenido de potasio hace de la cáscara de plátano un posible auxiliar en la regulación de fluidos corporales y en el mantenimiento de la presión sanguínea, además de ayudar a controlar la insuficiencia renal, las anomalías cardíacas y las fallas respiratorias (Anhwange *et al.*, 2009).

1.1.5 Producción y distribución

El plátano se considera como la fruta número uno en cuanto a comercialización a nivel mundial, siendo Latinoamérica y el Caribe la región más importante en cuanto a exportación, representando el 80% de las exportaciones en el mundo. También se posiciona como el segundo líder en producción de plátano, sólo superado por Asia; en promedio, el 25% de la producción mundial de plátano se originó en dicha región entre los años 2016 y 2018 (FAO, 2019).

Países desarrollados como Estados Unidos y la Unión Europea son los principales destinos en las exportaciones de plátano proveniente de Latinoamérica y el Caribe. Dada su gran producción y distribución, el plátano representa un papel importante para la seguridad alimentaria de la región, así como en la generación de ingresos para los países exportadores. Ejemplos de la importancia de la venta de plátano en la economía de los países son los de México y Guatemala, donde el plátano representa el 9 y 14%, respectivamente, del valor total de las ganancias por exportación de productos agrícolas del país (FAO, 2019).

De acuerdo con datos de la FAO (2022) en el año 2021 se exportaron a nivel mundial 20,465,000 toneladas de plátano, siendo Latinoamérica y el Caribe, junto con Asia, las dos regiones principales de origen del fruto. En el mismo año, la FAO (2022) reporta que en la región de Latinoamérica y el Caribe los países líderes en

exportación del plátano son Ecuador, Costa Rica, Guatemala, Colombia y México; mientras que en el continente asiático el principal país exportador es Filipinas.

A nivel mundial, los países con el mayor número de exportaciones en el año 2021 fueron Ecuador, Filipinas, Costa Rica, Guatemala, Colombia y México, en ese orden. En contraparte, los países que concentraron la mayor cantidad de importaciones fueron Estados Unidos, China Rusia y Japón, siendo superados únicamente por la Unión Europea (FAO, 2022).

En México las regiones productoras de plátano se localizan en dos zonas: en la vertiente del golfo de México, donde destacan Veracruz norte, Nauta, Vega de Alatorre, Misantla, Tabasco y norte de Chiapas; y en la vertiente del Pacífico, compuesta por los estados de Michoacán, Jalisco, Guerrero y las regionales Colima – Nayarit y sur de Chiapas. A pesar de que el cultivo de plátano en nuestro país se ubica en 18 entidades, incluyendo las mencionadas, solo cinco de ellas concentran el 78% de la superficie sembrada y cosechada, y entre el 81 y 88% de la producción total. Estas son Veracruz, Tabasco, Michoacán, Colima y Chiapas, siendo esta última la principal entidad productora de plátano del país, contribuyendo con el 26% de la superficie sembrada y con el 37% de la producción nacional (Tejada, 2003).

Actualmente en México se cultiva una amplia gama de variedades, entre los que destacan el plátano tabasco o roatan (enano – gigante), dominico, macho, valery, manzano, blanco y morado; siendo los tres primeros los que satisfacen el mercado externo, mientras que las variedades restantes cubren exclusivamente el consumo interno (Tejada, 2003).

1.1.6 El plátano como fuente de almidón

Las propiedades funcionales de los almidones comerciales, normalmente obtenidos de cultivos de cereales, suelen ser químicamente modificadas para satisfacer la demanda de la industria alimentaria por lo que respecta a claridad, sinéresis y estabilidad a la congelación – descongelación. Por tal motivo, la tendencia en la actualidad ha consistido en buscar almidones naturales que presenten las mismas

propiedades que aquellos modificados, y que puedan ser procesados sin necesidad de tratamientos químicos, o en su defecto, tratados física o enzimáticamente. Como resultado, han sido investigadas fuentes alternativas de almidón con el fin de encontrar un posible uso como ingrediente en alimentos procesados (da Mota *et al.*, 2000).

Este es el caso del almidón proveniente del plátano, el cual consiste en gránulos con formas esferoides o elongadas irregulares (Moorthy, 2004), cuyo tamaño es de 20 μm , y cuenta con propiedades adecuadas para una gran variedad de aplicaciones (Schwartz y Whistler, 2009). Se ha reportado que los almidones resistentes del plátano cuentan con propiedades digestivas debido a que actúan parcialmente como fibra soluble, y una pequeña parte como fibra insoluble, por lo que aportan los beneficios de ambas (Botanical – online, 2021).

Las elevadas concentraciones de almidón que contiene el plátano en estado inmaduro hacen de este fruto una fuente con potencial para su extracción. Mazzeo *et al.* (2008) y Zhang *et al.* (2005) señalan que el almidón representa entre 70 y 80% del total de carbohidratos de la pulpa de plátano verde en base seca. Los estudios de Moorthy (2004) y Schwartz y Whistler (2009) han reportado que los plátanos inmaduros contienen concentraciones de almidón de 35 y 25%, respectivamente, mientras que en un estudio previo elaborado por da Mota *et al.* (1997) se encontraron concentraciones de entre 14 a 23%.

Otros estudios han reportado que el almidón representa entre el 70.5 y 88.6% de los carbohidratos totales presentes en harina de plátanos inmaduros y que, por lo tanto, puede ser utilizada en comida de bebés debido a sus propiedades digestivas y como fuente de energía (Moorthy, 2004; Suntharalingam y Ravindran, 1993). Incluso Mazzeo *et al.* (2008) señalan que los residuos como la cáscara tienen hasta un 50% de concentración de almidón en base seca.

Debido a que el almidón también puede ser obtenido de las cosechas de plátano que son desechadas por las grandes plantaciones, las cuales representan el 25% de los cultivos, es notable que el almidón de plátano representa una fuente potencial para la industria; se estima que los costos de producción (esencialmente el de

acarreo más que el de extracción) den un precio de mercado que se aproxime o iguale al del almidón de maíz (Schwartz y Whistler, 2009).

1.2 Almidón

1.2.1 Fuentes de almidón

El almidón es la sustancia de reserva alimenticia predominante en las plantas, y proporciona de 70 a 80% de las calorías consumidas por los humanos de todo el mundo (BeMiller y Whistler, 2010). Después de la celulosa, es probablemente el polisacárido más abundante e importante desde el punto de vista comercial (Valdés, 2006) ya que su presencia en la dieta tiene la consideración de nutrimento energético por las calorías que aporta al organismo que lo ingiere (Ortiz y Blanco, 2008). Se caracteriza por ser el principal componente de cereales, legumbres, tubérculos, granos andinos, menestras, raíces y, con mayor presencia en la inmadurez, en algunos frutos y verduras como polisacárido de reserva energética (Ortiz y Blanco, 2008; Valdés, 2006).

Algunos ejemplos de alimentos ricos en dicho polisacárido son la yuca, el trigo, el maíz y el arroz (Ortiz y Blanco, 2008). Industrialmente, además de los ya mencionados, se obtienen almidones comerciales de fuentes como el maíz céreo, maíz rico en amilosa, y de tubérculos como la patata, batata, tapioca y camote (BeMiller y Whistler, 2010; Ortiz y Blanco, 2008). Entre los cultivos de árboles que producen almidón, los más importantes son la palmera sagú, mango, plátano, jaca, fruto del árbol del pan y el pino de tornillo (Moorthy, 2004). El Cuadro I.2 muestra la cantidad de almidón presente en algunos grupos alimenticios.

Cuadro I.2. Almidón en los alimentos.

Grupo alimenticio	Almidón (%)	Fuente
Hortalizas	≥ 5	Ortiz y Blanco (2008)
Cereales	70 – 80	
Frutos (plátano)	14 – 35	da Mota <i>et al.</i> (1997); Moorthy (2004); Schwartz y Whistler (2009)

La concentración de esta macromolécula varía según el estado de madurez de la fuente. En el caso particular de las frutas, aquellas que no han alcanzado plena maduración tendrán una mayor concentración de almidón, mientras que en estado de madurez será mayor la concentración de azúcares simples (Ortiz y Blanco, 2008).

El caso del plátano es una señal muy clara en este sentido. En estado verde o inmaduro, el almidón constituye la mayor fracción de los hidratos de carbono y los azúcares son muy escasos. A medida que la fruta madura, el polisacárido se hidroliza por la acción de las amilasas y, mediante otros sistemas enzimáticos, se sintetizan la sacarosa y la fructosa que se encuentran cuando llega a la plena maduración (Valdés, 2006). Ortiz y Blanco (2008) señalan que esta transformación se da en la medida de 20 – 25% de almidón y 1% de azúcares en estado de inmadurez, a 1% de almidón y 20% de azúcares en estado de madurez (Cuadro I.3); esto hace del plátano un alimento energético.

Cuadro I.3. Cambios en la concentración de almidón de plátano durante la maduración (Valdés, 2006).

<i>Color</i>	<i>Características</i>	<i>Almidón</i>	<i>Azúcares</i>
1	Verde	21.5-19.5	0.1-2.0
2	Verde con huellas de amarillo	19.5-16.5	2.0-5.0
3	Más verde que amarillo	18.0-14.5	3.5-7.0
4	Más amarillo que verde	15.0-9.0	6.0-12.0
5	Sólo puntas verdes	10.5-2.5	10.0-18.0
6	Todo amarillo	4.0-1.0	16.5-19.5
7	Pequeñas áreas de color café	2.5-1.0	17.5-19.0
8	Grandes áreas de color café	1.5-1.0	18.5-19.0

1.2.2 Estructura molecular

El almidón es una macromolécula de masa molecular elevada con una estructura compleja. En su formación interviene la mezcla de dos polisacáridos distintos: la amilosa y la amilopectina, cuyas proporciones determinarán las propiedades y características de cada tipo de almidón (Ortiz y Blanco, 2008; Valdés, 2006).

La amilosa (Figura I.3) es una α -D-(1,4)-glucana (cadena lineal producto de la condensación de unidades de D-glucopiranosas por medio de enlaces glucosídicos α (1,4); o bien, por numerosas moléculas de glucosa), cuya unidad repetitiva es la α -maltosa. Tiene la facilidad de adquirir una conformación tridimensional helicoidal (Figura I.4), cuyo interior tiene sólo átomos de hidrógeno, mientras que los grupos hidroxilo están situados en el exterior. Cada vuelta de la hélice consta de seis moléculas de glucosa. Representa entre el 17 y 27% del total del almidón, dependiendo de la fuente (BeMiller y Whistler, 2010; Ortiz y Blanco, 2008; Valdés, 2006).

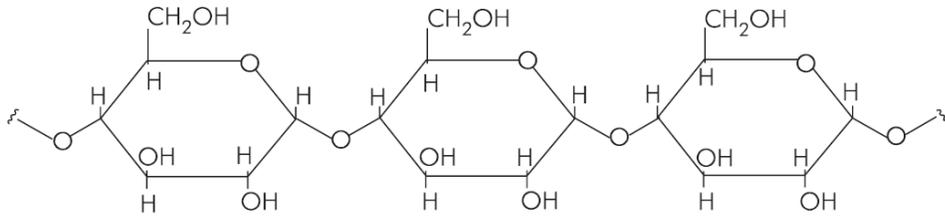


Figura I.3. Estructura molecular de amilosa (Ortiz y Blanco, 2008).

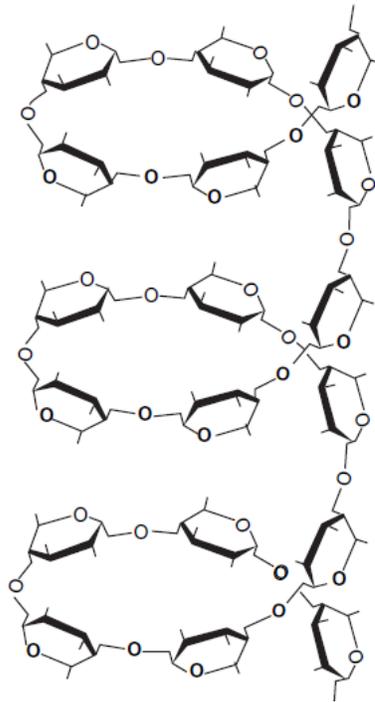


Figura I.4. Conformación tridimensional helicoidal de amilosa (Valdés, 2006).

La amilopectina (Figura I.5) es un polisacárido ramificado, cuyas ramificaciones le dan una forma molecular similar a la de un árbol (Figura I.6) y se presentan como dobles hélices. Está constituida por unidades de glucosa, enlazadas también por enlaces glucosídicos α (1,4), pero con numerosas ramificaciones posiblemente al azar, unidas al tronco central por medio de enlaces α -D-(1,6). Constituye alrededor del 75% de los almidones más comunes (BeMiller y Whistler, 2010; Ortiz y Blanco, 2008; Valdés, 2006).

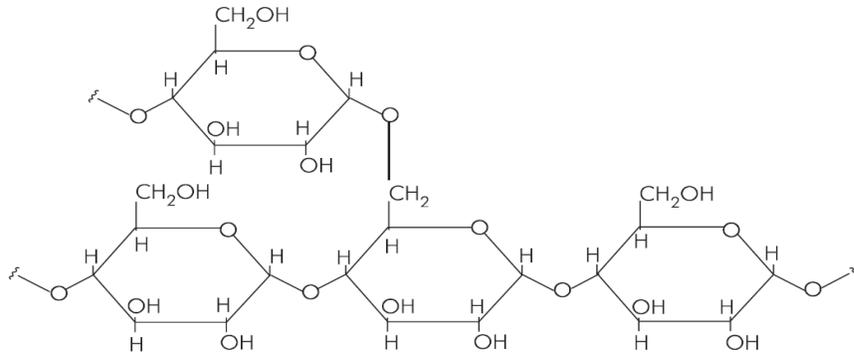


Figura I.5. Estructura molecular de amilopectina (Ortiz y Blanco, 2008).

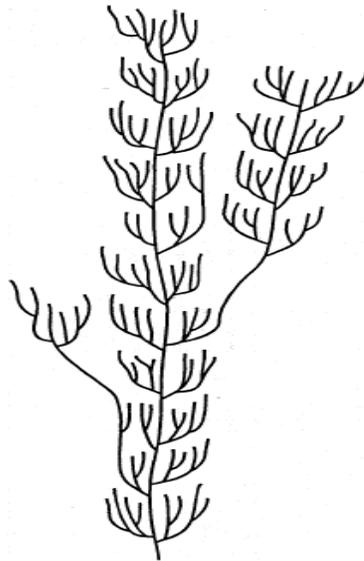


Figura I.6. Conformación ramificada de amilopectina (BeMiller y Whistler, 2010).

El almidón sirve de reserva energética en el reino vegetal, y se diferencia de todos los demás carbohidratos en que en la naturaleza se encuentra en pequeños corpúsculos discretos que reciben el nombre de gránulos (Figura I.7) (BeMiller y Whistler, 2010; Valdés, 2006), aunque sus estructuras, formas y tamaños varían de acuerdo con la especie vegetal que le sintetiza (Ortiz y Blanco, 2008). Cuando no han sido dañados son insolubles en agua fría, debido a que su estructura está altamente organizada y presenta una gran estabilidad por las múltiples

interacciones que existen con sus dos polisacáridos constituyentes (Valdés, 2006), sin embargo, pueden embeber agua de manera reversible, es decir, pueden hincharse ligeramente con el agua y volver luego al tamaño original al secarse (BeMiller y Whistler, 2010).

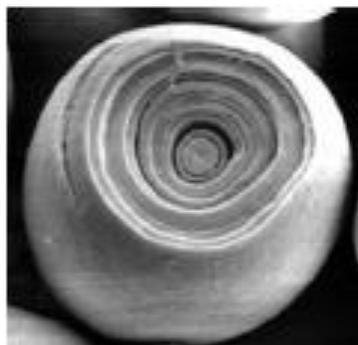


Figura 1.7. Gránulo de almidón (Espinosa, 2008).

A medida que se incrementa la temperatura, el gránulo retiene más agua. Al llegar a ciertas temperaturas (normalmente cercanas a 65 °C, aunque depende de cada tipo de almidón), el gránulo alcanza su volumen máximo. Si se administra más calor, el gránulo hinchado, incapacitado para retener el líquido, se rompe parcialmente y la amilosa y la amilopectina se dispersan en el seno de la disolución. Esto va aunado a un aumento de la viscosidad. Este proceso recibe el nombre de gelatinización, y es una transición de un estado ordenado a otro desordenado en el que se absorbe calor (Valdés, 2006).

1.2.3 Solubilidad de almidón de plátano

Múltiples estudios (Bello *et al.*, 1998; Bello *et al.*, 2002; Contreras *et al.*, 2018; de la Torre *et al.*, 2008; Kayisu *et al.*, 1981; Thanyapanich *et al.*, 2021) han enfocado su investigación en determinar diversas propiedades fisicoquímicas del almidón, tales como la solubilidad a diferentes temperaturas de operación. Los resultados de estos investigadores han mostrado que el almidón que proviene del plátano cuenta con la

capacidad de solubilizarse en un medio como el agua sólo en un cierto valor porcentual, el cual se representa por un término conocido como ISA; dependiendo a su vez de la temperatura.

Bello *et al.* (2002) encontró que, para el almidón originario de la variedad Macho, el valor de ISA aumenta respecto a la temperatura, adquiriendo valores de 2.1% a 70 °C y de 7% a 90 °C. Al estudiar las propiedades fisicoquímicas del almidón aislado de la variedad Valery, Kayisu *et al.* (1981) encontró que, a estas mismas temperaturas, el ISA toma los valores de 3.2% y 10%, respectivamente. En el caso del almidón de plátano cuadrado, autores como Contreras *et al.* (2018) y de la Torre *et al.* (2008) coinciden en que el ISA a 60 °C es igual a 2%. No obstante, el primer estudio muestra que, a 70 °C, dicho valor es igual a 3%, mientras que el segundo obtuvo un valor de 2.4%. Una situación similar ocurre a 90 °C, cuyo ISA determinado por de la Torre *et al.* (2008) alcanza el 16.8%.

Es evidente que los resultados obtenidos por diversos autores pueden llegar a ser discrepantes, puesto que el valor de esta propiedad puede verse influenciado por diferentes factores tales como la variedad del fruto, el grado de madurez, la zona de cultivo, la proporción entre la cantidad de amilosa y amilopectina, entre otros. Esta situación sugiere conocer una tendencia de los diferentes resultados experimentales.

1.2.4 Usos y aplicaciones

Los almidones son sometidos con frecuencia a modificaciones para su uso en tecnología alimentaria como aditivos e ingredientes funcionales (BeMiller y Whistler, 2010). Dependiendo del almidón y de la modificación realizada, se cuenta con materia prima para una amplia gama de aplicaciones. De acuerdo con las propiedades funcionales, se emplean para ser espesantes, que den consistencia, que regulen la textura, que sean adherentes o ligantes, que actúen como agentes floculantes, como aglomerantes o como antihumectantes, entre otras (Valdés, 2006).

Entre las industrias que se ven favorecidas por dichas aplicaciones están, por mencionar algunas, la panificación, la confitería, la manufactura de bebidas, la elaboración de salsas y aderezos, la producción de cárnicos y lácteos, así como la de alimentos para bebé (Valdés, 2006).

1.3 Extracción sólido – líquido

Las operaciones unitarias relacionadas con la separación de mezclas se clasifican en las que separan mezclas homogéneas, donde sólo existe una fase (sólida, líquida o gaseosa); y las que separan mezclas heterogéneas, en las que se observa más de una fase (sólido – líquido, sólido – gas, líquido – gas o la combinación de fases líquido – líquido, sólido – líquido – gas, entre otras). Algunos ejemplos de mezclas heterogéneas son la suspensión de sólidos en líquidos, líquidos miscibles o inmiscibles, entre otros (Monsalvo *et al.*, 2014).

Muchas sustancias biológicas, así como compuestos inorgánicos y orgánicos, se encuentran como mezclas de diferentes componentes en un sólido. Para separar el soluto deseado o eliminar un soluto indeseable de la fase sólida, ésta se pone en contacto con una fase líquida. Ambas fases entran en contacto íntimo y el soluto o los solutos se difunden desde el sólido a la fase líquida, lo que permite una separación de los componentes originales del sólido (Figura 1.8). Este proceso se llama lixiviación sólido – líquido o simplemente lixiviación (Geankoplis, 2006). La lixiviación es la disolución preferente de uno o más componentes de una mezcla sólida por contacto con un disolvente, donde la transferencia de masa ocurre en la dirección sólido a fluido (Treybal, 1985).

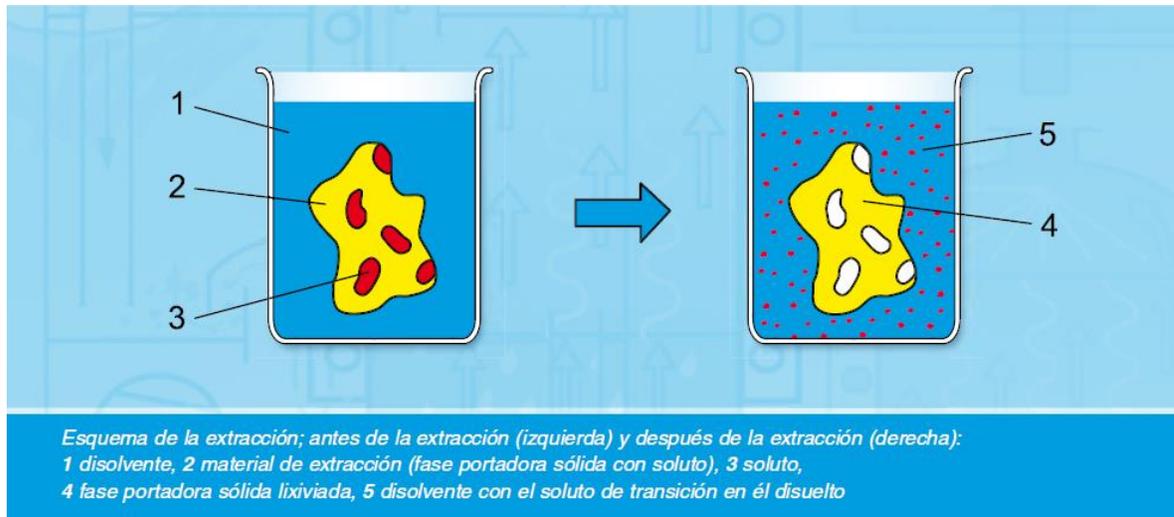


Figura 1.8. Extracción sólido – líquido (GUNT, 2015).

Esta operación unitaria, una de las más antiguas en la industria química, ha recibido muchos nombres, según la técnica utilizada para llevarla a cabo (Treybal, 1985). El término de lixiviación suele usarse más en la industria minera, al disolver y extraer sustancias inorgánicas. También se le denomina percolación cuando la operación se realiza con el disolvente a punto de ebullición (Monsalvo *et al.*, 2014). El término de extracción, que también hace referencia a la extracción líquido – líquido (Geankoplis, 2006), puede aplicarse a todas las operaciones de separación que utilicen métodos de transferencia de masa o mecánicos (Treybal, 1985). Por términos de simplicidad, en este trabajo se referirá a la operación como extracción sólido – líquido o simplemente extracción.

La operación de extracción es de uso común en la industria metalúrgica. Los metales útiles suelen encontrarse en mezclas con grandes cantidades de constituyentes indeseables, y la operación permite extraerlos en forma de sales solubles. Ejemplo de ello son la extracción de sales de cobre por medio de soluciones de ácido sulfúrico o amoniacaes; sales de cobalto y níquel con mezclas de ácido sulfúrico – amoniaco – oxígeno; oro por medio de una solución acuosa de cianuro de sodio; además de la obtención de aluminio, manganeso y zinc (Geankoplis, 2006; Treybal, 1985).

En la industria de procesos biológicos y alimenticios muchos productos se separan de su estructura natural original por medio de una extracción sólido – líquido. Algunos ejemplos son la extracción de azúcar de las remolachas con agua caliente; taninos a partir de diferentes cortezas arbóreas con agua; y en la producción de aceites vegetales a partir de cacahuete, harina, y de semillas de soya, lino, ricino, girasol y algodón, empleando disolventes orgánicos como hexano, acetona y éter; aunque también es posible obtener aceites de fuentes animales como el hígado de hipogloso, proveniente del halibut. En la industria farmacéutica, una gran diversidad de productos se obtiene a partir de raíces, hojas y tallos de plantas (Geankoplis, 2006; Treybal, 1985).

1.3.1 Proceso general en la extracción

El proceso general en la extracción de materiales solubles del interior de una partícula por acción de un disolvente consta de varios pasos: inicialmente el disolvente se transfiere del volumen de solución a la superficie del sólido. Enseguida el disolvente penetra o se difunde en el sólido para que el soluto pueda disolverse. Después el soluto disuelto se difunde hasta la superficie del sólido para posteriormente transferirse a la solución general (Geankoplis, 2006).

Generalmente la velocidad de transferencia en el primer paso es bastante rápida, mientras que la velocidad hacia el interior del sólido puede ser rápida o lenta. La transferencia del disolvente suele ocurrir al principio, cuando las partículas se ponen en contacto con el mismo; aun así, la disolución del soluto en el disolvente en el interior del sólido puede ser un simple proceso físico de disolución o una verdadera reacción química (Geankoplis, 2006) como es el caso de los bioprocesos, donde el sustrato, como lo es el oxígeno en una reacción aerobia, debe ser transportado dentro del sólido o material biológico en cuestión para que se produzca la reacción y se liberen así las moléculas del producto de interés (Doran, 2013).

La velocidad de difusión del soluto a través del sólido, y la del disolvente hasta la superficie del sólido, suelen ser las resistencias que controlan el proceso global de

extracción y dependen de diversos factores. En sustancias biológicas o naturales la pared celular conlleva complejidades adicionales en el fenómeno de difusión. En sólidos donde la materia soluble constituye una alta proporción del sólido total, puede presentarse una desintegración de las partículas (Geankoplis, 2006).

1.3.2 Métodos de operación y equipos

Existen varios métodos para realizar una extracción sólido – líquido. Esta se puede llevar a cabo tanto por lotes o semilotes, como en condiciones totalmente continuas (Geankoplis, 2006; Treybal, 1985). Las dos técnicas principales de manejo son la aspersion o goteo del líquido sobre el sólido, y la inmersión completa del sólido en el líquido (Treybal, 1985).

Suelen usarse tres equipos diferentes para esta operación. El extractor de lecho fijo (Figura I.9) se utiliza en la industria del azúcar de remolacha, en la extracción de taninos, en la obtención de productos farmacéuticos, entre otros. El extractor con lechos móviles se emplea en la extracción a contracorriente en etapas, donde el lecho o etapa es móvil en lugar de fijo. Es útil en la extracción de aceite a partir de semillas vegetales. La Figura I.10 muestra un ejemplo característico de estos equipos. Por último, en el denominado extractor con agitación, se logra la extracción manteniendo al sólido en suspensión (Geankoplis, 2006).

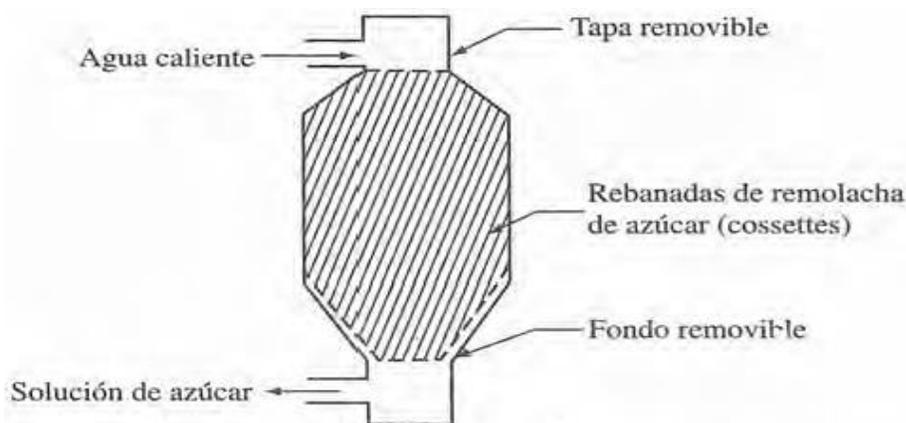


Figura I.9. Extractor de lecho fijo (Geankoplis, 2006).

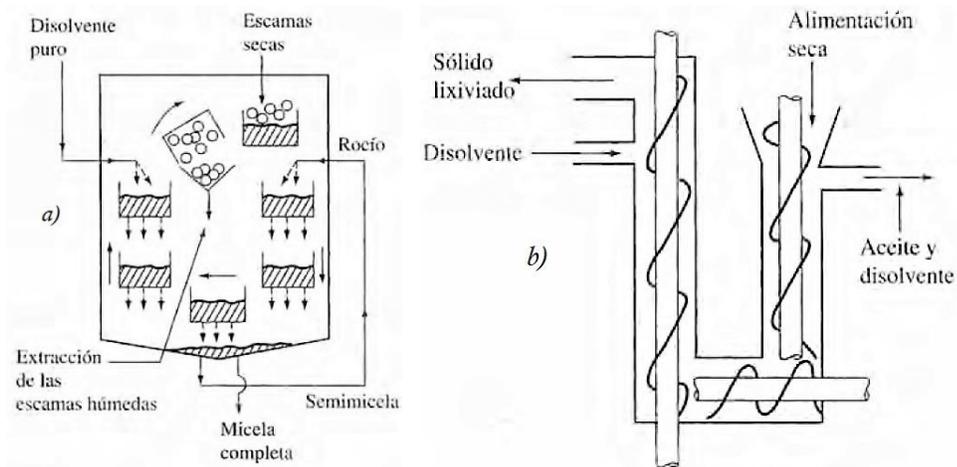


Figura 1.10. a) Extractor de cangilones tipo Bollman; b) Extractor con transportador de tornillo tipo Hildebrandt (Geankoplis, 2006).

1.3.3 Importancia de la temperatura en la extracción

Las temperaturas elevadas producen la mayor solubilidad del soluto en el disolvente y, en consecuencia, mayores concentraciones finales de soluto extraído. A temperaturas elevadas la viscosidad del líquido disminuye, mientras que la difusividad aumenta; esto incrementa la rapidez de extracción. No obstante, en el caso de algunos productos naturales, las temperaturas muy elevadas pueden producir la extracción de cantidades excesivas de solutos indeseables, o de deterioro químico del sólido (Treybal, 1985).

1.3.4 Preparación de los sólidos

El método de preparación del sólido depende de la proporción presente del soluto, de su distribución en el material sólido, de la naturaleza del sólido (que puede estar constituido por células vegetales o el material soluble estar totalmente rodeado por una matriz de materia insoluble), y del tamaño de partícula original (Geankoplis, 2006). El éxito de una extracción y la técnica que se va a utilizar depende con mucha frecuencia de cualquier tratamiento anterior que se le pueda dar al sólido (Treybal, 1985). Una trituración y molienda previa es útil para aumentar la velocidad de

extracción; de esta manera las proporciones solubles quedan más accesibles a la acción del disolvente (Geankoplis, 2006; Treybal, 1985).

En el caso de los materiales biológicos, estos cuentan con una estructura celular y los constituyentes solubles suelen estar dentro de las células (Geankoplis, 2006; Treybal, 1985). En ocasiones la velocidad de extracción es bastante baja, debido a que las paredes celulares constituyen una resistencia adicional a la difusión (Geankoplis, 2006). No obstante, es poco práctico (y algunas veces indeseable) moler los materiales biológicos a tamaño suficientemente pequeño para exponer el contenido de las células individuales. Por estas razones es que se prefiere cortar los materiales en rebanadas delgadas, como es el caso de la remolacha en la extracción de azúcar, lo que permite que la distancia para que el disolvente se difunda sea más corta (Geankoplis, 2006; Treybal, 1985).

En los productos farmacéuticos obtenidos a partir de hojas, tallos y raíces, el secado del material previo a la extracción favorece la ruptura de las paredes celulares; por lo que el disolvente actúa directamente sobre el soluto (Geankoplis, 2006; Treybal, 1985). En la extracción de aceites vegetales, las semillas y cereales se aplanan o se les da la forma de hojuelas, facilitando así el contacto con el disolvente (Treybal, 1985).

1.4 Agitación

En los procesos industriales muchas operaciones dependen la agitación y mezcla de fluidos para lograr sus objetivos (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007; Uribe *et al.*, 2012). La agitación se refiere a forzar un fluido por medios mecánicos para que adquiera un movimiento determinado en el interior de un recipiente, generalmente cilíndrico, que puede estar cerrado o abierto (Geankoplis, 2006). El mezclado consiste en la distribución al azar de dos o más fases inicialmente separadas (McCabe *et al.*, 2007). Comprender esta definición de mezclado, ayudará para conocer la diferencia (y cercana relación) con la agitación.

Por su importancia, la agitación y el mezclado se han estudiado desde los comienzos de la civilización cuando la humanidad tuvo necesidad de mezclar alimentos, tintas, materiales ornamentales, arcilla, etc. (Figura I.11). Sería más difícil encontrar dentro de los procesos industriales un proceso que no involucre de una manera u otra esta operación, donde la utilización de tanques agitados es parte fundamental y central del proceso productivo (Uribe *et al.*, 2012).

Algunas aplicaciones de la agitación en la industria son la dispersión de líquidos miscibles e inmiscibles, disolución de sólidos en líquidos, dispersión de un gas en líquidos, suspensión de partículas sólidas y aumento de las velocidades de transferencia de calor y de masa (García y Jáuregui, 2006; Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007; Monsalvo *et al.*, 2014; Valiente, 2002).



Figura I.11. Proceso de agitación en la antigüedad (Uribe *et al.*, 2012).

La agitación mecánica de un líquido, efectuada por lo general con un impulsor movido por un motor eléctrico (Valiente, 2002), es adecuada en especial para dispersar sólidos, líquidos o gases en líquidos, y se utiliza para muchas de las operaciones de transferencia de masa. Estos impulsores pueden generar

turbulencias muy elevadas, que no sólo producen buenos coeficientes de transferencia, sino que también son necesarias para obtener una correcta dispersión de líquidos y, en su caso, gases. Se pueden conseguir con facilidad velocidades elevadas para líquidos, particularmente deseables cuando se tienen sólidos en suspensión (Treybal, 1985).

En estos sistemas la turbulencia en la corriente de agitación es decisiva para la operación, puesto que arrastra al material hacia la misma. Esto es importante cuando el fluido contiene sólidos, ya que estas corrientes de circulación los conservan en suspensión (Geankoplis, 2006). Algunos sistemas de agitación requieren grandes flujos o elevadas velocidades de circulación, mientras que otros necesitan una elevada turbulencia o disipación local de potencia (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007). Estas condiciones dependerán de diferentes factores, tales como la geometría del impulsor, el consumo de potencia, el tipo de fluido, entre otros (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007; Monsalvo *et al.*, 2014).

1.4.1 Mecanismo de la agitación

Para que la agitación se realice de forma correcta el fluido despedido por el impulsor debe recorrer todo el recipiente en un tiempo razonable. La velocidad del fluido impulsado debe ser suficiente para arrastrar al material hacia las partes más alejadas del tanque y formar turbulencia. La mezcla no es buena a menos que el flujo en el tanque sea turbulento. Todos estos factores son importantes en el mezclado de fluidos, los cuales pueden describirse como una combinación de tres procesos físicos: la distribución, la dispersión y la difusión (Doran, 2013).

En términos simples, la distribución se refiere al proceso por el que las corrientes de circulación producidas por el impulsor se transportan a todas las regiones del recipiente y se considera como la etapa más lenta del proceso de mezclado; mientras que la dispersión hace referencia al proceso de ruptura de los remolinos formados por el flujo turbulento en remolinos cada vez más pequeños, provocando la disipación de su energía cinética en forma de calor (Doran, 2013).

1.5 Tanque agitado

El tanque agitado es el recipiente donde ocurre el mezclado de las sustancias que se desean poner en contacto (Monsalvo *et al.*, 2014). Los tanques típicos (Figura I.12) son cilindros verticales y circulares (Treybal, 1985); de ser posible, la base se redondea con el fin de eliminar esquinas y cavidades donde las corrientes del fluido no pueden penetrar, propiciando la formación de regiones estancadas (Doran, 2013). También existen tanques en forma rectangular, aunque se emplean poco. Estos aparatos se operan por lotes y proporcionan una sola etapa de extracción debido al mezclado completo que se obtiene (Treybal, 1985).

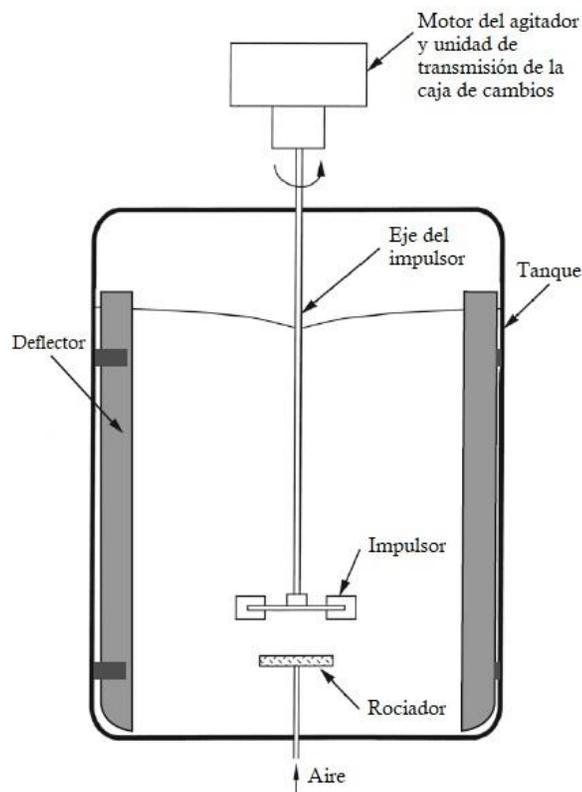


Figura I.12. Configuración típica de un tanque agitado (Doran, 2013).

Se han diseñado muchos tipos de tanques con agitación para sólidos gruesos. Los tanques cilíndricos cerrados se colocan de forma vertical y los impulsores se montan sobre ejes verticales; se construyen con fondos falsos para el drenado de la solución de extracción al final del proceso (Figura I.13a). Los tanques también pueden colocarse de forma horizontal con el impulsor colocado sobre un eje en la misma dirección (Figura I.13b). En otros casos, un tambor horizontal es el tanque de extracción, donde el sólido y el líquido se golpean dentro mediante la rotación del tambor sobre rodillos (Figura I.13c) (Treybal, 1985).

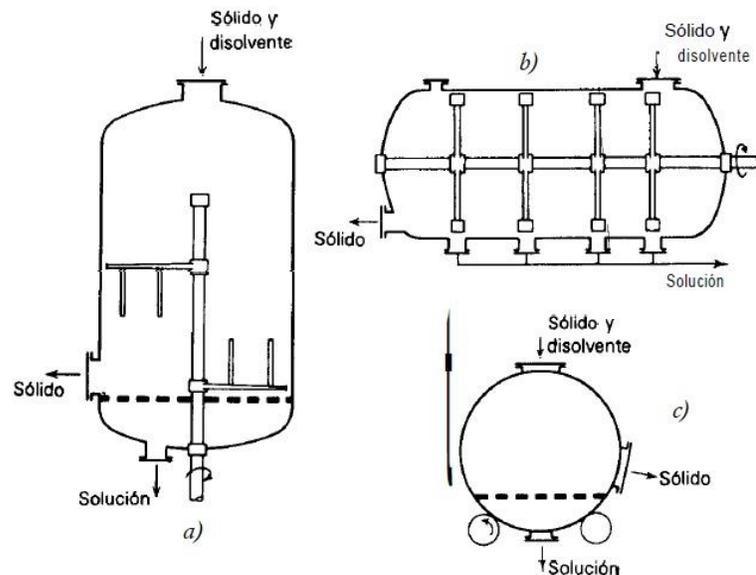


Figura I.13. a) Tanque cerrado con fondo falso; b) Tanque horizontal; c) Tanque de tambor rotatorio (Treybal, 1985).

En estos sistemas la agitación se logra utilizando un impulsor instalado sobre el tanque. Suelen colocarse en la parte inferior de un agitador mecánico, situado en el centro del tanque. En algunas ocasiones el impulsor se diseña con la entrada por el fondo del tanque, aunque pueden existir fugas entre la junta del eje y la base del tanque (Doran, 2013). El impulsor también puede acoplarse con la entrada a un costado del tanque, es decir, por una de las partes laterales, en un plano horizontal cerca del fondo.

Cuando se trata de tanques con grandes profundidades de líquido en comparación con el diámetro del tanque, se montan dos o tres impulsores en el mismo eje, y cada uno actúa como un mezclador individual (Figura I.14) (Geankoplis, 2006). Comparados con los sistemas de tanque agitado con un solo impulsor, las configuraciones de impulsores múltiples exhiben numerosas ventajas como mejor circulación del fluido, mejor distribución de la disipación de energía, mejor distribución del gas en sistemas gas – líquido y mayor tiempo de residencia (Rivera y Uribe, 2012).

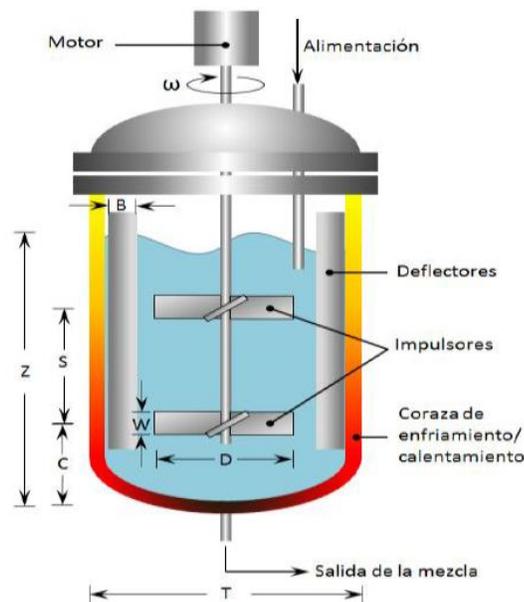


Figura I.14. Tanque agitado con impulsores múltiples (Uribe *et al.*, 2012).

Los sistemas con múltiples impulsores se prefieren en aquellos sistemas de agitación donde la sensibilidad hacia el cizallamiento sea un criterio importante para el diseño; un ejemplo es en sistemas que trabajan con microorganismos, como en los biorreactores. Los tipos de impulsores utilizados en estos sistemas múltiples se han restringido al uso de turbinas Rushton, turbinas de aspas inclinadas y varias combinaciones de estos impulsores (Gogate *et al.*, 2000).

Durante muchos años el diseño de los tanques agitados se ha realizado de forma empírica, tomando en cuenta aspectos como la potencia requerida, el corte que se realiza en el fluido, el tiempo de mezclado, los patrones de flujo, entre otros. La medición de estos parámetros se logra principalmente de manera experimental, utilizando modelos a escala en tanques de material transparente (principalmente de vidrio) que permiten observar el comportamiento del fluido ante las diferentes condiciones de la agitación (Uribe *et al.*, 2012).

Los tanques agitados han sido utilizados históricamente en la industria alimenticia, la química y la biotecnológica, constituyendo el tipo de reactor utilizado por excelencia (García y Jáuregui, 2006), contando con numerosas aplicaciones industriales como la síntesis química, fermentación aerobia, tratamiento de efluentes y de aguas de desecho, fabricación de pinturas, procesamiento de alimentos, elaboración de medicinas, entre otros (Rivera y Uribe, 2012).

1.6 Impulsores

Estos dispositivos han recibido diversas denominaciones en la literatura. Geankoplis (2006) se refiere a estos como agitadores; Doran (2013) los nombra rodetes; autores de publicaciones científicas como García y Jáuregui (2006) los mencionan como impelentes; aunque comúnmente se conocen también como propelas. En este trabajo se utilizará el término impulsores (Treybal, 1985). Un impulsor funciona como el de una bomba centrífuga sin carcasa, y genera un flujo con cierta carga de presión (Geankoplis, 2006). Generalmente se montan sobre un eje movido por un motor eléctrico (Treybal, 1985).

El efecto rotatorio del impulsor consiste en bombear el líquido y crear un flujo regular. El líquido es empujado fuera del impulsor, circula a través del recipiente y periódicamente retorna a la región del impulsor (Doran, 2013). Durante este recorrido, la energía en la corriente del líquido debida al impulsor se disipa a través de la turbulencia y de la viscosidad en forma de calor. El gradiente de velocidad en

el líquido, que fija la rapidez de deslizamiento y, por lo tanto, la intensidad de la turbulencia, es mayor en la punta del impulsor y menor a una distancia relativamente alejada (Treybal, 1985).

1.6.1 Clasificación de los impulsores

Los impulsores se pueden clasificar como de flujo axial o de flujo radial, dependiendo de la dirección que toma el líquido que sale del impulsor, aunque existen también impulsores que presentan ambas características de flujo simultáneamente (Doran, 2013). De manera general, los impulsores se dividen en tres grupos básicos en función de la componente de velocidad predominante que imparten al movimiento del fluido: de flujo radial, flujo axial y flujo tangencial.

1.6.1.1 Impulsores de flujo radial. Las aspas de los impulsores de flujo radial están situadas de forma paralela al eje vertical del impulsor y provocan el movimiento del fluido en dirección perpendicular a este, aunque también pueden crear cierto flujo circular (Doran, 2013). Tanto los impulsores de aspas planas, como las turbinas de disco y sin disco de aspas planas, son representativos de este grupo.

1.6.1.2 Impulsores de flujo axial. Los impulsores de flujo axial tienen aspas que forman un ángulo inferior a 90° con respecto al plano de rotación y generan un movimiento del fluido paralelo al eje del impulsor. Son especialmente útiles cuando se necesitan corrientes verticales fuertes. Son característicos de este tipo los impulsores de hélice y las turbinas de aspas inclinadas (Doran, 2013).

1.6.1.3 Impulsores de flujo tangencial. Los impulsores de este grupo presentan una relación de $\left(\frac{D_a}{D_T} \approx 1\right)$, por lo que se les considera de proximidad a la pared del tanque. Suelen girar a bajas velocidades y son utilizados frecuentemente en líquidos con valores altos de viscosidad. Debido a su tamaño y configuración, inducen en el fluido un movimiento principalmente circular. Algunos ejemplos de este tipo son los impulsores de ancla, de compuerta y de cinta helicoidal.

1.6.2 Tipos de impulsores

Los tres principales tipos de impulsores (hélices, paletas y turbinas), resuelven cerca del 95% de todos los problemas de agitación de líquidos (McCabe *et al.*, 2007).

1.6.2.1 Impulsor de hélice. También llamado propulsor de tres aspas (Geankoplis, 2006) o propulsor de tipo marino (Treybal, 1985), es uno de los más conocidos dentro de los impulsores de uso común, siendo similar a la hélice de un motor fuera de borda para lanchas (Figura I.15) (Geankoplis, 2006). Se consideran impulsores de alta velocidad y se utilizan para líquidos de baja viscosidad (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007; Treybal, 1985). Pueden girar a velocidades comprendidas en el intervalo de 400 a 1750 rpm (Geankoplis, 2006); en el cual las hélices pequeñas operan entre 1150 a 1750 rpm, mientras que las hélices grandes entre 400 a 800 rpm (McCabe *et al.*, 2007). Generan un patrón de flujo axial y se colocan de tal forma que inducen un flujo descendente (Geankoplis, 2006; Treybal, 1985).



Figura I.15. Impulsor de hélice (Treybal, 1985).

1.6.2.2 Impulsor de paletas. Se encuentran en diseños de dos o cuatro aspas planas (Figura I.16). Se utilizan a bajas o moderadas velocidades, impulsando el líquido radial y tangencialmente, sin que exista prácticamente movimiento vertical (McCabe *et al.*, 2007). A bajas velocidades se consigue una agitación suave en un recipiente sin deflectores (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007).

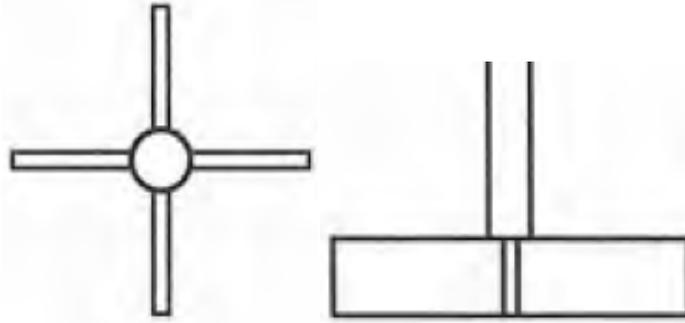


Figura I.16. Impulsor de paletas (Geankoplis, 2006).

1.6.2.3 Impulsor de turbina. Conocidos también como impulsores de paletas múltiples, son semejantes a los impulsores de paletas, con la diferencia de que las aspas son más cortas y normalmente cuentan con cuatro o seis de estas. Son útiles para una amplia diversidad de viscosidades (Geankoplis, 2006). En líquidos de baja viscosidad generan fuertes corrientes que persisten en todo el tanque, removiendo secciones de fluido estancado (McCabe *et al.*, 2007). Los impulsores de turbina pueden encontrarse en diversas variantes que a continuación se detallan. Cabe resaltar que, en general, el flujo que producen es radial para todos los casos, excepto en el diseño de aspas inclinadas (Treybal, 1985) donde, con las aspas a 45° , se imparte un flujo axial (Geankoplis, 2006).

1.6.2.3.1 Turbina de aspas planas. Utilizada a menudo para operaciones de transferencia de masa (Figura I.17) (Treybal, 1985).

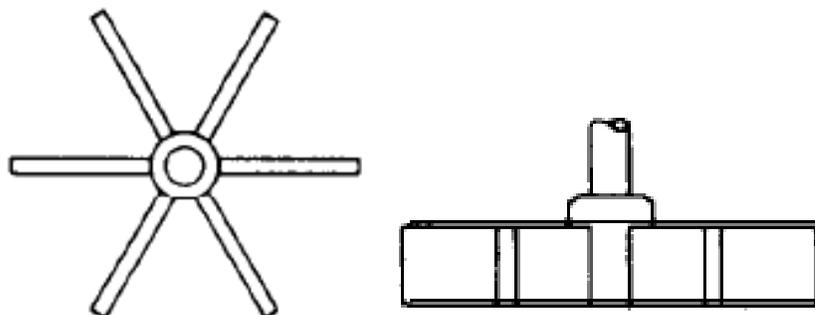


Figura I.17. Turbina de aspas planas (Treybal, 1985).

1.6.2.3.2 Turbina de aspas inclinadas. Es útil para sólidos en suspensión, ya que las corrientes que produce fluyen hacia abajo y, posteriormente, en dirección contraria, levantando los sólidos depositados (Figura I.18) (Geankoplis, 2006).

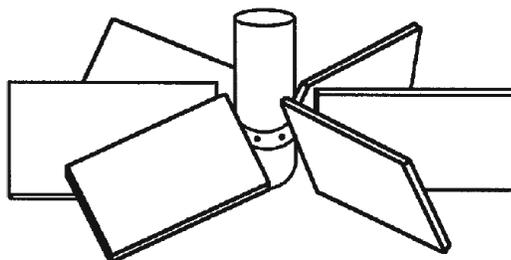


Figura I.18. Turbina de aspas inclinadas (Doran, 2013).

1.6.2.3.3 Turbina de aspas curvas. Se utiliza para suspender pulpas frágiles, cristales y similares (Figura I.19) (Treybal, 1985).

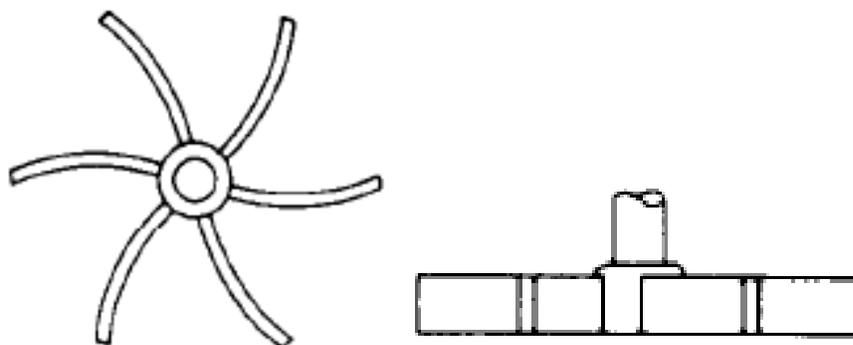


Figura I.19. Turbina de aspas curvas (Treybal, 1985).

1.6.2.3.4 Turbina de disco con aspas planas. Es el más utilizado en las industrias de proceso en su diseño de seis aspas (Doran, 2013; García y Jáuregui, 2006; Geankoplis, 2006) y es conocido también como turbina Rushton (Figura I.20) (Doran, 2013).

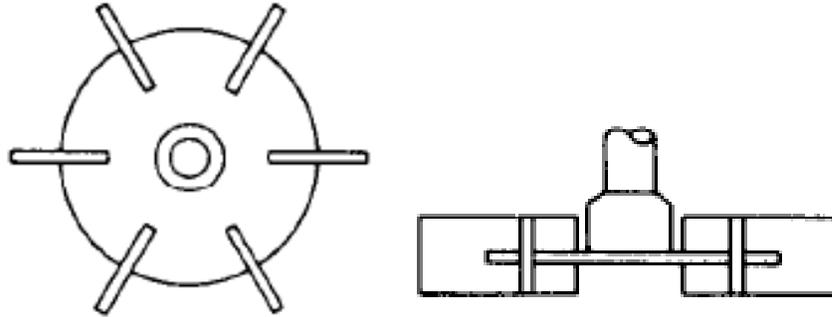


Figura I.20. Turbina Rushton (Treybal, 1985).

1.6.2.4 Impulsor de alta eficiencia de tres aspas. Es semejante a una turbina inclinada de cuatro aspas, sin embargo, presenta un ángulo de inclinación mayor de $30 - 60^\circ$ en el centro y un ángulo más pequeño de $10 - 30^\circ$ en la punta (Figura I.21). Es de flujo axial, produce más movimiento de fluido y mezclado por unidad de potencia, y es muy útil para la suspensión de sólidos (Geankoplis, 2006).

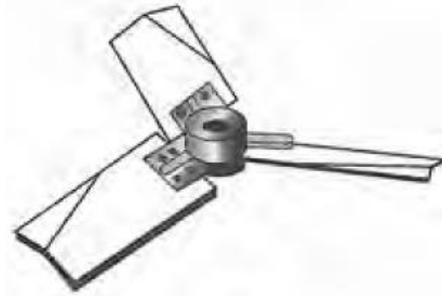


Figura I.21. Impulsor de tres aspas de alta eficiencia (Geankoplis, 2006).

1.6.2.5 Impulsor de ancla y de compuerta. Los impulsores mostrados en la Figura I.22 se adaptan a la forma de las paredes del tanque, de forma que barren o raspan la superficie y pasan sobre ella con una muy pequeña separación (McCabe *et al.*, 2007). Se emplean con líquidos viscosos y resultan útiles para prevenir que se depositen sólidos sobre una superficie de transferencia de calor, tal como un tanque con enchaquetado (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007). Se les utiliza para

procesar pastas de almidón, pinturas, adhesivos y cosméticos (Geankoplis, 2006). Los impulsores de ancla casi siempre operan conjuntamente con un impulsor de alta velocidad que generalmente gira en sentido contrario (McCabe *et al.*, 2007).

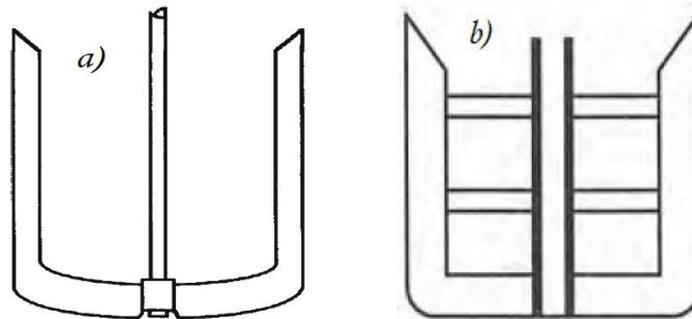


Figura I.22. a) Impulsor de ancla (Doran, 2013); b) Impulsor de compuerta (Geankoplis, 2006).

1.6.2.6 Impulsor de cinta helicoidal. Este tipo de impulsor se usa para soluciones sumamente viscosas y opera en la región laminar. La cinta se forma en una trayectoria helicoidal y está unida a un eje central. El líquido se mueve en una trayectoria de flujo tortuosa hacia abajo en el centro y hacia arriba a los lados, con movimiento de giro. Se puede encontrar en las variantes de cinta helicoidal con tornillo (Figura I.23a) y de cinta helicoidal doble (Figura I.23b) (Geankoplis, 2006).

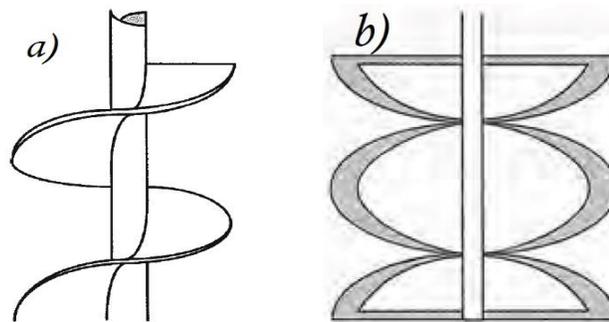


Figura I.23. a) Impulsor de tornillo helicoidal (Doran, 2013); b) Impulsor de cinta helicoidal doble (Geankoplis, 2006).

1.7 Relaciones de diseño de sistemas de tanque agitado

En el diseño de un sistema de tanque agitado intervienen un gran número de variables a considerar. Estas suelen ser aquellas relacionadas a la geometría del impulsor y su ubicación dentro del recipiente, aunque también son de importancia aquellas que se refieren tanto a las dimensiones del tanque como a las correspondientes de los deflectores y su presencia en el sistema. Por tal motivo, el diseño de este tipo de sistemas se basa en las relaciones geométricas entre las dimensiones de sus componentes. Geankoplis (2006) y McCabe *et al.* (2007) proponen las relaciones geométricas del Cuadro I.4, consideradas como el diseño típico de un sistema de agitación (Figura I.24). Alternativamente, pueden tomarse en cuenta las consideraciones del Cuadro I.5.

Cuadro I.4. Relaciones geométricas de un sistema de agitación convencional (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007).

$D_a/D_T = 1/3$	$C/D_T = 1/3$	$H/D_T = 1$
$W/D_a = 1/5$	$J/D_T = 1/12$	$C/D_a = 1$

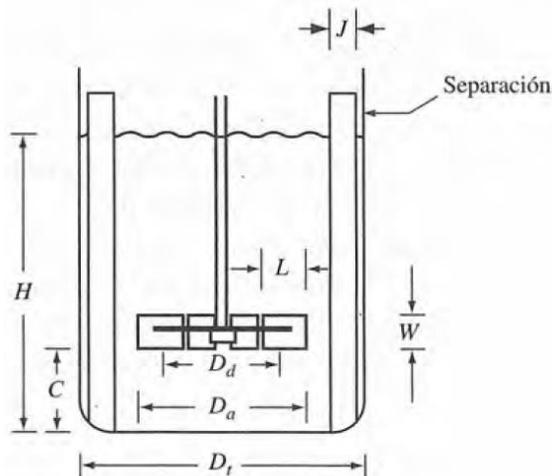


Figura I.24. Diseño de un sistema de agitación convencional (Geankoplis, 2006).

Cuadro I.5. Consideraciones adicionales para el diseño de un sistema de agitación.

Variable	Consideración	Fuente
Altura del líquido en el tanque	$H \approx D_T$	Geankoplis (2006)
	$H \approx 1 \text{ a } 2 (D_T)$	Treybal (1985)
	$H = 1 \text{ a } 1.25 (D_T)$	Doran (2013)
Deflectores	$n_j = 4$	Geankoplis (2006); McCabe <i>et al.</i> (2007)
	$J = \frac{1}{12} (D_T)$ para turbinas	Doran (2013); Geankoplis (2006); McCabe <i>et al.</i> (2007); Treybal (1985)
	$J = \frac{1}{10} (D_T)$ (al 10%)	Doran (2013); Geankoplis (2006); Treybal (1985)
	$J = \frac{1}{8} (D_T)$ para hélices	McCabe <i>et al.</i> (2007)
	$f = 0.1 \text{ a } 0.15 (J)$	Geankoplis (2006)
	$f = \frac{1}{50} (D_T)$	Doran (2013)
	$f = \frac{1}{6} (J)$	Treybal (1985)
Impulsor	$\frac{W}{D_a} = \frac{1}{8}$	Geankoplis (2006)
	$\frac{D_a}{D_T} \leq \frac{1}{5}$ para hélices	Treybal (1985)

1.8 Escalamiento de tanques agitados

Un proceso es una serie de pasos que deben seguirse para lograr un objetivo. En el caso de los procesos industriales, estos pasos reciben el nombre de operaciones unitarias. En una empresa industrial, el proceso productivo se lleva a cabo en la planta industrial, sin embargo, para lograr un resultado óptimo, es necesario que el proceso se realice en tres niveles (Monsalvo *et al.*, 2014).

El primero es el nivel laboratorio, y se realiza en el departamento de investigación y desarrollo. En este nivel no solo se desarrollan los procesos actuales en micro escala, sino que también se investigan los posibles procesos que se hayan planteado en la empresa como propuesta de producción (nuevos productos) o las mejoras a los procesos actuales en relación al tiempo, materias primas nuevas, condiciones de operación, entre otros. El segundo es el nivel piloto, donde se realizan los procesos productivos en una escala intermedia entre la producción real final y el nivel laboratorio. En este nivel se obtiene información referente al tiempo real de producción, con el fin de hacer los ajustes necesarios a los procesos (Monsalvo *et al.*, 2014).

Por último, en el nivel productivo o de planta productiva, el proceso se lleva a cabo a macro escala, donde se obtiene el producto final que posteriormente será trasladado a los intermediarios para su distribución o a los consumidores finales. La planta productiva debe tener todo el proceso productivo en perfecto control, el cual contempla las condiciones de operación, cantidades de materia prima, forma de alimentación en el proceso, obtención del producto intermedio para su análisis de control de calidad, forma de trabajo (continuo, por lotes, etc.), entre otros (Monsalvo *et al.*, 2014).

La determinación de las condiciones óptimas de operación a escala de producción es costosa tanto en tiempo como en dinero, por lo que siempre es mejor conocer si un proceso funcionará correctamente antes de ser construido a su tamaño final. Idealmente, el cambio de escala debe realizarse de manera que las condiciones en

los grandes tanques de agitación o reactores sean lo más parecidas posibles a aquellas donde se obtienen los mejores resultados en los recipientes pequeños (Doran, 2013). En las industrias de procesos los datos experimentales suelen estar disponibles a partir de un sistema de agitación de nivel laboratorio o de unidad piloto, y se desea aumentar la escala de los resultados para diseñar una unidad a escala completa (Geankoplis, 2006).

El estudio de las características de los tanques con agitación frecuentemente incluye consideraciones acerca de la similitud, que son de importancia particular cuando se desea obtener leyes sencillas que describan tanques de diferentes tamaños. Tres tipos de similitud o semejanza son significativos cuando se trabaja con el movimiento de líquidos: la similitud geométrica, cinemática y dinámica (Treybal, 1985).

La primera similitud es la más fácil de lograr (Geankoplis, 2006). Se refiere a las dimensiones lineales. Dos tanques de diferentes tamaños son similares geoméricamente, si son iguales las relaciones entre dimensiones correspondientes en las dos escalas. Esto se refiere al tanque, las mamparas o deflectores, impulsores y profundidad del líquido. Si las fotografías de dos tanques se pueden superponer, éstos son similares geoméricamente (Treybal, 1985).

La similitud cinemática puede definirse en razones de velocidades o de tiempos (Geankoplis, 2006). Se refiere al movimiento, y requiere de la similitud geométrica y de la misma relación entre las velocidades en partes correspondientes de los tanques. Esto es de especial importancia para los estudios de transferencia de masa (Treybal, 1985). Por último, la similitud dinámica se refiere a las fuerzas. En tanques cinemáticamente similares se requiere que sean iguales todas las relaciones entre las fuerzas en posiciones equivalentes (Treybal, 1985). Requiere proporciones fijas de fuerzas viscosas, inerciales o gravitatorias. Aún si se logra la similitud geométrica, la similitud dinámica y cinemática no siempre se pueden obtener al mismo tiempo (Geankoplis, 2006).

En muchos casos, los objetivos principales que se presentan en un proceso de agitación son 3: igual movimiento de líquidos, igual suspensión de sólidos e iguales

tasas de transferencia de masa. Se tiene entonces una serie de pasos como procedimiento de aumento de escala de un sistema de tanque agitado, que a continuación se describe (Geankoplis, 2006).

Primero se calcula la razón de aumento de escala (R). Suponiendo que el recipiente original es un cilindro estándar de diámetro ($D_{T1} = H_1$), el volumen estará dado por la Ecuación I.1, mientras que la relación entre volúmenes se representa en la Ecuación I.2. A partir de estas ecuaciones se obtiene la Ecuación I.3, que representa la razón de aumento de escala (R).

$$V_1 = \left(\frac{\pi D_{T1}^2}{4} \right) (H_1) = \frac{\pi D_{T1}^3}{4} \quad (I.1)$$

$$\frac{V_2}{V_1} = \frac{\pi D_{T2}^3/4}{\pi D_{T1}^3/4} = \frac{D_{T2}^3}{D_{T1}^3} \quad (I.2)$$

$$R = \left(\frac{V_2}{V_1} \right)^{\frac{1}{3}} = \frac{D_{T2}}{D_{T1}} \quad (I.3)$$

El siguiente paso es aplicar el valor de la razón (R) a todas las dimensiones iniciales, es decir, del tanque agitado original, con el fin de calcular las nuevas dimensiones del segundo tanque. Por ejemplo, la Ecuación I.4 muestra el cálculo del diámetro del impulsor del segundo sistema de agitación (D_{a2}).

$$D_{a2} = R D_{a1} \quad (I.4)$$

El tercer paso es elegir una regla de aumento de escala y aplicarla empleando la Ecuación I.5 para determinar la velocidad del impulsor (N) que debe usarse para

duplicar los resultados a pequeña escala que se obtuvieron empleando la velocidad (N) inicial.

$$N_2 = N_1 \left(\frac{1}{R} \right)^n = N_1 \left(\frac{D_{T1}}{D_{T2}} \right)^n$$

Donde:

$$n = 1 \text{ para igual movimiento de líquidos} \quad (1.5)$$

$$n = 3/4 \text{ para igual suspensión de sólidos}$$

$$n = 2/3 \text{ para iguales tasas de transferencia de masa}$$

Por último, al conocer la velocidad del segundo sistema de agitación (N_2), la potencia (P) puede determinarse por medio de una gráfica de número de potencia (N_p) en función del número de Reynolds del impulsor (Re_i).

Treybal (1985) menciona que, para la similitud dinámica entre dos tamaños diferentes de tanques operados con un vórtice, se requiere que los números de Reynolds (Re_i) y de Froude (Fr) sean iguales para los dos tanques. Puesto que los impulsores pueden ser similares geoméricamente, pero de diferente tamaño, se vuelve imposible especificar las velocidades de los impulsores en los dos tanques que contienen el mismo líquido. Por estas razones, el autor propone las Ecuaciones 1.6 y 1.7 para número de Reynolds (Re_i) y número de Froude (Fr) iguales, respectivamente.

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{D_{a2}}{D_{a1}} \right)^2 \quad (1.6)$$

$$\frac{N_1}{N_2} = \left(\frac{D_{a2}}{D_{a1}} \right)^{0.5} \quad (1.7)$$

CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO

2.1 Introducción a los fenómenos de transferencia

Debido a su energía cinética, las moléculas están en un rápido movimiento aleatorio, y a menudo chocan unas contra otras. El transporte molecular de una propiedad como el momento lineal, el calor o la masa, se lleva a cabo en un fluido gracias a esos movimientos aleatorios de las moléculas individuales. Cada molécula individual, que contiene la propiedad que se transfiere, se mueve al azar en todas direcciones, y se producen flujos en todas direcciones. Si existe un gradiente de concentración de la propiedad, habrá un flujo neto de esta desde la concentración alta hasta la baja (Geankoplis, 2006).

2.2 Procesos en estado estacionario y no estacionario

Con la finalidad de comprender el concepto de proceso, es importante entender qué es un sistema. Un sistema (Figura II.1) consiste en cualquier materia identificada para investigación, el cual se encuentra separado de los alrededores, que son el resto del universo, mediante un límite del sistema que puede ser real y tangible, como las paredes de un recipiente, o imaginario. Los sistemas se consideran dentro de dos categorías: si el límite de un sistema no permite el paso de materia desde el mismo hacia los alrededores o viceversa, se denomina como un sistema cerrado, con una cantidad de materia constante; por el contrario, un sistema capaz de intercambiar masa con sus alrededores se refiere a un sistema abierto (Doran, 2013).

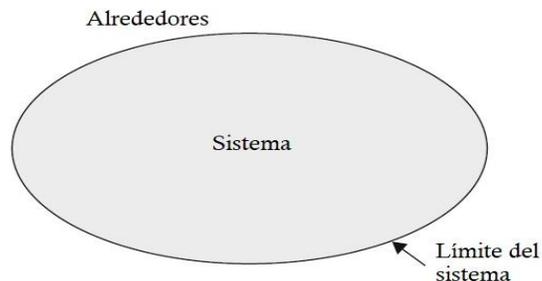


Figura II.1. Sistema, límite del sistema y sus alrededores (Doran, 2013).

Se puede decir entonces que un proceso es aquel que produce cambios en el sistema o en los alrededores. Los procesos suelen catalogarse en cuatro tipos distintos. El primero recibe el nombre de proceso discontinuo o por lotes. En este, toda la materia se añade al sistema al principio del proceso; el mismo se cierra y los productos se recogen únicamente cuando el proceso ha finalizado (Doran, 2013). El segundo, llamado proceso semicontinuo o por semilotes, permite que solo una de las fases fluya continuamente dentro y fuera del sistema (Treybal, 1985). El tercero, el proceso de alimentación intermitente, permite la entrada de materia al sistema, pero no la salida. Finalmente, el proceso continuo, permite la entrada y la salida de materia en el sistema (Doran, 2013).

Los procesos también pueden llevarse a cabo en dos estados distintos conocidos como estacionario y no estacionario. Se dice que un proceso se encuentra en estado estacionario cuando todas las propiedades del sistema, como son la temperatura, la presión, la concentración, el volumen, la masa, etc., no varían con el tiempo. Por el contrario, un proceso en estado no estacionario es aquél en el que las propiedades del sistema varían con el tiempo (Doran, 2013).

Los procesos por lotes, por semilotes y de alimentación intermitente no pueden operar bajo condiciones de estado estacionario, es decir, son característicos del estado no estacionario (Doran, 2013; Treybal, 1985). Los procesos continuos se encuentran en estado no estacionario solo durante las fases de inicio y fin del proceso, y tienen la característica de poder operar tanto en estado estacionario como en estado no estacionario (Doran, 2013).

2.3 Transferencia de momento en tanques agitados

El conocimiento de los fluidos es esencial no solamente para tratar con exactitud los problemas de movimiento de fluidos a través de diversos aparatos, sino también para el estudio del flujo de calor y de muchas operaciones de separación que dependen de la transferencia de masa. La rama de la ingeniería que trata del comportamiento de los fluidos recibe el nombre de mecánica de fluidos. Esta es, a su vez, una parte de una disciplina más amplia llamada mecánica de medios continuos, que incluye también el estudio de sólidos sometidos a esfuerzos (McCabe *et al.*, 2007).

El estudio de la transferencia de momento, o mecánica de fluidos, cuenta con dos ramas importantes para el estudio de las operaciones unitarias: la estática de fluidos, también denominada como fluidos en reposo, que trata los fluidos en el estado de equilibrio; y la dinámica de fluidos, también denominada como fluidos en movimiento, que trata los fluidos cuando partes de los mismos se mueven con relación a otras (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007). En particular, las operaciones de mezcla y agitación en esencia, son mecánica de fluidos aplicada (McCabe *et al.*, 2007).

2.3.1 Ley de Newton de la viscosidad

En un fluido newtoniano el esfuerzo cortante es proporcional al gradiente de velocidad y la constante de proporcionalidad recibe el nombre de viscosidad, esto se representa con la Ecuación II.1 (McCabe *et al.*, 2007).

$$\tau = -\mu \frac{dv}{dy} \quad (II.1)$$

Aunque esta ecuación sirve para definir la viscosidad de un fluido, puede interpretarse también en función del flujo de cantidad de momento (McCabe *et al.*, 2007). Cuando un fluido fluye en forma paralela a una superficie sólida existe un gradiente de velocidad entre las capas del fluido, donde la velocidad disminuye al acercarse a dicha superficie. Los movimientos desordenados de las moléculas en la capa de mayor velocidad envían a algunas de ellas a la capa más lenta, donde chocan con las moléculas de menor velocidad y tienden a acelerarlas o a aumentar su momento lineal. Al mismo tiempo, las moléculas de la capa más lenta tienden a retardar a las de la capa más rápida (Geankoplis, 2006).

Este intercambio entre las capas produce una transferencia o flujo de momento en la dirección perpendicular al flujo del fluido, de las capas de mayor velocidad a las de velocidad más baja, cuya concentración es proporcional a $(v\rho)$. La ecuación para esta transferencia de momento es la ley de Newton de la viscosidad, escrita en forma de la Ecuación II.2 para una densidad constante. Puesto que (τ) es proporcional a la fuerza por unidad de área, la Ecuación II.2 expresa una cantidad de momento lineal transferido por segundo y por unidad de área, representado por la Ecuación II.3 (Geankoplis, 2006).

$$\tau = -\nu \frac{d(v\rho)}{dy} \quad (II.2)$$

$$\tau = \frac{(kg)(m)/s}{(s)(m^2)} = \frac{\text{momento lineal}}{(s)(m^2)} \quad (II.3)$$

2.3.2 Naturaleza de los fluidos, régimen de flujo y el número de Reynolds

Un fluido puede definirse como una sustancia que no resiste de manera permanente la deformación causada por una fuerza y, por tanto, cambia de forma. Los fluidos suelen catalogarse de dos formas: si la densidad varía poco con cambios moderados de temperatura y presión, el fluido se denomina incompresible; si la

densidad varía considerablemente con respecto a estas variables, el fluido recibe el nombre de compresible. Los líquidos pueden considerarse como fluidos incompresibles, mientras que los gases se consideran como fluidos compresibles (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007). Los fluidos pueden clasificarse también como newtonianos o no newtonianos, de acuerdo al comportamiento de la viscosidad respecto al esfuerzo cortante (fuerza aplicada) y la velocidad de cizalla (gradiente de velocidad) (Doran, 2013).

Respecto al régimen, cuando un fluido fluye a través de un canal cerrado, se presentan dos tipos de flujo, dependiendo de la velocidad. A velocidades bajas, el fluido tiende a fluir sin mezclado lateral y las capas adyacentes se desplazan unas sobre las otras como los naipes de una baraja (Figura II.2). En este caso no hay corrientes cruzadas perpendiculares a la dirección del flujo, ni tampoco remolinos de fluido. A este régimen o tipo de flujo se le conoce como flujo laminar. A velocidades más altas se forman remolinos, que conducen a un mezclado lateral e imparten al fluido una naturaleza fluctuante. Esto recibe el nombre de flujo turbulento (Geankoplis, 2006).

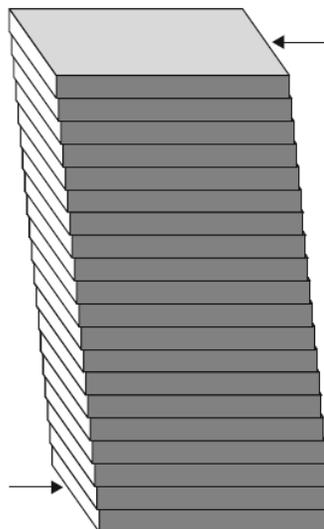


Figura II.2. Comportamiento del fluido en flujo laminar (Doran, 2013).

La inestabilidad del flujo que conduce a un régimen perturbado o turbulento está determinada por la relación de las fuerzas de inercia (ρv^2) y las fuerzas viscosas ($\mu v/D$) de la corriente fluida, la cual se conoce como el número de Reynolds (Re) (Geankoplis, 2006) y se considera como un parámetro fundamental en el flujo de fluidos incompresibles (McCabe *et al.*, 2007). Pese a que el valor del número de Reynolds (Re) determina el régimen de flujo, este también se ve condicionado al sistema en cuestión. En el caso del flujo de fluidos a través de una tubería, se tiene que a ($Re < 2100$) el flujo es laminar, mientras que a valores de ($Re > 4000$) el flujo es turbulento. El régimen de transición se encuentra comprendido en el intervalo de ($2100 < Re < 4000$) (Doran, 2013; Geankoplis, 2006).

En el caso de los tanques agitados los valores difieren, puesto que el régimen de flujo depende del denominado número de Reynolds del impulsor (Re_i). Se tiene que a ($Re_i < 10$) existe flujo laminar, mientras que a ($Re_i > 10^4$) el flujo dentro del tanque es turbulento. En los tanques agitados no existe generalmente una transición gradual de flujo laminar a flujo turbulento totalmente desarrollado. No obstante, dicho régimen puede encontrarse en el intervalo de ($10 < Re < 10^4$), mostrándose turbulento cerca del impulsor y laminar en las partes más recónditas del tanque (Doran, 2013; Geankoplis, 2006).

2.3.3 Gradientes de velocidad en tanques agitados

Los gradientes de velocidad en un tanque agitado varían linealmente de un punto a otro en el fluido, esto es, que el gradiente será muy grande cerca del borde del chorro que sale del impulsor, debido a que la velocidad es elevada y el chorro es relativamente estrecho. A medida que el chorro se desplaza hacia fuera del impulsor, se retarda, y el gradiente de velocidad en el borde de este disminuye. Simultáneamente, detrás de las aspas del impulsor se producen vórtices intensos (McCabe *et al.*, 2007).

La velocidad del fluido en un punto del tanque tiene tres componentes, y el tipo de flujo global en el mismo depende de la variación de dichas componentes de la velocidad de un punto a otro (McCabe *et al.*, 2007).

La primera componente de la velocidad es radial y actúa en dirección perpendicular al eje del impulsor (McCabe *et al.*, 2007). En flujo radial (Figura II.4), el líquido es despedido desde el impulsor contra las paredes del tanque donde se divide en dos corrientes, una que fluye hacia la parte superior del tanque y otra hacia el fondo. Cada cierto tiempo estas corrientes alcanzan el eje central del tanque y retornan al impulsor (Doran, 2013).

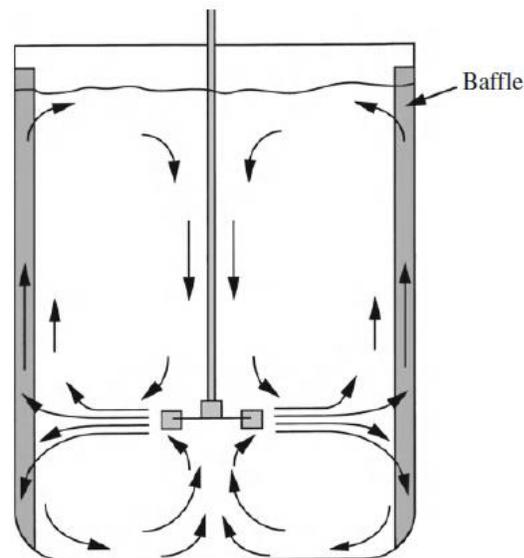


Figura II.4. Flujo radial en un tanque agitado (Doran, 2013).

La segunda componente de la velocidad es longitudinal o axial y actúa en dirección paralela al eje del impulsor (McCabe *et al.*, 2007). En este flujo (Figura II.5) el fluido que abandona el impulsor es lanzado hacia abajo hasta alcanzar el suelo del tanque. Posteriormente circula sobre el mismo y fluye hacia arriba recorriendo las paredes antes de retornar al impulsor (Doran, 2013).

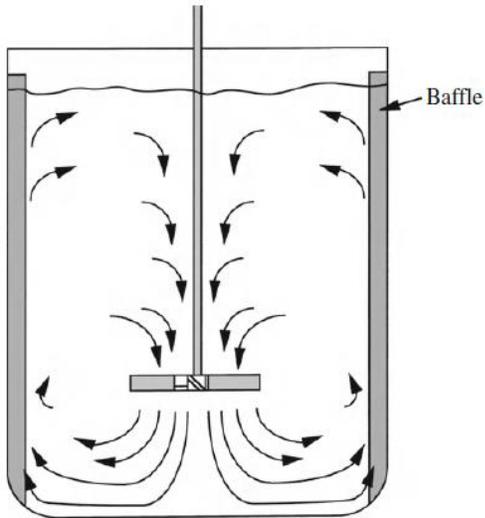


Figura II.5. Flujo axial en un tanque agitado (Doran, 2013).

Por último, la tercera componente de la velocidad es rotacional o tangencial (Figura II.6), siguiendo una trayectoria circular alrededor del eje del impulsor (McCabe *et al.*, 2007). Aunque la mayoría de los impulsores son de acción rotatoria, el flujo circular del líquido alrededor del eje del mismo es generalmente perjudicial y debería evitarse, ya que los flujos radial y axial son los responsables de la mezcla del fluido (Doran, 2013).



Figura II.6. Flujo tangencial en un tanque agitado (SDM, s.f.).

2.3.5 Flujo circular

Cuando el eje del impulsor es vertical y se dispone en el centro del tanque, la componente tangencial de velocidad es generalmente perjudicial para la operación (McCabe *et al.*, 2007). En un flujo circular (Figura II.7), el líquido se mueve de forma laminar y existe poca mezcla entre el fluido situado a diferentes alturas del tanque (Doran, 2013). Al incrementar la velocidad del impulsor para producir condiciones de turbulencia, también se incrementa la potencia requerida para que gire el impulsor. Aunado a esto, se empieza a formar un vórtice alrededor del eje del impulsor (Treybal, 1985).

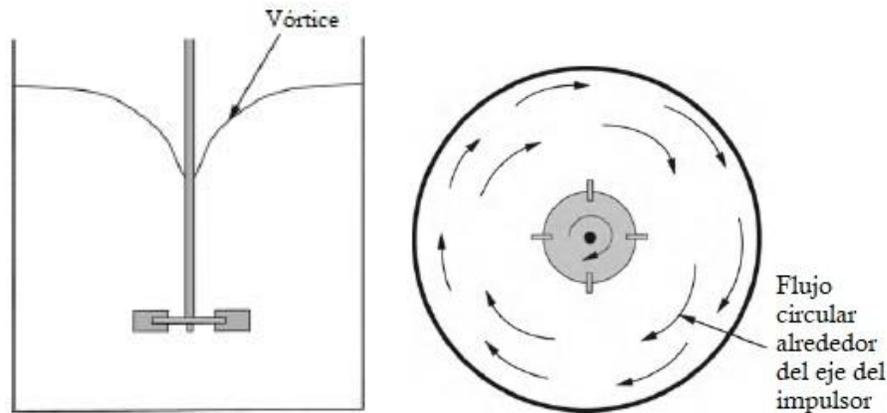


Figura II.7. Flujo circular y formación de vórtice en un tanque agitado (Doran, 2013).

Esto representa una dificultad en la operación, puesto que, si están presentes partículas sólidas, las corrientes circulatorias tienden a lanzar las partículas contra la pared del tanque debido a la fuerza centrífuga, desde donde caen acumulándose en la parte central del fondo del tanque; y en lugar de mezcla se produce la acción contraria, o sea, concentración (McCabe *et al.*, 2007).

A velocidades altas de rotación, el vórtice puede alcanzar incluso la parte inferior del impulsor por lo que el gas del ambiente se introduce en el líquido (Doran, 2013), lo que ocasiona que el impulsor trabaje parcialmente en el aire y se necesite

disminuir la potencia (Treybal, 1985). Esta situación debe evitarse ya que produce tensiones mecánicas en el eje del impulsor (Doran, 2013). La formación de vórtices también provoca dificultades cuando aumentan de escala los experimentos modelo o los estudios en planta piloto (Treybal, 1985).

2.3.5.1 Prevención de vórtices. En el diseño de sistemas de agitación la prevención del flujo circular es indispensable y puede lograrse de cuatro formas distintas. En primera instancia, se puede optar por que el sistema opere sólo en la región laminar, no obstante, esto es prácticamente lento para fines de transferencia de masa. Una segunda opción es el uso de impulsores excéntricos (Figura II.8). Estos se usan con poca frecuencia en instalaciones permanentes y, por lo común, se utilizan en trabajos a pequeña escala (Treybal, 1985); aunque, con base en lo mencionado por Rivera y Uribe (2012), en las industrias de alimentos, pinturas o químicas, los tanques agitados sin deflectores con ejes del impulsor colocados excéntricamente pueden utilizarse en lugar de tanques con deflectores.

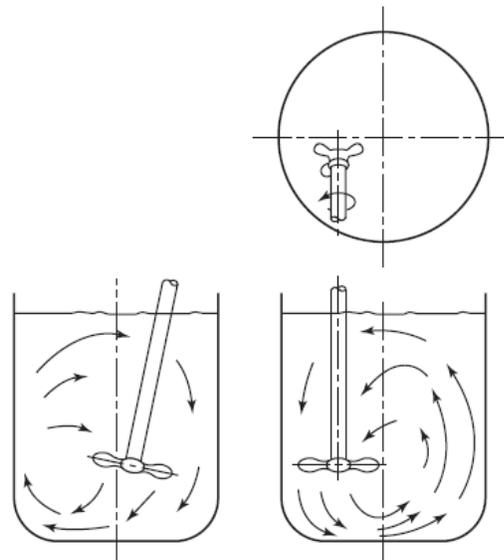


Figura II.8. Impulsor excéntrico (McCabe *et al.*, 2007).

Otra alternativa consiste en la posición lateral del impulsor; en los tanques de mayor tamaño, el impulsor puede montarse en la parte lateral del tanque, con el eje en un plano horizontal, formando un cierto ángulo con el radio del tanque (McCabe *et al.*, 2007). Por último, el más usado es la instalación de placas deflectoras, las cuales son laminas verticales de metal unidas a la pared del tanque por medio de unos corchetes (Doran, 2013), arregladas en forma radial a intervalos de 90° alrededor de la pared del tanque (Treybal, 1985). Para líquidos de baja viscosidad, se colocan perpendicularmente a la pared, aunque también pueden montarse separadas de la misma y/o formando un ángulo (Figura II.9). Estas disposiciones evitan la sedimentación y la formación de zonas estancadas al lado de los deflectores durante la mezcla de suspensiones viscosas (Doran, 2013).

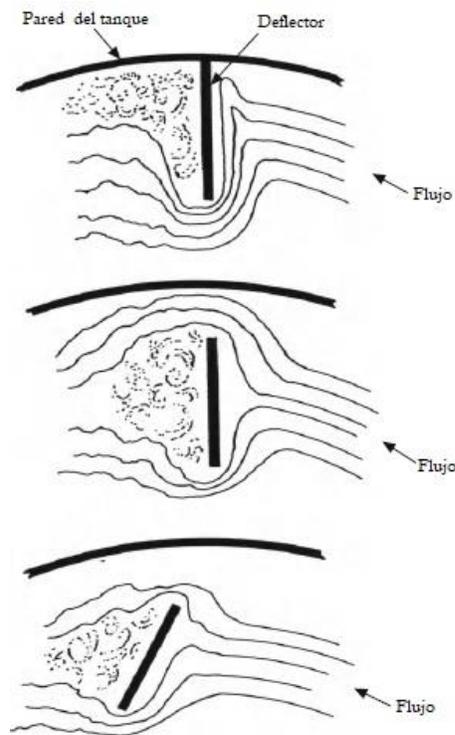


Figura II.9. Disposición de los deflectores (Doran, 2013).

2.3.6 Potencia y número de potencia

Para que un tanque de proceso trabaje de manera adecuada, con independencia del problema de agitación, el volumen de fluido movido por el impulsor debe ser suficiente para llevar las corrientes hasta las partes más remotas del tanque. Puesto que la velocidad de circulación no es el único factor importante, con frecuencia la turbulencia de la corriente controla la ejecución de la operación. La turbulencia es una consecuencia de que las corrientes estén adecuadamente dirigidas y de que se generen grandes gradientes de velocidad en el líquido. Todos estos factores requieren de un suministro de energía (McCabe *et al.*, 2007).

La potencia (P) necesaria para mover el impulsor es un factor importante en el diseño de un sistema de agitación (Geankoplis, 2006). Puesto que no es posible relacionar directamente la distribución de presión a lo largo del tanque con la potencia (P) requerida para el diseño, se utiliza solamente una fracción: la que se encuentra alrededor de las aspas del impulsor; a fin de obtener los requerimientos de potencia (P) para el sistema de agitación (Uribe *et al.*, 2012). En el estado estacionario, la potencia (P) suministrada por el impulsor es igual a la potencia (P) consumida por el líquido (García y Jáuregui, 2006).

La potencia (P) no puede predecirse teóricamente, por lo que se tienen correlaciones empíricas para estimar estos requerimientos (Geankoplis, 2006). En la determinación de la potencia (P) interviene el número de la potencia (N_p), el cual representa la relación entre la fuerza de rozamiento que actúa sobre una unidad de área del impulsor, y la fuerza inercial; se representa mediante la Ecuación II.4 (McCabe *et al.*, 2007).

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D_a^5} \quad (II.4)$$

Aquellas variables que intervienen en el consumo de potencia (P) como la velocidad, el diámetro y la geometría del impulsor, así como las propiedades físicas

del fluido (Doran, 2013), se relacionan a través del número de potencia (N_p) y de otros número adimensionales como el número de Reynolds del impulsor (Re_i), el número de Froude (Fr) y de relaciones de diseño características del sistema de agitación (ω); por lo que el número de potencia (N_p) es una función de estos valores (Ecuación II.5) (McCabe *et al.*, 2007). Estas variables pueden relacionarse por medio de gráficas de número de potencia (N_p) en función del Reynolds del impulsor (Re_i) como se muestra en la Figura II.10 (Geankoplis, 2007); la potencia (P) puede calcularse posteriormente por despeje de la Ecuación II.4 (Doran, 2013).

$$N_p = f(Re_i, Fr, \omega) \quad (II.5)$$

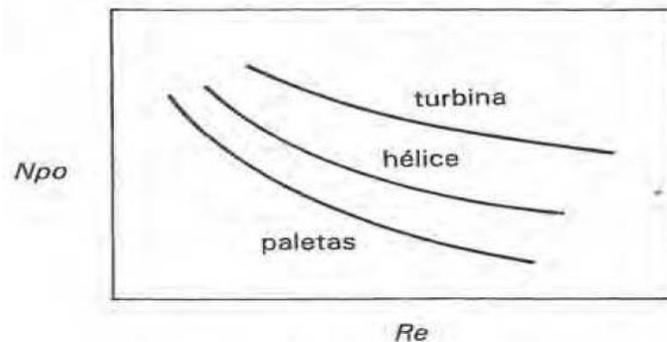


Figura II.10. Gráfica típica de número de potencia en función del Reynolds (Valiente, 2002).

Para un determinado impulsor, la relación general entre el número de potencia (N_p) y el Reynolds del impulsor (Re_i) depende del régimen de flujo existente en el tanque. En flujo laminar, la potencia (P) es directamente proporcional a la viscosidad del fluido e independiente de la densidad. En flujo turbulento, la potencia (P) es independiente de la viscosidad pero directamente proporcional a la densidad, y el valor del número de potencia (N_p) es independiente del valor del Reynolds del impulsor (Re_i). Para el flujo de transición, depende tanto de la densidad como de la viscosidad del fluido (Doran, 2013).

2.4 Transferencia de calor en tanques agitados

La transferencia de calor, al igual que la transferencia de momento, forma parte de los considerados fenómenos fundamentales de transporte; se presenta en cualquier operación que involucre un intercambio de energía en forma de calor. Este último se define como la energía que fluye a través de los límites de un sistema debido a la diferencia de temperatura entre el mismo y sus alrededores (Doran, 2013). Cuando dos objetos que están a temperaturas diferentes se ponen en contacto térmico, el calor fluye desde el objeto de temperatura más elevada hacia el de temperatura más baja. Este calor transmitido puede ser en forma de calor latente, que va acompañado de un cambio de fase, o bien en forma de calor sensible, procedente del aumento o disminución de la temperatura sin cambio de fase (McCabe *et al.*, 2007).

2.4.1 Mecanismos de transferencia de calor

La manera por la que el calor es transferido puede ser por uno o varios de los denominados mecanismos de transferencia de calor: la conducción, la convección y la radiación. La conducción sucede mediante la transferencia de energía cinética entre moléculas adyacentes (Geankoplis, 2006), sin que tenga lugar un movimiento observable de la materia (Doran, 2013; McCabe *et al.*, 2007). La convección es un fenómeno macroscópico, por lo que solamente puede ocurrir cuando actúan fuerzas sobre una corriente de fluido, y mantienen su movimiento frente a las fuerzas de fricción; la convección está estrechamente relacionada con la mecánica de fluidos (McCabe *et al.*, 2007).

Particularmente en este mecanismo, las fuerzas utilizadas para crear las corrientes de convección en los fluidos son de dos tipos: cuando las corrientes son la consecuencia de las fuerzas de flotación generadas por diferencias de densidad, que a su vez se originan por gradientes de temperatura en la masa del fluido, la acción recibe el nombre de convección natural. Si las corrientes se deben a la acción

de un dispositivo mecánico, como una bomba o un agitador, el flujo es independiente de los gradientes de densidad y recibe el nombre de convección forzada (McCabe *et al.*, 2007). Con la convección forzada se consiguen mayores velocidades de transmisión de calor que con la convección natural (Doran, 2013), aunque los dos tipos de fuerzas pueden ser activas simultáneamente en el mismo fluido, teniendo lugar conjuntamente (McCabe *et al.*, 2007).

Por último, el mecanismo de radiación se define como la transferencia de energía a través del espacio por medio de ondas electromagnéticas (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007). Cuando la radiación pasa a través de un espacio vacío, no se transforma en calor ni en otra forma de energía. Sin embargo, si en su camino encuentra material, la radiación se transmitirá, reflejará o absorberá. Solamente la energía absorbida es la que aparece como calor, y esta transformación es cuantitativa (McCabe *et al.*, 2007). Los sólidos y los líquidos tienden a absorber la radiación que está siendo transferida a través de ellos, por lo que este mecanismo es más importante en la transferencia a través del espacio o de gases (Geankoplis, 2006). La radiación se hace importante a temperaturas elevadas y es independiente de las circunstancias del flujo del fluido (McCabe *et al.*, 2007).

2.4.2 Ley de Fourier

La relación básica del flujo de calor por conducción es la proporcionalidad existente entre la velocidad de flujo de calor a través de una superficie y el gradiente de temperatura existente en la misma. Esta generalización, que es aplicable a cualquier lugar del cuerpo y en cualquier instante, recibe el nombre de ley de Fourier y se representa mediante la Ecuación II.6 (McCabe *et al.*, 2007).

$$\frac{q}{A} = -k_t \frac{dT}{dy} \quad (II.6)$$

En la Ecuación II.6, la conductividad térmica (k_t) es una propiedad de transporte y refleja la facilidad de conducción de calor, de manera que cuanto mayor es su valor más rápida es la transferencia de calor (Doran, 2013). Por lo que se refiere a la transferencia de calor en un fluido o sólido, la ley de Fourier puede escribirse en forma de la Ecuación II.7 para una densidad constante (Geankoplis, 2006).

$$\frac{q}{A} = -\alpha \frac{d(T C_p \rho)}{dy} \quad (II.7)$$

2.4.3 Coeficiente convectivo de transferencia de calor

En la transferencia de calor de muchos procesos industriales, el calor pasa de un fluido a otro a través de una pared sólida. Cuando el fluido que rodea la superficie del sólido tiene un movimiento convectivo natural o forzado, la velocidad de transferencia de calor del sólido al fluido, o viceversa, se expresa mediante la Ecuación II.8 (Geankoplis, 2006).

$$q = hA\Delta T \quad (II.8)$$

Debido a que cuando un fluido fluye sobre una superficie sólida se forma una capa delgada adyacente a la pared que representa la mayor parte de la resistencia a la transferencia de calor (capa límite), a menudo el coeficiente (h) recibe el nombre de coeficiente de película (Geankoplis, 2006). La Ecuación II.8 no contiene un término especial para el espesor de la capa límite ya que éste es difícil de medir y depende fuertemente de las condiciones del flujo. En vez de ello, el efecto del espesor de la capa límite se incluye en el valor del coeficiente (h) (Doran, 2013).

El coeficiente de transferencia de calor (h) se considera un parámetro empírico y es una función de la geometría del sistema, de las condiciones del flujo, de las propiedades del fluido y de la diferencia de temperatura (Doran, 2013; Geankoplis,

2006). La transferencia de calor por convección es más difícil de calcular ya que incluye el flujo del fluido; por tanto, existe muy poca base teórica para calcular el valor del coeficiente (h) (Doran, 2013). Treybal (1985) indica: “se obtendrá interpretación o explicación final de los coeficientes de transferencia sólo cuando queden resueltos los problemas de la mecánica de fluidos; entonces será posible abandonar el concepto del coeficiente de transferencia”. Mientras tanto, este valor debe determinarse experimentalmente o calcularse utilizando correlaciones basadas en datos experimentales (Doran, 2013).

2.4.4 Cálculo del coeficiente de transferencia de calor en tanques agitados

Supóngase un tanque agitado que contiene una masa (m) de un líquido a una temperatura inicial (T_a) y de capacidad calorífica (C_p), el cual está provisto de una superficie de intercambio de calor de área (A), calentada por un medio de temperatura constante, como podría ser vapor de agua que condensa a la temperatura (T_s). La temperatura (T_b) del líquido agitado al cabo de un tiempo cualquiera (t) puede determinarse a partir de la relación básica para la transferencia de calor en estado no estacionario (Ecuación II.9) (McCabe *et al.*, 2007).

$$\begin{array}{r} \text{Acumulación de} \\ \text{energía} \end{array} = \begin{array}{r} \text{Entrada de} \\ \text{energía} \end{array} - \begin{array}{r} \text{Salida de} \\ \text{energía} \end{array} + \begin{array}{r} \text{Generación de} \\ \text{energía} \end{array} \quad (\text{II.9})$$

Para una carga de líquido que no entra ni sale del tanque, y tampoco reacciona químicamente, la entrada de energía es igual al calor transferido a través del área (A) y no existe salida de energía. El término de acumulación es igual a la velocidad de variación de la entalpía del líquido contenido en el tanque, de manera que el balance de energía puede escribirse como la Ecuación II.10. Cuando el coeficiente global de transferencia de calor (U) es constante, la Ecuación II.10 puede integrarse

entre los límites $(t = 0)$, $(T = T_a)$, $(t = t)$ y $(T = T_b)$ (Ecuación II.11), resultando en la Ecuación II.12 (McCabe *et al.*, 2007).

$$mC_p \frac{dT}{dt} = UA(T_s - T) \quad (II.10)$$

$$\int_{T=T_a}^{T=T_b} \frac{dT}{T_s - T} = \frac{UA}{mC_p} \int_{t=0}^{t=t} dt \quad (II.11)$$

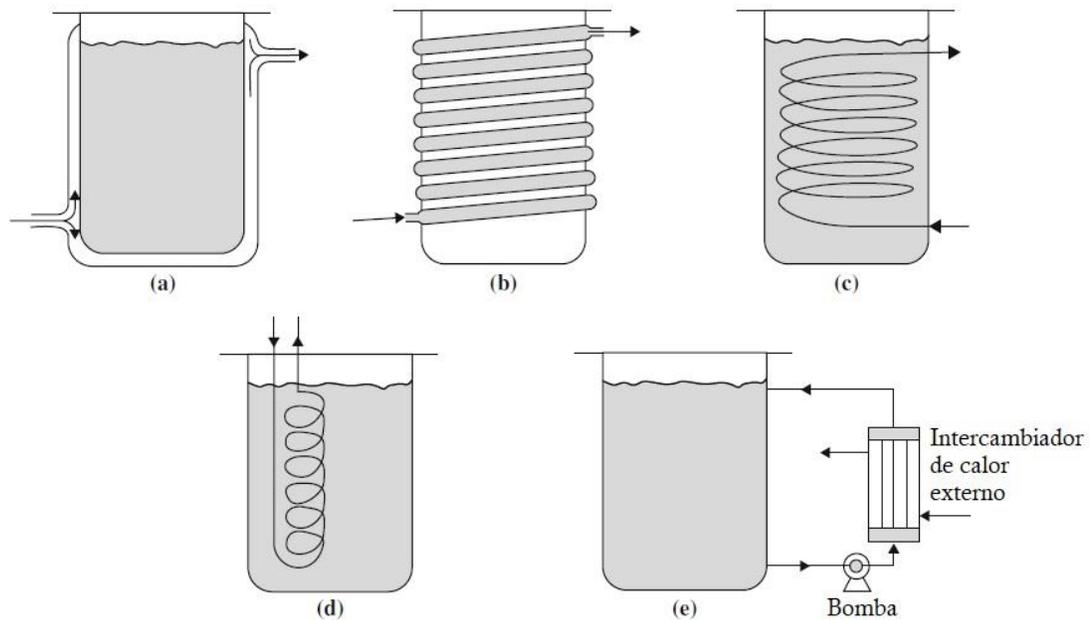
$$\ln \frac{T_s - T_a}{T_s - T_b} = \frac{UA t}{mC_p} \quad (II.12)$$

La Ecuación II.12 se utiliza para determinar coeficientes globales (U) a partir del tiempo que se requiere para calentar una masa conocida de líquido. El coeficiente convectivo de transferencia de calor (h) del líquido dentro del tanque puede obtenerse a partir del conocimiento del coeficiente global (U), puesto que este representa la suma de la transferencia de calor que ocurre entre el fluido de calentamiento o enfriamiento, el líquido agitado y la pared de la superficie de intercambio de calor que los separa (McCabe *et al.*, 2007).

2.4.5 Medios de intercambio de calor en tanques agitados

Si bien es cierto que la velocidad a la que el calor se transfiere depende directamente de la diferencia de temperatura, también es función de la superficie disponible para el intercambio de calor. Como se ilustra en la Figura II.11, los tanques agitados pueden contar con un enchaquetado o camisa externa, o un serpentín externo a través del cual circula agua o vapor. Otras posibilidades consisten en colocar internamente un serpentín helicoidal o de tipo deflector, o en bombear el líquido desde el tanque hasta una unidad de intercambio de calor externo (Doran, 2013). Cada uno de los medios de intercambio de calor

mencionados cuenta con ciertas ventajas y desventajas que deben de considerarse antes de elegir el diseño del sistema.



Configuración de transferencia de calor para biorreactores: (a) recipiente enchaquetado; (b) serpentín externo; (c) serpentín helicoidal interno; (d) serpentín interno tipo deflector; (e) intercambiador de calor externo.

Figura II.11. Medios de intercambio de calor en tanques agitados (Doran, 2013).

Los enchaquetados cuentan con la ventaja de cubrir por completo la superficie de la pared y la base del tanque, son muy simples de construir y permiten al líquido en agitación estar en contacto únicamente con las paredes del tanque, lo cual minimiza contaminaciones y facilita la limpieza del equipo (Carpenter, 2011). Proporcionan suficiente área de transferencia de calor en los sistemas de laboratorio o a pequeña escala, pero son inadecuados para su utilización a gran escala (Doran, 2013). Esto es debido a que el tamaño relativo del área de transferencia disminuye al aumentar el volumen (Dostál *et al.*, 2010; Dostál *et al.*, 2014), por lo que el área disponible para la transferencia de calor es menor que cuando se utilizan los serpentines internos (Doran, 2013).

Los serpentines internos pueden operar con velocidades de fluido elevadas y toda la superficie del tubo se encuentra expuesta al contenido del tanque, proporcionando una gran área de transferencia de calor (Doran, 2013). Para el caso particular de estos dispositivos, su ubicación dentro del tanque agitado es también importante (Major, 2014) y, como estructura interna, tienen la desventaja de que pueden interferir con la mezcla en el tanque y dificultar la limpieza del mismo, lo cual puede derivar en la acumulación de suciedad e impurezas en forma de película sobre la superficie de transferencia de calor (Doran, 2013).

En caso de que el enchaquetado o el serpentín interno no puedan proporcionar el área de transferencia de calor requerida, debería emplearse un circuito de recirculación con un intercambiador de calor externo (Carpenter, 2011), puesto que este es independiente del tanque, fácil de escalar y puede proporcionar una mejor transferencia de calor que cualquiera de las otras configuraciones (Doran, 2013).

2.5 Transferencia de masa en tanques agitados

Muchos materiales de procesos químicos, así como sustancias biológicas, se presentan como mezclas de diferentes componentes en fase gaseosa, líquida o sólida. Para separar o extraer uno o más de los componentes de la mezcla original, se debe poner en contacto con otra fase. Las dos fases se llevan a un contacto íntimo, provocando que el soluto o los solutos logren difundirse de forma que una fase se enriquece mientras que la otra se empobrece en uno o más componentes (Geankoplis, 2006).

Las operaciones de transferencia de masa consisten en la separación de componentes de mezclas desde una fase homogénea a otra (McCabe *et al.*, 2007). Estas operaciones cambian la composición de soluciones y se caracterizan por transferir una sustancia a través de otras a escala molecular (Treybal, 1985). Contrariamente a las separaciones puramente mecánicas, estos métodos utilizan diferencias en la presión de vapor o la solubilidad, en lugar del tamaño o la densidad

de las partículas. Como lo es un gradiente de temperatura para la transferencia de calor o un gradiente de velocidad para la transferencia de momento, la fuerza impulsora para la transferencia de masa es un gradiente de concentración (McCabe *et al.*, 2007).

2.5.1 Difusión molecular

La difusión molecular (Figura II.12) puede definirse como la transferencia de moléculas individuales a través de una fase (ya sea líquida, sólida o gaseosa), por medio de los desplazamientos individuales y desordenados de las moléculas (Geankoplis, 2006), bajo la influencia de un estímulo físico conocido como diferencia o gradiente de concentración (McCabe *et al.*, 2007). Puesto que las moléculas se desplazan en trayectorias al azar, la difusión molecular se denomina como un proceso con trayectoria aleatoria (Geankoplis, 2006).

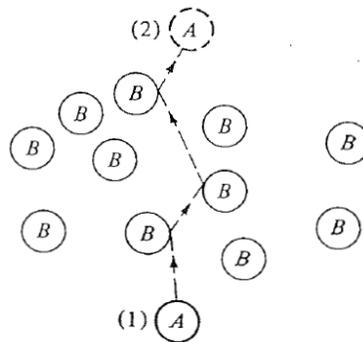


Figura II.12. Proceso de difusión molecular (Geankoplis, 2006).

El fenómeno de la difusión molecular conduce a una concentración completamente uniforme de sustancias a través de una solución que inicialmente pudo haber sido no uniforme. Si una solución es completamente uniforme con respecto a la concentración de sus componentes, no ocurre ninguna alteración; en cambio, si no es uniforme, la solución alcanzará espontáneamente la uniformidad por difusión, ya que las sustancias se moverán de un punto de concentración elevada a otro de baja

concentración (Treybal, 1985), de forma que las concentraciones se igualen y se elimine el gradiente (Doran, 2013; McCabe *et al.*, 2007).

2.5.2 Ley de Fick

Cuando no existe movimiento del fluido a gran escala en el sistema, la transferencia se produce por el movimiento aleatorio de las moléculas mencionado con anterioridad. La velocidad de transferencia de masa debida a la difusión molecular puede describirse mediante la ley de difusión de Fick, la cual establece que el flujo de masa es proporcional al gradiente de concentración, y se representa por medio de la Ecuación II.13 (Doran, 2013).

$$J_A = -D_v \frac{dC_A}{dy} \quad (II.13)$$

La constante de proporcionalidad en la Ecuación II.13 es el coeficiente de difusión (D_v), propiedad física de la materia que refleja la facilidad con que se produce el desplazamiento de las moléculas por difusión; su valor depende de la temperatura, de la naturaleza de los componentes del sistema, de la presión y, en el caso de los líquidos, de la concentración. Sea en un sólido o fluido estancado, o en fluidos que se mueven únicamente en flujo laminar, la difusión molecular será el mecanismo por el que ocurra la transferencia de masa (Doran, 2013; Treybal, 1985). En cuanto al flujo turbulento, la transferencia de masa por el movimiento aleatorio molecular se complementa con la transferencia por convección (Doran, 2013).

2.5.3 Coeficiente convectivo de transferencia de masa

En la mayor parte de las operaciones de transferencia de masa se desea el flujo turbulento con el fin de aumentar la velocidad de transferencia (McCabe *et al.*, 2007). Naturalmente, esto implica que los fluidos estén siempre en movimiento, por

tanto, no hay fluidos estancados. Surge la necesidad de distinguir entre la difusión molecular, que es un proceso lento, y el proceso más rápido que puede lograrse mediante agitación mecánica y por movimiento de convección del fluido (Treybal, 1985).

La transferencia de masa por convección se refiere a la transferencia que se produce en presencia de cierto movimiento en el seno del fluido. La difusión molecular se producirá siempre que exista un gradiente de concentración, sin embargo, si también existe movimiento del fluido, la velocidad global de transferencia de masa será mayor debido a la contribución de las corrientes de convección (Doran, 2013). La velocidad de transferencia de masa por convección puede describirse mediante la Ecuación II.14 (Geankoplis, 2006).

$$N_A = kA\Delta C_A \quad (II.14)$$

La constante de proporcionalidad (k) en la Ecuación II.14 se denomina coeficiente de transferencia de masa y es muy parecido al coeficiente de transferencia de calor, de manera que también es una función de la geometría del sistema, de las condiciones del flujo, de las propiedades del fluido y, además, de la diferencia de concentración (Doran, 2013; Geankoplis, 2006). Puesto que las bases teóricas de la mecánica de fluidos aún no se encuentran totalmente establecidas, al igual que su homólogo de transferencia de calor, el coeficiente (k) se considera un parámetro empírico y no puede calcularse a partir de estos principios; debe determinarse experimentalmente o calcularse utilizando correlaciones empíricas (Doran, 2013).

En condiciones de turbulencia, la difusión molecular carece relativamente de importancia, no obstante, si el fluido se encuentra en contacto con una superficie sólida, donde su velocidad es cero, existirá una región predominantemente en flujo laminar adyacente a la superficie (capa límite), por tanto, la transferencia de masa debe suceder a través de una región laminar; aquí, la velocidad de transferencia depende de la difusión molecular (Treybal, 1985).

2.5.4 Cálculo del coeficiente de transferencia de masa en tanques agitados

Las operaciones de transferencia de masa en tanques agitados deben desarrollarse de manera que las partículas sólidas se encuentren suspendidas uniformemente en el líquido. En todos los casos, los experimentos se realizan de forma que la velocidad de agitación sea la suficiente como para lograr la suspensión total de las partículas sólidas, o en su defecto, que sea suficiente para conseguir una distribución uniforme de las mismas en la suspensión (de Lucas, 2015).

Cuando un material se disuelve de un sólido a la solución de disolvente, la velocidad de transferencia de masa desde la superficie sólida al líquido suele ser el factor que controla la totalidad del proceso (Geankoplis, 2006). El proceso de disolución de un sólido en un líquido ocurrirá mediante una transferencia en dirección opuesta a la superficie del sólido (Doran, 2013).

Cuando se trata de materia pura, no hay resistencia a la transferencia de masa en la fase sólida, por lo que la ecuación para este caso puede deducirse para un proceso por lotes o, dicho de otra forma, en estado no estacionario, como se muestra a continuación. Cabe resaltar que la siguiente deducción también es aplicable a los casos donde la difusión en el sólido es muy rápida en comparación con la difusión desde la partícula (Geankoplis, 2006).

Se parte del balance general de materia, representado por la Ecuación II.15. Como se trata de un proceso por lotes donde no ocurre reacción química y la materia no abandona el sistema, el balance de la Ecuación II.15 puede reducirse a la Ecuación II.16. En esta forma del balance de materia, el término de acumulación representa la variación de la masa del soluto disuelto en la fase líquida respecto al tiempo, mientras que la entrada de materia al sistema expresa la cantidad de soluto transferido a través del área (A) desde la fase sólida hacia la fase líquida. El balance toma la forma de la Ecuación II.17 (Geankoplis, 2006).

$$\begin{aligned} \text{Acumulación de} &= \\ \text{materia} & \\ \text{Entrada de} & - \text{Salida de} + \text{Generación de} \\ \text{materia} & \text{ materia} \text{ materia} \end{aligned} \quad (II.15)$$

$$\begin{aligned} \text{Acumulación de} &= \text{Entrada de} \\ \text{materia} & \text{ materia} \end{aligned} \quad (II.16)$$

$$\frac{dm}{dt} = kA(C_{AS} - C_A) \quad (II.17)$$

Si se considera constante el volumen (V) de disolución (Ecuación II.18) (de Lucas, 2015), la Ecuación II.17 adquiere la forma de la Ecuación II.19. Suponiendo que el coeficiente (k) y el área (A) son constantes, la Ecuación II.19 se puede reordenar e integrar entre los límites ($t = 0$), ($C_A = C_{A0}$), ($t = t$) y ($C_A = C_{At}$) (Ecuación II.20), con lo que se obtienen las Ecuaciones II.21 y II.22 (Geankoplis, 2006).

$$dm = VdC_A \quad (II.18)$$

$$\frac{VdC_A}{dt} = kA(C_{AS} - C_A) \quad (II.19)$$

$$\int_{C_A=C_{A0}}^{C_A=C_{At}} \frac{dC_A}{C_{AS} - C_A} = \frac{kA}{V} \int_{t=0}^{t=t} dt \quad (II.20)$$

$$\frac{C_{AS} - C_{At}}{C_{AS} - C_{A0}} = e^{-(kA/V)t} \quad (II.21)$$

$$\ln \frac{C_{AS} - C_{A0}}{C_{AS} - C_{At}} = \frac{kA}{V} t \quad (11.22)$$

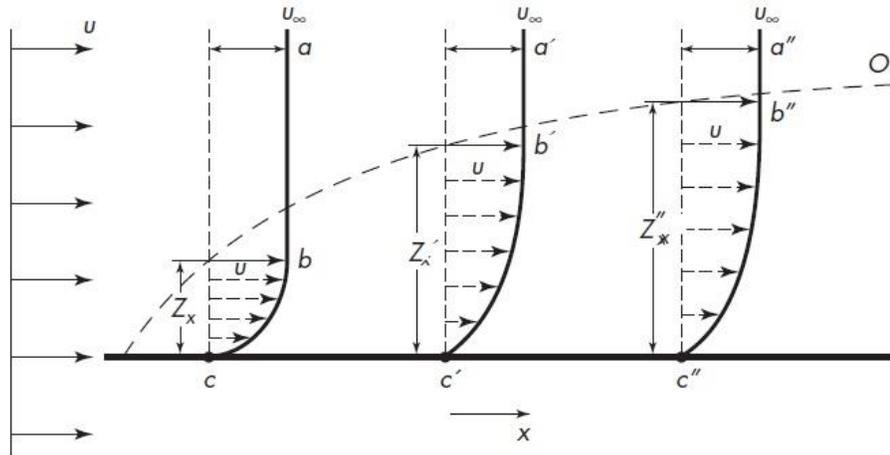
La Ecuación 11.22 se utiliza para determinar el coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) en función de los valores de concentración del soluto en la disolución a través del tiempo (Geankoplis, 2006). Generalmente es fácil medir las concentraciones en el seno del fluido y, en los casos sencillos, el área (A) puede conocerse a partir del tamaño y la forma del sólido (Doran, 2013).

2.6 Capa límite

2.6.1 Capa límite hidrodinámica

En la mayoría de las aplicaciones de tipo práctico, el fluido fluye en presencia de la superficie de un sólido que permanece estático, como pueden ser las paredes de una tubería o de un tanque (Doran, 2013). Un principio fundamental de la mecánica de fluidos, establecido inicialmente por Prandtl en 1904, es que (excepto para fluidos que circulan con bajas velocidades o poseen viscosidades elevadas), el efecto de una superficie sólida sobre el flujo se limita a una capa de fluido inmediatamente adyacente a la pared. Esta capa recibe el nombre de capa límite (Figura 11.13), y se define como una parte de un fluido en movimiento en la cual el flujo está influenciado por la presencia de una superficie sólida (McCabe *et al.*, 2007).

Como se puede apreciar en la Figura 11.13, la línea punteada representa una superficie imaginaria que divide la corriente de fluido en 2 partes: una en la que el fluido está directamente afectado por la lámina, donde la velocidad de la corriente varía desde cero en la pared hasta una velocidad que es sustancialmente la misma que la del fluido no perturbado; y otra donde la velocidad local es constante e igual a la velocidad inicial del fluido. La zona comprendida entre la línea de trazos y la pared de la lámina constituye la capa límite (McCabe *et al.*, 2007), cuyo espesor depende del número de Reynolds (Re) del flujo externo (Doran, 2013).



Capa límite de Prandtl: x , distancia desde el borde de impacto; u_∞ , velocidad de la corriente no perturbada; Z_x , espesor de la capa límite a una distancia x ; u , velocidad local; abc , $a'b'c'$, $a''b''c''$, curvas de velocidad contra distancia desde la pared a los puntos c , c' , c'' ; OL , límite exterior de la capa límite. (La escala vertical está demasiado exagerada.)

Figura II.13. Formación de capa límite (McCabe et al., 2007).

2.6.1.1 Formación del gradiente de velocidad. Cuando un fluido fluye sobre un objeto estático, se adhiere a él una fina película de fluido que se encuentra en contacto con su superficie y que impide el deslizamiento del fluido sobre la misma. La velocidad del fluido en la superficie del objeto es, por tanto, cero. En consecuencia, la velocidad de las capas de fluido adyacentes a la superficie disminuye por la acción del retardo viscoso. Estas fuerzas, también denominadas fuerzas de rozamiento, se transmiten a través del fluido hacia la parte superior de este, desde la capa sin movimiento (Doran, 2013).

Este comportamiento provoca que la capa de fluido situada justamente sobre esta última se mueva a baja velocidad, pero con valor finito. Simultáneamente, las capas superiores se mueven a velocidad creciente a medida que disminuyen las fuerzas de retardo asociadas a la capa sin movimiento. Por encima de la capa límite, el fluido no se ve afectado por la presencia de la superficie del objeto, por lo que la velocidad es igual a la del fluido externo. Este perfil de velocidades se representa por las curvas (abc) de la Figura II.13. De esta manera se establece un gradiente de velocidad, es decir, un cambio en la velocidad con la distancia desde la superficie

del objeto, en dirección perpendicular a la dirección del flujo. Este gradiente se forma debido a la transmisión de las fuerzas de retardo viscoso en la superficie del objeto estático a través del fluido (Doran, 2013).

2.6.1.2 Régimen de flujo en capa límite. Cuando se trata de un sistema sólido – fluido, la velocidad de este último en la interfase es cero, y las velocidades cerca de la superficie son pequeñas. El flujo en esta parte de la capa límite, muy próxima a la superficie, es por tanto laminar. A mayor distancia de la superficie, las velocidades del fluido (aunque menores que la velocidad del fluido no perturbado) pueden ser relativamente grandes y, en consecuencia, en esta parte de la capa límite el flujo puede ser turbulento. Entre la zona de turbulencia totalmente desarrollada y la región de flujo laminar existe una capa de transición que presenta un carácter intermedio (McCabe *et al.*, 2007).

Se establece entonces que una capa límite hidrodinámica consta de 3 zonas: la subcapa viscosa, la capa de transición y la zona turbulenta. En algunos casos, la capa límite puede ser enteramente laminar, pero en la mayor parte de los casos de interés en ingeniería, existe parte laminar y parte turbulenta (McCabe *et al.*, 2007).

2.6.1.3 Separación de capa límite y formación de estela. Supóngase una lámina plana orientada paralelamente a la dirección del flujo (Figura II.14); en su borde de salida, las capas límite situadas a ambos lados de esta crecen hasta alcanzar su máximo espesor. Durante algún tiempo, después de que el fluido abandona la lámina, persisten las capas y los gradientes de velocidad, sin embargo, enseguida los gradientes se anulan, las capas límite se entremezclan y desaparecen, y el fluido se mueve de nuevo con velocidad uniforme (McCabe *et al.*, 2007).



Figura II.14. Flujo paralelo a la lámina (McCabe *et al.*, 2007).

Suponiendo ahora que la lámina se gira de forma que esté en ángulo recto con respecto a la dirección del flujo (Figura II.15), al igual que antes, se forma una capa límite en el fluido que circula sobre la cara frontal de la lámina. Sin embargo, cuando el fluido llega al borde de esta, su cantidad de movimiento le impide adaptarse al borde, se separa de la lámina y se une a la corriente global del fluido. Esto ocasiona que detrás de la lámina exista una zona de calma, formada por fluido muy desacelerado, donde se forman grandes torbellinos llamados vórtices. Esta zona recibe el nombre de estela (McCabe *et al.*, 2007).

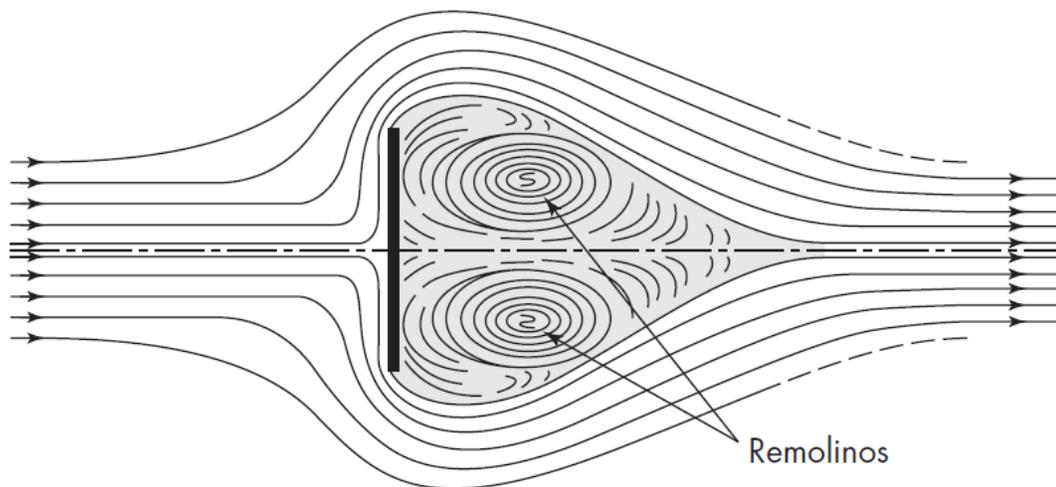


Figura II.15. Flujo perpendicular a la lámina (McCabe *et al.*, 2007).

Los torbellinos en la estela se mantienen en movimiento por las fuerzas de cizalla que existen entre la estela y la corriente separada (McCabe *et al.*, 2007), es decir, conservan su movimiento rotatorio debido a las fuerzas que poseen las corrientes que los bordean (Doran, 2013). La estela lleva asociada consigo gran cantidad de energía que toma del flujo externo (Doran, 2013). Consumen una cantidad considerable de energía, y pueden dar lugar a grandes pérdidas de presión en el fluido (McCabe *et al.*, 2007).

La separación de la capa límite tiene lugar siempre que la variación de velocidad del fluido, tanto en magnitud o dirección, es demasiado grande para que el fluido

pueda adherirse a la superficie del sólido (McCabe *et al.*, 2007). Se produce cuando existen contracciones bruscas, expansiones o recodos en el canal del flujo, o cuando se sitúa un objeto en el recorrido del mismo (Doran, 2013). En casos como, por ejemplo, para favorecer la transmisión de calor o la mezcla de un fluido, la separación de la capa límite puede ser deseable (Doran, 2013; McCabe *et al.*, 2007). Tal es el caso de la agitación mecánica en tanques, cuya separación de la capa límite debida al uso de deflectores promueve el grado de agitación del sistema.

2.6.2 Capa límite térmica

La capa límite térmica es análoga a la capa límite hidrodinámica de Prandtl. Ejerce una gran influencia sobre el gradiente de temperatura y también controla la velocidad de flujo de calor. Considérese una lámina sumergida en una corriente de fluido que circula en flujo estacionario y orientado paralelamente a la lámina (Figura II.16). Supóngase que la corriente que se acerca a la lámina lo hace con una velocidad (u_0) y una temperatura (T_∞), y que la superficie de la lámina se mantiene a una temperatura constante (T_w), siendo esta última mayor, de forma que la lámina calienta al fluido. Se desarrolla una capa límite hidrodinámica, representada por la curva (OA) de la Figura II.16, dentro de la cual la velocidad varía desde ($u = 0$) en la pared, hasta ($u = u_0$) en el borde exterior de la capa (McCabe *et al.*, 2007).

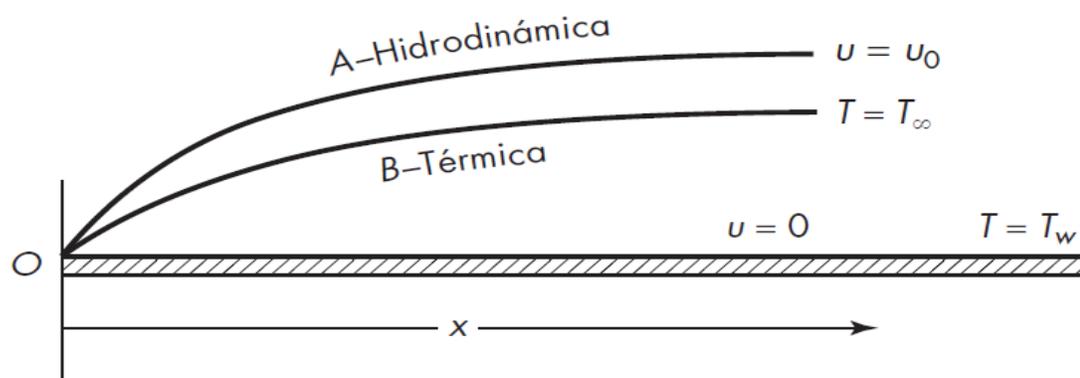


Figura II.16. Formación de capa límite térmica e hidrodinámica (McCabe *et al.*, 2007).

Debajo de la capa límite hidrodinámica, comienza a formarse una segunda capa, representada por la curva (OB) de la Figura II.16, que lleva consigo un perfil de temperaturas, ocasionado tanto por la diferencia entre la temperatura en la pared de la lámina y la temperatura en la corriente general del fluido, como por el perfil de velocidades existente en la capa límite hidrodinámica. Esta capa recibe el nombre de capa límite térmica y es más delgada que la capa hidrodinámica para todos los valores de (x), es decir, de la distancia desde el borde de ataque de la lámina (McCabe *et al.*, 2007). En otras palabras, conforme aumenta la distancia hacia la pared, la temperatura alcanza a la temperatura existente en el seno del fluido antes de que la velocidad alcance a la velocidad existente en el mismo (Doran, 2013).

La relación entre el espesor de las dos capas límite para un punto dado a lo largo de la lámina depende del número de Prandtl (Pr), definido por la Ecuación II.23 (McCabe *et al.*, 2007).

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k_t} = \frac{\nu}{\alpha} \quad (II.23)$$

2.6.2.1 Efecto de la capa límite hidrodinámica sobre los gradientes de temperatura. En cada uno de los fluidos de la Figura II.17 existe una delgada capa junto a la pared (representada por las líneas verticales punteadas), un núcleo turbulento que ocupa la mayor parte de la sección transversal de la corriente, y una zona de transición entre ambos (McCabe *et al.*, 2007).

El gradiente de velocidad es grande cerca de la pared, pequeño en el núcleo turbulento y varía rápidamente en la zona de transición. De manera similar, el gradiente de temperatura en un fluido que se calienta o se enfría sigue un modelo parecido cuando circula con flujo turbulento, es decir, el gradiente de temperatura es grande en la pared y a través de la subcapa viscosa, pequeño en el núcleo turbulento y varía rápidamente en la zona de transición (McCabe *et al.*, 2007).

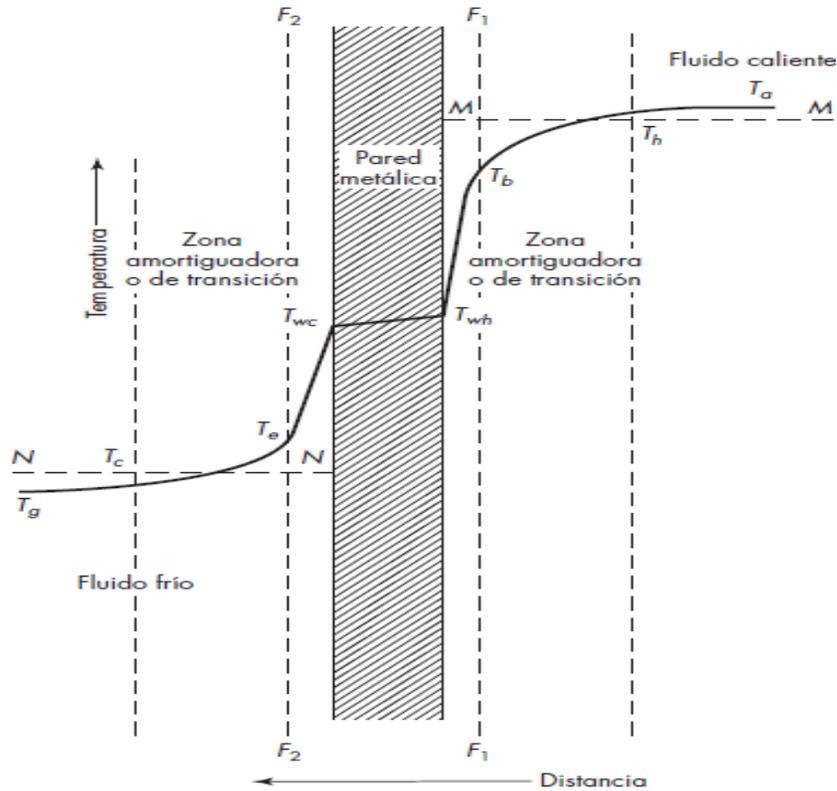


Figura II.17. Gradientes de temperatura en convección forzada (McCabe *et al.*, 2007).

La razón de este hecho reside en que el calor tiene que fluir a través de la subcapa viscosa por conducción, que da lugar a un brusco gradiente de temperatura para la mayor parte de los fluidos a causa de su baja conductividad térmica, mientras que los remolinos que se mueven rápidamente en el núcleo turbulento provocan una mejor homogeneización de la temperatura (McCabe *et al.*, 2007). Es por esto que la mayor parte de la resistencia a la transferencia de calor hacia o desde el fluido se debe a la capa límite (Doran, 2013).

2.6.3 Capa límite difusional

Como se ha visto, cuando un fluido en movimiento se encuentra con una superficie sólida estática, se forma una capa límite hidrodinámica en la cual la velocidad del

flujo varía de menor a mayor intensidad desde la superficie sólida hasta la parte exterior de la capa. De esta manera se establece un gradiente de velocidad. De forma análoga, si existe un intercambio de calor hacia o desde la superficie sólida, se formará una capa límite térmica, de manera que el gradiente de temperatura disminuirá respecto a la distancia de la superficie de intercambio de calor. Este comportamiento no se limita solamente a los fenómenos de transferencia de momento o de calor, puesto que ocurre también en la transferencia de masa.

Considérese un fluido con velocidad uniforme (u_0) y una concentración uniforme de soluto (C_{A0}) que se encuentra con una superficie sólida lisa (Figura II.18). Puesto que la velocidad en la superficie de la lámina es cero, y aumenta a (u_0) a cierta distancia arriba de la lámina, la curva ($ABCD$) de la Figura II.18 separa la región de velocidad uniforme del fluido de la región de menor velocidad. Esta región representa a la capa límite, cuyas zonas en flujo laminar, de transición y flujo turbulento, así como la subcapa viscosa, se representan en la Figura II.18 mediante las curvas (AB), (BC), (CD) y (FG), respectivamente (Treybal, 1985).

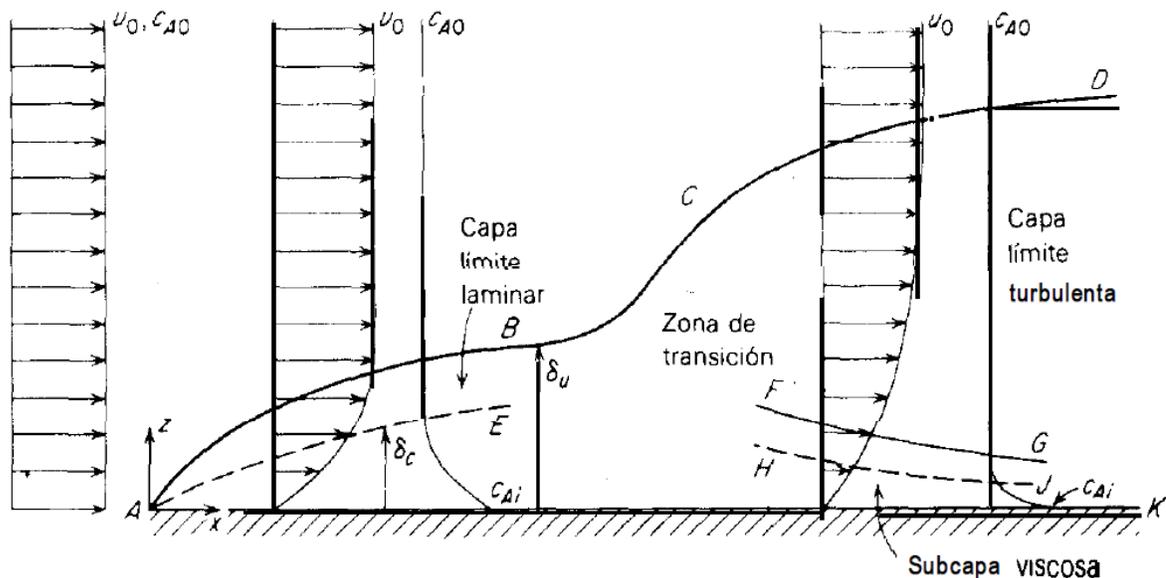


Figura II.18. Formación de capa límite difusional e hidrodinámica (Treybal, 1985).

Si la transferencia de masa ocurre desde la superficie del sólido hacia el fluido (como sucede cuando un sólido se sublima en un gas o cuando un sólido se disuelve en un líquido), la concentración de soluto en la superficie, es decir (C_{Ai}) según la Figura II.18, es mayor que la concentración en el seno del fluido o (C_{A0}). Existirán una curva (AE) y una (HJ) análogas a las curvas correspondientes a la capa límite hidrodinámica, que separarán regiones de concentración uniforme de regiones con valores más elevados de concentración de soluto. Estas corresponden a una capa límite difusional (Treybal, 1985).

Al igual que en la capa límite hidrodinámica y la capa límite térmica, en la capa límite difusional se pueden visualizar tres regiones de transferencia de masa. En la primera, adyacente a la superficie, donde se encuentra la subcapa viscosa, la mayor parte de la transferencia ocurre por difusión molecular, puesto que existen pocos o ningún remolino presente. Como resultado de la lentitud de difusión, se produce una gran caída de concentración a través de esta subcapa (Geankoplis, 2006).

Adyacente a esta zona se encuentra la región de transición, donde la transferencia ocurre tanto por difusión molecular como por convección forzada debida al movimiento turbulento. Finalmente, en la región turbulenta adyacente a la de transición, la mayor parte de la transferencia ocurre por convección forzada. Aquí, la disminución de concentración es muy pequeña, pues los remolinos tienden a mantener la concentración uniforme (Geankoplis, 2006).

Si la transferencia de masa comienza en la parte inicial de la superficie sólida, se tiene que la relación entre el espesor de la capa límite hidrodinámica y la capa límite difusional está dada por el número de Schmidt (Sc), definido por la Ecuación II.24 (Treybal, 1985).

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D_v} = \frac{\nu}{D_v} \quad (II.24)$$

2.7 Analogía entre transferencia de momento, calor y masa

En los procesos de transporte molecular, el punto central de interés es la transferencia o desplazamiento de una propiedad o entidad dada mediante el movimiento molecular a través de un sistema o medio que puede ser un fluido o un sólido. Esta propiedad que se transfiere puede ser materia, energía térmica o momento lineal. Cada molécula de un sistema tiene una cantidad determinada de materia, energía térmica o momento lineal asociada a ella. Cuando existe una diferencia de concentración de cualquiera de estas propiedades de una región a otra adyacente, ocurre un transporte neto de esa propiedad. Los tres procesos de transporte se caracterizan, en un sentido elemental, por el mismo tipo general de ecuación de transporte (Ecuación II.25) (Geankoplis, 2006).

$$\text{velocidad del proceso de transporte} = \frac{\text{fuerza impulsora}}{\text{resistencia}} \quad (\text{II.25})$$

El estudio de la relación entre las velocidades de los fenómenos de transporte conduce a la llamada teoría de la analogía, y las ecuaciones así deducidas son las llamadas ecuaciones de analogía (McCabe *et al.*, 2007). Se encuentra lejos del alcance del presente trabajo estudiar las diferentes teorías de analogía descritas para los fenómenos de transferencia. Un estudio más detallado sobre el tema puede encontrarse en trabajos como los de Broniarz y Rozanska (2008), Geankoplis (2006) y McCabe *et al.* (2007). No obstante, se abordarán conceptos fundamentales para la comprensión de estas teorías.

Existe una similitud entre los procesos de transferencia de masa, calor y momento producido como resultado del movimiento molecular. Esto se puede apreciar por la forma de las ecuaciones que definen a cada fenómeno de transporte (Doran, 2013).

$$\tau = -\mu \frac{dv}{dy} \quad (II.1)$$

$$\frac{q}{A} = -k_t \frac{dT}{dy} \quad (II.6)$$

$$J_A = -D_v \frac{dC_A}{dy} \quad (II.13)$$

Estas ecuaciones representan a la ley de Newton de la viscosidad, la ley de Fourier y la ley de Fick, que describen el comportamiento de la transferencia de momento, calor y masa, respectivamente (Geankoplis, 2006). En cada caso, el flujo en una dirección específica es directamente proporcional a la fuerza impulsora, siendo la constante de proporcionalidad (es decir μ , k_t o D_v), una propiedad física de la materia, mientras que los signos negativos indican que la transferencia se produce siempre en dirección opuesta a la velocidad, temperatura o concentración creciente (Doran, 2013). Estas constantes de proporcionalidad reciben el nombre de propiedades de transporte (McCabe *et al.*, 2007). Las Ecuaciones II.1 y II.6 pueden escribirse en forma de las Ecuaciones II.2 y II.7, respectivamente.

$$\tau = -\nu \frac{d(v\rho)}{dy} \quad (II.2)$$

$$\frac{q}{A} = -\alpha \frac{d(TC_p\rho)}{dy} \quad (II.7)$$

Se pueden considerar a los términos $(v\rho)$ y $(TC_p\rho)$ como una concentración volumétrica de cantidad de momento y una concentración volumétrica térmica, respectivamente (Treybal, 1985). Se tiene que las Ecuaciones II.2, II.7 y II.13 se

componen de un flujo en el lado izquierdo, una difusividad en (m^2/s) y una derivada de la concentración con respecto a la distancia. Las tres ecuaciones de transporte molecular son matemáticamente idénticas, por lo que se dice que tienen analogía o similitud entre sí. Debe resaltarse que, aunque existe una analogía matemática, los mecanismos físicos reales que ocurren pueden ser completamente diferentes (Geankoplis, 2006).

Dos de los mecanismos de transferencia de calor (conducción y convección), son análogos a la difusión molecular y a la transferencia convectiva de masa (Geankoplis, 2006). Sin embargo, la analogía no puede extenderse más allá, debido a que el calor no es una sustancia, sino energía en tránsito. Cuando el calor fluye de un punto a otro, no deja un espacio detrás de sí ni requiere un espacio para su nueva localización. En cambio, la difusión es un flujo físico de materia que transcurre con una velocidad definida. Un componente que se difunde deja detrás de él un espacio, y es preciso disponer de un lugar para su nueva localización (McCabe *et al.*, 2007).

El momento lineal, en contraste con la materia y la energía, es una cantidad vectorial (Geankoplis, 2006), esto es, que la transferencia de momento es el intercambio de la velocidad de movimiento (causada por las fuerzas que actúan sobre el sistema) de magnitud, dirección y sentido definidas, de una molécula a otra; mientras que la transferencia de masa es el desplazamiento de la propia molécula de una región a otra.

La transferencia de masa puede suceder simultáneamente con la transferencia de calor, ya sea como resultado de una diferencia de temperatura impuesta desde fuera o debido a la absorción o evolución de calor, lo cual generalmente sucede cuando una sustancia se transfiere de una fase a otra. En tales casos, dentro de una fase, el calor transferido es el resultado no sólo de la conducción y/o convección debida a la diferencia de temperatura que ocurriría en ausencia de transferencia de masa, sino que también incluye el calor sensible acarreado por la materia en difusión (Treybal, 1985).

Cabe aclarar que la analogía entre las ecuaciones es válida para transferencia de momento, calor y masa que resulte del movimiento o vibración de las moléculas. La extensión de la analogía a flujo turbulento es generalmente válida solamente para transferencia de masa y de calor, debido a que la analogía con la transferencia de momento presenta grandes dificultades (Doran, 2013).

CAPÍTULO III. METODOLOGÍA DE INVESTIGACIÓN EXPERIMENTAL

Objetivo general

Establecer experimentalmente la influencia de las condiciones de operación sobre los fenómenos de transporte durante la extracción de almidón de plátano macho en tanques agitados para el posterior escalamiento del proceso.

Objetivo particular 1

Estudiar la influencia de las condiciones de extracción de almidón de plátano macho en un tanque agitado (velocidad del impulsor, distancia entre el impulsor y el fondo del tanque, tipo de impulsor, estado de la materia prima, relación masa – disolvente) en la cinética de transferencia de masa mediante el cálculo de los coeficientes de transferencia, para que sean establecidas las condiciones en las cuales se tenga la mayor velocidad de extracción.

Objetivo particular 2

Proponer un modelo matemático para la predicción del coeficiente convectivo de transferencia de masa durante la agitación, mediante el empleo de correlaciones empíricas reportadas en la literatura.

Objetivo particular 3

Estudiar la influencia de la hidrodinámica de tanques agitados en la transferencia de masa modificando la velocidad del impulsor y los patrones de flujo para que se establezcan las condiciones de operación que favorezcan dicha transferencia.

Objetivo particular 4

Por medio de correlaciones empíricas reportadas en la literatura, obtener el valor del coeficiente convectivo de transferencia de calor del líquido en agitación para que se conozca su efecto sobre la transferencia de masa en el sistema.

Objetivo particular 5

Obtener la potencia consumida por el impulsor y la cantidad de soluto extraído mediante el número de potencia y un método espectrofotométrico, respectivamente, para la determinación del gasto energético y rendimiento del proceso de extracción de almidón.

Objetivo particular 6

Determinar el efecto del cambio de escala en la transferencia de masa durante el proceso de extracción de almidón de plátano macho utilizando un tanque de nivel planta piloto.

Objetivo particular 7

Proponer un sistema de tanque agitado a nivel planta piloto por medio de criterios de escalamiento que establezca las condiciones óptimas del proceso respecto al rendimiento, el gasto energético y la transferencia de masa.

3.1 Cuadro de variables

Cuadro III.1. Variables de estudio del sistema de agitación.

Factor de variación	Nivel de variación	Variable dependiente	Variable de respuesta
Estado de la materia prima	Mh Ms		Coeficiente de transferencia de masa, coeficiente de transferencia de calor, masa de soluto extraído, gasto energético, rendimiento.
φ	1:4 1:7	Concentración de soluto disuelto, hidrodinámica del sistema.	
N (rpm)	350 500		
Impulsor	He Pa		
C (m)	0.015 0.08		

Mh = matriz húmeda; Ms = matriz seca; φ = relación masa – disolvente; N = velocidad de rotación del impulsor; He = impulsor de hélice; Pa = Impulsor de paletas; C = distancia entre el impulsor y el fondo del tanque.

3.2 Materiales, equipos e instrumentos

3.2.1 Materiales

- Impulsor de hélice de 3 aspas inclinadas ($D_a = 0.05\ m$) y de paletas de 2 aspas planas ($D_a = 0.06\ m$) (Figura III.1).
- Celdas de plástico.
- Vaso de precipitados de vidrio de 3 L.
- Vaso de precipitados de vidrio de 1 L.
- Termómetro.

- Colador.
- Tubos de ensayo.
- Probeta de vidrio de 250 mL.
- Probeta de vidrio de 10 mL.
- Soporte universal.
- Propipeta.
- Matraz aforado de 25 mL.



Figura III.1. Impulsores de hélice y de paletas.

3.2.2 Equipos

- Termoagitador Felisa.
- Agitador de propela IKA.
- Horno eléctrico de secado.
- Balanza digital OHAUS YS series.

3.2.3 Instrumentos

- Vernier digital TRUPER.
- Espectrofotómetro de luz UV-visible VELAB VE-5600UVPC.
- Tacómetro Cole – Parmer 08204 – 80.
- Termobalanza OHAUS MB45.
- Densímetro de 1 a 1.22.
- Viscosímetro de Ostwald tamaño 300.

3.3 Desarrollo experimental

3.3.1 Métodos y técnicas

3.3.1.1 Tratamiento de materia prima. Se utilizó plátano macho (*Musa balbisiana*) en estado de inmadurez, dentro de las características de color de 1 a 3 (véase Cuadro I.3, página 10), adquirido en el mercado de San Felipe de Jesús ubicado en CDMX, México; al cual se le eliminó la cáscara y puntas, y se le cortó en rodajas de espesor y diámetro promedio de 6.18 ± 1.08 mm y 34.39 ± 1.8 mm, respectivamente. Posteriormente las muestras se dividieron en dos lotes, uno donde se trabajaron como matriz húmeda (*Mh*) (humedad de 45.24%) (Figura III.2a), y otro como matriz seca (*Ms*) (humedad de 6.41%) (Figura III.2b).



Figura III.2. Muestras de plátano macho a) matriz húmeda; b) matriz seca.

Estas últimas se sometieron a un secado en el horno eléctrico a una temperatura de 60 °C de 2 a 3 horas, y se almacenaron en bolsas herméticas de polietileno. Al haberse reducido su tamaño debido al secado, las dimensiones de estas muestras cambiaron, siendo de 4.56 ± 0.96 mm y 30.81 ± 1.68 mm de espesor y diámetro promedio, respectivamente. Todo lo anterior se resume en el diagrama de acondicionamiento de la materia prima (Figura III.3).

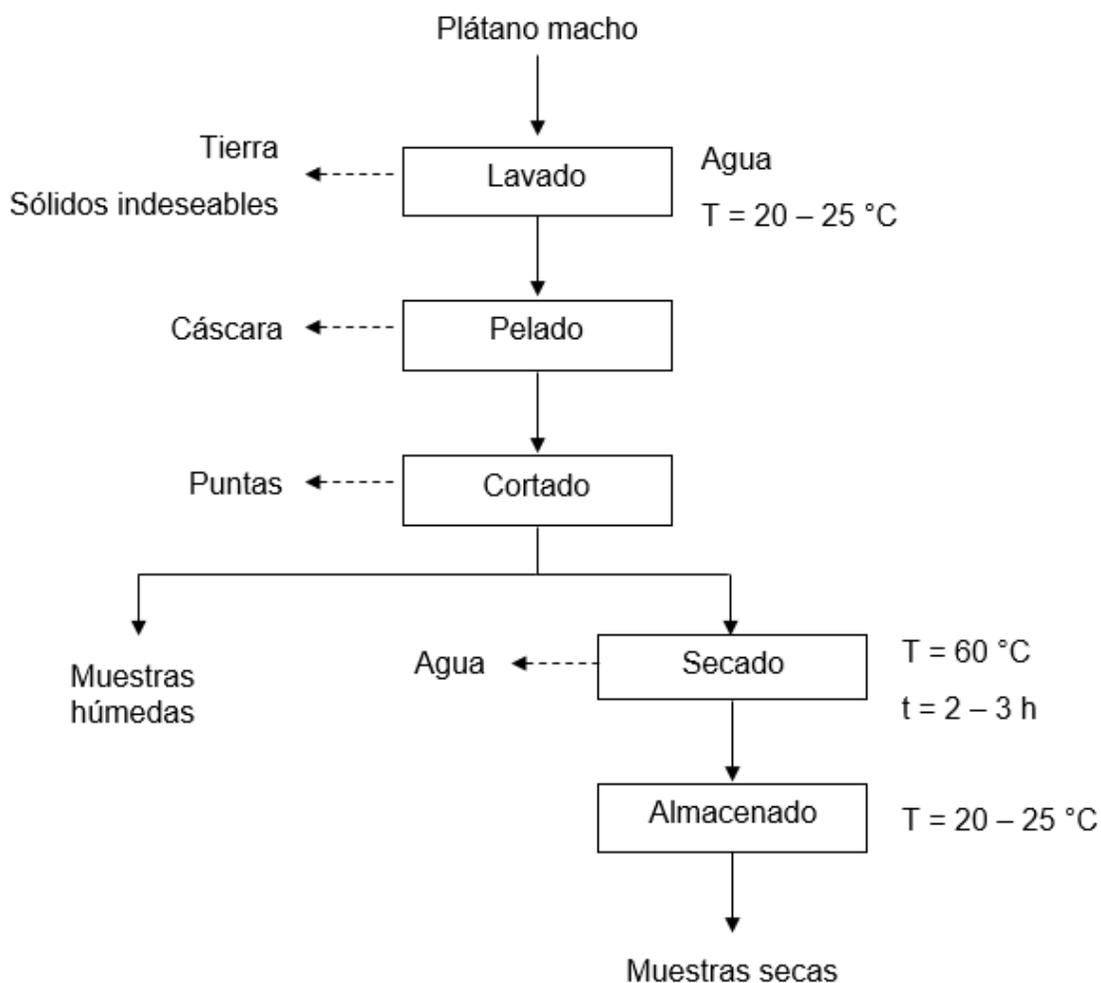


Figura III.3. Diagrama de acondicionamiento de materia prima.

3.3.1.2 Montaje del equipo y toma de muestras. El equipo de tanque agitado de nivel laboratorio (Figura III.4) se montó utilizando un termoagitador marca Felisa como fuente de calor, donde se colocó un vaso de precipitados de vidrio de 3 L al cual se le agregó 1.5 L de agua, siendo el disolvente de la experimentación. Este volumen se mantuvo fijo para todas las corridas experimentales. Posteriormente se introdujo el impulsor de hélice (*He*) o de paletas (*Pa*), según el caso, previamente montado a un agitador de propela marca IKA, sumergiéndolo y ajustándolo a la altura designada para cada corrida experimental (1.5 y 8 cm de altura).

La temperatura de operación para todos los experimentos se estandarizó a 65 °C. Una vez que el disolvente alcanzó dicha temperatura, se agregaron los sólidos (rodajas de plátano macho) previamente pesados, siguiendo la relación masa – disolvente (φ) descrita más adelante, en el punto 3.3.3.2; y se ajustó la velocidad de operación en el agitador para comenzar la corrida experimental. Se tomaron muestras del líquido en agitación cada 2 minutos durante 30 minutos, las cuales se colaron para retirar impurezas. Cada muestra se vertió a un tubo de ensayo y se dejó enfriar a temperatura ambiente. Este procedimiento se realizó de la misma manera para cada una de las corridas experimentales.



Figura III.4. Tanque agitado de nivel laboratorio.

3.3.1.3 Espectrofotometría UV–visible. Se utilizó el método espectrofotométrico para la cuantificación rápida de almidón de plátano macho, con base en lo reportado por Harris (2007), donde se enuncia que la absorbancia es directamente proporcional a la concentración de la especie absorbente. Se utilizó un espectrofotómetro de luz UV–visible modelo VE–5600UVPC marca VELAB, conectado a una PC empleando el software MetaSpec Pro para la interpretación de los valores de absorbancia en las muestras. El instrumento se calibró introduciendo una muestra de agua destilada.

Se tomaron 15 muestras por corrida experimental (una muestra cada 2 minutos durante la agitación) (Figura III.5). Cada muestra se vertió en 3 celdas de plástico que se colocaron dentro del espectrofotómetro y se tomó lectura del valor de absorbancia a cada una de ellas, a una longitud de onda de 550 nm (Bello *et al.*, 2002). Posteriormente se observaron los valores y, si fue necesario, se eliminó uno de estos, de manera que se cumpliera la relación lineal entre los valores medidos (Harris, 2007). Se obtuvo la absorbancia promedio (V_{Ap}) para cada una de las 15 muestras y finalmente se calculó la concentración total de almidón (C_{Ta}) con el modelo matemático III.1. Los valores de (b) y (M) son constantes y se obtienen mediante una curva patrón, descrita en el punto 3.3.3.1.



Figura III.5. Muestras de corrida experimental.

$$C_{Ta} = \frac{V_{Ap} - b}{M} \quad (III.1)$$

3.3.2 Propiedades físicas

En los cálculos del presente trabajo se utilizaron las propiedades físicas del agua a la temperatura de operación, esto es, a 65 °C. Dichos valores se obtuvieron empleando como herramienta el software Water And Steam Properties (WASP) y se corroboraron utilizando tablas de propiedades físicas reportadas en la literatura (véase Anexo A.1). No obstante, estas propiedades también se determinaron como

a continuación se detalla, con la finalidad de conocer un posible efecto de su variación sobre el fenómeno de transferencia de masa.

3.3.2.1 Densidad. La determinación de densidad (ρ) se realizó utilizando un densímetro con graduación de 1 a 1.22, siguiendo la metodología de Dalm y Hogervost (2011) (Figura III.6). Para ello, se tomaron muestras de 250 mL de cada corrida experimental, las cuales se vertieron en una probeta de vidrio a una temperatura de 20 °C. EL valor obtenido en esta prueba hace referencia a la densidad relativa (ρ_{rel}) y se obtiene por lectura directa. Posteriormente se realizó el cálculo necesario para obtener la densidad absoluta a temperatura constante (ρ_{absT}) de las muestras por medio de la Ecuación III.2.



Figura III.6. Lectura de densidad relativa.

$$\rho_{absT} = (\rho_{rel})(\rho_{agua}) \quad (III.2)$$

3.3.2.2 Viscosidad. En la estimación de la viscosidad (μ) se utilizó un viscosímetro de Ostwald tamaño 300, siguiendo la metodología descrita por Mayer *et al.* (2013). El viscosímetro se sujetó con ayuda del soporte universal y este se sumergió en

agua contenida en un vaso de precipitados de 1 L (Figura III.7), con el fin de evitar variaciones en la temperatura, manteniéndola constante. Se utilizaron muestras de 15 mL para todas las pruebas, realizando 30 repeticiones con el fin de disminuir el margen de error en la variación del tiempo. Posteriormente se obtuvo el tiempo promedio de cada prueba y se calculó el valor de viscosidad (μ) utilizando la Ecuación III.3, donde (μ'), (ρ') y (t') corresponden al fluido de referencia (agua destilada).



Figura III.7. Montaje del material para la determinación de viscosidad.

$$\mu = \mu' \left(\frac{\rho t}{\rho' t'} \right) \quad (III.3)$$

3.3.3 Actividades preliminares

3.3.3.1 Curva patrón. Para la cuantificación de almidón de plátano macho por medio del método espectrofotométrico se construyó una curva patrón. Con base en la información proporcionada por Harris (2007), se prepararon disoluciones patrón de almidón de maíz de 0.1 a 1% en un matraz aforado de 25 mL. Cada disolución se depositó en un tubo de ensayo. Se tomaron 3 muestras de cada una, se vertieron

en celdas de plástico y se introdujeron en el espectrofotómetro, tomando lectura de la absorbancia a una longitud de onda de 550 nm. Con los valores de absorbancia promedio (V_{Ap}) se construyó la gráfica de la Figura III.8 y, mediante regresión lineal, se obtuvieron las constantes (b) y (M), dando como resultado las expresiones matemáticas III.4 y III.5.

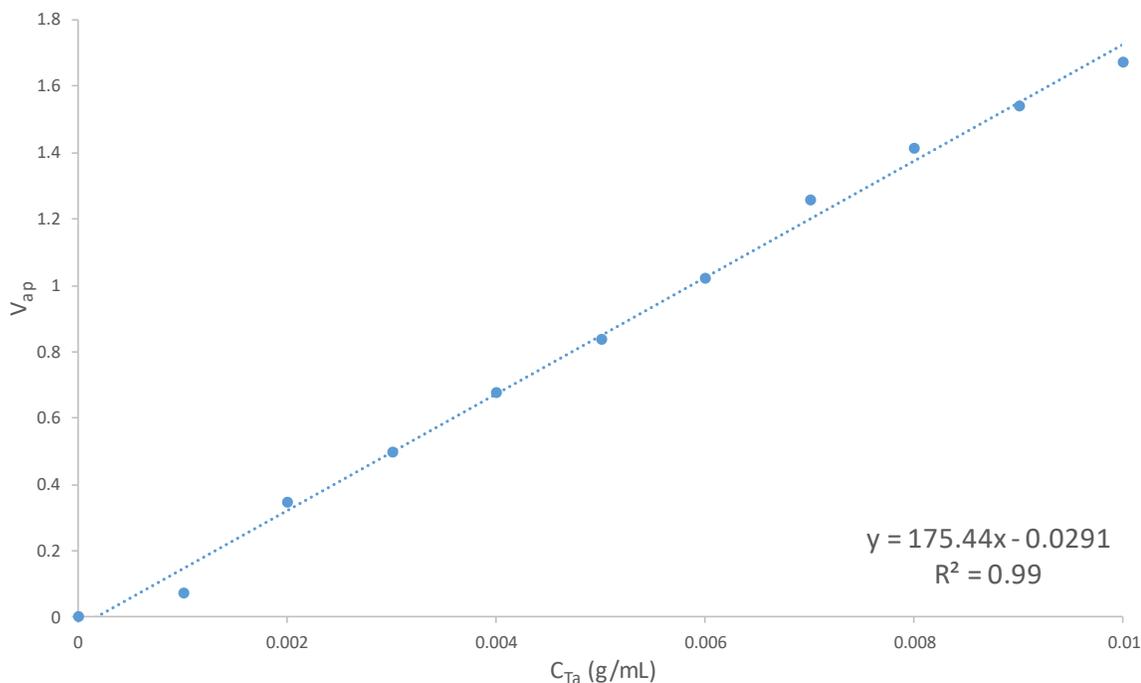


Figura III.8. Curva patrón.

$$V_{Ap} = (175.44)(C_{Ta}) - 0.0291 \quad (III.4)$$

$$C_{Ta} = \frac{V_{Ap} + 0.0291}{175.44} \quad (III.5)$$

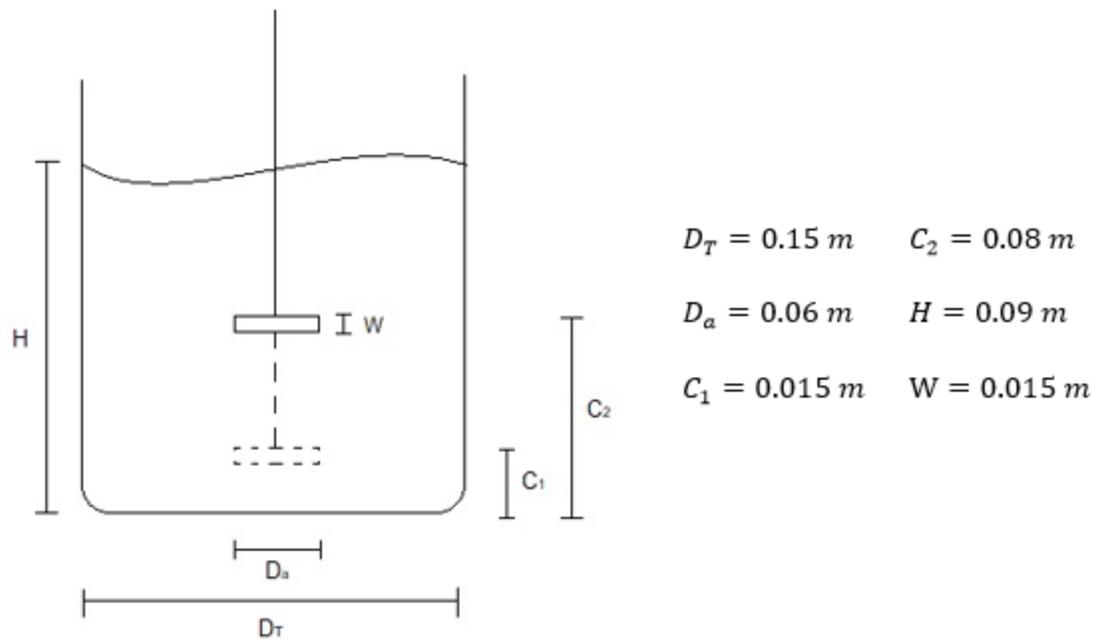


Figura III.10. Dimensiones del sistema de agitación con Pa.

Cuadro III.2. Relaciones geométricas de los sistemas de agitación.

Relación	He	Pa
D_a/D_T	0.33	0.4
C_1/D_T	0.1	0.1
C_2/D_T	0.53	0.53
C_1/D_a	0.3	0.25
C_2/D_a	1.6	1.33
H/D_T	0.6	0.6
W/D_a	-	0.25

CAPÍTULO IV. RESULTADOS Y ANÁLISIS

4.1 Transferencia de masa

4.1.1 Cálculo del coeficiente convectivo de transferencia de masa

Para determinar el valor del coeficiente convectivo de transferencia de masa (k), es necesario conocer el valor de la concentración de saturación o solubilidad (C_{AS}) del soluto de interés a la temperatura de operación. Con el fin de aproximar el valor de la solubilidad de almidón de plátano a la temperatura de operación requerida, se construyó una gráfica de ISA en función de la temperatura (Figura IV.1) utilizando el promedio de los resultados reportados por diferentes autores (Bello *et al.*, 1998; Bello *et al.*, 2002; Contreras *et al.*, 2018; de la Torre *et al.*, 2008; Kayisu *et al.*, 1981; Thanyapanich *et al.*, 2021), así como una gráfica de solubilidad en función de la temperatura (Figura IV.2), cuyos valores se obtuvieron por medio de una conversión (Anexo A.2).

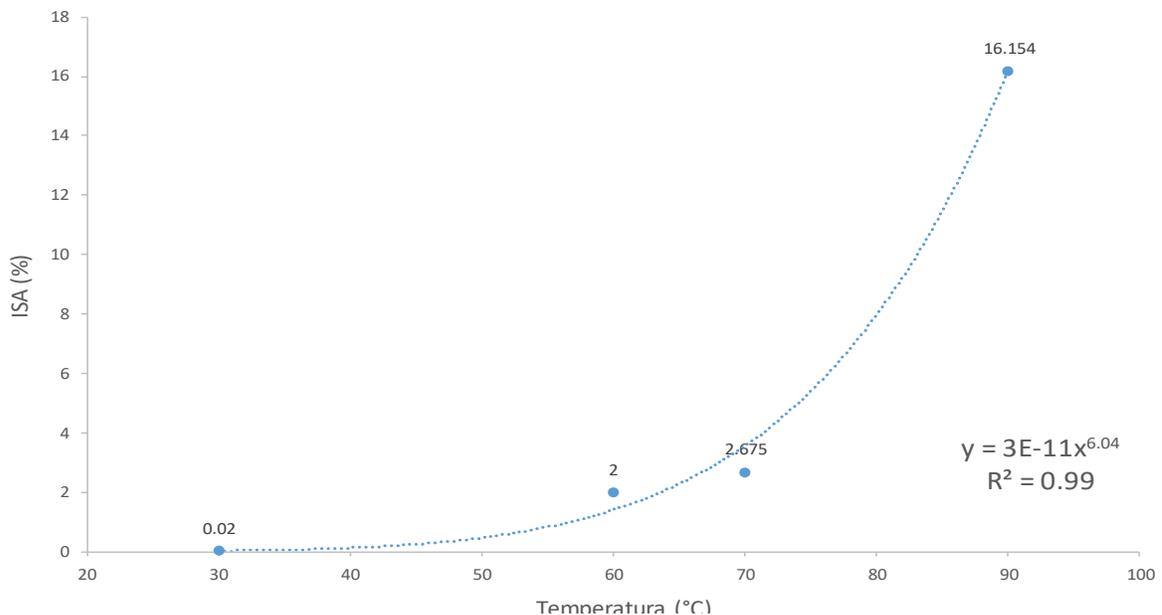


Figura IV.1. Comportamiento del ISA promedio en función de la temperatura.

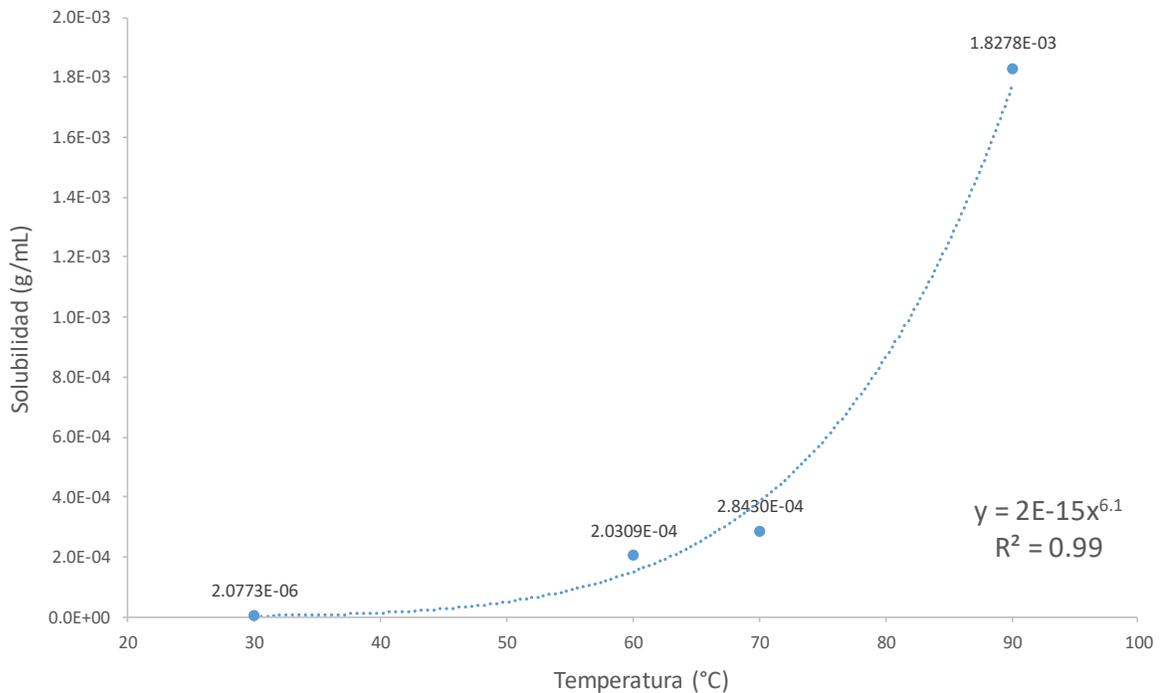


Figura IV.2. Comportamiento de la solubilidad promedio en función de la temperatura.

Al igual que los resultados reportados por Contreras *et al.* (2018) y Thanyapanich *et al.* (2021), el comportamiento gráfico de los datos en las Figuras IV.1 y IV.2 presenta una relación exponencial con la temperatura. A medida que la temperatura de operación aumenta, la capacidad del almidón para disolverse en el medio se da en mayor proporción, con incrementos pronunciados por arriba de los 70 °C. Al ser alta la correlación entre los datos ($R^2 > 0.9$), se considera que las ecuaciones de las curvas pueden utilizarse para la aproximación de los valores tanto de ISA como de solubilidad de almidón de plátano a diferentes temperaturas dentro del intervalo estudiado (30 – 90 °C).

El método espectrofotométrico empleado en este trabajo para la cuantificación de almidón presente en la solución no distingue entre el almidón disuelto y el hinchado; con el valor de ISA es posible separar ambas cantidades. Utilizando el valor de ISA calculado con la ecuación de la curva de la Figura IV.1 a la temperatura de 65 °C (2.64%), se logró distinguir entre la concentración total de almidón (C_{Ta}), la

concentración real de almidón solubilizado (C_{Ras}) y la concentración de almidón hinchado o no solubilizado (C_{Ha}), cuyas diferencias se ejemplifican por medio de la Figura IV.3. Este tratamiento de los datos se realizó para todas las corridas experimentales.

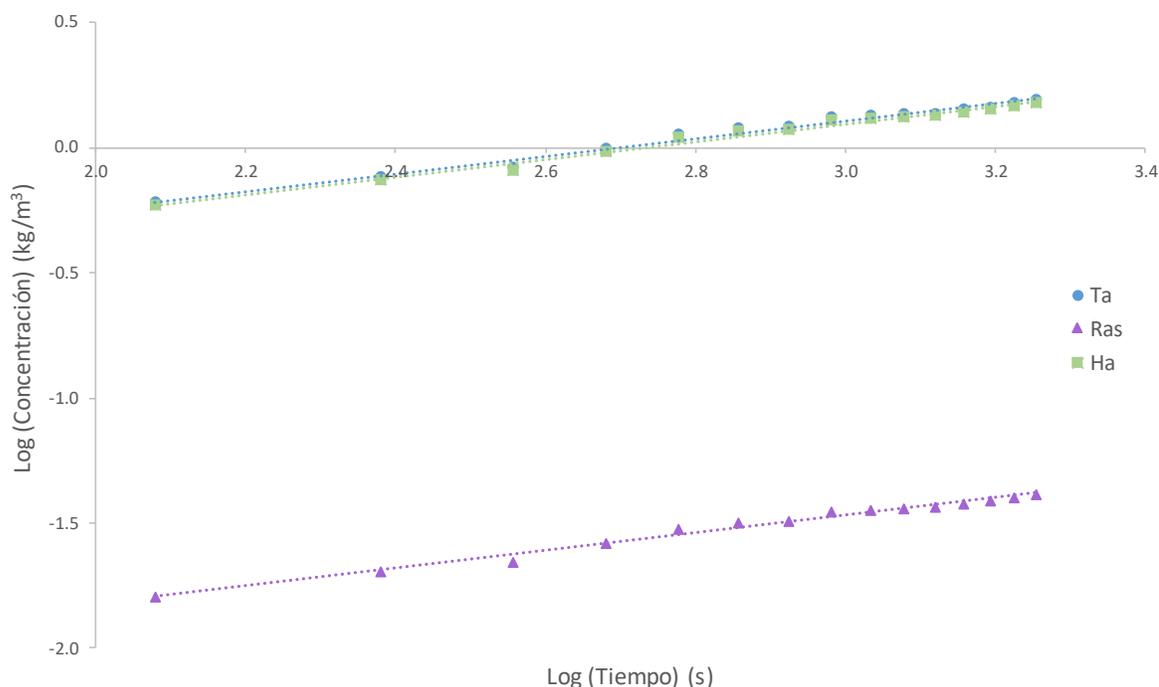


Figura IV.3. Comparativo de (C_{Ta}), (C_{Ras}) y (C_{Ha}) respecto al tiempo en escala logarítmica.

En concordancia con el valor de ISA a 65 °C, la cantidad de almidón correspondiente a la fracción que se solubiliza resulta ser pequeña respecto de la fracción que absorbe agua. Trabajos como los de Pelissari *et al.* (2012), Thanyapanich *et al.* (2021) y Yu *et al.* (2012) apuntan a que los porcentajes bajos de solubilidad se deben, principalmente, a la proporción entre amilosa y amilopectina que componen los gránulos de almidón, pues la cantidad del primer polímero tiene una relación inversamente proporcional a la solubilidad.

Pelissari *et al.* (2012) y Yu *et al.* (2012) señalan que la amilosa se concentra en la región central del gránulo y sirve para conservar su estructura, por lo que, a mayor contenido de ésta, el gránulo será más compacto. Esto dificulta que el almidón se disperse fuera del mismo. En consecuencia, los almidones cuyo contenido de amilosa sea elevado, serán menos solubles en agua. Por esto, es de esperar que el almidón originario de fuentes como el plátano, en su mayoría, posea menores cantidades de amilopectina.

Una vez que se conoce la solubilidad del almidón y la concentración real de almidón solubilizado (C_{Ras}), es posible calcular el coeficiente convectivo de transferencia de masa (k). Como lo indica la Ecuación II.22 (punto 2.5.4, página 63), cuando un soluto se disuelve en un medio líquido, la solución tiende exponencialmente a condiciones de saturación. Puesto que se ha calculado el valor real de soluto disuelto en el medio, dicha ecuación puede aplicarse en la forma de la Ecuación IV.1; de manera que ($C_{AS} = 2.28 \times 10^{-1} \frac{kg}{m^3}$) y ($C_{At} = C_{Ras}$). El valor de la concentración inicial de soluto (C_{A0}) se considera igual a cero, puesto que al inicio de la operación la fase líquida es pura y no contiene cantidad alguna de almidón (de Lucas, 2015).

$$\ln \frac{2.28 \times 10^{-1} \frac{kg}{m^3}}{\left(2.28 \times 10^{-1} \frac{kg}{m^3}\right) - C_{Ras}} = \frac{kA}{V} t \quad (IV.1)$$

Con los valores del lado izquierdo de la Ecuación IV.1, correspondientes a cada punto experimental, se construyeron gráficas como la de la Figura IV.4 para conocer el valor de la pendiente de la tendencia lineal de los datos. Despejando, se calculó el valor del coeficiente de transferencia de masa (k), como se expresa en la Ecuación IV.2. Este procedimiento se realizó en todas las corridas experimentales.

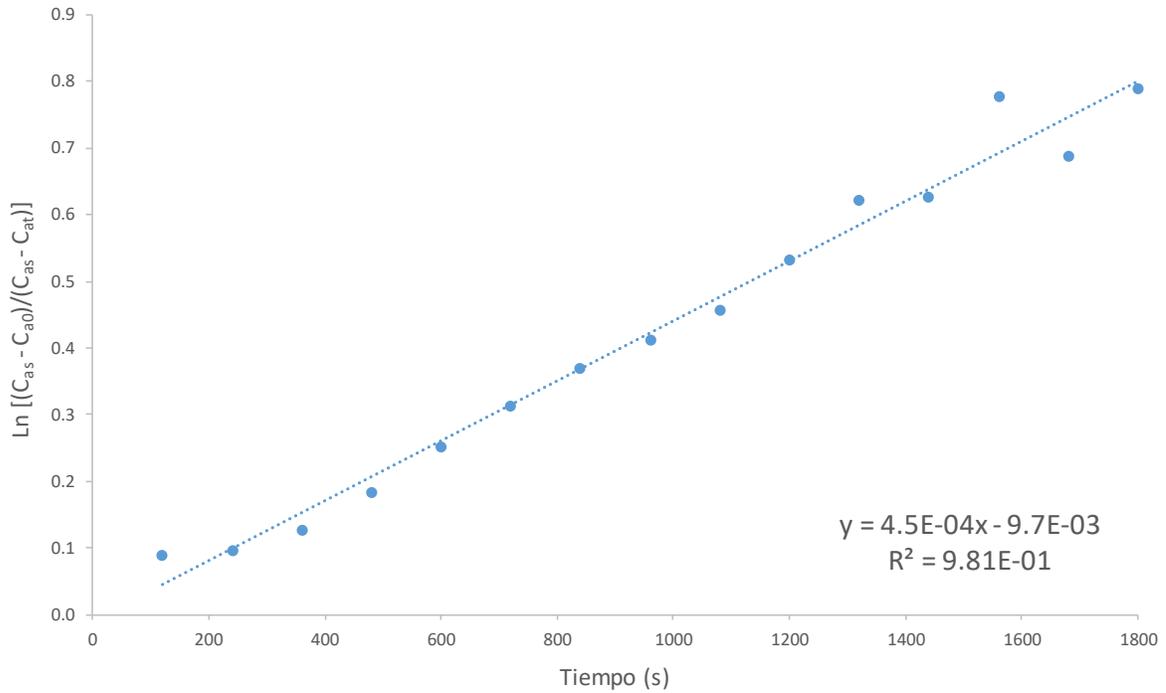


Figura IV.4. $\ln \frac{C_{AS}-C_{A0}}{C_{AS}-C_{At}}$ respecto del tiempo, representativo de una réplica experimental.

$$k = \frac{MV}{A} \quad (IV.2)$$

Con base en las gráficas obtenidas similares a la Figura IV.4, se puede decir que el coeficiente (k) permanece constante durante el tratamiento experimental. Esta suposición se ve sustentada cuando al trazar la gráfica de la concentración logarítmica $\left(\ln \frac{C_{AS}-C_{A0}}{C_{AS}-C_{At}}\right)$ contra el tiempo (t), se obtiene una línea recta que cruza los puntos experimentales. Esto implica también que la diferencia de concentración entre las condiciones de saturación y la solución es la fuerza impulsora para la disolución (Johnson y Huang, 1956).

4.1.2 Efecto del impulsor

Para observar el comportamiento del coeficiente convectivo de transferencia de masa experimental (k) empleando los impulsores de hélice (He) y de paletas (Pa), se construyeron gráficas comparativas. Las Figuras IV.5 y IV.6 muestran los valores del coeficiente (k) en función del tipo de impulsor de los diferentes tratamientos experimentales. Ambas figuras indican un incremento considerable en el coeficiente (k) cuando el sistema trabaja en combinación con el impulsor de paletas (Pa).

Se observa que, con este impulsor, el coeficiente (k) es mayor en el intervalo de 85 a 97% (90.87%, 89.26%, 96.5%, 85.5%, 88.03% y 92.94%; respectivamente), cuando la velocidad de agitación es baja ($N = 350 \text{ rpm}$) (Figura IV.5). A mayor velocidad ($N = 500 \text{ rpm}$) (Figura IV.6), su valor aumenta en el intervalo de 33 a 96% (82.03%, 86.98%, 33.56%, 95.23% y 94.25%; respectivamente).

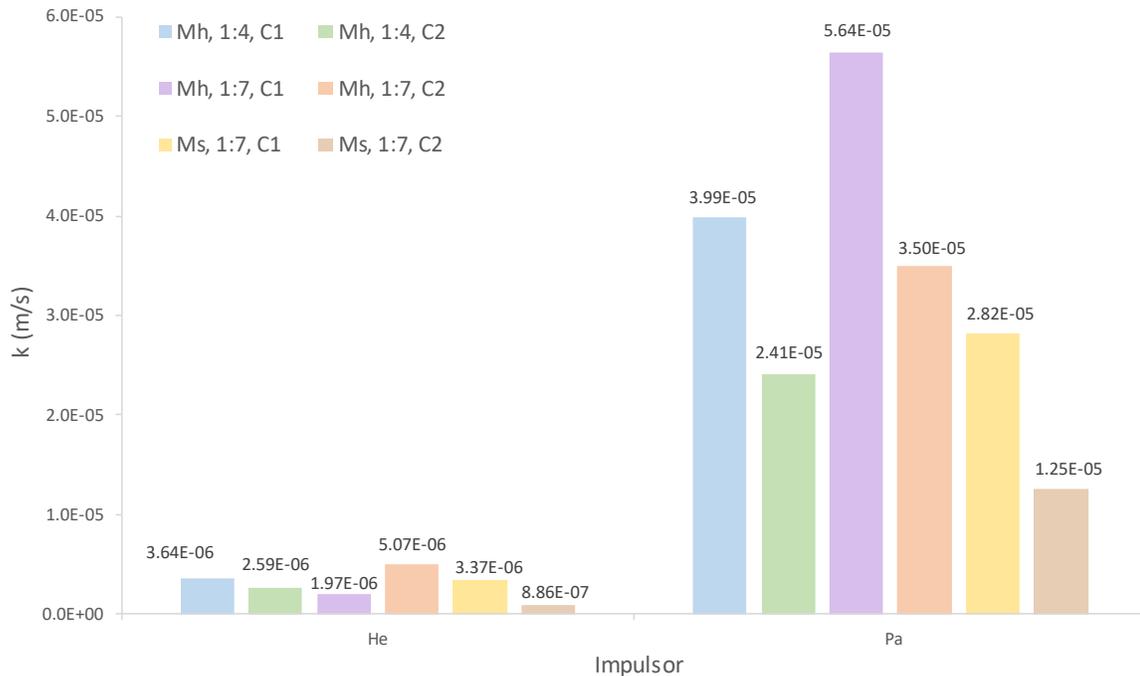


Figura IV.5. k en función del tipo de impulsor cuando $N = 350 \text{ rpm}$.

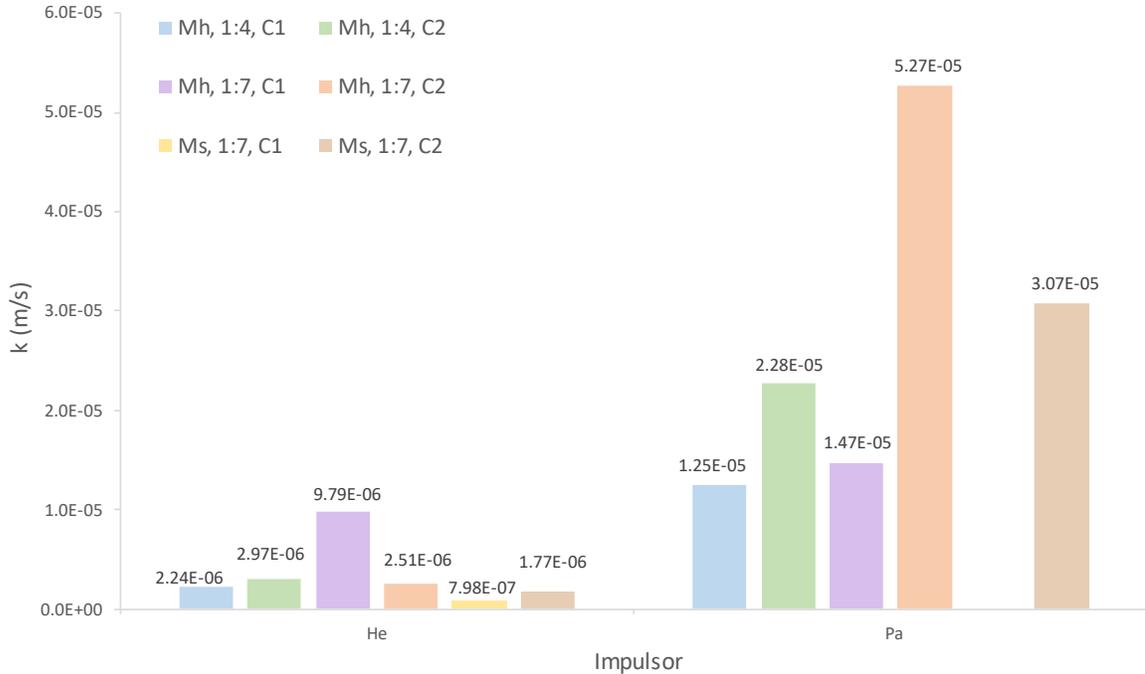


Figura IV.6. k en función del tipo de impulsor cuando $N = 500$ rpm.

Los resultados indican que la velocidad de transferencia de masa en sólidos de gran tamaño (rodajas de plátano macho) mejora cuando se utiliza el impulsor de flujo radial en un intervalo de 33 a 97%, dependiendo de las condiciones de operación.

Esto es consistente con diversas fuentes enfocadas en la transferencia de masa que ocurre en diferentes regiones del tanque (Abdel, 2013; Atef *et al.*, 2015; Fouad *et al.*, 2013; Mowena *et al.*, 2013; Sedahmed *et al.*, 2014; Shokry *et al.*, 2020) que atribuyen este comportamiento a la diferencia en los patrones de flujo de los impulsores, y a la intensidad de turbulencia que generan dentro del sistema. En cada estudio, la orientación de la superficie de transferencia de masa respecto a la dirección de la corriente del fluido es un punto a considerar. Otras fuentes enfocadas a la suspensión de sólidos en tanques agitados con deflectores o sin ellos (Bong, 2013; Nienow y Miles, 1978) respaldan este comportamiento.

En este caso, pese a que la componente tangencial predomina por la ausencia de deflectores, a la distancia (C_2) parte del flujo radial desprendido del impulsor de

paletas (Pa) se mueve en forma descendente sobre la pared llegando hasta el fondo del tanque, penetrando por debajo de la capa estacionaria de sólidos sedimentados y elevándolos posteriormente junto con la corriente de fluido que retorna al centro del impulsor. A la distancia (C_1), la corriente que asciende por la pared del tanque arrastra consigo a las rodajas de plátano macho que reposan en el fondo de este. Ambas situaciones promueven un mayor grado de suspensión, en concordancia con un mayor contacto entre la superficie de los sólidos y el líquido.

Ocurre lo contrario que con el impulsor de hélice (He), donde parte del flujo se desprende en forma descendente en dirección axial y, en lugar de penetrar, choca directamente con la capa de sólidos sedimentados, lo que produce un efecto de “fondo falso” frenando la corriente del fluido. En el caso de la distancia (C_1), el flujo choca (en primera instancia) con el fondo del tanque.

Esto disminuye la cantidad de momento del flujo y en consecuencia la corriente del fluido no es suficiente para lograr una suspensión semejante al caso del impulsor de paletas (Pa). La obtención de valores bajos en el coeficiente de transferencia de masa (k) es evidencia de una suspensión incompleta de los sólidos (Harriott, 1962). Se sabe que, en los sólidos estancados, la transferencia de masa se debe más a la difusión molecular que a la convección, por lo que la tasa de transferencia será mucho menor (Doran, 2013).

El fenómeno observado confirma que los impulsores de hélice son poco útiles para fines de transferencia de masa (Treybal, 1985) puesto que, con sólidos, cuya densidad es diferente a la de los líquidos, se presentan dificultades para impedir la sedimentación, ya que es complicado dirigir la corriente producida a todas las regiones del tanque (Monsalvo *et al.*, 2014); situación que no ocurre con los impulsores de flujo radial, en cuyo caso se ha reportado que son más eficientes manteniendo a los sólidos en suspensión, incluso con concentraciones elevadas (40 – 50%) (Wu *et al.*, 2002).

Es importante considerar en el análisis la pequeña diferencia (1 cm) en el diámetro entre el impulsor de hélice (He) y el de paletas (Pa). El hecho de alterar el diámetro

del impulsor (D_a) no solo implica modificar la relación $\left(\frac{D_a}{D_T}\right)$, sino también el valor del número de Reynolds del impulsor (Re_i). El Cuadro IV.1 muestra los valores de ambas cantidades correspondientes a cada impulsor estudiado. Se observa que una ligera modificación del diámetro (D_a) produce un incremento importante tanto en la relación geométrica como en el número de Reynolds del impulsor (Re_i).

Cuadro IV.1. Valor de $\left(\frac{D_a}{D_T}\right)$ y (Re_i) para diferentes impulsores.

Impulsor	D_a (m)	D_a/D_T	N (rpm)	Re_i
He	0.05	0.33	350	32964.45
			500	47092.07
Pa	0.06	0.4	350	47468.81
			500	67812.59

La transferencia convectiva de masa está influenciada por la intensidad de la turbulencia en la fase continua. Esta no sólo tiene influencia sobre la convección, sino también sobre la difusión presente en la interfase sólido – líquido, debido a la alteración continua en el espesor de la capa límite hidrodinámica y difusional que rodea la superficie del sólido. Por lo tanto, un incremento en la intensidad de la turbulencia alrededor de los sólidos deberá conducir a un aumento en la velocidad de transferencia y, por consiguiente, a un coeficiente (k) más elevado (Bong, 2013). Esta es una de las causas por las que el coeficiente (k) es mayor con el impulsor de paletas (Pa). Al ser un impulsor ligeramente mayor en tamaño ocasiona un incremento en la turbulencia del sistema.

Con el impulsor de hélice (He) se tiene que, para sistemas sin deflectores, la disminución de la turbulencia y el efecto de empaquetado, es decir, el que los sólidos

se traslapen o sobrepongan unos sobre otros; conducen a una dispersión no uniforme y a niveles más bajos de transferencia convectiva que, en conjunto, provocan un escaso contacto entre la superficie del sólido y el líquido, reduciendo así el nivel de transferencia de masa (Bong, 2013).

El aumento en el valor de $\left(\frac{D_a}{D_T}\right)$ visto en el Cuadro IV.1 tiene un efecto sobre el coeficiente convectivo de transferencia de masa (k). Esto ha sido señalado previamente por de Lucas (2015), al trabajar en un sistema de agitación con tanques e impulsores (turbina de disco de cuatro aspas planas), de diferentes diámetros. Al estudiar el efecto de la relación entre los diámetros dentro del intervalo $\left(0.29 \leq \frac{D_a}{D_T} \leq 0.68\right)$, se observó, independientemente de la presencia o ausencia de deflectores, que el coeficiente de transferencia de masa (k) tiende a disminuir a medida que la relación disminuye. Se llegó a la conclusión de que el coeficiente (k) es directamente proporcional a la relación $\left(\frac{D_a}{D_T}\right)$. Esto puede deberse o bien a la disipación de energía más uniforme o a las velocidades de flujo más elevadas, asociadas con los impulsores de mayor tamaño (Harriott, 1962).

En resumen, el flujo producido por el impulsor de paletas (Pa) genera mayor circulación del fluido dentro del tanque, una mejor disipación de la energía mecánica, fomenta la suspensión de los sólidos y promueve un mayor grado de turbulencia en el sistema.

Los resultados experimentales de los tratamientos con $(Ms, Pa, \varphi = 1:4)$, así como del tratamiento $(Ms, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 500 \text{ rpm})$, no se reportan en el presente trabajo, debido a que durante el procedimiento las muestras sólidas se destrozaron totalmente, saturando la fase líquida, dificultando la agitación e impidiendo la toma de muestras. Puede deberse a que estas combinaciones de variables facilitan las condiciones dentro del sistema para que los sólidos sean triturados en lugar de ser suspendidos.

Con la relación $(\varphi = 1:4)$ en combinación con las muestras secas de plátano macho (Ms), el número de sólidos dentro del tanque es mayor que con cualquier otra

condición de operación, puesto que la masa individual de las rodajas de plátano en matriz seca (M_s) es menor que la correspondiente a las de matriz húmeda (M_h). En consecuencia, la libertad de movimiento de los sólidos se reduce. Entonces, al desplazarse al interior del tanque debido a las corrientes de circulación producidas por el impulsor, los sólidos golpean con mayor frecuencia y por tiempos más prolongados a las aspas del impulsor de paletas (Pa) que, aunado a su mayor intensidad de movimiento en comparación con el impulsor de hélice (He), terminan por fragmentarlos hasta triturarlos completamente.

Esto concuerda con Mowena *et al.* (2013), quien menciona que los reactores de tanque agitado con lechos fluidizados sufren de la desventaja de que las partículas chocan entre ellas y con el impulsor en movimiento, lo cual puede llevar al desgaste o atrofiamiento de estas. Otros autores han señalado el mismo problema en suspensiones de partículas sólidas (Johnson y Huang, 1956).

El caso con la relación masa – disolvente de ($\varphi = 1:7$) resulta similar, pues el número de sólidos sujetos a la operación es mayor que con las condiciones homólogas en matriz húmeda (M_h). Además, es posible que a causa del efecto combinado de la ubicación del impulsor dentro del tanque (C_1) y la elevada velocidad de rotación ($N = 500 \text{ rpm}$), la formación del vórtice sea más pronunciada que en las demás condiciones de operación a causa de la presencia mayoritaria de flujo tangencial. Esto promueve que, en lugar de permanecer suspendidos, los sólidos se concentren en la parte inferior del tanque debido a la fuerza centrífuga, quedando próximos a las aspas del impulsor de paletas (Pa). En consecuencia, replican lo ocurrido con la combinación ($M_s, Pa, \varphi = 1:4$).

4.1.3 Efecto de la distancia del impulsor

Se construyeron gráficas comparativas con el fin de observar la influencia de la distancia entre el impulsor y el fondo del tanque (C) en el coeficiente convectivo de transferencia de masa (k). La Figura IV.7 muestra que cuando el impulsor se coloca más cerca del fondo del tanque (C_1) y la velocidad del impulsor (N) es baja, el coeficiente (k) es mayor en un intervalo de 28 a 74% (28.87%, 39.56%, 37.97%, 73.75% y 55.49%; respectivamente). En cambio, si la velocidad aumenta ($N = 500 \text{ rpm}$) (Figura IV.8), su valor es superior en el intervalo de 24 a 72% cuando el impulsor se ubica próximo a la superficie del líquido (C_2) (24.47%, 45.27%, 72.02% y 54.81%; respectivamente).

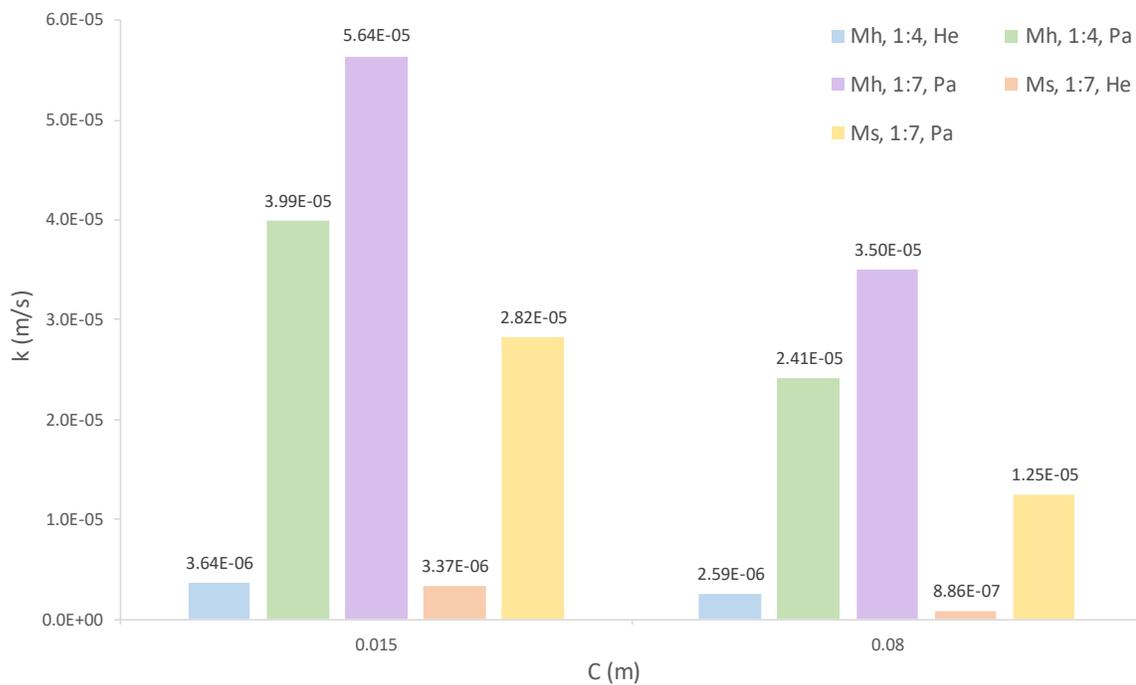


Figura IV.7. k en función de C cuando $N = 350 \text{ rpm}$.

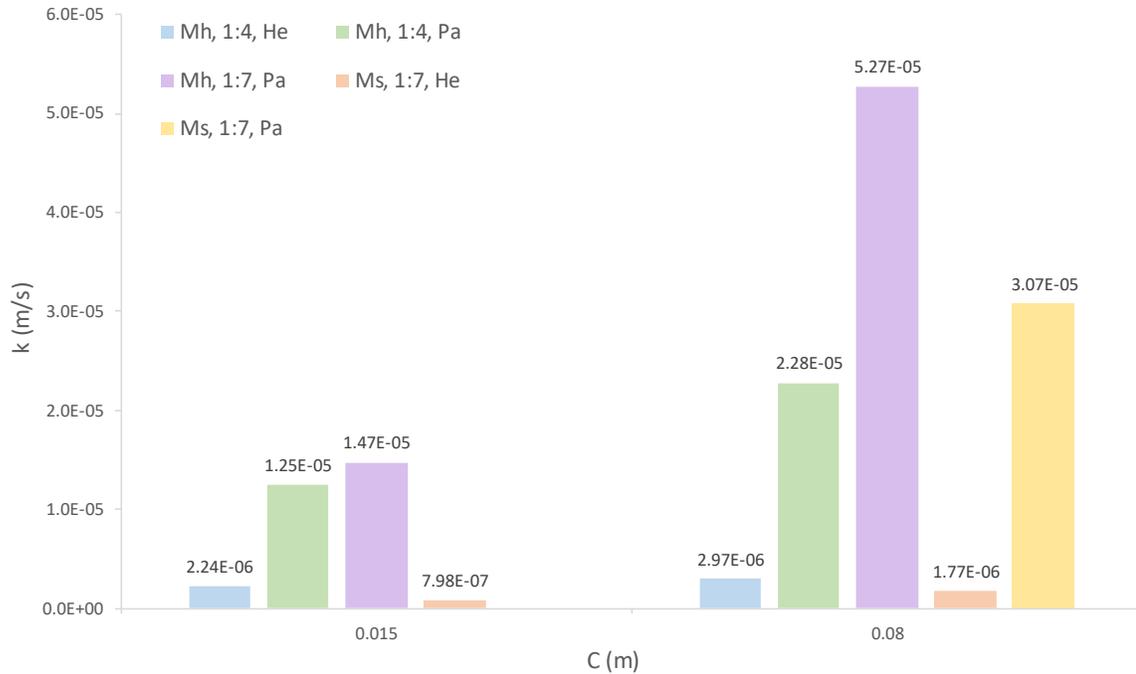


Figura IV.8. k en función de C cuando $N = 500$ rpm.

El comportamiento gráfico del coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) cuando el sistema opera a baja velocidad ($N = 350$ rpm) indica que tanto el impulsor de hélice (He) como el de paletas (Pa) son más efectivos aumentando la velocidad de transferencia del soluto cuando se colocan cerca del fondo del tanque agitado (C_1). El coeficiente (k) es inversamente proporcional a la distancia entre el impulsor y el fondo del tanque (C); siempre y cuando la velocidad de agitación sea baja. En contraste, un aumento en la velocidad dentro del sistema ($N = 500$ rpm) produce el efecto contrario con los dos impulsores estudiados. El coeficiente (k) sigue una relación proporcional con la distancia del impulsor (C).

McCabe *et al.* (2007) señala que todos los impulsores, independientemente del tipo, son más eficaces para mantener a los sólidos en suspensión y, en consecuencia, mejorar el coeficiente convectivo de transferencia de masa (k), cuando se colocan más cerca del fondo del tanque. Datos experimentales en tanques agitados sin deflectores modificando la distancia del impulsor en el intervalo ($6.35\text{ cm} \leq C \leq 13.97\text{ cm}$) (Johnson y Huang, 1956), ($0.55\text{ cm} \leq C \leq 4.4\text{ cm}$) (Sedahmed *et al.*,

2004) y ($2.5\text{ cm} \leq C \leq 8.3\text{ cm}$) (Tezura *et al.*, 2008), han demostrado que el coeficiente (k) aumenta a medida que la distancia del impulsor con el fondo del tanque (C) disminuye. Otro estudio en tanques con deflectores dentro del intervalo ($4.57\text{ cm} \leq C \leq 9.4\text{ cm}$) confirma este efecto (Harriott, 1962).

El hecho de que los datos experimentales de las Figuras IV.7 y IV.8 indiquen que la dependencia del coeficiente de transferencia de masa (k) con la distancia del impulsor (C) sea opuesta dependiendo de la velocidad de agitación (N) puede deberse al comportamiento de los sólidos (rodajas de plátano macho) frente a la formación del vórtice en el sistema. Cuando el sistema opera a baja velocidad ($N = 350\text{ rpm}$) la agitación dentro del tanque es suave (Geankoplis, 2006) y la formación del vórtice es de menor escala e intensidad. Si en un sistema sin deflectores el impulsor se posiciona cerca del fondo del tanque (C_1), el movimiento inducido en el fluido por la agitación mecánica levantará a los sólidos por encima del impulsor, lo cual promueve la transferencia de masa (Barker y Treybal, 1960).

De acuerdo con Barker y Treybal (1960), la velocidad de remolino (flujo tangencial) en un sistema sin deflectores, al forzar las partículas sólidas al fondo del tanque, lo que en realidad hace es exponer más superficie de contacto y proporcionar mayor velocidad relativa entre el sólido y el líquido de la que se tendría en un tanque con deflectores. Por lo que la combinación de una corta distancia del impulsor con el fondo del tanque (C_1) y la formación de un vórtice de baja intensidad aumenta el grado de suspensión y la superficie de contacto de las rodajas de plátano macho. Un vórtice con estas características reduce también la intensidad con la que las rodajas se proyectan contra la pared del tanque debido a la fuerza centrífuga y disminuye el efecto de empaclado (sólidos sobrepuestos).

Se sabe que en las cercanías del impulsor es donde existe mayor nivel de turbulencia que en cualquier otro punto dentro del tanque, por lo que, en zonas alejadas a esta, el flujo es más lento (Abdel, 2013; Doran, 2013; McCabe, *et al.*, 2007; Treybal, 1985). Cuando ocurre un fenómeno de transferencia de masa, la diferencia en la velocidad de transferencia se debe a la diferencia en el nivel de turbulencia en las regiones del tanque (Abdel, 2013).

Por lo tanto, si a esta misma velocidad ($N = 350 \text{ rpm}$) el impulsor se desplaza lejos de la base del tanque (C_2) tanto la profundidad del vórtice como el momento transferido a las rodajas de plátano macho que se sedimentan en el fondo se reducen, no se logra una suspensión similar a lo ocurrido con la distancia (C_1), la superficie disponible para la transferencia de masa disminuye y se forma una capa límite hidrodinámica y difusional de mayor espesor a causa de la poca turbulencia en sus cercanías. En consecuencia, la velocidad de transferencia de masa disminuye.

En contraparte, un aumento de la velocidad en el sistema ($N = 500 \text{ rpm}$) puede crear las condiciones necesarias para formar un vórtice perjudicial para la operación. Si el impulsor permanece cerca de la base del tanque (C_1), el fuerte movimiento rotacional da pie a un vórtice de mayor escala, empujando a las rodajas de plátano macho hacia las paredes del tanque con mayor intensidad debido al incremento en la fuerza centrífuga. Aunque sigue exponiendo superficie de contacto de una fracción de sólidos, también aumenta el efecto de empaclado entre estos. Entonces hay menor número de rodajas expuestas al contacto con el líquido en movimiento. Esto es, la superficie total de transferencia disminuye.

Separar el impulsor de la base del tanque resulta benéfico en este caso. Pese a la reducción del grado de suspensión de los sólidos, la profundidad del vórtice disminuye junto con el efecto de empaclado. Con el aumento de la velocidad ($N = 500 \text{ rpm}$) la cantidad de momento transferido a las rodajas sedimentadas aumenta. Esto refleja un aumento en la velocidad de transferencia. No obstante, los valores del coeficiente de transferencia de masa (k) no superan a los correspondientes de los tratamientos con ($C_1, N = 350 \text{ rpm}$).

Aunque el valor del coeficiente (k) aumente, colocar el impulsor cerca de la superficie del líquido (C_2) en un tanque sin deflectores puede ocasionar que la profundidad del vórtice llegue a la periferia del impulsor, dando lugar a que trabaje parcialmente en el aire y este se introduzca al sistema, lo que puede originar fallas mecánicas en el equipo (Doran, 2013; Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007; Treybal, 1985); por lo que no es recomendable esta posición del impulsor.

En síntesis, se puede mejorar el valor del coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) en un tanque sin deflectores con sólidos de gran tamaño (rodajas de plátano macho) modificando la distancia entre el impulsor y el fondo del tanque (C), teniendo en cuenta la velocidad en el sistema (N). Para alcanzar un valor dado del coeficiente (k), se requiere menor velocidad del impulsor ($N = 350 \text{ rpm}$) cuando éste se encuentra más cerca del fondo del tanque (C_1).

Es importante señalar que otros resultados experimentales en estudios con tanques agitados en condiciones de suspensión completa de sólidos (de Lucas, 2015; Harriott, 1962; Tezura *et al.*, 2008), o cuya área perpendicular a la dirección de transferencia de masa es una superficie estacionaria dentro del sistema (Kato *et al.*, 2007); han encontrado que la distancia del impulsor con el fondo del tanque (C) tiene un efecto nulo sobre el coeficiente de transferencia de masa (k) en un amplio intervalo: ($0.8 \text{ cm} \leq C \leq 2.5 \text{ cm}$) (de Lucas, 2015), ($4.57 \text{ cm} \leq C \leq 9.4 \text{ cm}$) (Harriott, 1962), ($2.84 \text{ cm} \leq C \leq 8.5 \text{ cm}$) (Kato *et al.*, 2007), ($2.5 \text{ cm} \leq C \leq 8.3 \text{ cm}$) (Tezura *et al.*, 2008).

Encontrar un efecto de la distancia entre el impulsor y el fondo del tanque (C) puede ser una señal de suspensión parcial de los sólidos. Debido a la discrepancia entre diferentes estudios, se requieren más datos experimentales diversificando las condiciones de operación para establecer la relación entre la distancia (C) y el coeficiente (k).

Se encontró un comportamiento inusual del coeficiente de transferencia de masa (k) en los datos contenidos en el Cuadro IV.2. Los resultados indican un comportamiento opuesto a lo observado en las Figuras IV.7 y IV.8. Debido a que los datos experimentales no sugieren que esto se deba a alguna correlación entre las variables estudiadas, se consideraron como casos aislados en el análisis del efecto de la distancia del impulsor (C).

Cuadro IV.2. k comparativo para diferentes valores de C .

C (cm)	Tratamiento	k (m/s)
0.015	Mh, He, 1:7, 350 rpm	1.97×10^{-6}
	Mh, He, 1:7, 500 rpm	9.79×10^{-6}
	Ms, He, 1:4, 350 rpm	6.07×10^{-7}
	Ms, He, 1:4, 500 rpm	1.86×10^{-6}
0.08	Mh, He, 1:7, 350 rpm	5.07×10^{-6}
	Mh, He, 1:7, 500 rpm	2.51×10^{-6}
	Ms, He, 1:4, 350 rpm	1.45×10^{-6}
	Ms, He, 1:4, 500 rpm	1.64×10^{-6}

4.1.4 Efecto del estado de la materia prima

Con los datos experimentales se construyeron gráficas comparativas del coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) en función del estado de la materia prima para conocer su efecto en la velocidad de transferencia. Las Figuras IV.9 y IV.10 muestran que en todos los casos el coeficiente (k) disminuye cuando las muestras se someten a un proceso previo de secado (Ms), exceptuando el tratamiento ($He, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$). En este sentido, el coeficiente (k) es mayor con la matriz húmeda (Mh) en un intervalo de 43 a 84% (83.31%, 43.89%, 82.54%, 49.99% y 64.12%; respectivamente) con baja velocidad del impulsor ($N = 350 \text{ rpm}$) (Figura IV.9). A la velocidad elevada ($N = 500 \text{ rpm}$) (Figura IV.10), su valor aumenta en el intervalo de 17 a 92% (17.24%, 91.84%, 44.59%, 29.68% y 41.64%; respectivamente).

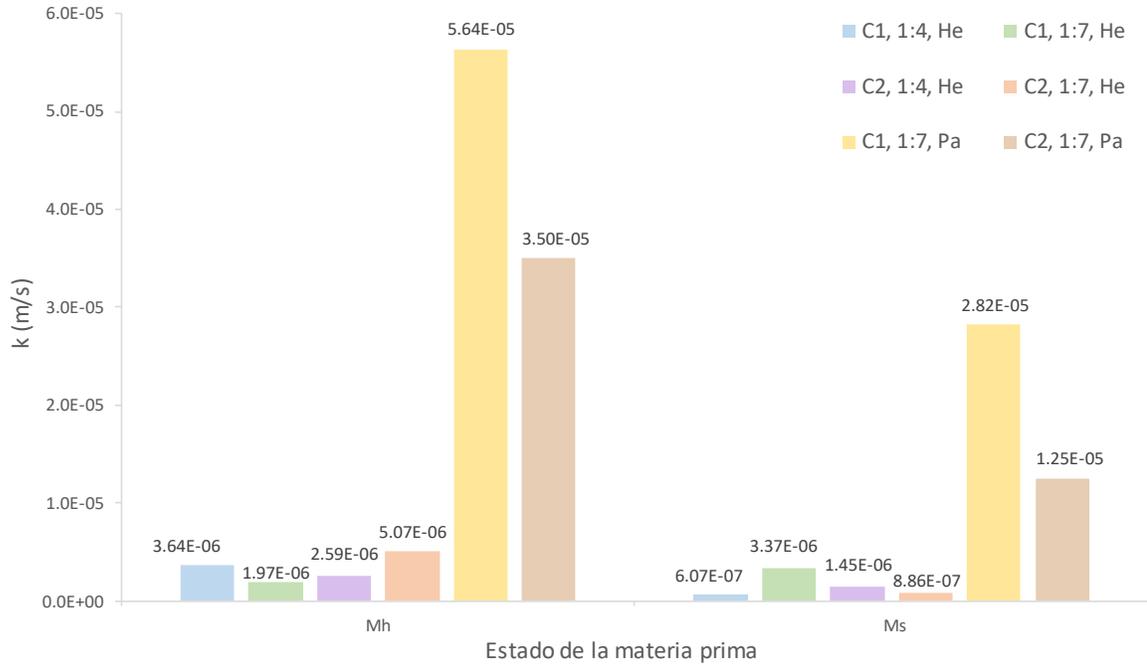


Figura IV.9. k en función del estado de la materia prima cuando N = 350 rpm.

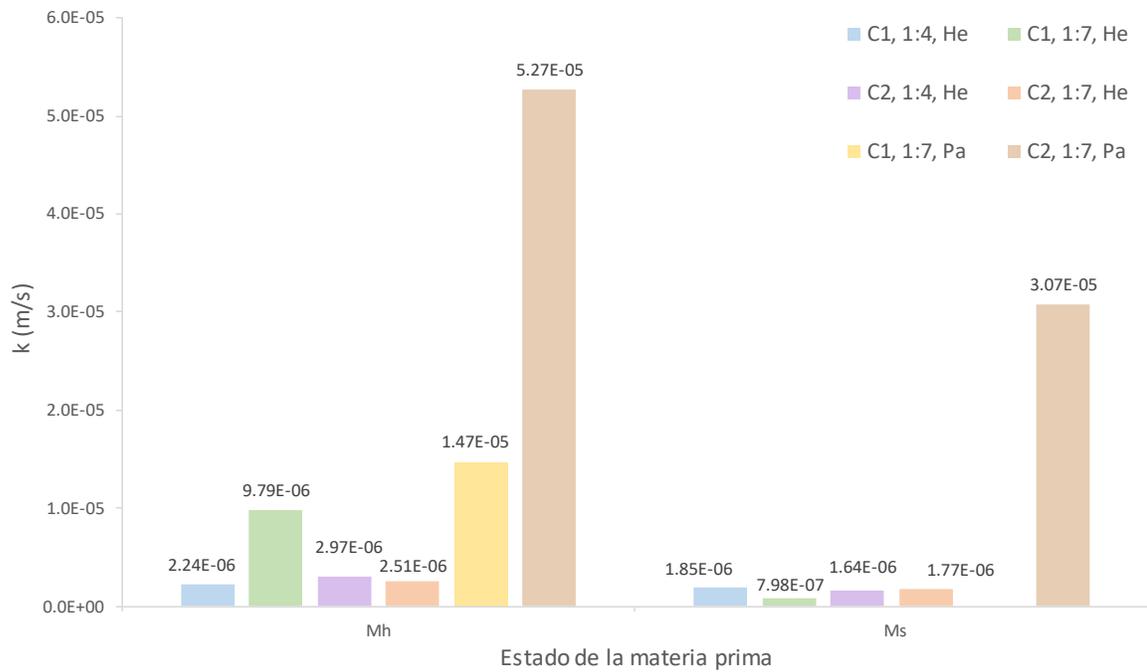


Figura IV.10. k en función del estado de la materia prima cuando N = 500 rpm.

Los datos experimentales indican que llevar a cabo el proceso de extracción de almidón de plátano macho en un tanque agitado con la matriz húmeda (*Mh*) es benéfico para el coeficiente convectivo de transferencia de masa (*k*).

De acuerdo con Geankoplis (2006) y Treybal (1985), en el proceso de extracción de azúcar a partir de remolacha, estas se cortan en rebanadas delgadas (similares a las rodajas de plátano macho) para exponer al componente soluble y reducir la distancia por la que el disolvente se difunde para llegar a las células y disolver el soluto.

Un ejemplo relacionado consiste en el secado de la materia prima, como es el caso en la obtención de productos farmacéuticos a partir de tallos, hojas y raíces; esto rompe las paredes celulares ocasionando el contacto directo del disolvente con el soluto (Geankoplis, 2006; Treybal, 1985). En otros casos, como en la extracción de aceites esenciales a partir de semillas vegetales y cereales, la materia prima se aplana o se prepara en hojuelas con el mismo fin (Treybal, 1985).

Estos pretratamientos disminuyen el espesor de la materia prima. Por consiguiente, la distancia por la que el disolvente se difunde disminuye. De acuerdo con Cacace y Mazza (2003), los tamaños de partícula pequeños reducen la distancia de difusión del soluto dentro del sólido e incrementan el gradiente de concentración, aumentando la velocidad de extracción; al ser más corto el recorrido del soluto antes de alcanzar la superficie, el tiempo de extracción se reduce.

Dichas situaciones se presentan con la matriz seca (*Ms*) de las muestras. Después del tratamiento previo de secado, las dimensiones de las rodajas de plátano macho (diámetro y espesor promedio) disminuyen en 10.41% y 26.14% respectivamente, en comparación con sus contrapartes en matriz húmeda (*Mh*) (Cuadro IV.3). Por lo cual se esperaría que los resultados para la matriz seca (*Ms*) sean los que favorezcan al coeficiente de transferencia de masa (*k*).

Cuadro IV.3. Dimensiones de las rodajas de plátano macho en diferentes matrices.

Matriz	Dimensión promedio	
	Diámetro (mm)	Espesor (mm)
Húmeda	34.39 ± 1.8	6.18 ± 1.08
Seca	30.81 ± 1.68	4.56 ± 0.96

El hecho de que los resultados de las Figuras IV.9 y IV.10 indiquen que la velocidad de transferencia mejora con la matriz húmeda (Mh) puede deberse al grado de sobreposición de los sólidos. La pérdida de humedad en el tratamiento previo de secado va acompañada de la disminución de la masa de las rodajas de plátano macho. Para cumplir con la relación masa – disolvente (φ) específica de cada tratamiento experimental se requiere diferente número de rodajas de materia prima en matriz seca (Ms) y en matriz húmeda (Mh) para una misma relación (φ). En el Cuadro IV.4 se muestra la masa individual promedio de las rodajas de materia prima en cada matriz, así como el número de rodajas necesarias en cada relación masa – disolvente (φ).

Cuadro IV.4. Masa individual promedio y número de rodajas de plátano macho para diferentes tratamientos.

Matriz	m (g)	Número de rodajas	
		$\varphi = 1:4$	$\varphi = 1:7$
Húmeda	10.57 ± 1.86	36	21
Seca	2.7 ± 0.46	140	80

En este sentido, se necesitan cerca de 4 veces más sólidos en matriz seca (M_s) para cumplir tanto con la relación ($\varphi = 1:4$) como con la relación ($\varphi = 1:7$). Se entiende que, para una cierta concentración, el número de sólidos sometidos a la extracción aumenta si la masa individual de estos disminuye.

Para extraer el soluto deseado, se deben tener superficies de intercambio grandes y recorridos de difusión cortos (GUNT, 2015). Pese a que en matriz seca (M_s) el recorrido de difusión disminuye, existe también una saturación de sólidos en el líquido agitado dentro del sistema que impide su movimiento uniforme, lo que provoca que los sólidos se superpongan unos con otros, es decir, que aumente el efecto de empaquetado. En consecuencia, la superficie de contacto disminuye junto con el área disponible para la transferencia de masa.

De acuerdo con Johnson y Huang (1956), una de las desventajas de los sistemas de tanque agitado en suspensión de partículas es que el área superficial de transferencia de masa puede modificarse debido a la aglomeración de los sólidos; situación que Harriott (1962) observó como una influencia negativa en el coeficiente de transferencia de masa (k). Aunque la matriz húmeda (M_h) no está exenta de este problema, el grado de superposición es inferior debido al menor número de rodajas de plátano que se requiere en cada relación masa – disolvente (φ). Se tiene un mejor aprovechamiento del área superficial disponible y, por consiguiente, los valores del coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) son más elevados.

Resumiendo, la numerosa cantidad de rodajas de plátano macho requeridas para cumplir con la relación masa – disolvente (φ) de los tratamientos experimentales descompensa el hecho de que el secado previo de las muestras puede disminuir sus dimensiones (diámetro y espesor promedio) y, por tanto, reducir el recorrido de difusión y aumentar la exposición del soluto. La mejora del coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) para la matriz húmeda (M_h) es evidencia de la menor aglomeración de los sólidos. Se esperaría que en matriz seca (M_s) con una relación masa – disolvente (φ) inferior al intervalo ocupado en el presente trabajo, proporcione valores del coeficiente (k) semejantes o incluso superiores a los observados en matriz húmeda (M_h).

Finalmente, el caso del tratamiento ($He, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$) cuyo coeficiente de transferencia de masa (k) para matriz seca (Ms) es más elevado que en matriz húmeda (Mh) (Figura IV.9) se omitió en el presente análisis debido a que el aumento del coeficiente (k) pudo deberse más a la fractura de algunas muestras durante la agitación mecánica que a alguna influencia de la combinación de variables. De acuerdo con Barker y Treybal (1960), un aumento en el coeficiente (k) en partículas grandes que podrían fragmentarse se debe más a la desintegración de estas en lugar de a algún efecto fundamental de la partícula.

4.1.5 Efecto de las propiedades físicas

Se determinó el valor de la viscosidad (μ) y densidad (ρ) del líquido de cada tratamiento experimental al finalizar el proceso de extracción con el propósito de conocer su comportamiento y efecto en la velocidad de transferencia de masa. El Cuadro IV.5 muestra un comparativo entre dichas propiedades y las correspondientes al agua pura.

Cuadro IV.5. Propiedades físicas de los tratamientos y el agua pura a 20 °C.

Tratamiento	ρ (kg/m^3)	μ (Pa s)
Agua	998.25	1.003×10^{-3}
Mh, He, 1:4, 350 rpm, C ₁	1006.24 ± 2.82	$1.52 \times 10^{-3} \pm 2.99 \times 10^{-4}$
Mh, He, 1:4, 350 rpm, C ₂	1003.24 ± 2.35	$1.33 \times 10^{-3} \pm 1.11 \times 10^{-4}$
Mh, He, 1:4, 500 rpm, C ₁	1018.22 ± 0	$4.31 \times 10^{-3} \pm 1.83 \times 10^{-4}$
Mh, He, 1:4, 500 rpm, C ₂	1003.91 ± 5.18	$1.34 \times 10^{-3} \pm 1.77 \times 10^{-4}$

Cuadro IV.5. (Continuación).

Tratamiento	ρ (kg/m ³)	μ (Pa s)
Mh, He, 1:7, 350 rpm, C ₂	1006.24 ± 1.41	1.17 × 10 ⁻³ ± 5.26 × 10 ⁻⁵
Mh, He, 1:7, 500 rpm, C ₁	1012.72 ± 2.12	1.91 × 10 ⁻³ ± 3.72 × 10 ⁻⁴
Mh, He, 1:7, 500 rpm, C ₂	1005.24 ± 1.41	1.18 × 10 ⁻³ ± 4.5 × 10 ⁻⁵
Mh, Pa, 1:4, 350 rpm, C ₂	1003.57 ± 0	2.24 × 10 ⁻³ ± 1.23 × 10 ⁻⁴
Mh, Pa, 1:4, 500 rpm, C ₂	1005.24 ± 3.29	3.82 × 10 ⁻³ ± 2 × 10 ⁻⁵
Mh, Pa, 1:7, 350 rpm, C ₁	1003.24 ± 2.35	2.05 × 10 ⁻³ ± 1.74 × 10 ⁻⁴
Mh, Pa, 1:7, 350 rpm, C ₂	1007.23 ± 4.24	1.55 × 10 ⁻³ ± 2.32 × 10 ⁻⁴
Mh, Pa, 1:7, 500 rpm, C ₁	1007.23 ± 4.24	2.33 × 10 ⁻³ ± 5.74 × 10 ⁻⁴
Mh, Pa, 1:7, 500 rpm, C ₂	1004.24 ± 0	1.26 × 10 ⁻³ ± 7.96 × 10 ⁻⁵
Ms, He, 1:4, 350 rpm, C ₁	1011.23 ± 1.41	1.46 × 10 ⁻³ ± 1.82 × 10 ⁻⁴
Ms, He, 1:4, 350 rpm, C ₂	1012.89 ± 0.94	2.15 × 10 ⁻³ ± 2.43 × 10 ⁻⁴
Ms, He, 1:4, 500 rpm, C ₁	1007.23 ± 0.47	2.42 × 10 ⁻³ ± 1.64 × 10 ⁻⁴
Ms, He, 1:4, 500 rpm, C ₂	1006.9 ± 0.94	2.47 × 10 ⁻³ ± 1.31 × 10 ⁻⁴
Ms, He, 1:7, 350 rpm, C ₁	1017.22 ± 4.24	1.22 × 10 ⁻³ ± 5.72 × 10 ⁻⁶
Ms, He, 1:7, 350 rpm, C ₂	1011.23 ± 0.47	1.21 × 10 ⁻³ ± 9.48 × 10 ⁻⁶
Ms, He, 1:7, 500 rpm, C ₁	1011.23 ± 1.41	1.23 × 10 ⁻³ ± 5.37 × 10 ⁻⁵
Ms, He, 1:7, 500 rpm, C ₂	1008.57 ± 0.47	1.65 × 10 ⁻³ ± 4.25 × 10 ⁻⁵

Cuadro IV.5. (Continuación).

Tratamiento	ρ (kg/m ³)	μ (Pa s)
Ms, Pa, 1:7, 350 rpm, C ₁	1049.16 ± 1.41	$1 \times 10^{-2} \pm 1.31 \times 10^{-3}$
Ms, Pa, 1:7, 350 rpm, C ₂	1018.55 ± 0.47	$4.29 \times 10^{-3} \pm 1.99 \times 10^{-4}$

Los datos del Cuadro IV.5 señalan que ambas propiedades físicas aumentan durante el proceso de extracción en un tanque agitado. Al término de la operación, tanto la viscosidad (μ) como la densidad (ρ) final del líquido son mayores que las correspondientes al inicio de la operación (agua pura) en todos los casos experimentales. El presente sistema de tanque agitado es ejemplo de una operación por lotes, por lo que el comportamiento de las propiedades físicas concuerda con lo reportado por Doran (2013) y Treybal (1985), quienes señalan que el cambio en las propiedades de un sistema respecto del tiempo es una particularidad de las operaciones en estado no estacionario.

Autores como de Lucas (2015) y Shokry *et al.* (2020) han encontrado que el adicionar un compuesto a la fase fluida que modifique sus propiedades físicas (sacarosa y óxido de polietileno, respectivamente) tiene repercusiones sobre la velocidad de transferencia. El consecuente aumento en la viscosidad (μ) del líquido disminuye el valor del coeficiente convectivo de transferencia de masa (k). Shokry *et al.* (2020) señala que esto es producto de la reducción en la energía cinética de los remolinos característicos del flujo turbulento (el nivel de turbulencia disminuye). García y Gómez (1998) concuerdan en que el incremento en la viscosidad (μ) lleva a la disminución de la turbulencia en el sistema; por consiguiente, la velocidad de transferencia de masa decrece.

Un aumento en la viscosidad (μ) que conduzca a la disminución en la turbulencia puede provocar que los efectos de la capa límite adquieran mayor relevancia. Se sabe que la disminución del espesor de la capa límite aumenta el valor del coeficiente de transferencia de masa (k) y, por ende, la velocidad de transferencia (Doran, 2013). En un fluido de viscosidad (μ) elevada el espesor de la capa límite hidrodinámica se extiende en proporciones importantes (McCabe *et al.*, 2007). Esto se traduce en un incremento en la resistencia a la transferencia.

Si el sistema contiene sólidos en suspensión pueden ocurrir ciertas dificultades: cuando las partículas en un recipiente con agitación se encuentran suspendidas, las fuerzas turbulentas contrarrestan la de gravedad (Geankoplis, 2006). Si la viscosidad (μ) es elevada, las partículas descienden con mayor lentitud. No obstante, se forma una capa límite hidrodinámica de mayor espesor en el fondo del tanque, lo cual dificulta que los remolinos turbulentos arrastren las partículas fuera del mismo (McCabe *et al.*, 2007). En consecuencia, la superficie disponible para la transferencia de masa puede resultar comprometida.

Otros estudios como el de Barker y Treybal (1960) y Harriott (1962) señalan que el valor de la viscosidad (μ) modifica el valor del coeficiente de difusión (D_v), dificultando la tarea de establecer el efecto individual de ambas propiedades en la velocidad de transferencia; aunque Harriott (1962) afirma que el verdadero efecto de la viscosidad (μ) por sí sola es más pequeño que el efecto del cambio resultante en el coeficiente de difusión (D_v), el cual varía inversamente con la viscosidad (μ).

En general, en el presente sistema de tanque agitado, el aumento de la viscosidad (μ) observado en el Cuadro IV.5 no representa un problema para la turbulencia dentro del sistema. No obstante, con base en la información de los estudios previos mencionados, se puede considerar que el coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) tiene una relación inversamente proporcional con la viscosidad (μ) del fluido en agitación.

4.1.6 Efectos combinados

4.1.6.1 Influencia de la velocidad del impulsor. Los valores experimentales obtenidos en el presente estudio no muestran un efecto de la velocidad del impulsor (N) por si sola en el coeficiente convectivo de transferencia de masa (k). A la vez, los resultados presentados en los puntos 4.1.2 y 4.1.4 (páginas 96 y 107) muestran que tanto el efecto del impulsor como el del estado de la materia prima son independientes del valor de dicha variable.

Este hecho contrasta con los resultados obtenidos por diversos autores que han utilizado superficies de transferencia fijas dentro del tanque (Abdel, 2013; Atef *et al.*, 2015; Fouad *et al.*, 2013; Kato *et al.*, 2007; Mowena *et al.*, 2013; Sedahmed *et al.*, 2004; Sedahmed *et al.*, 2014; Shokry *et al.*, 2020), o partículas diminutas en suspensión (Barker y Treybal, 1960; Bong, 2013; de Lucas, 2015; Harriott, 1962; Johnson y Huang, 1956; Tezura *et al.*, 2008); en cuyos casos se ha encontrado un efecto positivo en la velocidad de transferencia de masa a medida que la velocidad del impulsor (N) aumenta.

McCabe *et al.* (2007) señala que en todas las operaciones de transferencia de masa la difusión se presenta en una o dos fases del sistema; particularmente en la extracción de materiales naturales, el componente soluble de interés se encuentra dentro de células vegetales, y debe pasar a través de la pared celular. De acuerdo con Treybal (1985), en casos donde la resistencia a la transferencia de masa dentro del sólido es importante (como en materiales naturales), aumentar la velocidad de movimiento del líquido a través de la superficie del sólido no modifica apreciablemente la velocidad de extracción. Por tanto, es de esperar que la difusión molecular tenga una intervención importante en el presente sistema.

A pesar de lo mencionado, los resultados de las Figuras IV.7 y IV.8 (vistas en el punto 4.1.3, página 102), sugieren que la velocidad (N) afecta el comportamiento del coeficiente (k) frente al cambio en la distancia del impulsor (C).

Como se mencionó en el punto 4.1.3 (página 102), la dependencia del coeficiente (k) con la distancia del impulsor (C) es proporcional o inversamente proporcional según el nivel de variación de la velocidad (N). A su vez, las Figuras IV.7 y IV.8 muestran que la influencia de la velocidad (N) sobre el coeficiente (k) es positiva o negativa en función del nivel de variación de la distancia del impulsor (C). Para un impulsor situado cerca del fondo del tanque (C_1), el coeficiente (k) disminuye a medida que la velocidad (N) aumenta; por el contrario, si el impulsor se monta cerca de la superficie del líquido (C_2), el coeficiente (k) aumenta conforme lo hace la velocidad (N).

Este comportamiento se encontró previamente en un estudio realizado por Harriott (1962). Al trabajar en condiciones de suspensión completa de sólidos, el autor observó que la velocidad mínima necesaria a la cual las partículas se encuentran completamente suspendidas, y por ende donde se obtienen los valores más elevados del coeficiente de transferencia de masa (k), disminuye a medida que el impulsor se traslada más cerca del fondo del tanque; en otras palabras, se requiere menor velocidad del impulsor (N) para obtener un cierto valor del coeficiente (k) cuando la distancia (C) es pequeña.

4.1.6.2 Influencia de la relación masa – disolvente. Se encontró que la relación masa – disolvente (φ), por si sola, no tiene influencia en el coeficiente de transferencia de masa (k). Como en el caso de la velocidad del impulsor (N), tanto el efecto del estado de la materia prima (punto 4.1.4, página 107) como el efecto del tipo y distancia del impulsor (C) (puntos 4.1.2 y 4.1.3, páginas 96 y 102) son independientes del nivel de variación de la relación (φ). No obstante, al modificar el tipo de impulsor, se encontró un efecto de la relación (φ) en los tratamientos con el impulsor de paletas (Pa). La Figura IV.11 muestra los valores del coeficiente (k) de los tratamientos experimentales con el impulsor de paletas (Pa) en función de la relación masa – disolvente (φ).

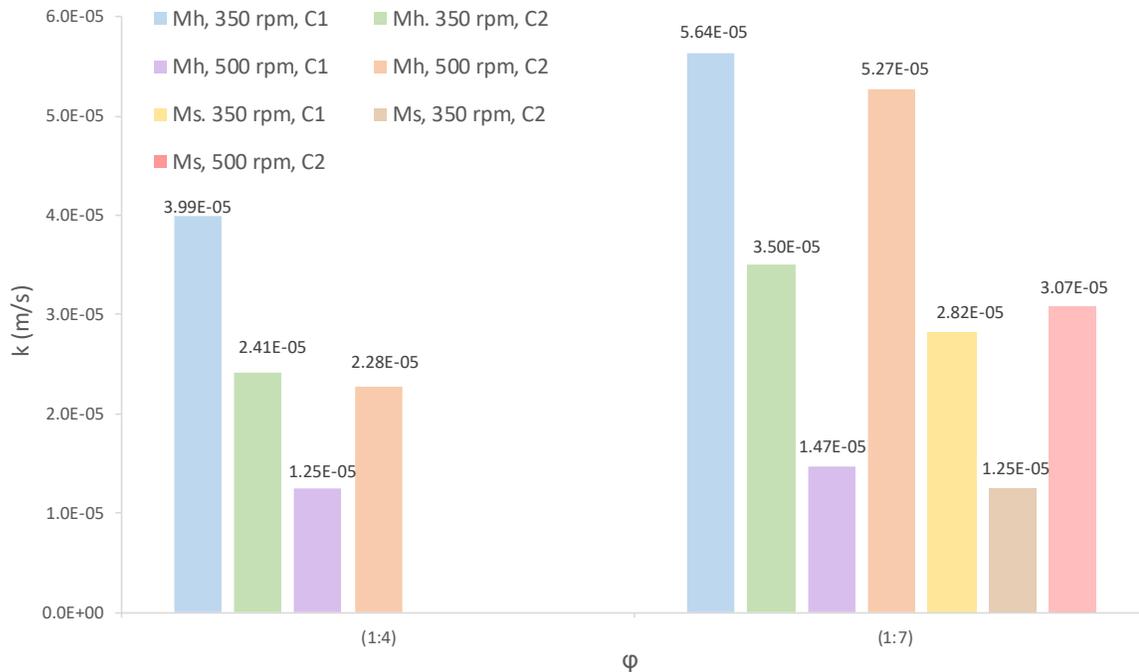


Figura IV.11. k en función de φ para los tratamientos con Pa .

Los datos de la Figura IV.11 señalan que el coeficiente (k) aumenta en el intervalo de 15 a 57% cuando la relación (φ) disminuye (29.31%, 31.12%, 15.36% y 56.73%, respectivamente). El coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) es inversamente proporcional a la relación masa – disolvente (φ) únicamente cuando el sistema utiliza el impulsor de paletas (Pa).

A pesar de que en la Figura IV.11 no se cuenta con los datos experimentales de los tratamientos ($Ms, Pa, C_1, \varphi = 1:4, N = 350 \text{ rpm}$), ($Ms, Pa, C_2, \varphi = 1:4, N = 350 \text{ rpm}$) y ($Ms, Pa, C_2, \varphi = 1:4, N = 500 \text{ rpm}$) debido a la imposibilidad en la toma de muestras mencionada con anterioridad (punto 4.1.2, página 96), el hecho de que los tratamientos homólogos con la relación masa – disolvente pequeña ($\varphi = 1:7$) no ocasionen la trituración de las muestras respalda el comportamiento positivo del coeficiente (k) frente al uso conjunto del impulsor de paletas (Pa) con la relación ($\varphi = 1:7$).

El comportamiento de la Figura IV.11 concuerda con lo indicado por Bong (2013), quien encontró que, en un sistema de agitación a una velocidad del impulsor (N) dada, la velocidad de transferencia de masa en partículas diminutas suspendidas en el líquido disminuye con el incremento de la concentración de sólidos; la diferencia entre los valores del coeficiente (k) del mismo autor fue significativa en el intervalo de concentraciones de 0.6 a 4.5%. Bong (2013) retoma también un estudio elaborado por Cline (1978), cuyos resultados con partículas diminutas mostraron que el coeficiente (k) es inversamente proporcional a la concentración de sólidos en el intervalo de concentraciones de 5 a 40%, a una velocidad del impulsor (N) constante.

Otros estudios refutan esta relación entre el coeficiente de transferencia de masa (k) y la concentración de sólidos. Harriott (1962) indicó que la concentración de sólidos en el intervalo de 0.12 a 5.53% no ejerce un efecto apreciable en el coeficiente (k); señaló incluso que a concentraciones de hasta el 15% el comportamiento sería similar. Barker y Treybal (1960) encontraron el mismo comportamiento en concentraciones de 0.5 a 23.2%. Por el contrario, Cacace y Mazza (2003) encontraron que, al extraer compuestos fenólicos de bayas, la cantidad de soluto extraído aumenta a medida que lo hace la relación masa – disolvente (φ) dentro del intervalo de concentración de sólidos de 1.35 a 16.67%.

Debido tanto a las diferencias entre diversos estudios (incluyendo el presente) como a que la mayor parte de las investigaciones enfocadas en el efecto de la concentración de sólidos en tanques agitados se han restringido al uso de partículas diminutas, es necesario tener más datos experimentales ampliando conjuntamente el intervalo de concentraciones y los tamaños de partícula para establecer la influencia de la relación masa – disolvente (φ).

4.1.7 Comparación con otros autores

Para conocer el comportamiento del coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) frente a distintas configuraciones del sistema de tanque agitado se construyó la gráfica de la Figura IV.12, siendo un comparativo entre los resultados obtenidos por diversas fuentes. Las condiciones de operación de cada sistema se encuentran en el Anexo A.3.

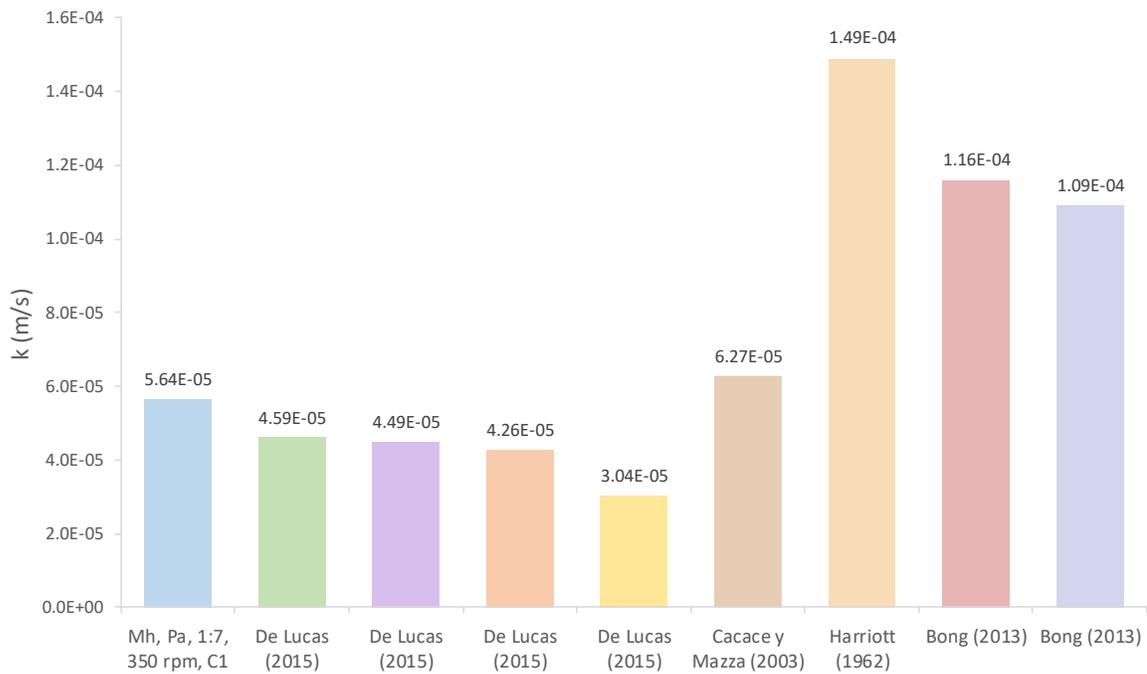


Figura IV.12. Coeficiente de transferencia de masa de distintas fuentes.

Los coeficientes (k) obtenidos por de Lucas (2015) corresponden a sistemas de tanque agitado con diferentes valores de la relación $\left(\frac{H}{D_T}\right)$. En su investigación observó que el coeficiente (k) cambia al modificar la altura del líquido en el tanque (H), asumiendo un comportamiento inversamente proporcional. El valor más elevado que encontró ($k = 4.59 \times 10^{-5} \text{ m/s}$) corresponde a la relación $\left(\frac{H}{D_T} = 0.37\right)$.

Este comportamiento se encontró previamente en el estudio de Harriott (1962) donde afirma que el efecto de la velocidad del impulsor (N) en el coeficiente (k) disminuye cuando la altura del líquido (H) se modifica de ($H = D_T$) a ($H = 1.75D_T$). La interpretación es que para una velocidad del impulsor (N) dada, el coeficiente de transferencia de masa (k) disminuye a medida que la relación $\left(\frac{H}{D_T}\right)$ aumenta.

De Lucas (2015) supuso que este hecho se debe a que elevar la altura del líquido (H) conlleva un aumento del volumen del disolvente, por lo que existen puntos más alejados del impulsor (zona de mayor turbulencia dentro del sistema) y en ellos la turbulencia real es menor. Es de esperar que los coeficientes (k) del presente estudio sean más pequeños al aumentar la altura del líquido en el tanque (H), debido a que su configuración se estandarizó a la relación $\left(\frac{H}{D_T} = 0.6\right)$ para todos los tratamientos experimentales.

El efecto de los deflectores se estudió por Barker y Treybal (1960) y por de Lucas (2015). Encontraron que la ausencia de placas deflectoras tiene un efecto negativo en el coeficiente de transferencia de masa (k). En la Figura IV.12 se observa este efecto con los coeficientes $(k = 4.26 \times 10^{-5} \text{ m/s})$ y $(k = 3.04 \times 10^{-5} \text{ m/s})$ obtenidos por de Lucas (2015) bajo las mismas condiciones de operación.

En un tanque sin deflectores con el eje del impulsor vertical y montado centralmente se produce un patrón de flujo rotatorio (flujo tangencial) con la velocidad más elevada en el centro del tanque (Johnson y Huang, 1956). De acuerdo con Shokry *et al.* (2020) el incremento del coeficiente (k) ocasionado por la presencia de deflectores se debe a que convierten el flujo tangencial en corrientes axiales y radiales. La ausencia de deflectores puede conducir además a una inadecuada dispersión de los sólidos (Bong, 2013). A velocidades elevadas, los deflectores promueven una dispersión uniforme y mayores fluctuaciones de velocidad, lo cual mejora la velocidad de transferencia de masa (Harriott, 1962).

Un caso particular es el de Cacace y Mazza (2003), que al trabajar con un material biológico (bayas congeladas) al igual que en el presente estudio (plátano macho), obtuvieron un coeficiente de transferencia de masa (k) mayor al del tratamiento

($Mh, Pa, C_1, \varphi = 1: 7, N = 350 \text{ rpm}$) pese a no utilizar placas deflectoras. En su lugar, trabajaron con un impulsor excéntrico, lo cual genera un efecto similar al de los deflectores en el movimiento del fluido.

Bong (2013) y Harriott (1962) sugieren que en condiciones de suspensión completa de los sólidos, los coeficientes (k) son prácticamente los mismos ya sea con deflectores o sin ellos. Los resultados de Bong (2013) presentados en la Figura IV.12 ejemplifican este hecho.

En condiciones donde no se consigue la suspensión completa, Harriott (1962) encontró que la velocidad de transferencia de masa es mayor en un tanque sin deflectores debido a que una fracción más grande de las partículas son suspendidas. Bong (2013) señala que el patrón de flujo tangencial permite que la circulación del líquido arrastre hacia el centro del tanque a cualquier sólido asentado a lo largo de las paredes, suspendiéndolo mediante el movimiento de remolino. Johnson y Huang (1956) encontraron que, al utilizar deflectores, la velocidad de transferencia de masa disminuye, lo cual puede ser evidencia de suspensión parcial de los sólidos en su estudio.

Otra problemática de los sistemas con deflectores es que los sólidos tienden a acumularse detrás de los mismos, provocando dificultades en la transferencia de masa (Bong, 2013). Pese a existir desventajas como estas, el uso de deflectores es recomendable. Proporcionan mayor uniformidad de los valores del coeficiente de transferencia de masa (k) en distintos puntos del tanque; esto es, menor variación de los coeficientes (k) locales y, por lo tanto, un coeficiente (k) promedio con menor desviación. El uso de deflectores promueve que los valores del coeficiente (k) en distintas regiones del sistema sean homogéneos (Johnson y Huang, 1956).

4.1.8 Predicción del coeficiente de transferencia de masa

Para predecir el coeficiente (k) se requiere del coeficiente de difusión (D_v) del soluto para calcular los números de Sherwood (Sh) y Schmidt (Sc). El coeficiente de difusión (D_v) del almidón de plátano macho se obtuvo mediante la Ecuación IV.3, que es una modificación de la ecuación de Polson (Geankoplis, 2006). La masa molecular (M_m) se consideró como ($M_m = 1.9 \times 10^3 \text{ kg/mol}$) (Millan *et al.*, 2005). Se empleó la correlación propuesta por de Lucas (2015) (Ecuación IV.4) para tanques cilíndricos de ($D_T = 15 \text{ cm}$) para predecir el coeficiente (k) del presente sistema. Los valores reportados en el Cuadro IV.6 muestran que la Ecuación IV.4 es capaz de predecir el coeficiente (k) de los tratamientos ($Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$) y ($Mh, Pa, C_2, \varphi = 1:7, N = 500 \text{ rpm}$) con un error del 10 al 16%.

$$D_v = \frac{(9.4 \times 10^{-15})(T)}{(\mu)(M_m)^{1/3}} \quad (IV.3)$$

$$Sh = 1.45 Re_i^{0.63} Sc^{1/3} \left(\frac{D_T}{H}\right)^{0.057} \quad (IV.4)$$

Cuadro IV.6. Coeficientes de transferencia de masa y números de Sherwood predichos mediante correlación empírica.

Tratamiento	$Sh_{\text{experimental}}$	Sh_{predicho}	$k_{\text{experimental}}$ (m/s)	k_{predicho} (m/s)	Error (%)
Mh, Pa, 1:7, 350 rpm, C ₁	14294.12	11969.55	5.64×10^{-5}	4.72×10^{-5}	16.26
Mh, Pa, 1:7, 500 rpm, C ₂	13349.9	14985.32	5.27×10^{-5}	5.91×10^{-5}	10.91

4.2 Transferencia de calor

4.2.1 Correlaciones del coeficiente convectivo de transferencia de calor

Con el propósito de calcular el valor del coeficiente convectivo de transferencia de calor (h) de los diferentes tratamientos experimentales, se emplearon correlaciones empíricas reportadas en la literatura. Dichas ecuaciones son útiles para establecer la relación entre el coeficiente (h) y las distintas variables que ejercen influencia en el sistema de agitación, a través de números adimensionales (Doran, 2013; Geankoplis, 2006). Para un sistema con impulsor de hélice (He) se utilizó la Ecuación IV.5 obtenida por Karcz y Stręk (1995) y Major (2014). Para un sistema con impulsor de paletas (Pa), Geankoplis (2006) recomienda la Ecuación IV.6. Las condiciones en que se obtuvo cada correlación se encuentran en el Anexo A.4.

$$Nu = 0.3Re_i^{0.67}Pr^{0.33}Vi^{0.14} \quad (IV.5)$$

$$Nu = 0.36Re_i^{2/3}Pr^{1/3}Vi^{0.21} \quad (IV.6)$$

En las Ecuaciones IV.5 y IV.6 el número de Prandtl (Pr) representa la relación entre la transferencia de momento y la transferencia de calor; y el número de Nusselt (Nu) relaciona la velocidad de transferencia de calor por conducción y por convección (Doran, 2013; Geankoplis, 2006). Cuando existe intercambio de calor en un tanque agitado, la temperatura en el seno del fluido es distinta a la correspondiente del fluido próximo a la superficie de transferencia (McCabe *et al.*, 2007). El término (Vi) se conoce como factor de corrección de Sieder – Tate y representa el cambio de las propiedades físicas del fluido cerca de la superficie de transferencia de calor; se define como la relación entre la viscosidad dinámica (μ) en el seno del fluido y la correspondiente cerca de la superficie de intercambio (μ_w) (Dostál *et al.*, 2014).

Al ser agua el fluido empleado en el presente sistema, el factor de Sieder – Tate (Vi) se consideró como ($Vi = 1$), puesto que para líquidos de baja viscosidad, dicha propiedad se supone homogénea en cualquier punto del tanque ($\mu_w = \mu$) (Doran, 2013). Tomando en cuenta estas consideraciones, los coeficientes de transferencia de calor (h) correspondientes a los tratamientos experimentales se presentan en el Cuadro IV.7.

Cuadro IV.7. Coeficiente de transferencia de calor de los tratamientos experimentales.

Impulsor	N (rpm)	h (W/m^2K)
He	350	1959.64
	500	2488.64
Pa	350	2906.34
	500	3686.5

Al igual que el coeficiente de transferencia de masa (k), el coeficiente (h) es una función de distintas variables. Los datos del Cuadro IV.7 sugieren que la velocidad del impulsor (N) tiene una influencia positiva sobre los coeficientes (h) predichos mediante correlaciones empíricas. Este hecho es respaldado por múltiples estudios de transferencia de calor en tanques agitados con distintas condiciones de operación (da Silva *et al.*, 2017; Dostál *et al.*, 2010; Dostál *et al.*, 2014; Kanamori *et al.*, 2011; Morales, 2013; Nassar y Mehrotra, 2011; Perarasu *et al.*, 2012; Perarasu *et al.*, 2013; Rajasekaran *et al.*, 2018; Triveni, 2008).

Respecto al tipo de impulsor, autores como Broniarz y Rozanska (2008), Cudak y Karcz (2008), da Silva *et al.* (2017), Kanamori *et al.* (2011), Karcz y Stręk (1995) y Major (2014) han estudiado las diferencias entre los impulsores de flujo axial y flujo

radial; sus resultados sugieren que el coeficiente de transferencia de calor (h) es mayor con estos últimos. El comportamiento de los coeficientes (h) del Cuadro IV.7 es similar.

Otro parámetro a considerar es el tamaño del impulsor. Como se mencionó en el punto 4.1.2 (página 96), el diámetro del impulsor de paletas (P_a) es ligeramente mayor al del impulsor de hélice (He). Karcz y Stręk (1995), Morales (2013) y Rajasekaran *et al.* (2018) observaron que un impulsor más grande beneficia la velocidad de transferencia de calor. Es decir, el coeficiente de transferencia de calor (h) es directamente proporcional al diámetro del impulsor (D_a) y, por consiguiente, a la relación $\left(\frac{D_a}{D_T}\right)$. Dicha dependencia influye en los datos del Cuadro IV.7.

El hecho de que el coeficiente (h) aumente con la velocidad (N), el diámetro (D_a) y el tipo de impulsor tiene que ver con la turbulencia del sistema y la formación de la capa límite. En un fluido en movimiento, la capa límite se forma sobre la superficie de intercambio. En esta región el flujo es laminar y representa la mayor resistencia a la transferencia de calor debido a que se produce principalmente por conducción (Doran, 2013; Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007). Dicha resistencia disminuye con un mayor grado de turbulencia, al reducir el espesor de la capa límite y fomentar la convección de calor; lo cual beneficia al coeficiente de transferencia de calor (h) (Cudak y Karcz, 2008; da Silva *et al.*, 2017; Kanamori *et al.*, 2011; Morales, 2013; Nassar y Mehrotra, 2011; Perarasu *et al.*, 2012; Perarasu *et al.*, 2013).

4.2.2 Efecto de la temperatura en los coeficientes de transferencia

Con el propósito de conocer el efecto de la temperatura en los coeficientes convectivos de transferencia, se desarrolló un tratamiento experimental con dos temperaturas diferentes, empleando un impulsor de cuatro aspas inclinadas (Pbt). Por medio de la correlación empírica obtenida por da Silva *et al.* (2017) (Ecuación IV.7), se calculó el coeficiente de transferencia de calor (h). Las condiciones en que se obtuvo esta correlación se encuentran en el Anexo A.4. Las condiciones de operación del sistema de agitación se encuentran en el Anexo A.5. En el Cuadro

IV.8 se presentan los coeficientes de transferencia obtenidos, así como los números adimensionales correspondientes a cada temperatura de operación.

$$Nu = 0.81Re_i^{0.64} Pr^{0.33} Vi^{0.14} \quad (IV.7)$$

Cuadro IV.8. Coeficientes convectivos de transferencia a diferentes temperaturas.

T (°C)	Pr	Nu	h (W/m ² K)	k (m/s)
55	3.26	849.24	3672.12	1.11 × 10 ⁻⁵
65	2.77	882.94	3872.57	3.3 × 10 ⁻⁵

Los datos del Cuadro IV.8 indican que conforme aumenta la temperatura, el número de Prandtl (Pr) disminuye, mientras que los coeficientes convectivos de transferencia aumentan. El cambio en el valor de (Pr) es un indicativo del aumento de la conductividad térmica (k_t) con la temperatura. La diferencia de los coeficientes de transferencia de calor (h) entre ambas temperaturas se debe a que un valor más grande de la conductividad térmica (k_t) da lugar a una mayor velocidad de transferencia de calor y simultáneamente a números de (Pr) bajos (Geankoplis, 2006; McCabe *et al.*, 2007).

Otras propiedades físicas están influenciadas por los cambios de temperatura del líquido en agitación. Un aumento del coeficiente (h) con la temperatura se debe a que la viscosidad (μ) del líquido disminuye a temperaturas elevadas. Ocurre lo mismo con el coeficiente de transferencia de masa (k) (McCabe *et al.*, 2007; Treybal, 1980). Según Doran (2013), los coeficientes de transferencia dependen del espesor de la capa límite que, a su vez, depende de la viscosidad (μ); una disminución de la viscosidad (μ) reduce el espesor de la capa límite y, en consecuencia, aumenta el valor de los coeficientes de transferencia.

En lo que se refiere al coeficiente de transferencia de masa (k), un aumento en la temperatura favorece la velocidad de transferencia al incrementar la solubilidad del soluto y la difusividad (Cacace y Mazza, 2003; Treybal, 1980). De acuerdo con Cacace y Mazza (2003), el aumento de la difusividad con la temperatura lo origina el incremento de la energía interna de las moléculas y, por consiguiente, de su movilidad. Junto con la reducción de la viscosidad (μ), aumenta la velocidad de transferencia de masa.

En síntesis, se puede decir que los coeficientes de transferencia de calor (h) y de masa (k) aumentan con la temperatura de operación, a través de la modificación de propiedades físicas como la conductividad térmica (k_t), la solubilidad, la difusividad y la viscosidad (μ).

4.3 Consumo energético

Un punto a considerar en el diseño de un sistema de agitación es el consumo energético, que representa la potencia (P) necesaria para que el impulsor gire. Variables como el diseño del impulsor, las propiedades físicas del fluido, la velocidad (N), la presencia o ausencia de deflectores y las relaciones geométricas (ω) del sistema intervienen en el suministro de energía necesario para llevar a cabo la agitación en el tanque; por lo que para estimar la potencia (P) requerida se dispone de correlaciones empíricas (McCabe *et al.*, 2007).

Dichas expresiones matemáticas relacionan las características del sistema a través de un número adimensional que representa la relación entre la fuerza de rozamiento que actúa sobre una unidad de área del impulsor, y la fuerza inercial (relacionada con la transferencia de cantidad de movimiento): el número de potencia (N_p) (McCabe *et al.*, 2007).

El número de potencia (N_p) se puede conocer de forma directa mediante gráficas en función del número de Reynolds del impulsor (Re_i) como la del Anexo A.6. Cuando se trata de un sistema sin deflectores, McCabe *et al.* (2007) señala que, debido a la formación del vórtice, una porción del líquido se elevará por encima de la superficie de este, por lo que tendrá que vencer la fuerza de gravedad. La influencia de la fuerza de gravedad en el sistema se incorpora a través del número de Froude (Fr), corrigiendo el valor del número de potencia (N_p) mediante las Ecuaciones IV.8 y IV.9 (Valiente, 2002).

$$N_p = (N_{p \text{ gráfica}})(Fr)^m \quad (IV.8)$$

$$m = \frac{a - \log_{10} Re_i}{b} \quad (IV.9)$$

Los valores de las constantes (a) y (b) en la Ecuación IV.9 son característicos del diseño del impulsor y se proporcionan en el Cuadro A.11 del Anexo A.6. Siguiendo este procedimiento y con el uso de las curvas del número de potencia (N_p) del Anexo A.6, se estimó la potencia (P) requerida para los diferentes tratamientos experimentales. El Cuadro IV.9 contiene los números adimensionales correspondientes a cada impulsor a diferentes velocidades (N). La potencia (P) reportada en el Cuadro IV.9 corresponde a un valor corregido mediante la Ecuación A.1 del Anexo A.6 (Valiente, 2002).

Cuadro IV.9. Potencia de los impulsores para diferentes velocidades de rotación.

Impulsor	N (rpm)	N_p	Fr	P (W)
He	350	0.34	0.17	0.02
	500	0.29	0.35	0.04
Pa	350	0.68	0.21	0.06
	500	0.62	0.42	0.17

Los datos del Cuadro IV.9 muestran que la potencia (P) requerida es mayor con el impulsor de paletas (Pa). Para ambos impulsores, un aumento en la velocidad de rotación (N) implica un aumento en los requerimientos de potencia (P). El comportamiento coincide con McCabe *et al.* (2007), quien ha reportado que los impulsores de flujo axial consumen menos potencia (P) que aquellos característicos del flujo radial. Esto se ha demostrado experimentalmente en sistemas con deflectores (Bong, 2013; Houcine *et al.*, 2000).

Los datos experimentales de Bong (2013) y de un estudio elaborado por Wu *et al.* (2002) sugieren que, en contraparte, los impulsores de flujo radial son más eficientes energéticamente para la suspensión de sólidos bajo condiciones específicas en el sistema de agitación. Wu *et al.* (2002) encontró que en sistemas cuya concentración de sólidos es elevada (40 – 50%), los impulsores de flujo radial requieren menos potencia (P) que los impulsores de flujo axial para suspender los sólidos. En condiciones de suspensión completa de sólidos, Bong (2013) observó que un impulsor de flujo radial consume menos potencia (P) que un impulsor de flujo axial cuando el sistema no cuenta con deflectores.

El incremento en la potencia (P) del impulsor de paletas (Pa) se debe también a la diferencia de diámetros (1 cm) entre ambos impulsores. La potencia (P) presenta dependencia con el diámetro del impulsor (D_a), lo cual se refleja en la Ecuación II.4 (punto 2.3.6, página 51); en régimen turbulento, un aumento del 10% en el diámetro

del impulsor (D_a) incrementa la potencia (P) necesaria alrededor de un 60%, mientras que un aumento proporcional en la velocidad (N) aumenta la potencia (P) sólo en un 30% (Doran, 2013). Esto sugiere que la potencia (P) presenta una relación proporcional con el diámetro del impulsor (D_a). Houcine *et al.* (2000) comprobaron experimentalmente esta relación al observar que el consumo de potencia (P) aumenta con el diámetro del impulsor (D_a), sin importar su diseño.

Otros factores que tienen efecto en el consumo energético son la concentración de sólidos y la distancia entre el impulsor y el fondo del tanque (C). Bong (2013), McCabe *et al.* (2007) y Wu *et al.* (2002) han señalado que cuando existe una alta concentración de sólidos se lidia con un incremento en la potencia (P) necesaria para suspender los sólidos. Respecto a la distancia (C), datos experimentales coinciden en que su efecto depende del tipo de impulsor. Con un impulsor de flujo radial, un aumento en la distancia (C) aumenta la potencia (P) requerida; mientras que con un impulsor de flujo axial, la potencia (P) disminuye a medida que el impulsor se aleja de la base del tanque (Houcine *et al.*, 2000; McCabe *et al.*, 2007; Nienow y Miles, 1978).

Otro punto por considerar es la presencia de deflectores. Geankoplis (2006) menciona que cuando el número de Reynolds del impulsor (Re_i) es superior a 300, es decir, desde la zona de transición a la turbulenta, la potencia (P) en un tanque sin deflectores es menor que en uno con deflectores. Bong (2013) comprobó esto experimentalmente al trabajar con diferentes impulsores y observar que, en todos los casos, el consumo de potencia (P) disminuye al retirar los deflectores.

Relacionando el consumo energético con la transferencia de masa, Harriott (1962) encontró que para alcanzar un valor dado del coeficiente (k), un tanque sin deflectores consume menos potencia (P) que uno que los posee. Bong (2013) observó que al retirar los deflectores, el coeficiente (k) disminuye ligeramente; no obstante, señala que la significativa disminución en la potencia (P) compensa la disminución en el coeficiente (k). Esto sugiere que los resultados deseados en la transferencia de masa pueden lograrse junto con una reducción en el consumo de energía al utilizar un tanque sin deflectores.

Bong (2013) sugiere que el hecho de que los tanques sin deflectores consuman menos potencia (P) se debe a que disminuye la disipación de energía en las paredes del tanque. Esto puede estar asociado con la separación de la capa límite y la formación de estela detrás de las placas deflectoras.

Cuando un objeto se sitúa dentro de una corriente de fluido puede ocurrir la separación de la capa límite. Debido que los deflectores son un medio por el cual se evita el flujo en espiral, el fluido en movimiento choca necesariamente con la pared de los deflectores, provocando la separación de la capa límite formada en su superficie debido al cambio espontáneo en su dirección y formando la estela detrás de los mismos. Debido a que la estela lleva asociada consigo gran cantidad de energía, existe gran disipación de energía en la región de las paredes del tanque. En consecuencia, el consumo de potencia (P) aumenta (Doran, 2013; McCabe *et al.*, 2007).

Basado en la información proporcionada, se entiende que el menor consumo de potencia (P) se puede conseguir utilizando un tanque sin deflectores con un impulsor de flujo radial ubicado cerca de la base del tanque, tomando en consideración el tamaño del impulsor y la concentración de sólidos.

4.4 Rendimiento

Se llevó a cabo el cálculo del rendimiento de extracción de almidón con relación a la masa de pulpa de plátano macho (m_p) para los diferentes sistemas de agitación. Para ello se registró el volumen recuperado de solución (V_R) al final de cada tratamiento experimental; en conjunto con la concentración total de almidón en el minuto final de la operación (C_{Taf}), el rendimiento se obtuvo empleando la Ecuación IV.10.

$$\%R_e = \left[\frac{(C_{Taf})(V_R)}{m_p} \right] [100] \quad (IV.10)$$

El término (V_R) en la Ecuación IV.10 es característico de cada tratamiento experimental debido a que cada sistema de agitación presenta diferentes grados de retención de disolvente por parte de los sólidos, por lo que el volumen recuperado (V_R) es distinto para cada tratamiento. Los rendimientos de extracción de almidón de las diferentes combinaciones de variables se presentan en la Figura IV.13.

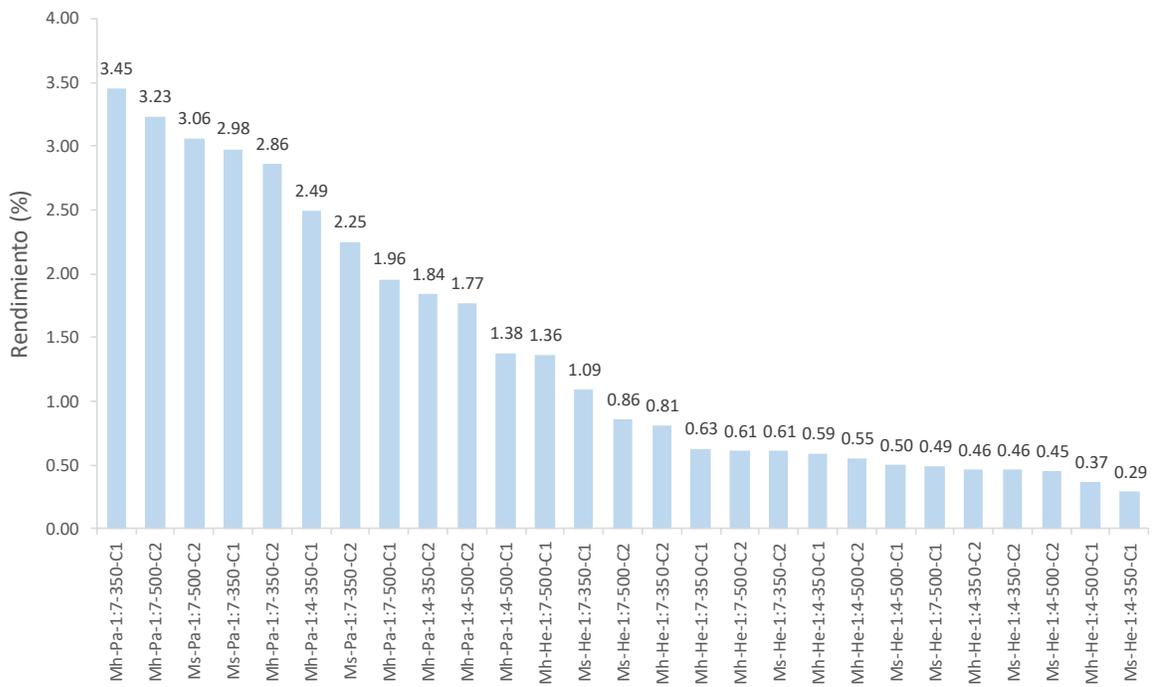


Figura IV.13. Rendimiento en la extracción de almidón de los diferentes tratamientos experimentales.

Los datos experimentales indican que el mejor rendimiento de la operación es de 3.45%, correspondiente al tratamiento $(Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm})$. Dicha combinación de variables también proporciona el valor más elevado del coeficiente convectivo de transferencia de masa $(k = 5.64 \times 10^{-5} \text{ m/s})$. La Figura IV.13

muestra también que no es conveniente utilizar el impulsor de hélice (He) para la extracción de almidón debido a que, en casi todos los casos, el rendimiento no logra ser mayor al 1%.

El rendimiento del tratamiento ($Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$) se comparó con datos experimentales de investigaciones previas de extracción de almidón de plátano. La Figura IV.14 muestra el rendimiento del presente estudio y de diversas fuentes.

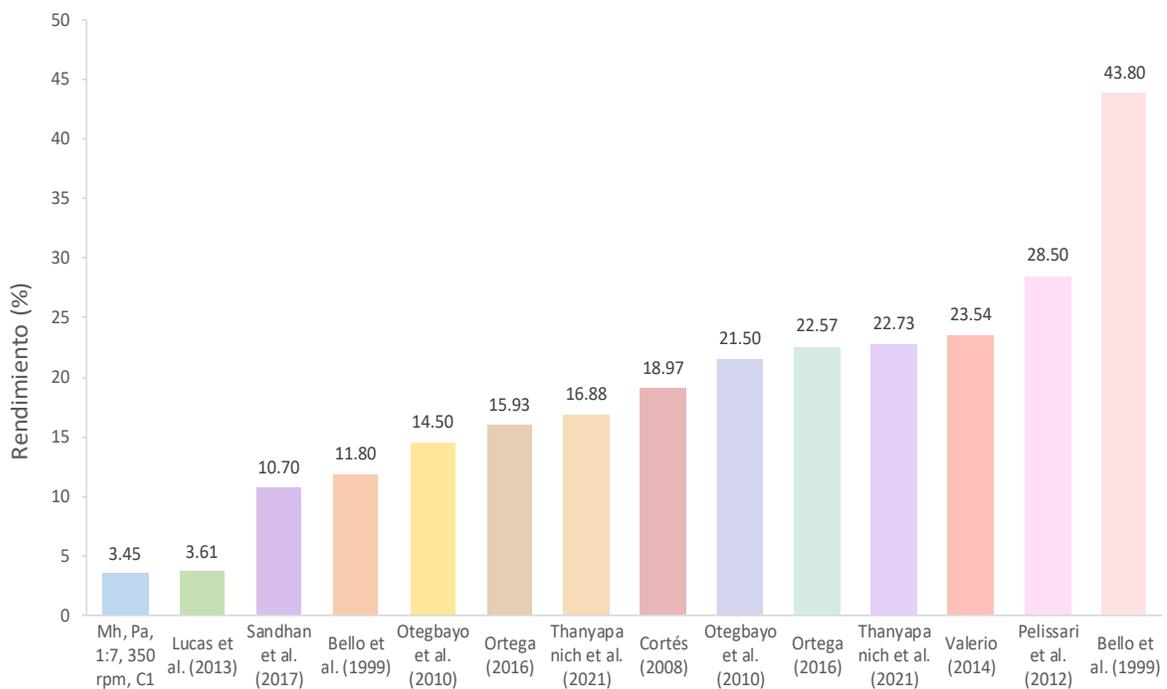


Figura IV.14. Rendimiento en la extracción de almidón de plátano de distintas fuentes.

La Figura IV.14 indica que el almidón extraído por el tratamiento ($Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$) tiene un rendimiento menor al reportado en la mayoría de los estudios especializados en el tema. Lucas *et al.* (2013) reporta un rendimiento similar (3.61%). Los datos experimentales de la Figura IV.14 también sugieren que el rendimiento de extracción de almidón de plátano se encuentra en el intervalo de

10 a 28% en la mayoría de los casos. Bello *et al.* (1999) reporta un rendimiento superior al de los demás estudios (43.8%).

La diferencia en la cantidad de almidón extraído entre diferentes estudios puede deberse a factores como la variedad de plátano utilizada, el estado de madurez, el método de extracción (Ortega, 2016; Pelissari *et al.*, 2012; Thanyapanich *et al.*, 2021; Valerio, 2014) e incluso la región de cultivo de la fruta (Ortega, 2016). Bello *et al.* (1999), Otegbayo *et al.* (2010) y Thanyapanich *et al.* (2021) señalan que el rendimiento depende de la textura de la fruta, que es un indicativo del estado de madurez; el rendimiento aumenta con la firmeza de la fruta, la cual disminuye con la maduración.

Los estudios elaborados por Bello *et al.* (1999), Cortés (2008), Lucas *et al.* (2013), Ortega (2016), Otegbayo *et al.* (2010), Pelissari *et al.* (2012), Sandhan *et al.* (2017), Thanyapanich *et al.* (2021) y Valerio (2014) tienen en común el método de extracción por molienda húmeda. Este consiste en licuar una cantidad dada de plátano, posteriormente la mezcla resultante se filtra y se lava hasta que el agua de lavado sea clara. En contraste con la extracción por agitación mecánica del presente estudio, las muestras de plátano sólo se suspenden en el disolvente y la solución resultante de almidón en agua se recupera por colado, conservando la geometría inicial de las muestras (rodajas) al final de la operación.

La diferencia en el rendimiento entre ambos métodos de extracción puede deberse a que la función del lavado en la molienda húmeda es recuperar el almidón retenido en la pasta de pulpa resultante del licuado. La molienda también puede contribuir en la ruptura de la pared celular de la fase sólida mediante la reducción de tamaño, lo que propicia la liberación del polisacárido de interés. Sin embargo, la extracción por agitación mecánica tiene algunos beneficios respecto a separar el sólido del disolvente al final de la operación. Los sólidos pueden retener menos solución y requerir menos lavado debido a su mayor tamaño (Treybal, 1985). También pueden reutilizarse para una segunda etapa de extracción debido a que, al conservar su forma inicial, el área superficial de transferencia de masa permanece constante.

Otra diferencia entre ambos métodos de extracción es la relación masa – disolvente (φ). En el método de extracción húmeda se emplean relaciones de ($\varphi = 1:1$) o ($\varphi = 1:2$), mientras que en la extracción por agitación mecánica del presente estudio se ocuparon relaciones de ($\varphi = 1:4$) y ($\varphi = 1:7$). Esto significa que la extracción húmeda utiliza mayor masa de pulpa de plátano para obtener un cierto rendimiento.

Pese a que en la agitación mecánica es menor, los resultados del rendimiento y del coeficiente de transferencia de masa (k) sugieren que ambos mejoran cuando la relación masa – disolvente (φ) disminuye. Esto quiere decir que el rendimiento obtenido por el sistema de agitación puede aumentar utilizando menos materia prima para la operación, por lo que es posible que con relaciones masa – disolvente de ($\varphi < 1:7$) se obtengan rendimientos dentro del intervalo de valores reportado en la Figura IV.14 (10 – 28%); no obstante, se requieren más datos experimentales ampliando los niveles de variación de la relación (φ) para establecer este comportamiento.

4.5 Escalamiento

4.5.1 Efecto del cambio de escala

Se realizó un tratamiento experimental en un sistema de tanque agitado de nivel planta piloto para conocer el efecto del cambio de escala en la operación. El equipo se compone de un tanque de plástico de 28 cm de diámetro (D_T) sin deflectores, con el eje del impulsor centrado y ensamblado a un motor eléctrico con sistema de control de velocidad.

Se utilizó un impulsor de hélice de 3 aspas inclinadas (He) y la velocidad de rotación (N) se configuró a 250 rpm por medio de un tacómetro Cole – Parmer 08204 – 80. Se utilizaron muestras de plátano macho en matriz húmeda (Mh) con una relación masa – disolvente de ($\varphi = 1:7$). Debido a las limitaciones del equipo, la temperatura

de operación permaneció igual a la temperatura ambiente (22 °C). La agitación se realizó durante 100 minutos. El montaje del sistema se muestra en la Figura IV.15. Las dimensiones del sistema de nivel planta piloto se encuentran en el Anexo A.7.



Figura IV.15. Sistema de tanque agitado de nivel planta piloto.

El coeficiente convectivo de transferencia de masa (k) obtenido con el tanque de nivel planta piloto se comparó con los resultados correspondientes a los tratamientos ($Mh, He, \varphi = 1:7$). La Figura IV.16 muestra los resultados de los tratamientos de nivel laboratorio, así como el de nivel planta piloto. Los datos experimentales indican que el coeficiente (k) del tanque piloto está por debajo de los valores obtenidos con el tanque de nivel laboratorio. El aumento de escala de los tratamientos experimentales muestra un efecto negativo en la velocidad de transferencia de masa.

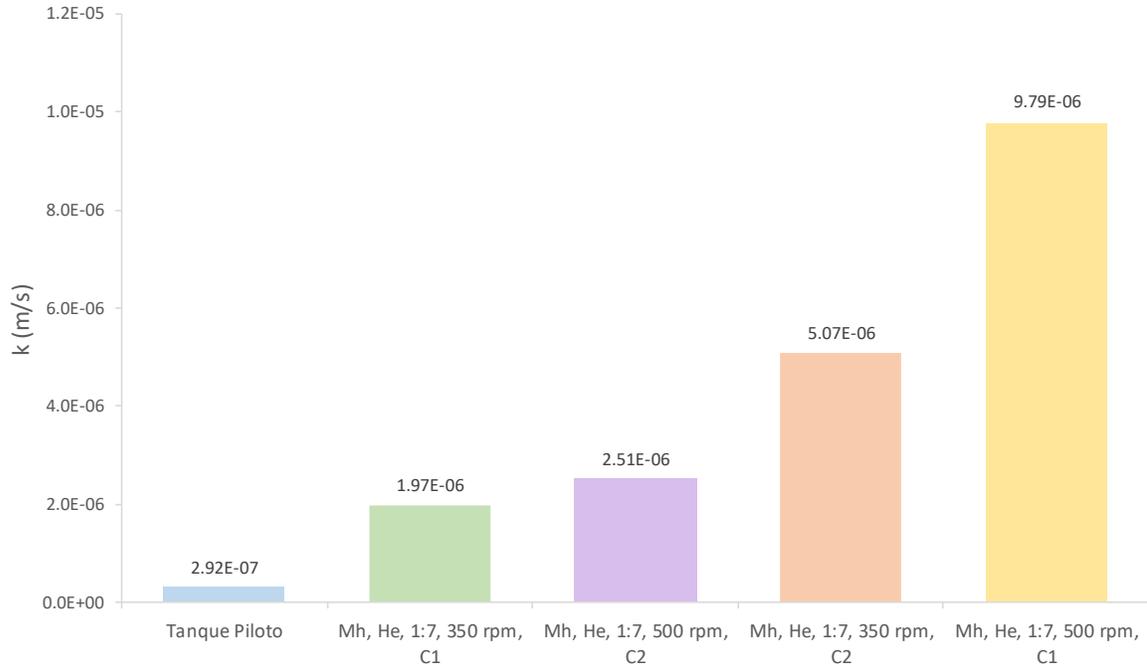


Figura IV.16. Coeficiente de transferencia de masa de distintas escalas.

El comportamiento del coeficiente (k) en la Figura IV.16 fue observado previamente por Barker y Treybal (1960), quienes señalan que los tanques de mayor tamaño producen coeficientes (k) más pequeños para las mismas condiciones de operación. Bong (2013) también encontró que el coeficiente (k) disminuye con el cambio de escala tanto para tanques con deflectores o sin ellos; sin embargo, en este caso la diferencia fue tan reducida que sus valores se consideraron similares.

La variación del coeficiente (k) con el cambio de escala puede deberse al grado de suspensión de los sólidos. Mientras que en el tanque de nivel laboratorio la suspensión comenzó en los primeros minutos de la operación, en el tanque de nivel planta piloto una pequeña porción de las muestras se encontraba suspendida a partir del minuto 40.

La diferencia en el tiempo en que ocurre la suspensión entre ambas escalas puede ser consecuencia de la distribución de las corrientes de flujo producidas por el impulsor dentro del tanque. De acuerdo con Doran (2013), la distribución en la

agitación y mezclado es un proceso lento; a medida que aumenta el volumen del tanque aumentan también los recorridos del flujo para la circulación del fluido y, por tanto, el tiempo que tarda en recorrerlo. McCabe *et al.* (2007) concuerda en que no es posible operar con los mismos tiempos de agitación en tanques de diferentes tamaños, puesto que en tanques pequeños son mucho más cortos.

El bajo nivel de suspensión de los sólidos en el tanque piloto puede deberse a factores como el tipo de impulsor y la distancia entre este y el fondo del tanque (C). El diseño del equipo permite solamente una ubicación del impulsor respecto del fondo del tanque (C), específicamente a un valor de $\left(\frac{C}{D_a} = 1.14\right)$, que es prácticamente igual al diseño estándar de un sistema de tanque agitado ($C = D_a$).

Como se mencionó en el punto 4.1.3 (página 102), los impulsores mejoran su capacidad para suspender sólidos mientras más cerca se encuentren del fondo del tanque. En conjunto con el impulsor de hélice (He) que, como se mencionó en el punto 4.1.2 (página 96), es poco útil para fines de transferencia de masa debido a su incapacidad de mantener a los sólidos en suspensión, el sistema se vuelve inapropiado para realizar el proceso de extracción.

En el análisis de la disminución del coeficiente (k) en el tanque piloto debe de considerarse también la temperatura de operación. Debido a que el equipo no cuenta con un sistema de calentamiento, la temperatura de operación fue inferior con respecto a la del tanque de nivel laboratorio (65 °C).

Como se mencionó en el punto 4.2.2 (página 126), el coeficiente de transferencia de masa (k) varía con la temperatura de operación a través del cambio en propiedades físicas como la difusividad, la viscosidad (μ) y la solubilidad. La velocidad de transferencia de masa será mejor cuanto mayor sea la solubilidad del soluto de interés y menor la viscosidad (μ) del fluido disolvente. A la temperatura de operación del tanque de nivel laboratorio (65 °C) la solubilidad del almidón de plátano macho presenta un valor de $\left(C_{AS} = 2.28 \times 10^{-1} \frac{kg}{m^3}\right)$, mientras que en el

tanque piloto (22 °C) la solubilidad desciende a $(C_{AS} = 3.08 \times 10^{-4} \frac{kg}{m^3})$; en consecuencia el coeficiente (k) disminuye.

En cuanto a la cantidad de almidón extraído, los resultados del rendimiento en el tanque piloto son congruentes con el comportamiento del coeficiente de transferencia de masa (k). La Figura IV.17 muestra el rendimiento de los sistemas de agitación de nivel laboratorio y nivel planta piloto. La similitud entre el comportamiento del coeficiente (k) y del rendimiento de extracción indican que ambos parámetros fueron susceptibles a los cambios en las relaciones de diseño y condiciones de operación durante el cambio de escala, causados por las limitaciones del equipo de nivel planta piloto.

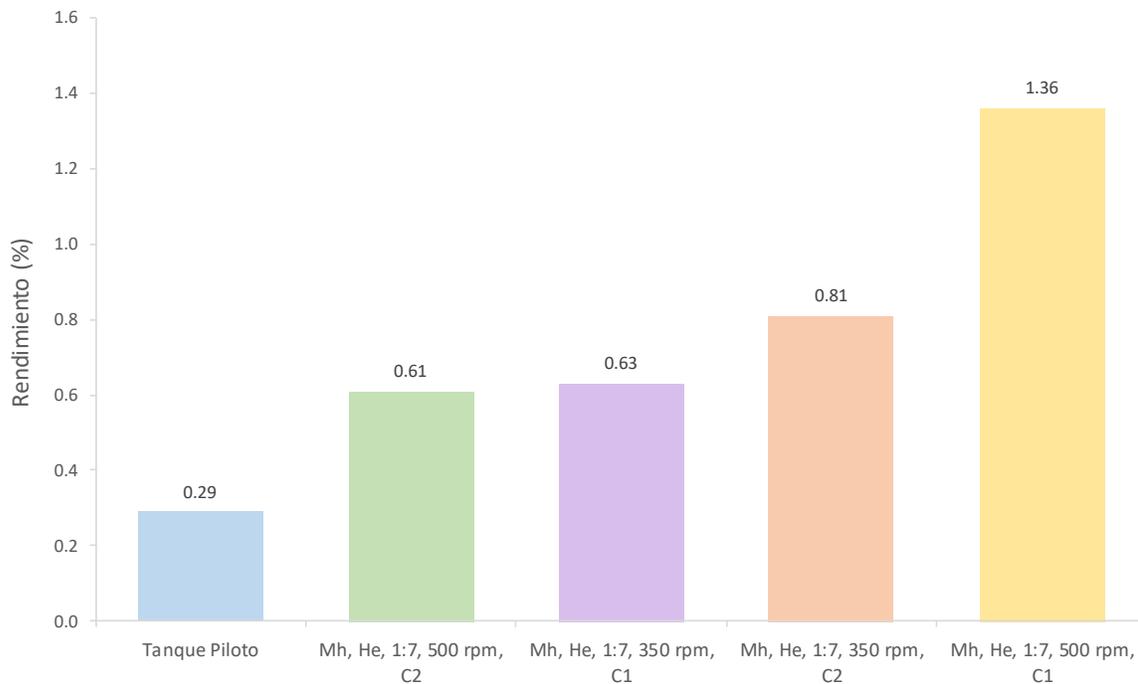


Figura IV.17. Rendimiento en la extracción de almidón de distintas escalas.

4.5.2 Condiciones óptimas de agitación y propuesta de escalamiento

Como se detalló en los puntos 4.1 y 4.4 (páginas 91 y 132) del presente trabajo, el tratamiento ($Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$) proporciona la velocidad de transferencia de masa más elevada, así como el mayor porcentaje de rendimiento de extracción. Pese a que en el punto 4.3 (página 128) se encontró que el impulsor de hélice (He) consume menos potencia (P), el aumento en el coeficiente (k) y el rendimiento de extracción con el impulsor de paletas (Pa), así como su mejor capacidad para mantener a los sólidos en suspensión, compensan su mayor requerimiento energético.

Debido a las limitaciones del equipo de nivel planta piloto y su efecto negativo en el proceso de extracción de almidón de plátano macho, se propone un escalamiento del tratamiento ($Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$) siguiendo el procedimiento de cambio de escala descrito por Geankoplis (2006) (punto 1.8, página 35). Las dimensiones y condiciones de operación de la propuesta de escalamiento del sistema de agitación se presentan en el Cuadro IV.10. Se recomienda que la propuesta de escalamiento del sistema de agitación incorpore un medio de intercambio de calor tipo enchaquetado o serpentín helicoidal para controlar la temperatura de operación.

Cuadro IV.10. Dimensiones y condiciones de operación de la propuesta de escalamiento y los sistemas de agitación de nivel laboratorio y nivel planta piloto.

Parámetro	Nivel laboratorio	Nivel planta piloto	Propuesta de escalamiento
D_T (cm)	15	28	30
D_a (cm)	6	14	12

Cuadro IV.10. (Continuación).

Parámetro	Nivel laboratorio	Nivel planta piloto	Propuesta de escalamiento
C (cm)	1.5	16	3
H (cm)	9	23	18
W (cm)	1.5	-	3
H _T (cm)	21	43	42
N (rpm)	350	250	220.49
V (L)	1.5	15	12
m _p (kg)	0.21	2.14	1.71
φ	1:7	1:7	1:7
T (°C)	65	22	65
N _p	0.68	0.32	0.64
P (W)	0.06	0.76	0.48
Re _i	47468.81	85273.98	119615.98
Fr	0.21	0.25	0.17
Impulsor	Pa	He	Pa
Estado de la materia prima	Mh	Mh	Mh

CONCLUSIONES

Con base en la literatura, se construyeron gráficas en función de la temperatura de ISA y solubilidad de almidón de plátano, capaces de aproximar sus valores en el intervalo de temperaturas de 30 a 90 °C.

El ISA y la solubilidad de almidón de plátano a una temperatura de 65 °C es de 2.64% y $2.28 \times 10^{-1} \text{ kg/m}^3$, respectivamente.

El coeficiente convectivo de transferencia de masa cambia en función de variables como el tipo de impulsor, el estado de la materia prima y, en condiciones específicas, con la distancia del impulsor y la relación masa – disolvente.

El impulsor de paletas proporciona las velocidades de transferencia de masa más elevadas para los sistemas de agitación estudiados.

El impulsor de paletas, que es un impulsor de flujo radial, tiene una mayor capacidad para suspender sólidos de gran tamaño, lo cual se refleja en los valores del coeficiente de transferencia de masa.

El coeficiente de transferencia de masa es directamente proporcional al diámetro del impulsor y, a su vez, a la relación geométrica entre el diámetro del impulsor y el diámetro del tanque.

El coeficiente de transferencia de masa es inversamente proporcional a la distancia del impulsor cuando la velocidad de rotación es de 350 rpm. Por el contrario, cuando la velocidad de rotación es de 500 rpm, el coeficiente sigue una relación proporcional con la distancia del impulsor.

Ubicar el impulsor cerca del fondo del tanque en un sistema sin deflectores previene fallas mecánicas en el equipo y mejora la suspensión de los sólidos, beneficiando a la velocidad de transferencia de masa.

Los sistemas de agitación estudiados con muestras en matriz seca requieren mayor número de rodajas de plátano que en matriz húmeda para cumplir con las relaciones masa – disolvente empleadas, lo que aumenta el grado de sobreposición de los sólidos, disminuyendo el área disponible para la transferencia y el valor del coeficiente de transferencia de masa.

El coeficiente de transferencia de masa es inversamente proporcional a la relación masa – disolvente cuando se utiliza un impulsor de paletas.

El coeficiente de transferencia de masa es inversamente proporcional a la relación geométrica entre la altura del líquido y el diámetro del tanque.

Se estableció que la correlación empírica propuesta por de Lucas (2015) para predecir el valor del coeficiente de transferencia de masa de los tratamientos $(Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm})$ y $(Mh, Pa, C_2, \varphi = 1:7, N = 500 \text{ rpm})$ se aplica para este proyecto con un error del 10 al 16%.

La velocidad del impulsor presenta una influencia positiva sobre los coeficientes convectivos de transferencia de calor predichos mediante correlaciones empíricas.

Los impulsores de flujo radial proporcionan las velocidades de transferencia de calor más elevadas en sistemas de agitación.

El coeficiente de transferencia de calor presenta una relación proporcional con el diámetro del impulsor y, por lo tanto, con la relación geométrica entre el diámetro del impulsor y el diámetro del tanque.

Los coeficientes de transferencia de calor y de masa aumentan con la temperatura de operación a través del cambio en propiedades físicas como la conductividad térmica, la solubilidad, la difusividad y la viscosidad.

El impulsor de paletas (impulsor de flujo radial) presenta mayor requerimiento energético que el impulsor de hélice (impulsor de flujo axial). En ambos casos, un aumento en la velocidad de rotación implica un aumento en los requerimientos de potencia.

La potencia presenta una dependencia con el diámetro del impulsor.

Los sistemas de agitación sin deflectores presentan menor consumo de potencia.

La variedad de plátano, el estado de madurez, el método de extracción y la región de cultivo son factores que influyen en la cantidad de almidón extraído y, por tanto, en el rendimiento de la operación.

El impulsor de hélice proporciona rendimientos menores al 1%, por lo que no es conveniente su uso en la extracción de almidón de plátano macho.

La velocidad de transferencia de masa y el rendimiento de extracción conseguidos con el tanque de nivel planta piloto son menores que los del tanque de nivel laboratorio como consecuencia de diferencias en las relaciones geométricas y la temperatura de operación.

Las condiciones óptimas de operación en la extracción de almidón de plátano macho en un tanque agitado corresponden al tratamiento experimental ($Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$) con un coeficiente convectivo de transferencia de masa de ($k = 5.64 \times 10^{-5} \text{ m/s}$) y un rendimiento de extracción de 3.45%.

Se estableció una propuesta de escalamiento de nivel planta piloto con similitud geométrica del tratamiento ($Mh, Pa, C_1, \varphi = 1:7, N = 350 \text{ rpm}$) y sus condiciones de operación para replicar los resultados de transferencia de masa conseguidos en la escala de nivel laboratorio.

RECOMENDACIONES

Caracterizar fisicoquímicamente el almidón de plátano macho para conocer su solubilidad en agua, ISA, longitud de onda de absorción de luz y difusividad en agua.

Centrifugar las muestras de solución de almidón en agua para su posterior recuperación y cuantificación.

Comprobar experimentalmente y establecer cuantitativamente el efecto de la relación geométrica entre el diámetro del impulsor y el diámetro del tanque en los fenómenos de transferencia en un tanque agitado empleando impulsores de diferentes tamaños.

Ampliar los niveles de variación de la distancia del impulsor para establecer cuantitativamente su efecto en la velocidad de transferencia de masa.

Ampliar conjuntamente el intervalo de concentración de sólidos y los tamaños de partícula para establecer la influencia de la relación masa – disolvente en la velocidad de transferencia de masa y en el rendimiento de extracción.

Desarrollar una correlación empírica específica para el sistema de agitación ampliando los niveles de variación de los parámetros estudiados.

Comprobar si existe un efecto importante o nulo de la distancia del impulsor en el coeficiente de transferencia de masa en condiciones de suspensión completa de sólidos.

Comprobar experimentalmente y establecer cuantitativamente el efecto de la relación geométrica entre la altura del líquido y el diámetro del tanque en los fenómenos de transferencia en un tanque agitado empleando diferentes valores de la altura del líquido.

Comprobar experimentalmente los cambios ocurridos en los fenómenos de transferencia en un tanque agitado cuando se insertan placas deflectoras.

Utilizar un medio de intercambio de calor tipo enchaquetado en el tanque de nivel laboratorio.

Tomar lectura de la temperatura respecto del tiempo para calcular el coeficiente convectivo de transferencia de calor experimental de los sistemas de agitación.

Determinar experimentalmente la potencia consumida por el impulsor de los diferentes sistemas de agitación.

Implementar un sistema de control de temperatura y de ajuste de ubicación del impulsor en el tanque agitado de nivel planta piloto.

Incorporar un medio de intercambio de calor tipo enchaquetado o serpentín helicoidal en la propuesta de escalamiento del sistema de agitación.

REFERENCIAS

- Abdel Aziz, M. H. (2013). Solid – liquid mass transfer in relation to difusión controlled corrosion at the outer surface of helical coils immersed in agitated vessels. *Chemical Engineering Research and Design*, 91, 43 – 50.
- Abreu Olivo, E. A., Gutiérrez, A., Quintero, M. L., Molina, L. E., Anido, J. D., Ablan, E., Cartay, R. y Mercado, C. E. (2007). *El cultivo del plátano en Venezuela. Desde el campo hasta la mesa*. Fundación Empresas Polar.
- Anhwange, B.A., Ugye, T. J. and Nyjaatagher, T. D. (2009). Chemical composition of *Musa sapientum* (banana) peels. *Electronic Journal of Environmental, Agricultural and Food Chemistry*, 8(6), 437 – 442.
- Anzora Vásquez, A. D. y Fuentes Cañas, C. E. (2008). *Obtención de un colorante a partir de Musa paradisiaca (plátano verde) con aplicación en la industria textil* [Tesis de Licenciatura, Universidad de El Salvador].
- Araya Artavia, J. M. (2008). *Agrocadena de plátano. Caracterización de la agrocadena*. <http://www.mag.go.cr/bibliotecavirtual/E70-9315.pdf>
- Atef, N. M., Abdel Aziz, M. H., Fouad, Y. O., Farag, H. A. and Sedahmed G. H. (2015). Mass and heat transfer at an array of horizontal cylinders placed at the bottom of a square agitated vessel. *Chemical Engineering Research and Design*, 94, 449 – 455.
- Barker, J. J. and Treybal, R. E. (1960). Mass transfer coefficients for solids suspended in agitated liquids. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 6(2), 289 – 295.
- Belalcázar Carvajal, S. L. (s. f.). *El cultivo del plátano (Musa AAB Simmonds) en el trópico*. Instituto Colombiano Agropecuario.

- Bello Pérez, L. A., Agama Acevedo, E., Sánchez Hernández, L. and Paredes López, O. (1999). Isolation and partial characterization of banana starches. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 47(3), 854 – 857.
- Bello Pérez, L. A., Contreras Ramos, S. M., Romero Manilla, R., Solorza Feria, J. y Jiménez Aparicio, A. (2002). Propiedades químicas y funcionales del almidón modificado de plátano *Musa paradisiaca* L. (var. macho). *Agrociencia*, 36(2), 169 – 180.
- Bello Pérez, L. A., Pano de León, Y., Agama Acevedo, E. and Paredes López, O. (1998). Isolation and partial characterization of amaranth and banana starches. *Starch/Stärke*, 50(10), 409 – 413.
- BeMiller, J. N. y Whistler, R. L. (2010). Carbohidratos. En O. R. Fennema, S. Samodaran y K. L. Parkin (Ed.), *Introducción a la química de los alimentos*. (pp. 187 – 268). ACRIBIA.
- Blasco López, G. y Gómez Montaña, F. J. (2014). Propiedades funcionales del plátano (*Musa sp*). *Revista Médica de la Universidad Veracruzana*, 14(2), 22 – 26.
- Bong, E. Y. (2013). *Solid– liquid mass transfer in agitated vessels with high solids concentration* [Tesis de Doctorado, RMIT University].
- Botanical – online (2021). *Propiedades del plátano macho*. Recuperado el 5 de octubre de 2022 de <https://www.botanical-online.com/alimentos/platano-macho-propiedades>
- Broniarz Press, L. and Rozanska, S. (2008). Determination of the flow and heat transfer characteristics in non – Newtonian media agitated using the electrochemical technique. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 51, 910 – 919.
- Buena Salud (2021). *Propiedades del plátano verde*. Recuperado el 5 de octubre de 2022 de <https://buenasalud.net/propiedades-del-platano-verde.html?mail=true>

- Cacace, J. E. and Mazza, G. (2003). Mass transfer process during extraction of phenolic compounds from milled berries. *Journal of Food Engineering*, 59, 379 – 389.
- Carpenter, K. J. (2011). *Agitated vessel heat transfer*. Thermopedia. Recuperado el 3 de octubre de 2022 de <https://www.thermopedia.com/content/547/>
- Chávez Villasana, A., Ledesma Solano, J. A., Mendoza Martínez, E., Calvo Carrillo, C., Castro González, M. I., Ávila Curiel, A., Sánchez Castillo, C. P. y Pérez-Gil Romo, F. (2014). *Tablas de uso práctico de los alimentos de mayor consumo “Miriam Muñoz”*. McGRAW – HILL.
- Contreras Pérez, R. K., de la Torre Gutiérrez, L., González Cortés, N. y Jiménez Vera, R. (2018). Caracterización funcional de almidones de plátano cuadrado (*Musa balbisiana* Colla). *European Scientific Journal*, 14(30), 82 – 97.
- Cortés Acosta, M. C. (2008). *Obtención y caracterización de almidón de plátano morado (Red banana) y su hidrólisis enzimática para la producción de maltodextrinas* [Tesis de Maestría, Instituto Politécnico Nacional].
- Cudak, M. and Karcz, J. (2008). Distribution of local heat transfer coefficient values in the wall region of an agitated vessel. *Chemical Papers*, 62(1), 92 – 99.
- Da Mota, R. V., Lajolo, F. M. y Cordenunsi, B. R. (1997). Composição em carboidratos de alguns cultivares de banana (*Musa* spp.) durante o amadurecimento. *Ciência e Tecnologia de Alimentos*, 17(2), 94 – 97.
- Da Mota, R. V., Lajolo, F. M., Ciacco, C. and Cordenunsi, B. R. (2000). Composition and functional properties of banana flour from different varieties. *Starch/Stärke*, 52(2-3), 63 – 68.
- Da Silva Rosa, V., Santos Taqueda, M. E., de Paiva, J. L., Silva de Moraes, M. and de Moraes Júnior, D. (2017). Nusselt's correlations in agitated tanks using the spiral coil with Rushton turbine and PBT 45° impeller. Comparison with tanks containing vertical tube baffles. *Applied Thermal Engineering*, 110, 1331 – 1342.

- Dalm, J. A. y Hogervost, P. (2011). *Guía OIML G – 14: medición de densidad. Edición 2011 (E)*. <https://www.oiml.org/en/publications/other-language-translations/spanish/g014-es11.pdf>
- De la Torre Gutiérrez, L., Chel Guerrero, L. A. and Betancur Ancona, D. (2008). Functional properties of square banana (*Musa balbisiana*) starch. *Food Chemistry*, 106, 1138 – 1144.
- De Lucas Martínez, A. (2015). *Transferencia de materia en tanques agitados: disolución de sólidos puros* [Tesis de Doctorado, Universidad Complutense de Madrid].
- Doran, P. M. (2013). *Bioprocess engineering principles*. Academic Press.
- Dostál, M., Petera, K. and Rieger, F. (2010). Measurement of heat transfer coefficients in an agitated vessel with tube baffles. *Acta Polytechnica*, 50(2), 46 – 57.
- Dostál, M., Věříšová, M., Petera, K., Jirout, T. and Fořt, I. (2014). Analysis of heat transfer in a vessel with helical pipe coil and multistage impeller. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 92, 2115 – 2121.
- Emaga, T. H., Andrianaivo, R. H., Wathelet, B., Tchango, J. T. and Paquot, M. (2007). Effects of the stage of maturation and varieties on the chemical composition of banana and plantain peels. *Food Chemistry*, 103, 590 – 600.
- Espinosa Solís, V. (2008). *Estudios estructurales de almidón de fuentes no convencionales: mango (*Mangifera indica* L.) y plátano (*Musa paradisiaca* L.)* [Tesis de Maestría, Instituto Politécnico Nacional].
- FAO (2019). *Food outlook – biannual report on global food markets*. Rome.
- FAO (2022). *Banana statistical compendium 2021*. Rome.
- Fouad, Y. O., Malash G. F., Zatout, A. A. and Sedahmed G. H. (2013). Mass and heat transfer at an array of vertical tubes in a square stirred tank reactor. *Chemical Engineering Research and Design*, 91, 234 – 243.

- Fujita, N. (2015). Manipulation of rice starch properties for application. In Y. Nakamura (Ed.), *Starch. Metabolism and structure*. (pp. 335 – 369). Springer.
- García Cortés, D. y Jáuregui Haza, U. (2006). Hidrodinámica en tanques agitados con turbinas de disco con paletas planas. *Revista Facultad de Ingeniería*, 38, 97 – 113.
- García Mogollón, C., Salcedo Mendoza, J. y Alvis Bermúdez, A. (2018). Condiciones óptimas de la etapa de lixiviación en la extracción de almidón de yuca. *Biotecnología en el sector agropecuario y agroindustrial*, 16(1), 62 – 67.
- García Ochoa, F. y Gómez, E. (1998). Mass transfer coefficient in stirred tank reactors for xanthan gum solutions. *Biochemical Engineering Journal*, 1, 1 – 10.
- Geankoplis, C. J. (2006). *Procesos de transporte y principios de procesos de separación (incluye operaciones unitarias)*. Grupo Patria Cultural.
- Gogate, P. R., Beenackers, A. A. C. M. and Pandit, A. B. (2000). Multiple – impeller systems with a special emphasis on bioreactors: a critical review. *Biochemical Engineering Journal*, 6, 109 – 144.
- González Montelongo, R., Lobo, M. G. and González, M. (2010). Antioxidant activity in banana peel extracts: testing extraction conditions and related bioactive compounds. *Food Chemistry*, 119, 1030 – 1039.
- GUNT (2015). *Equipment for engineering education. Process engineering*. https://www.gunt.de/images/download/Cat5_english.pdf
- Harriott, P. (1962). Mass transfer to particles: part I. Suspended in agitated tanks. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 8(1), 93 – 101.
- Harris, D. C. (2007). *Análisis químico cuantitativo*. Reverté.
- Hernández, L. M. y Vit, P. (2009). El plátano. Un cultivo tradicional con importancia nutricional. *Revista del Colegio de Farmacéuticos del Estado Mérida*, 2, 11 – 14.

- Houcine, I., Plasari, E. and David, R. (2000). Effects of the stirred tank's design on power consumption and mixing time in liquid phase. *Chemical Engineering & Technology*, 23(7), 605 – 613.
- Johnson, A.I. and Huang, C. J. (1956). Mass transfer studies in an agitated vessel. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 2(3), 412 – 419.
- Kanamori, H., Yamamoto, T., Kato, Y. and Zamzam, Z. (2011). Characteristics of heat transfer coefficient distribution at inside wall of an agitated vessel based on data measured by using a new measuring method. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 44(11), 908 – 918.
- Karcz, J. and Stręk, F. (1995). Heat transfer in jacketed agitated vessels equipped with non – standard baffles. *The Chemical Engineering Journal*, 58, 135 – 143.
- Kato, Y., Kamei, N., Tada, Y., Iwasaki, Y., Nagatsu, Y., Iwata, S., Lee, Y. S. and Koh, S. T. (2007). Transport phenomena around cylindrical baffles in an agitated vessel measured by an electrochemical method. *Journal of Chemical Engineering of Japan*, 40(8), 611 – 616.
- Kayisu, K., Hood, L. F. and Vansoest, P. J. (1981). Characterization of starch and fiber of banana fruit. *Journal of Food Science*, 46, 1885 – 1890.
- Kumar, K. P. S., Bhowmik, D., Duraivel, S. and Umadevi, M. (2012). Traditional and medicinal uses of banana. *Journal of Pharmacognosy and Phytochemistry*, 1(3), 51 – 63.
- Lucas, J. C., Dumar Quintero, V. y Cárdenas Valencia, C. A. (2013). Caracterización de harina y almidón obtenidos a partir de plátano guineo AAAea (*Musa sapientum* L.). *Acta Agronómica*, 62(2), 83 – 96.
- Major Godlewska, M. (2014). An effect of different factors on heat transfer process in an agitated vessel. *Technical Transactions Chemistry*, 2, 85 – 94.

- Mayer, L. E., Bertoluzzo, M. G. y Bertoluzzo, S. M. (2013). Determinación de propiedades físicas del líquido de cobertura de arvejas enlatadas. *Invenio*, 17(31 – 32), 203 – 213.
- Mazzeo, M. M., Alzate, G. A. y Marín, M. M. (2008). Obtención de almidón a partir de residuos poscosecha del plátano dominico hartón (*Musa AAB simmonds*). *Vector*, 3, 57 – 69.
- McCabe, W.L., Smith, J. C. y Harriot, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. McGRAW – HILL.
- Millan Testa, C.E., Mendez Montealvo, M. G., Ottenhof, M. A., Farhat, I. A. and Bello Pérez, L. A. (2005). Determination of the molecular and structural characteristics of okenia, mango and banana starches. *Journal of Agricultural and Food Chemistry*, 53(3), 495 – 501.
- Monsalvo Vázquez, R., Romero Sánchez, M. R., Miranda Pascual, M. G. y Muñoz Pérez, G. (2014). *Balance de materia y energía. Procesos industriales*. Grupo Editorial Patria.
- Moorthy, S. N. (2004). Tropical sources of starch. In A. C. Eliasson (Ed.), *Starch in food. Structure, function and applications*. (pp. 321 – 359). Woodhead Publishing Limited.
- Morales, B. M. (2013). Determinación de una correlación para estimar el coeficiente de película externo para serpentines en tanques agitados. *Ingeniería*, 23(2), 31 – 46.
- Mowena, M. H., Zaatout, A. A. and Sedahmed, G. H. (2013). Liquid – solid mass transfer behavior of a new stirred – tank reactor with a packed – bed fixed to its wall. *Chemical Engineering Technology*, 36(4), 603 – 610.
- Nassar, N. N. and Mehrotra, A. K. (2011). Design of a laboratory experiment on heat transfer in an agitated vessel. *Education for Chemical Engineers*, 6, e83 – e89.

- Naturalista (s. f.). *Guineo (Musa balbisiana)*. Recuperado el 14 de octubre de 2022 de <https://www.naturalista.mx/taxa/292142-Musa-balbisiana>
- Nienow, A. W. and Miles, D. (1978). The effect of impeller/tank configurations on fluid – particle mass transfer. *The Chemical Engineering Journal*, 15, 13 – 24.
- Ortega Alvarado, J. E. (2016). *Estudio de las propiedades fisicoquímicas y funcionales de la harina de banano (Musa acuminata AAA) de rechazo en el desarrollo de películas biodegradables* [Tesis de Licenciatura, Universidad Técnica de Ambato].
- Ortiz Ureta, C. A. y Blanco Blasco, T. (2008). *Alimentos. Bromatología*. Universidad Peruana de Ciencias Aplicadas.
- Otegbayo, B., Lana, O. and Ibitoye, W. (2010). Isolation and physicochemical characterization of starches isolated from plantain (*Musa paradisiaca*) and cooking banana (*Musa sapientum*). *Journal of Food Biochemistry*, 34(6), 1303 – 1318.
- Pelissari, F. M., Andrade Mahecha, M. M., do Amaral Sobral, P. J. and Menegalli, F. C. (2012). Isolation and characterization of the flour and starch of plantain bananas (*Musa paradisiaca*). *Starch/Stärke*, 64, 382 – 391.
- Perarasu, V. T., Arivazhagan, M. and Sivashanmugam, P. (2012). Heat transfer of TiO₂/water nanofluid in a coiled agitated vessel with propeller. *Journal of Hydrodynamics*, 24(6), 942 – 950.
- Perarasu, V. T., Arivazhagan, M. and Sivashanmugam, P. (2013). Experimental and CFD heat transfer studies of Al₂O₃ – water nanofluid in a coiled agitated vessel equipped with propeller. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 21(11), 1232 – 1243.
- Rahman, M. M. and Kabir, S. M. H. (2021). *Banana*. Banglapedia. National Encyclopedia of Bangladesh. Recuperado el 3 de octubre de 2022 de <https://en.banglapedia.org/index.php/Banana>

- Rajasekaran, E., Kumar, B., Muruganandhan, R., Raman, S. V. and Antony, U. (2018). Determination of forced convection heat transfer coefficients and development of empirical correlations for milk in vessel with mechanical agitators. *Journal of Food Science and Technology*, 55(7), 2514 – 2522.
- Rivera Aguilera, R. y Uribe Ramírez, A. R. (2012). Estudio hidrodinámico de tanques agitados con varios impulsores excéntricos. *Revista Enlace Químico*, 4(1), 4 – 12.
- Sandhan, S., Thombre, N. and Aher, S. (2017). Isolation and evaluation of starch from *Musa paradisiaca* LINN. as a binder in tablet. *International Journal of Pharmaceutical Sciences and Research*, 8(8), 3484 – 3491.
- Schwartz, D. and Whistler, R. L. (2009). History and future of starch. In J. N. BeMiller and R. L. Whistler (Ed.), *Starch: chemistry and technology*. (pp. 1 – 10). Academic Press.
- SDM (s.f.). *Principios de agitación de fluidos, conceptos aplicados*. <https://controlvi.com/wp-content/uploads/2013/06/SDM-principios-de-agitacion-de-fluidos.pdf>
- Sedahmed, G. H., El – Taweel, Y. A., Abdel Aziz, M. H. and El – Naqeara, H. M. (2014). Mass and heat transfer enhancement at the wall of cylindrical agitated vessel by turbulence promoters. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 80, 43 – 50.
- Sedahmed, G. H., Khatab, M. A., Mahgob, F. M. and Al – Azzony, M. R. (2004). Solid – liquid mass transfer at the base of a rectangular agitated vessel. *Chemical Engineering Communications*, 191, 168 – 181.
- Shokry, F., Abd Elfattah, M., El – Gayar, D. A., Farag, H. A. and Sedahmed, G. H. (2020). Effect of drag reducing polymers and impeller geometry on the rate of mass and heat transfer at the wall of a cylindrical stirred tank reactor in relation to catalytic reactor design. *Alexandria Engineering Journal*, 59, 509 – 518.

- Suntharalingam, S. and Ravindran, G. (1993). Physical and biochemical properties of green banana flour. *Plant Foods for Human Nutrition*, 43, 19 – 27.
- Tejeda Jacuinde, H. M. (2003). *Importancia del cultivo del banano (Musa sapientum) en el estado de Chiapas* [Monografía, Universidad Autónoma Agraria Antonio Narro].
- Tezura, S., Kimura, A., Yoshida, M., Yamagiwa, K. and Ohkawa, A. (2008). Solid – liquid mass transfer characteristics of an unbaffled agitated vessel with an unsteadily forward – reverse rotating impeller. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*, 83, 763 – 767.
- Thanyapanich, N., Jimtaisong, A. and Rawdkuen, S. (2021). Functional properties of banana starch (*Musa spp.*) and its utilization in cosmetics. *Molecules*, 26(12), 3637.
- Treybal, R. E. (1985). *Operaciones de transferencia de masa*. McGRAW – HILL.
- Triveni, B., Vishwanadham, B. and Venkateshwar, S. (2008). Studies on heat transfer to Newtonian and non – Newtonian fluids in agitated vessel. *Heat Mass Transfer*, 44, 1281 – 1288.
- Uribe Ramírez, A. R., Rivera Aguilera, R., Aguilera Alvarado, A. F. y Murrieta Luna, E. (2012). Agitación y mezclado. *Revista Enlace Químico*, 4(1), 22 – 29.
- Valdés Martínez, S. E. (2006). Hidratos de carbono. En S. Badui Dergal (Ed.), *Química de los alimentos*. (pp. 29 – 118). PEARSON EDUCACIÓN.
- Valerio Dávila, F. (2014). Determinación de los parámetros para la extracción de almidón del plátano bellaco (*Musa paradisiaca*). *Revista de investigación Universitaria*, 3(2), 23 – 28.
- Valiente Barderas, A. (2002). *Problemas de flujo de fluidos*. LIMUSA.
- Wu, J., Zhu, Y. G. and Pullum, L. (2002). Suspension of high concentration slurry. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, 48(6), 1349 – 1352.

Yu, S., Ma, Y., Menager, L. and Sun, D. W. (2012). Physicochemical properties of starch and flour from different rice cultivars. *Food and Bioprocess Technology*, 5, 626 – 637.

Zhang, P., Whistler, R. L., BeMiller, J. N. and Hamaker, B. R. (2005). Banana starch: production, physicochemical properties, and digestibility – a review. *Carbohydrate Polymers*, 59, 443 – 458.

ANEXOS

A.1. Propiedades físicas del agua

Cuadro A.1. Densidad del agua líquida a diferentes temperaturas (Geankoplis, 2006).

<i>Temperatura</i>		<i>Densidad</i>		<i>Temperatura</i>		<i>Densidad</i>	
<i>K</i>	<i>°C</i>	<i>g/cm³</i>	<i>kg/m³</i>	<i>K</i>	<i>°C</i>	<i>g/cm³</i>	<i>kg/m³</i>
273.15	0	0.99987	999.87	323.15	50	0.98807	988.07
277.15	4	1.00000	1 000.00	333.15	60	0.98324	983.24
283.15	10	0.99973	999.73	343.15	70	0.97781	977.81
293.15	20	0.99823	998.23	353.15	80	0.97183	971.83
298.15	25	0.99708	997.08	363.15	90	0.96534	965.34
303.15	30	0.99568	995.68	373.15	100	0.95838	958.38
313.15	40	0.99225	992.25				

Referencia: R. H. Perry y C. H. Chilton, *Chemical Engineers' Handbook*, 5a. ed. Nueva York: McGraw-Hill Book Company, 1973. Con autorización.

Cuadro A.2. Capacidad calorífica del agua líquida a diferentes temperaturas, a 1 atm (Geankoplis, 2006).

<i>Temperatura</i>		<i>Capacidad calorífica, c_p</i>		<i>Temperatura</i>		<i>Capacidad calorífica, c_p</i>	
<i>°C</i>	<i>K</i>	<i>cal/g · °C</i>	<i>kJ/kg · K</i>	<i>°C</i>	<i>K</i>	<i>cal/g · °C</i>	<i>kJ/kg · K</i>
0	273.15	1.0080	4.220	50	323.15	0.9992	4.183
10	283.15	1.0019	4.195	60	333.15	1.0001	4.187
20	293.15	0.9995	4.185	70	343.15	1.0013	4.192
25	298.15	0.9989	4.182	80	353.15	1.0029	4.199
30	303.15	0.9987	4.181	90	363.15	1.0050	4.208
40	313.15	0.9987	4.181	100	373.15	1.0076	4.219

Referencia: N. S. Osborne, H. F. Stimson y D. C. Ginnings, *Bur. Standards J. Res.*, **23**, 197 (1939).

Cuadro A.3. Viscosidad del agua líquida a diferentes temperaturas (Geankoplis, 2006).

Temperatura		Viscosidad [(Pa · s) 10 ³ (kg/m · s) 10 ³ , o cp]	Temperatura		Viscosidad [(Pa · s) 10 ³ (kg/m · s) 10 ³ , o cp]
K	°C		K	°C	
273.15	0	1.7921	323.15	50	0.5494
275.15	2	1.6728	325.15	52	0.5315
277.15	4	1.5674	327.15	54	0.5146
279.15	6	1.4728	329.15	56	0.4985
281.15	8	1.3860	331.15	58	0.4832
283.15	10	1.3077	333.15	60	0.4688
285.15	12	1.2363	335.15	62	0.4550
287.15	14	1.1709	337.15	64	0.4418
289.15	16	1.1111	339.15	66	0.4293
291.15	18	1.0559	341.15	68	0.4174
293.15	20	1.0050	343.15	70	0.4061
293.35	20.2	1.0000	345.15	72	0.3952
295.15	22	0.9579	347.15	74	0.3849
297.15	24	0.9142	349.15	76	0.3750
298.15	25	0.8937	351.15	78	0.3655
299.15	26	0.8737	353.15	80	0.3565
301.15	28	0.8360	355.15	82	0.3478
303.15	30	0.8007	357.15	84	0.3395
305.15	32	0.7679	359.15	86	0.3315
307.15	34	0.7371	361.15	88	0.3239
309.15	36	0.7085	363.15	90	0.3165
311.15	38	0.6814	365.15	92	0.3095
313.15	40	0.6560	367.15	94	0.3027
315.15	42	0.6321	369.15	96	0.2962
317.15	44	0.6097	371.15	98	0.2899
319.15	46	0.5883	373.15	100	0.2838
321.15	48	0.5683			

Referencia: Bingham, *Fluidity and Plasticity*. Nueva York: McGraw-Hill Book Company, 1922. Con autorización.

Cuadro A.4. Conductividad térmica del agua líquida a diferentes temperaturas (Geankoplis, 2006).

Temperatura			Conductividad térmica	
°C	°F	K	btu/h · pie · °F	W/m · k
0	32	273.15	0.329	0.569
37.8	100	311.0	0.363	0.628
93.3	200	366.5	0.393	0.680
148.9	300	422.1	0.395	0.684
215.6	420	588.8	0.376	0.651
326.7	620	599.9	0.275	0.476

Referencia: D. L. Timrot y N. B. Vargaftik, *J. Tech. Phys. (U. R. S. S.)*, **10**, 1063 (1940);
6a. Conferencia Internacional de las Propiedades del Vapor, París, 1964.

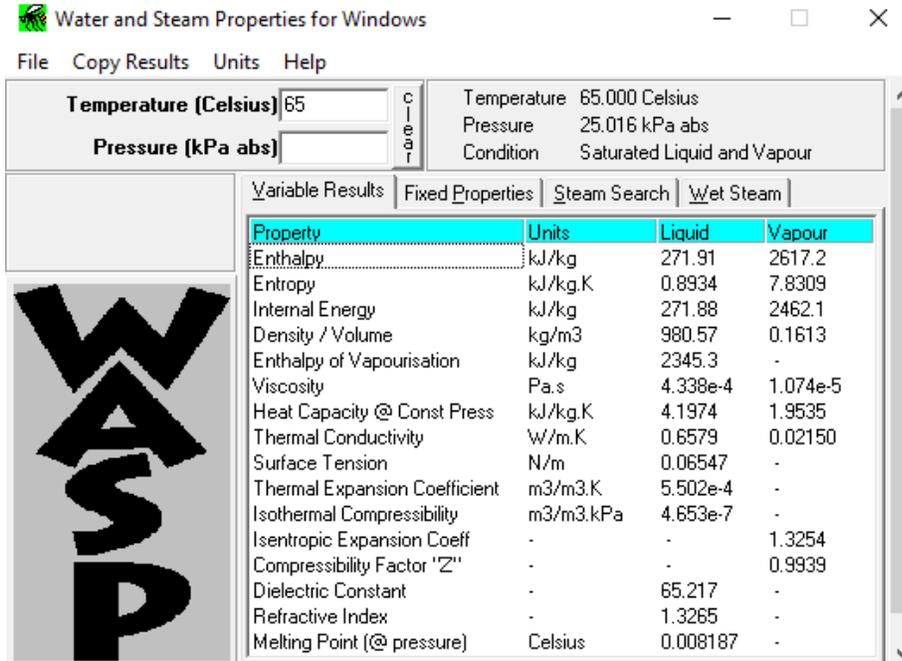


Figura A.1. Propiedades físicas del agua a 65 °C por el software WASP (Elaboración propia).

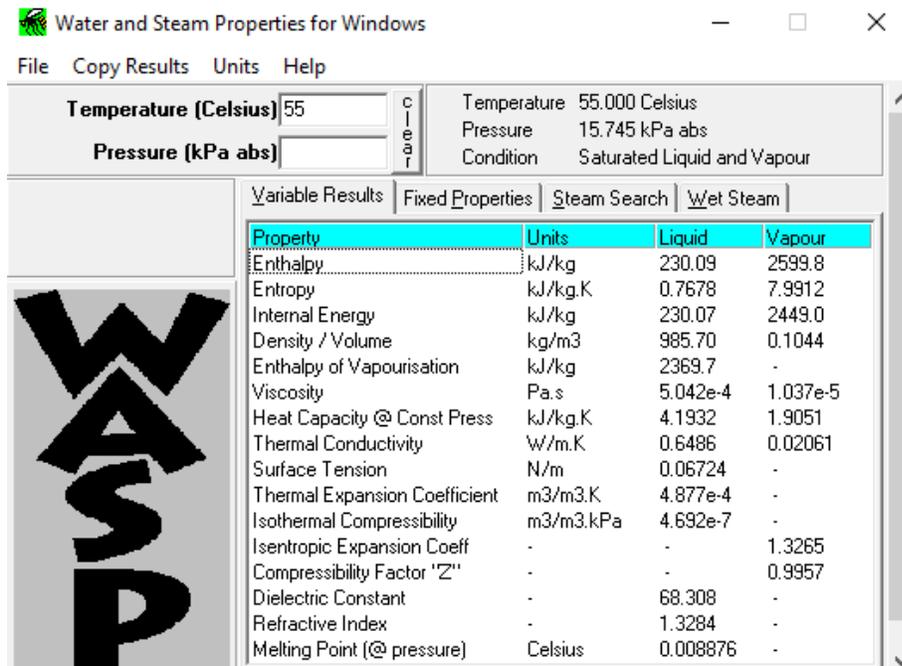


Figura A.2. Propiedades físicas del agua a 55 °C por el software WASP (Elaboración propia).

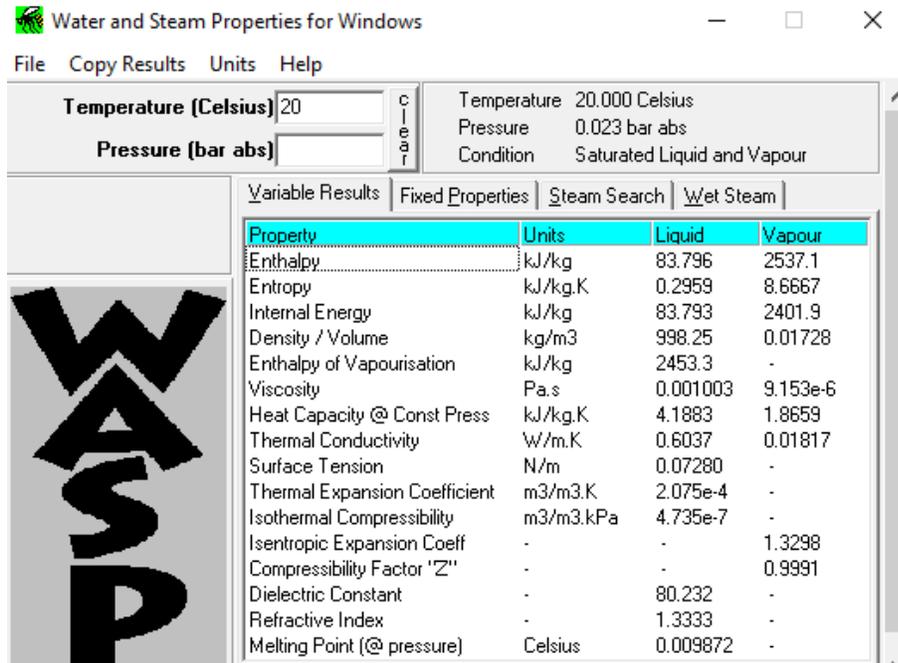


Figura A.3. Propiedades físicas del agua a 20 °C por el software WASP (Elaboración propia).

A.2. Solubilidad del almidón

Cuadro A.5. Índice de solubilidad de almidón de diversas fuentes a diferentes temperaturas.

T (°C)	Variedad	ISA (%)	Fuente	Promedio
30	Plátano	0.02	Bello <i>et al.</i> (1998)	0.02 ± 0
60	Cuadrado (<i>Musa balbisiana</i> Colla)	2	de la Torre <i>et al.</i> (2008)	2 ± 0
		2	Contreras <i>et al.</i> (2018)	
70	Cuadrado (<i>Musa balbisiana</i> Colla)	2.4	de la Torre <i>et al.</i> (2008)	2.68 ± 0.51
		3	Contreras <i>et al.</i> (2018)	
	Macho (<i>Musa paradisiaca</i> L.)	2.1	Bello <i>et al.</i> (2002)	
	Valery (<i>Musa sp.</i>)	3.2	Kayisu <i>et al.</i> (1981)	
90	Cuadrado (<i>Musa balbisiana</i> Colla)	16.8	de la Torre <i>et al.</i> (2008)	16.15 ± 7.86
	Macho (<i>Musa paradisiaca</i> L.)	7	Bello <i>et al.</i> (2002)	
	Valery (<i>Musa sp.</i>)	10	Kayisu <i>et al.</i> (1981)	
	Hom Khieo (<i>Musa acuminata</i> AAA)	26.43	Thanyapanich <i>et al.</i> (2021)	
	Namwa (<i>Musa sapientum</i> ABB)	20.54		

Cuadro A.6. Solubilidad de almidón de diversas fuentes a diferentes temperaturas.

T (°C)	Variedad	Solubilidad (g/mL)	Fuente	Promedio
30	Plátano	2.0773×10^{-6}	Bello <i>et al.</i> (1998)	2.08×10^{-6} ± 0
60	Cuadrado (<i>Musa balbisiana</i> Colla)	2×10^{-4}	de la Torre <i>et al.</i> (2008)	2.03×10^{-4} ±
		2.0618×10^{-4}	Contreras <i>et al.</i> (2018)	4.37×10^{-6}
70	Cuadrado (<i>Musa balbisiana</i> Colla)	2.4×10^{-4}	de la Torre <i>et al.</i> (2008)	2.84×10^{-4} ± 7.36×10^{-5}
		3.14×10^{-4}	Contreras <i>et al.</i> (2018)	
	2.1×10^{-4}	Bello <i>et al.</i> (2002)		
	Valery (<i>Musa sp.</i>)	3.732×10^{-4}	Kayisu <i>et al.</i> (1981)	
90	Cuadrado (<i>Musa balbisiana</i> Colla)	1.68×10^{-3}	de la Torre <i>et al.</i> (2008)	1.83×10^{-3} ± 8.88×10^{-4}
	Macho (<i>Musa paradisiaca</i> L.)	7×10^{-4}	Bello <i>et al.</i> (2002)	
	Valery (<i>Musa sp.</i>)	1.4014×10^{-3}	Kayisu <i>et al.</i> (1981)	
	Hom Khieo (<i>Musa acuminata</i> AAA)	3.0161×10^{-3}	Thanyapanich <i>et al.</i> (2021)	
	Namwa (<i>Musa sapientum</i> ABB)	2.3413×10^{-3}		

A.3. Comparación con otros autores

Cuadro A.7. Condiciones de operación de la Figura IV.12.

Autor	Sólido		N (rpm)	Impulsor	Eje del impulsor	D_a/D_T	C/D_a	H/D_T	n_J
	Tipo	D (mm)							
Mb. Pa. 1:7, 350 rpm, C1	Plátano macho	34.39	350	Paletas de 2 aspas	Centrado	0.4	0.25	0.6	s/d
De Lucas (2015)	Ácido benzoico	6.3	400	Turbina de disco con 4 aspas planas	Centrado	0.41	0.16	0.37	4
								0.56	4
								0.93	4
								0.93	s/d
Cacace y Mazza (2003)	Bayas congeladas molidas	1.6	1210	Lightnin A310	Excéntrico	0.41	0.61	0.84	s/d
	Resinas de intercambio iónico	0.3 – 1.2	460	Rushton	Centrado	0.38	-	1	4
Bong (2013)	Resinas de intercambio iónico	0.67	-	Rushton	Centrado	0.33	0.75	1	$\frac{4}{s/d}$

A.4. Correlaciones empíricas de transferencia de calor

Cuadro A.8. Condiciones de obtención de correlaciones empíricas de transferencia de calor.

Autor	Impulsor	Superficie de intercambio	n_J	Re_i	Pr	D_a/D_T	C/D_a	H/D_T
<u>Geankoplis</u> (2006)	Pa	Enchaquetado	s/d	300 a 3×10^5	-	-	-	-
<u>Karcz y Strek</u> (1995); <u>Major</u> (2014)	He	Enchaquetado	4	10^4 a 6×10^4	-	0.33	1	1
<u>Da Silva et al.</u> (2017)	<u>Pbt</u>	Serpentin en espiral sobre el fondo del tanque	4	2000 a 5×10^5	3 a 140	0.33	1	1

A.5. Sistema de tanque agitado con impulsor de cuatro aspas inclinadas

Cuadro A.9. Condiciones de operación del sistema con impulsor de aspas inclinadas.

Matriz	Impulsor	N (rpm)	C (m)	ϕ
Húmeda	Pbt	350	0.05	1:4

Cuadro A.10. Relaciones geométricas del sistema con impulsor de aspas inclinadas.

D_a/D_T	C/D_T	C/D_a	H/D_T
0.33	0.33	1	0.6

A.6. Curvas del número de potencia

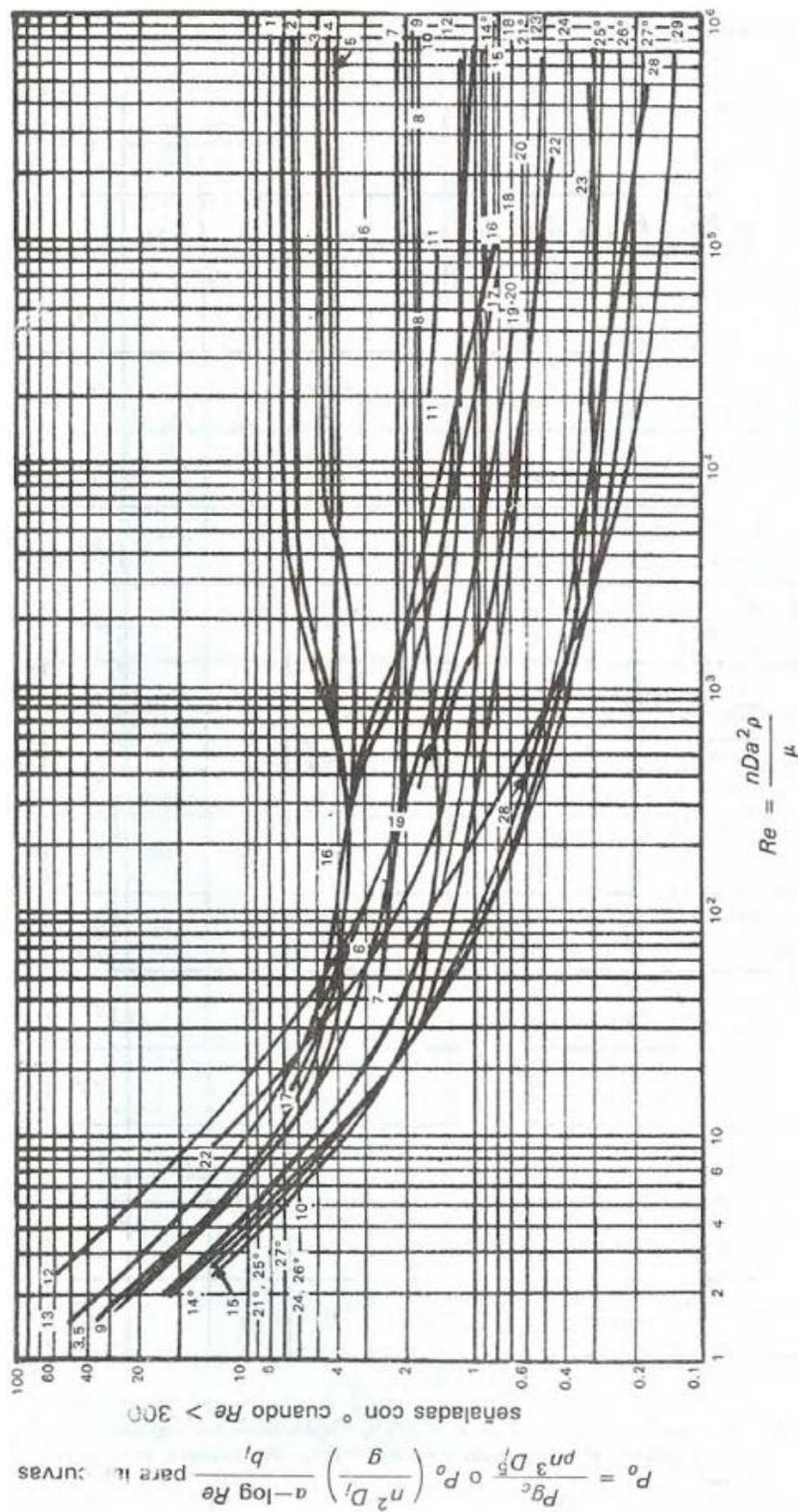
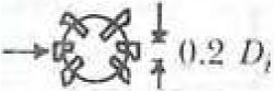
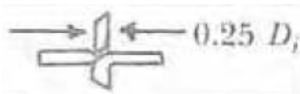
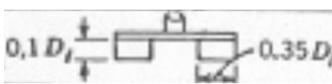
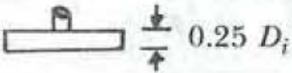


Figura A.4. Curvas de N_p en función de Re , de diversos impulsores para diferentes sistemas de agitación (Valiente, 2002).

Cuadro A.11. Condiciones de operación de las curvas de la Figura A.4 (Valiente, 2002).

Impulsor	D_T/D_a	H/D_a	C/D_a	n_J	J/D_a	N.º
Turbina de 6 aspas planas 	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.17	1
Igual que en el N.º1	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.1	2
Igual que en el N.º1	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.4	4
Igual que en el N.º1; a = 1, b = 40	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	0		14º
Turbina de 6 aspas curvas. Tamaño de aspa como en N.º1 	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.1	3
Turbina de 6 aspas en forma de flecha. Tamaño de aspa como en N.º1 	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.1	5
Turbina radial con anillo deflector 				0		7
Turbina cerrada de 6 aspas. Anillo deflector de 20 hojas	2.4	0.74	0.9	0		11

Cuadro A.11. (Continuación).

Impulsor	D_T/D_a	H/D_a	C/D_a	n_J	J/D_a	N.º
Semejante, más no idéntica a la N.º11	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	0		12
Igual que la N.º12 pero sin anillo deflector	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.1	13
Turbina axial de 8 aspas con ángulo de 45°. Ver N.º17	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.1	9
Turbina axial de 4 aspas con ángulo de 60° 	3	3	0.5	0		17
Turbina axial de 4 aspas con ángulo de 45°. Ver N.º17	5.2	5.2	0.87	0		19
Igual que la N.º19	2.4 – 3	2.4 – 3	0.4 – 0.5	0		22
Disco con 16 aspas 	2.5	2.5	0.75	4	0.25	6
Dos aspas 	4.35	4.3	0.29	3	0.11	8
Cuatro aspas. Ver N.º8	3	3	0.5	0		16
Dos aspas. Ver N.º8	3	3.2	0.33	0		20
Dos aspas. Ver N.º8	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.1	10

Cuadro A.11. (Continuación).

Impulsor	D_T/D_a	H/D_a	C/D_a	n_J	J/D_a	N.º
Dos aspas. Ver N.º8 $w = 0.13D_a$	1.1	0.5	0.19	0		29
Dos aspas. Ver N.º8 $w = 0.17D_a$	1.1	0.4	0.1	0		29
Hélice de 3 aspas Paso de hélice = $2D_a$ 	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.1	15
Igual que N.º15; $a = 1.7$, $b = 18$	3.3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	0		21°
Igual que N.º15 pero con paso = $1.33D_a$	16			3	0.06	18
Igual que N.º15 pero con paso = $1.09D_a$	9.6			3	0.06	23
Igual que N.º15 pero con paso = $1.05D_a$, $a = 2.3$, $b = 18$	2.7	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	0		27°
Igual que N.º15 pero con paso = $1.04D_a$, $a = 0$, $b = 18$	4.5	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	0		25°
Igual que N.º15 pero con paso = D_a	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	4	0.1	24
Igual que N.º15 pero con paso = D_a , $a = 2.1$, $b = 18$	3	2.7 – 3.9	0.75 – 1.3	0		26°
Igual que N.º15 pero con paso = D_a	3.8	3.5	1	0		28

Valiente (2002) recomienda que, cuando no se encuentre el valor de las relaciones geométricas deseadas, la potencia (P) puede corregirse mediante la Ecuación A.1.

$$P = [P]_{gr\acute{a}fica} \left[\frac{(D_T/D_a)(H/D_a)_{deseado}}{(D_T/D_a)(H/D_a)_{gr\acute{a}fica}} \right] \quad (A.1)$$

A.7. Tanque agitado de nivel planta piloto

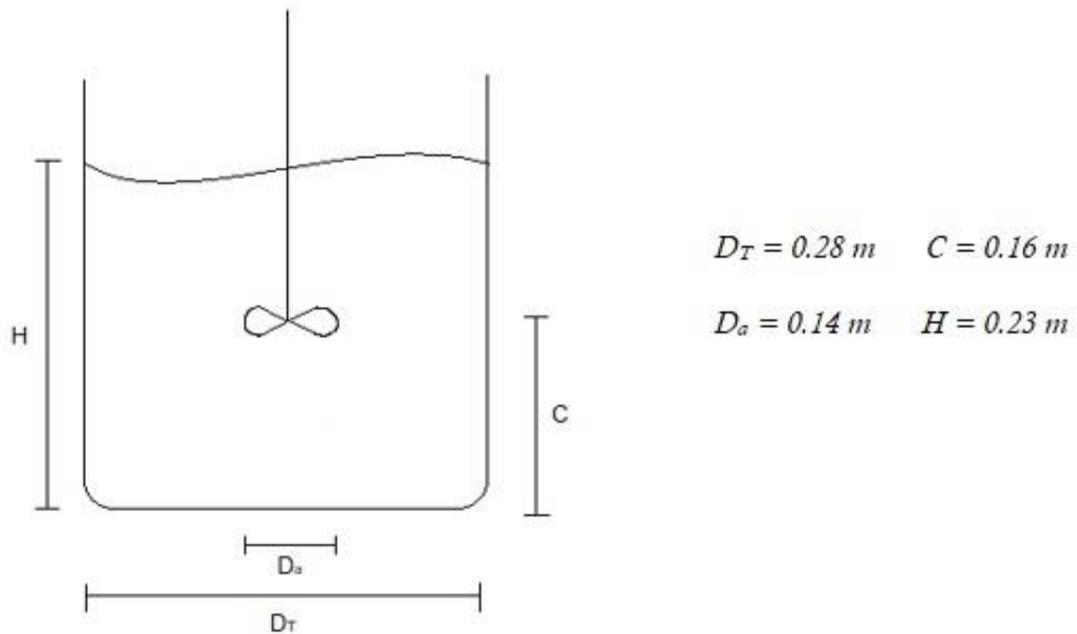


Figura A.5. Dimensiones del sistema de agitación de nivel planta piloto.