

UNIVERSIDAD DE LOS ANDES
FACULTAD DE INGENIERIA
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA CIVIL Y AMBIENTAL



ANÁLISIS REOLÓGICO DE LOS LODOS DE UN DIGESTOR ANAERÓBICO CON ALTA
CONCENTRACIÓN DE SÓLIDOS DESDE EL PUNTO DE VISTA DE SU
ESCALAMIENTO

Por:

ANDRÉS FERNANDO GONZÁLEZ

Asesor:

EUGENIO GIRALDO

SANTAFE DE BOGOTA, FEBRERO DE 2003

**A mis padres, porque aunque lejos sus valores
y enseñanzas siempre están cerca
y a Carol, por haber creído ciegamente
en el corazón: motor de estas palabras**

Tabla de contenidos

1. Introducción	7
2. Objetivos	9
2.1 Objetivo general	9
2.2 Objetivos Específicos	9
3. Estado del arte en digestión anaerobia	10
3.1 Tratamiento de aguas residuales	10
3.2 Digestión anaerobia de lodos aguas residuales	10
3.3 Digestión de lodos de aguas residuales en biorreactores de membrana.....	12
3.4 Caracterización Reológica.....	14
3.5 Caracterización reológica de un digestor de lodos anaeróbico	15
3.6 Cálculo de Potencia	19
3.7 Desgasificación del digestor.....	20
3.8 Efecto de la temperatura sobre la viscosidad	21
4. Obtención de los reogramas	22
4.1 Caracterización reológica y obtención de curvas de concentración y temperatura.....	22
4.2 Diseño de experimentos	22
5. Efectos de la temperatura y concetración de sólidos sobre los parámetros del modelo ...	24
5.1 Efectos de la temperatura sobre la viscosidad.....	24
5.2. Efecto de la concentración de sólidos sobre la viscosidad.....	30
6. Análisis del efecto reológico sobre el escalamiento	36
6.1 Efecto de la temperatura sobre el comportamiento reológico.....	36
6.2 Efecto de la concentración de sólidos sobre el comportamiento reológico	37
6.3 Efecto de la reología de los lodos sobre el fenómeno de desgasificación.....	39
6.4 Consumo de potencia al interior del digestor	41
7. Conclusiones	48
8. Bibliografía	49

Índice de figuras

Figura 1. Esquema resumido del metabolismo anaerobio.....	11
Figura 2. Esquema de funcionamiento de un digestor anaeróbico convencional	13
Figura 3. Reogramas típicos para cada uno de los modelos (adoptado de Bird <i>et al.</i> , (2002).....	14
Figura 4. Efecto de la viscosidad sobre la temperatura lodo A.....	25
Figura 5. Variación de K con la temperatura para lodo B.....	27
Figura 6. Variación de n con la temperatura para lodo B	27
Figura 7. Variación de τ_y con la temperatura lodo B.....	28
Figura 8. Efecto de la temperatura sobre n para lodo C.....	29
Figura 9. Efecto de la temperatura sobre K para lodo C	30
Figura 10. Efecto de la temperatura sobre τ_y para lodo C	30
Figura 11. Efecto de la concentración de sólidos sobre n para lodo C	32
Figura 12. Efecto de la concentración de sólidos sobre k para lodo C	32
Figura 13. Efecto de la concentración de sólidos volátiles sobre n para lodo B.....	34
Figura 14. Efecto de la concentración de sólidos sobre K para lodo B.....	34
Figura 15. Efecto de la concentración de sólidos volátiles sobre τ_{yp} para lodo B	35
Figura 16. Efecto de el diámetro del burbuja sobre el Hold-up teniendo como parámetro la velocidad de agitación (RPM).....	40
Figura 17. Efecto de la velocidad de agitación sobre el Hold-up teniendo como parámetro del diámetro de burbuja (mm) para el lodo B	41
Figura 18. Efecto de la velocidad de agitación sobre el Hold-up teniendo como parámetro el diámetro de burbuja par lodo C.....	42
Figura 19. Efecto de la velocidad de agitación sobre el Hold-Up para dos concentraciones de sólidos en el lodo B.	43
Figura 20. Efecto de la concentración de sólidos sobre la potencia consumida en el lodo B	44
Figura 21. Efecto de la velocidad de agitación sobre la potencia teniendo como parámetro la relación entre el diámetro del impeler y el diámetro del digestor para lodo B	¡Error! Marcador no definido.
Figura 22. Efecto de la velocidad de agitación sobre la potencia consumida teniendo como parámetro el diámetro del digestor (mt).....	45
Figura 23. Efecto de la velocidad de agitación sobre la potencia para lodo A	46
Figura 24. Propuesta de sistema de mezcla para digestor de lodos con alta concetración de sólido	47
Figura 25. Propuesta la sistema de mezcla de para digestor de alta carga.....	47

Índice de tablas

Tabla 1. Reportes de caracterización reológica de lodos	16
Tabla 2. Constantes reportadas para lodos de aguas residuales	17
Tabla 3. Constantes para cálculo de potencia de fluidos No-newtonianos	20
Tabla 4. Constantes en la modelación del efecto de la temperatura sobre la viscosidad	21
Tabla 5. Viscosidades a diferentes temperaturas para lodo A.....	24
Tabla 6. Análisis de varianza de la viscosidad al modificar la temperatura en el lodo A.....	25
Tabla 7. Valores de las constantes del modelo de potencia a diferentes temperaturas Lodo B	26
Tabla 8. Análisis de varianza de las constantes con la modificación de la temperatura	26
Tabla 9. Valores de las constantes del modelo de potencia a diferentes temperaturas lodo C	28
Tabla 10. Análisis de la varianza de las constantes al modificar la temperatura	29
Tabla 11. Valores de las constantes del modelo de potencia para diferentes concentraciones de sólidos lodo C.....	31
Tabla 12. Análisis de la varianza de las constantes del modelo de potencia a diferentes concentraciones de sólidos volátiles	31
Tabla 13. Constantes del modelo de potencia a diferentes concentraciones de sólidos para lodo B	32
Tabla 14. Análisis de la varianza de las constantes del modelo con respecto a los sólidos volátiles	33

Resumen

Debido a la complejidad operacional de manejar un digestor de lodos con alta concentración de sólidos se realizó una caracterización reológica para predecir los factores críticos a la hora de escalamiento y puesta a punto. Se encontró que a diferencia de los lodos de un digestor convencional, los lodos de alta concentración siguen la ecuación de Herschel-Bulkley es decir son pseuplástico con esfuerzo cortante inicial τ_y . La constante del modelo de potencia n a altas concentraciones presenta valores mucho más bajos comparados con los reportados en literatura (0.2 a 0.3). El esfuerzo cortante τ_y y K son más altos que los reportados significando que para los lodos de nuestro digestor se necesita un gradiente más alto para generación de deformación del mismo (700 a 800 Pa). Esto significa que el consumo de potencia de un digestor de este tipo es mucho mayor (Incluso 7 veces que los anteriores) llegando a valores de 0.7 caballos por metro cúbico a diferencia de un digestor convencional que podrá llegar a 0.1 caballos de fuerza por metro cúbico. Se recomienda entonces realizar modificaciones en el diseño tales como la disminución en el diámetro del digestor y el uso de agitadores axiales y radiales para facilitar la mezcla en ambas direcciones. Se encontró que el fenómeno de desgasificación puede convertirse en un factor limitante ya que el aumento en la viscosidad predice valores mucho más altos en el hold-up comparados con los digestores convencionales (valores hasta de 0.8). Es necesario entonces aumentar la altura del digestor como también trabajar a las velocidades de agitación más altas posibles para disminuir la viscosidad del fluido.

1. Introducción

Dentro de las estrategias para el tratamiento de aguas residuales, el uso de sedimentadores primarios y secundarios es uno de los métodos más utilizados para la remoción de sólidos sin embargo, el uso de sedimentadores tiene como consecuencia la formación de lodos y la obligación de su posterior tratamiento siendo este uno de los problemas más importantes a solucionar en una planta de tratamiento de aguas residuales.

El tratamiento de lodos consiste en la remoción de sólidos para obtener finalmente un lodo estabilizado en el cual no estén presentes microorganismos. Una de las estrategias más utilizadas para realizar lo anterior es el proceso de digestión donde los microorganismos consumen los detritos que van dejando los demás a medida que mueren (Romero, 1999). Existe la digestión aerobia y la digestión anaerobia las cuales se llevan a cabo con oxígeno y sin oxígeno respectivamente. Las ventajas que presenta la digestión anaerobia son numerosas: generación de metano, disminución en costo de operación debido a que no se necesita aeración, buenas remociones de sólidos, etc. Los digestores de sólidos consisten en su mayoría en tanques completamente mezclados alimentados constantemente por sólidos primarios, otorgándole un tiempo de residencia para finalmente obtener un lodo estabilizado. La alimentación también se puede realizar discontinua sin embargo, esto puede generar un desbalance entre las bacterias acidogénicas y metanogénicas trayendo como consecuencia una acidificación del reactor (Romero, 1999). Por ser los digestores reactores continuos, el tiempo de retención celular es igual al tiempo de retención hidráulica, limitando la carga al digestor (0.5 a $1.2 \text{ kg SSV} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{d}^{-1}$) por los bajos tiempos de residencia y obligando a utilizar digestores de grandes volúmenes. En el caso de los lodos activados los sólidos se pueden remover utilizando un sedimentador secundario para retornarlos al reactor. Una estrategia análoga para el caso de digestores anaerobios es la retención celular por medio de membranas. El uso de membranas para la retención de sólidos ya ha sido reportada encontrando algunos resultados interesantes (Ghyoot y Verstrate, 1997). Debido a que existe una retención total o parcial de células la concentración de sólidos en el digestor es mucho mayor comparada con los digestores convencionales. El aumento de concentración de sólidos en el reactor puede convertirse en un factor limitante en el escalamiento por varias razones:

1. Aumento en la potencia consumida para homogenizar el fluido
2. Problemas en el fenómeno de desgasificación

3. limitaciones en la homogenización generando subsistemas con alta concentración de ácidos grasos volátiles

Para observar en que medida son importantes los anteriores es necesario observar como se comporta reológicamente el lodo ya que la viscosidad juega un papel muy importante. Existen variados reportes de literatura cuyo objetivo es encontrar un modelo que relacione el esfuerzo cortante y el gradiente. Slatter, (1997) reportó que para lodos de altas concentración de sólidos los fluidos presenta una tendencia pseudoplástica siendo necesario un esfuerzo cortante inicial para generar una deformación (Ecuación de Herschel-Bulkey).

Por todo lo anterior, el objetivo de este trabajo es una caracterización reológica de los lodos de un digestor anaeróbico de alta concentración de sólidos para observar o predecir cuales van a ser los factores limitantes en el caso de utilizar esta estrategia a gran escala. Para realizar esto se obtuvieron reogramas a diferentes temperaturas y concentraciones de sólidos tratando de correlacionar los anteriores con el modelo de potencia n , K , y τ_y . (Bird et al, 2002). Finalmente, con los valores de los parámetros del modelo se estimaron diferentes valores de Hold-up del gas y potencia consumida para tratar de predecir si los anteriores podrían ser limitantes a la hora del escalamiento.

Análogo a lo reportado en literatura (Slatter, 19997) se encontró que el lodo se comporta bajo un régimen pseudoplástico sin embargo, los valores de n son mucho más bajos a las mismas concentraciones reportadas. A medida que se disminuía la concentración de sólidos el lodo se aproximaba a un comportamiento Newtoniano ya que la constante n se acercaba 1. Con respecto al esfuerzo cortante inicial se encontró que a medida que se aumentaba la concentración de sólidos era necesario un esfuerzo cortante más alto para generar deformación lo que desde el punto de vista de la potencia consumida tiene implicaciones importantes.

Con respecto al Hold-up, se encontró que la viscosidad de estos digestores duplica la cantidad presente lo que implica un aumento significativo del nivel del lodo en el digestor. Con respecto a la potencia consumida se encontró que el efecto de la configuración geométrica del digestor es más importante que la concentración de sólidos por lo que un buen diseño de este tipo de digestor puede evitar aumentos en los costos operacionales.

2. Objetivos

2.1 Objetivo general

Caracterizar reológicamente los lodos de un digestor anaeróbico con alta concentración de sólidos desde el punto de vista de su escalamiento.

2.2 Objetivos Específicos

- Encontrar los parámetros que describen el comportamiento reológico de los lodos bajo diferentes condiciones de concentración de sólidos durante la operación del reactor anaerobio de lodos.
- Evaluar los requisitos de potencia para diferentes condiciones de operación y comparar con digestores anaerobios de lodos actuales. Evaluar las ventajas o desventajas desde esta perspectiva.
- Evaluar la aplicabilidad de los sistemas de mezcla de los digestores de lodos actuales , bajo nuevas condiciones reológicas. Discutir los cambios tecnológicos necesarios si se requirieran.
- Evaluar las implicaciones de las nuevas condiciones reológicas de los lodos del reactor en la evacuación del biogás producido en el proceso, v.gr. gas hold-up, coeficientes de transferencia de masa liquido-gas

3. Estado del arte en digestión anaerobia

3.1 Tratamiento de aguas residuales

En los diferentes procesos utilizados para el tratamiento de las aguas residuales se remueven diferentes tipos de sólidos que incluyen materiales gruesos removidos en clarificadores primarios y secundarios.

El tratamiento y disposición de los lodos generados en una planta de tratamiento es uno de los procesos más importantes en una planta de tratamiento de aguas residuales debido a su complejidad.

Existen diferentes estrategias para el tratamiento de las aguas residuales entre los cuales se encuentran el espesamiento, la digestión anaerobia, la digestión aerobia, lechos de secado, compostaje e incineración.

Entre los más utilizados para la reducción de sólidos volátiles se encuentran las digestiones donde los microorganismos utilizan como fuente de sustrato los detritos que van dejando algunos a medida que mueren.

3.2 Digestión anaerobia de lodos aguas residuales

La microbiología anaerobia lleva tan sólo algunos años de ser conocida a fondo y es el fundamento de lo que se conoce sobre la digestión anaerobia.

A diferencia de la anaerobia, la digestión anaerobia exige la presencia de 5 clases de microorganismos. En primer lugar la materia orgánica compleja se hidroliza con la ayuda de exoenzimas secretadas por bacterias hidrolíticas para llevarla a materia orgánica simple. La materia orgánica simple, mediante uno de los ciclos metabólicos llamado la glicólisis, se lleva a los llamados AGV por las bacterias acidogénicas entre los cuales se encuentra el ácido propiónico, acético, valérico, isovalérico etc. A partir de este momento actúan las bacterias acetogénicas acetoclásticas encargadas de metabolizar los AGV y llevarlos a ácido acético y también existen las bacterias acetogénicas hidrógenoclásticas quienes utilizan como sustrato el hidrógeno para generar nuevamente ácido acético, finalmente se encuentran los microorganismos encargados de realizar la metanogénesis los cuales pueden utilizar como sustrato para reducir el

CO₂ el ácido acético (metanogénicas acetoclásticas) o el hidrógeno (metanogénicas hidrogenoclasticas) (figura 1).

El lodo producido en los procesos de tratamiento de aguas residuales está compuesto de materia orgánica contenida en el agua residual cruda. La digestión de lodos se aplica con el propósito de producir un compuesto final más estable y eliminar cualquier microorganismo patógeno que esté en el lodo crudo. Específicamente la digestión anaerobia se utiliza para estabilizar los lodos primarios y secundarios. El lodo primario es un lodo digerible con fuerte olor fecal. La reducción de sólidos volátiles es el criterio más utilizado para medir el rendimiento de los procesos de digestión de lodos. La reducción de sólidos volátiles debe estar alrededor del 50 % (Romero, 1992)

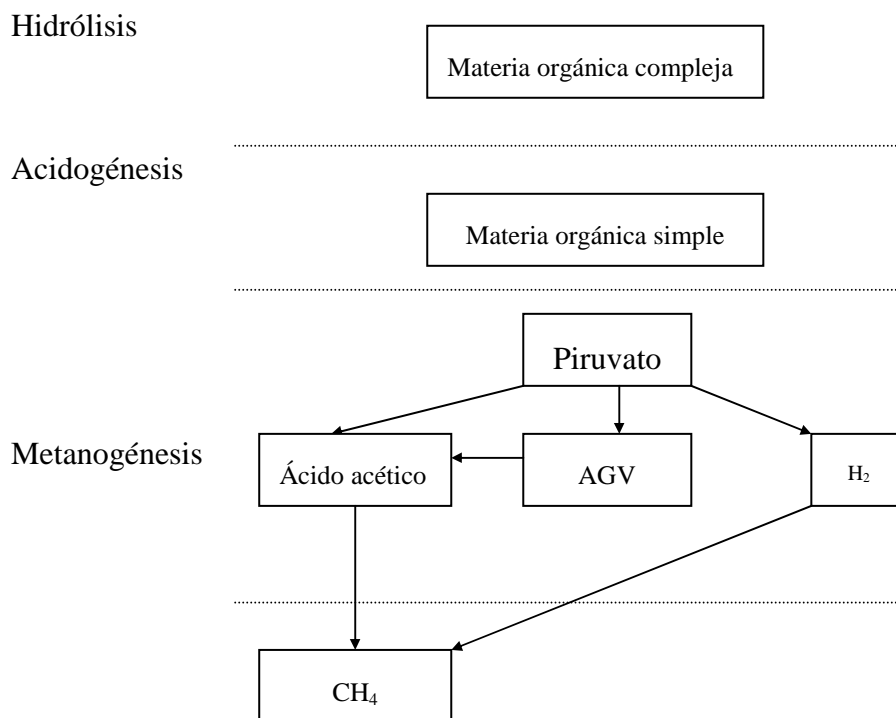


Figura 1. Esquema resumido del metabolismo anaerobio

Los sólidos orgánicos remanentes son de naturaleza homogénea, relativamente estables, con olor a alquitrán. El proceso convencional de digestión anaerobia se efectúa en dos etapas: la primera consiste en un calentamiento en la cual produce la mayor cantidad de gas y la segunda etapa que consiste en el asentamiento tranquilo usada para el asentamiento, espesamiento del lodo digerido usada para el asentamiento tranquilo y la formación de un sobrenadante claro.

La digestión anaerobia también se lleva a cabo en digestores convencionales de una sola etapa, siendo similar el proceso, pero efectuándose todo dentro un solo tanque.

Dentro de los procesos de digestión anaerobia existen los de baja tasa y los de alta tasa. El proceso de baja tasa es el más antiguo. En estos digestores, el lodo se dosifica intermitentemente al digestor, sin mezcla ni calentamiento. En el anterior ocurre una estratificación de 4 zonas, capa de espuma, capa de sobrenadante, capa de sólidos en digestión activa y capa de sólidos inertes. El sobrenadante y el lodo digerido se extraen periódicamente.

En los sistemas de dosificación discontinúa el lodo se agrega generalmente una vez al día. Como las bacterias productoras de ácido e hidrógeno crecen más rápido que las que lo utilizan, la adición intermitente genera unos incrementos súbitos de producción de ácidos, lo cual puede ocasionar disminuciones en el pH si no existe suficiente alcalinidad. Es por esto que se recomienda una dosificación continua. En el proceso de digestión de alta tasa todas las reacciones del proceso de conversión anaerobia de residuos orgánicos ocurren simultáneamente en el mismo tanque. En condiciones de estado permanente la operación debe estar equilibrada para que no exista acumulación de productos intermedios, lo cual depende de varias condiciones de condición del lodo, la concentración, el pH, la temperatura y la mezcla; sin embargo la tasa de reacción global está gobernada por la tasa de conversión de ácidos volátiles en metano y CO₂. Cuando ocurre un desequilibrio entre el mecanismo de reacción anaerobia y la generación de los ácidos, se genera una acidificación del reactor.

Los digestores anaeróbicos son generalmente tanques cilíndricos o rectangulares. Los tanques cilíndricos tienen una profundidad/diámetro de 0.3 a 0.7 para facilitar la mezcla, fondo cónico con pendientes 1/6 a 1/4 y bocas de extracción de lodos por el centro del cono y uno o más puntos intermedios entre el fondo del digestor y el nivel máximo de agua en el digestor. Recientemente se ha promovido el uso de digestores en forma de huevo para optimizar la mezcla y reducir la acumulación de espuma y arena (Romero, 1992)

3.3 Digestión de lodos de aguas residuales en biorreactores de membrana

Los digestores de lodos convencionales funcionan como un reactor continuo completamente mezclado (CSTR) (ver figura 2).

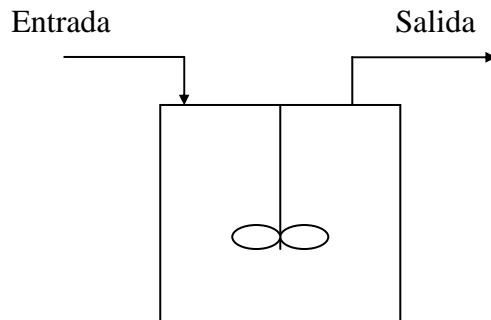


Figura 2. Esquema de funcionamiento de un digestor anaeróbico convencional

En esta estrategia, por no presentarse una recirculación de sólidos, se encuentran acoplados los tiempos de retención hidráulica (TRH) con los tiempos de retención celular (TRC).

Es por esta razón que se han venido a través del tiempo incorporando tecnologías para desacoplar los TRH con los TRC. Una de las tecnologías con mayor potencial es el uso de biorreactores de membrana (Manem y Sanderson, 1995; Brockmann y Seyfreid, 1996; Wisniewski y Grasmick, 1997; Ghyoot y Verstraete, 1997) que permiten el desacople deseado, lo que permite trabajar con concentraciones de sólidos más altas en el reactor y, como consecuencia la posibilidad de trabajar con cargas mayores comparadas con los digestores convencionales. Se han utilizado diferentes clases de membranas y diferentes estrategias entre las cuales se encuentran la filtración tangencial o filtración de flujo cruzado (Ghyoot y Verstraete, 1997; Brockmann y Seyfreid 1997) sin embargo, estos autores reportan una disminución en la actividad metanogénica que asocian con un rompimiento de los flóculos o asociaciones de microorganismos encargados de la metanogénesis debido a los esfuerzos cortantes generados al pasar el fluido por la membrana lo que no permitió trabajar a cargas mayores comparadas con los digestores convencionales. También se han utilizado otros sistemas de deshidratación tales como la ósmosis directa y inversa los cuales encontraron resultados satisfactorios, sin embargo al igual que los anteriores se presenta un punto donde se disminuye la eficiencia del proceso. Para el caso de la ósmosis inversa se encontró una posible inhibición de la metanogénesis debido a la transferencia de iones provenientes de la solución de NaCl encargada de deshidratar el lodo.

Sin embargo, el aumento de concentración de sólidos puede traer algunas dificultades operacionales tales como el aumento en la viscosidad, densidad, distribución de partículas, limitaciones en la transferencia de momento calor y masa que a nivel de laboratorio o piloto, sus efectos pueden ser no muy claros pero que a escala industrial pueden convertirse en los factores

limitantes del proceso no sólo desde el punto de vista de su desempeño en la limitación de transporte sino también en la parte operacional con el aumento en la potencia volumétrica necesaria para mantener una homogeneidad en el reactor y que no se forme sistemas heterogéneos que por la alta concentración de ácidos grasos volátiles pueden inhibir la metanogénesis en algunos puntos de reactor.

3.4 Caracterización Reológica

Reología es en resumen el estudio de los fenómenos asociados al flujo donde existen dos características fundamentales a evaluar (Bird *et al.*, 2002)

1. Esfuerzo cortante τ
2. Gradiente de velocidad $\frac{dV}{dX}$

La primera relación que se planteo entre los anteriores fue planteada por sir Isaac Newton quien postuló una relación directamente proporcional llamando la constante de proporcionalidad como viscosidad (μ). Esta constante de proporcionalidad es independiente del gradiente de velocidad que se esté aplicando al fluido a lo que dicho comportamiento se llamó fluidos Newtonianos. Sin embargo, no todos los fluidos se comportan como Newtonianos ya que para algunos existe una variación en la viscosidad dependiendo del gradiente de velocidad al que está sometido el fluido. Entre los diferentes fluidos no Newtonianos existen los Pseudoplásticos, dilatantes y plásticos de Bingham los cuales presentan dependencias particulares del esfuerzo cortante (figura 3) (Bird *et al.*, 2001). Una gráfica entre el esfuerzo cortante y el gradiente de velocidad es conocido como reograma (figura 3) el cual es obtenido por medio de un viscosímetro.

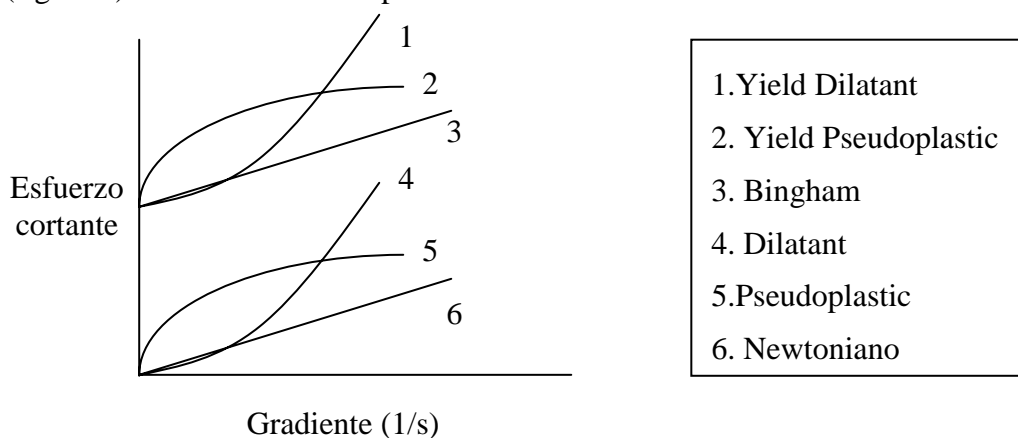


Figura 3. Reogramas típicos para cada uno de los modelos (adoptado de Bird *et al.*, (2002))

El modelo general se representa bajo el modelo de potencia:

$$\tau = \tau_y + K * \left[-\frac{du}{dr} \right]^n \quad (1)$$

donde τ_y es el esfuerzo cortante inicial, K es el índice de consistencia y n el índice de comportamiento de flujo.

los valores de las constantes le dan el comportamiento específico:

$\tau_y > 0$ y $n > 1$ Yield dilatant

$\tau_y > 0$ y $n = 1$ Bingham

$\tau_y > 0$ y $n < 1$ Yield pseudoplastic (Ecuación de Herschel-Bulkey)

$\tau_y = 0$ y $n > 1$ Dilatant

$\tau_y = 0$ y $n = 1$ Newtoniano

$\tau_y = 0$ y $n < 1$ Pseudoplastic

En términos de viscosidad los fluidos tienen diferentes variaciones. Los fluidos Pseudoplásticos y dilatantes presentan una disminución de la viscosidad y un aumento respectivamente al aumentar el esfuerzo cortante y contrario a los anteriores, los fluidos Newtonianos son independientes del esfuerzo cortante aplicado.

3.5 Caracterización reológica de un digestor de lodos anaeróbico

Existen varios reportes en la literatura de caracterizaciones de lodos ya sea primarios, lodos activados o lodos digeridos (Slatter, (1997); Dentel, 1997; Monteiro, 1997; Frost, 1982; Jonson, 1981; Mulbarger, 1981) (ver tabla 1) reportaron diferentes características reológicas tratando de acoplarlas con dos variables: 1) concentración de sólidos y 2) naturaleza del lodo. Se encontró resultados significativamente diferentes para sólidos primarios y digeridos pero se lograron correlacionar con un modelo del tipo Herschel-Bulkey (ver tabla 2).

Mulbarger *et al.* (1981) afirman que los lodos se adecuan a un modelo tipo Bingham y Slatter, (1997) contrario a los anteriores, lo acopla a un modelo para fluidos pseudoplásticos. Es claro

entonces que existen diferentes conclusiones que no permiten realizar una extrapolación para cualquier lodo por lo que es necesario realizar un estudio para cada caso particular.

Tabla 1. Reportes de caracterización reológica de lodos

Referencia	Modelo	Viscosímetro	Tipo de lodo
Monteiro (1997)	Herschel-Bulkley	Viscosímetro rotacional MS Z2	Lodo primario y digerido
Slatter (1997)	Herschel-Bulkley	Rotovisco MV1P	Lodo digerido con 31.7, 46.4 y 66.2 g SS/l
Prof y Lohmann (1997)	Herschel-Bulkley	Viscosímetro rotacional	Lodo digerido 3.5 a 7% en sólidos
V. Lotito et al. (1997)	Bingham y Herschel-Bulkley	Viscosímetro rotacional Haake RV 21	Lodos activados, lodo primario, lodo digerido y deshidratado mecánicamente
Sosansky et al. (1997)	Bingham	Viscosímetro Rheotests-2	Lodo proveniente de una coagulación química

Tabla 2. Constantes reportadas para lodos de aguas residuales

Referencias	Modelo		τ_y	K	N
Monteiro, 1997	Herschel-Bulkley		3.5	0.32	0.82
Slatter, 1997	Herschel-Bulkley	gSS/l	1.04	3.13	0.827
		31.7	3.13	0.0239	0.632
		46.4	12.0	0.366	0.664
		66.2			
V. Lotito et al. 1997	Bingham (1)	TS (%) 1.2	0.002	0.555	
	Bingham (1)	4.4	0.016	12.93	
	Bingham (1)	7.6	0.0456	40.871	
	Bingham (2)	1.6	0.0088	5.84	
	Bingham (2)	3.7	0.044	30.26	
	Bingham (3)	1.3	0.0028	0.983	
	Bingham (3)	3	0.015	4.794	
	Bingham (3)	5.2	0.047	21.62	

Tabla 2. Continuación

	Herschel-Bulkley (1)	1.2	0.02	0.710	
	Herschel-Bulkley (1)	4.4	2.178	0.376	
	Herschel-Bulkley (1)	7.6	12.226	0.279	
	Herschel-Bulkley (2)	1.6	2.049	0.277	
	Herschel-Bulkley (2)	3.7	10.495	0.278	
	Herschel-Bulkley (3)	1.3	0.046	0.640	
	Herschel-Bulkley (3)	3	0.811	0.459	

Tomando en cuenta la relación entre la viscosidad con la concentración de sólidos, Slatter, (1997) realizó un estudio tratando de correlacionar τ_y , K y n con la concentración de sólidos bajo el siguiente modelo:

$$\text{Para } K: K = \mu_w * \left(1 - \frac{C}{C_{\max}}\right)^{-m} \quad (2)$$

$$\text{Para } \tau_y: \tau_y = a * \frac{C^3}{C_{\max} - C} \quad (3)$$

$$\text{Para } n: n = b_1 * C^2 + b_2 * C + 1 \quad (4)$$

Encontrando los siguientes valores:

$m=35.3$; $a=13400$ Pa; $C_{max}=0.425$; $b_1=-1.56*10^{-5}$; $b_2=-0.00459$

En general, se encontró que al aumentar la concentración de sólidos se aumenta el τ_y debido a que es mayor el esfuerzo inicial necesario para generar una deformación.

A medida que disminuía la concentración de sólidos se aproximaba a cero, comportándose de manera análoga al agua. El índice de consistencia de flujo K se incrementó a medida que se aumentó la concentración contrario al índice de comportamiento de flujo n donde se encontró una disminución a medida que se aumentó la concentración de sólidos.

3.6 Cálculo de Potencia

Uno de los objetivos principales de la caracterización reológica de un reactor es utilizar esta información para determinar la potencia requerida para mezclar el fluido. Los estándares típicos para diseño de diferentes sistemas de mezcla empleados en digestores anaeróbicos de alta tasa son sistemas de inyección de gas no confinado, sistemas de inyección confinado, sistemas de agitación mecánica y sistemas de bombeo mecánico.

En el caso de fluidos no Newtonianos, como es el caso de un digestor anaeróbico de alta concentración, el cálculo de la potencia requerida se vuelve más complejo ya que la viscosidad varía a medida que se varía el gradiente, es decir, la velocidad de agitación en el caso de que la mezcla se realice por medios mecánicos.

Para el caso de agitación con fluidos no Newtonianos donde la viscosidad depende del esfuerzo cortante es necesario definir otro número de Reynolds (Caldebrank., 1961)

$$Re_i = \frac{D_i^2 * N_i^{2-n} * \rho}{0.1 * K_c} * \left(\frac{n}{6 * n + 2} \right)^n \quad (5)$$

la relación del número de potencia con el Reynolds anterior se puede representar con la siguiente ecuación:

$$P_{no} = k * (Re_i)^x * \left(\frac{D_i}{D_T} \right)^y * \left(\frac{W}{D_T} \right)^z \quad (6)$$

K , y , Z depende den rango de Reynolds:

Tabla 3. Constantes para cálculo de potencia de fluidos No-newtonianos

Régimen	<10	10-50	>50
K	32	11	9
X	-0.9	-0.4	-0.05
Y	-1.7	-1.7	-1.2
z	0.4	0.5	0.9

3.7 Desgasificación del digestor

En el proceso de digestión anaerobia, la generación de metano es uno de los factores más importantes, ya que es el indicativo de que la digestión se está llevando de manera satisfactoria. El metano, a temperatura ambiente, está en fase gaseosa, lo que implica que se lleve a cabo una desgasificación del digestor y un aumento en el nivel del mismo. Para el caso de un digestor de lodos de dimensiones significativas, es necesario tomar en cuenta este factor, sobre todo en el caso de que se estén trabajando con fluidos de altas viscosidad, ya que el proceso de formación de burbujas y tiempo de residencia de las mismas (Hold Up) constituye un factor importante para determinar en que medida o hasta que punto se va a elevar el fluido dentro del digestor.

Para determinar el efecto del anterior es necesario en primer lugar conocer el diámetro de la burbuja promedio y la viscosidad del fluido. Debido a que la viscosidad varía con el esfuerzo cortante, es necesario conocer la velocidad de agitación en el caso de que exista agitación mecánica. Una vez conocida la agitación, existen reportes de literatura para predecir la velocidad de ascensión de la burbuja dependiendo del régimen de flujo y el diámetro. En el caso de que el diámetro sea menor a 0.013 cm y el régimen laminar:

$$v = \frac{g}{18\mu_L} (r_L - r_g) * d^2 \quad (7)$$

en el caso de flujo turbulento que corresponde a un diámetro de $d > 0.31$ cm

$$v = 1.82 * \left[\frac{(r_L - r_g) dg}{r_L} \right]^{1/2} \quad (8)$$

Para burbujas de diámetros menores de 0.2 cm, deben caer en la zona de transición:

$$v = \left[0.072 * g * (r_L - r_g) * d^{1.6} r_L^{-0.4} * u_L^{-0.6} \right]^{0.714} \quad (9)$$

Con la velocidad ascensional de la burbuja y la altura del digestor se puede determinar el tiempo de residencia t y finalmente, el Hold-up

3.8 Efecto de la temperatura sobre la viscosidad

Sozanski *et al.*, (1997) reportó algunas ecuaciones para correlacionar la viscosidades con la temperatura (Tabla 4):

$$NT_1 = \frac{1}{273.45} \left[\frac{(\mu)_{273.45}}{\mu_T} - 1 \right] * 100 \quad (10)$$

al igual que para el esfuerzo cortante inicial:

$$WT_2 = \frac{1}{T - 273.45} \left[\frac{(\tau)_{273.45}}{\tau_T} - 1 \right] * 100 \quad (11)$$

Los factores de temperatura se evaluaron para diferentes contenidos de agua:

Tabla 4. Constantes en la modelación del efecto de la temperatura sobre la viscosidad

Factores de temperatura	de Temperatura (K)	W=95%	W=90%	W=85%
(WT) ₁	273.45-283.15	1.55	0.77	0.47
	283.15-293.15	2.89	2.28	1.24
(WT) ₂	273.45-283.15	2.98	1.34	1.02
	283.15-293.15	4.00	1.71	1.02

4. Obtención de los reogramas

4.1 Caracterización reológica y obtención de curvas de concentración y temperatura

Para la caracterización reológica se tomaron tres tipos de lodo provenientes de un digestor de lodos alimentado con lodos de la planta de tratamiento de aguas residuales de Coca cola® (lodo B) y con una semilla proveniente de la planta de tratamiento de aguas residuales del Salitre, un lodo primario y un lodo digerido proveniente de la misma planta (lodo A y C respectivamente). Se utilizó un viscosímetro tipo Brookfield® de bajo esfuerzo cortante con el cual se determinó la viscosidad de los lodos a diferentes gradientes. Obtenidos los reogramas se llevó a cabo una regresión para determinar las constantes del modelo de potencia y finalmente determinar que tipo de fluidos desde el punto reológico se están trabajando. En el caso de observar el efecto de la concentración de sólidos con los parámetros del modelo, se obtuvieron reogramas a diferentes concentraciones de lodos y diferentes estados del mismo ya sea realizando diluciones sucesivas del anterior ya sea lodo primario, secundario o tomando muestras del lodo de días diferentes. En el caso del análisis para observar el efecto de la temperatura, se obtuvieron reogramas a diferentes temperaturas para cada uno de los tipos de lodos. Para el cálculo de la potencia requerida se utilizaron la correlación propuesta por Caldebrank et al., (1961). En el caso del Hold-up se utilizaron las correlaciones reportadas por (Cornwell., 1997).

4.2 Diseño de experimentos

Para observar el efecto de la concentración sobre las constantes de los modelos se evaluaron 4 niveles de concentración (62000, 48125, 32013, 27000, 24000, 18600) para el lodo B y para el lodo C (15120, 11340, 7560, 3780) como también para el lodo primario proveniente de la planta el salitre, cada una de estos análisis se realizó por triplicado. En el caso del lodo digerido no se evaluó la concentración ya que el anterior no presentó cambios significativos debido a su tendencia newtoniana.

Para evaluar el efecto de la temperatura sobre la viscosidad, se llevó a cabo un diseño con 3 niveles y tres repeticiones para el lodo B (37, 50, 60), un diseño de 5 niveles para el lodo A (10,

20, 37, 50, 60) y de 4 niveles para el lodo C (10, 20, 37, 50, 60), cada uno de los experimentos se realizó por duplicado

5. Efectos de la temperatura y concentración de sólidos sobre los parámetros del modelo

5.1 Efectos de la temperatura sobre la viscosidad

En el caso del lodo A se encontró que en todos los casos es un fluido Newtoniano para cada una de las temperaturas. Los resultados se muestran en la tabla 5 (ver figura 4) y los reogramas en el anexo 1.

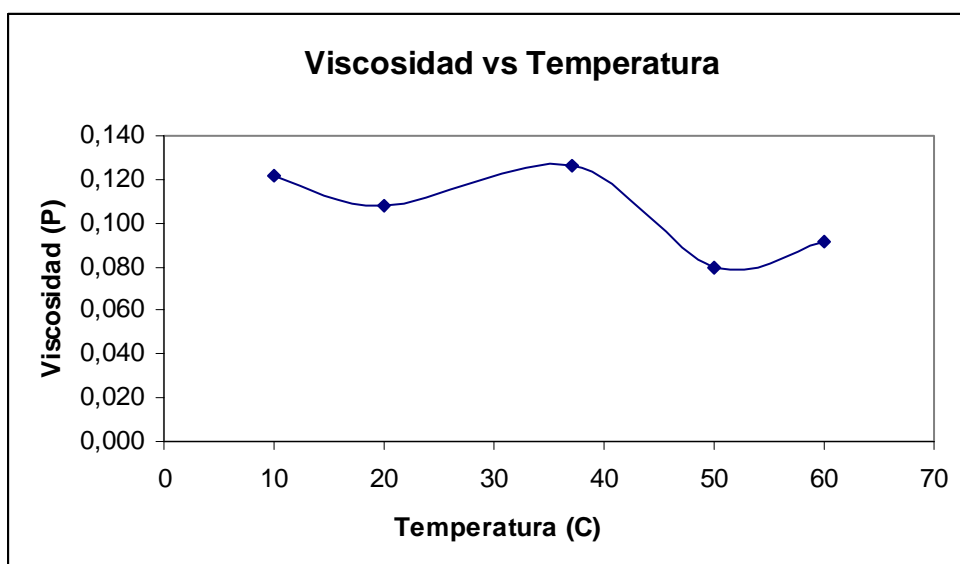
Tabla 5. Viscosidades a diferentes temperaturas para lodo A

Temperatura	Viscosidad (P)
10	0,1223
10	0,1221
10	0,122
20	0,1015
20	0,1116
20	0,1099
37	0,1299
37	0,1199
37	0,1299
50	0,0701
50	0,0882
50	0,0813
60	0,0888
60	0,0966
60	0,0878

Con el siguiente análisis de varianza de la viscosidad en función de la temperatura (ver tabla 6)

Tabla 6. Análisis de varianza de la viscosidad al modificar la temperatura en el lodo A

Efecto	Grados De libertad	MS efecto	Grados libertad error	MS del error	F	Nivel de Significancia P
	4	54.76	10	0.86	63.19	0.000

**Figura 4. Efecto de la viscosidad sobre la temperatura lodo A**

En el caso del lodo B se encontró que el modelo que más se acopla a su comportamiento es la ecuación de Herschel-Bulkley para todas la temperaturas (Tabla 7 (ver anexo 1)).

Tabla 7. Valores de las constantes del modelo de potencia a diferentes temperaturas Lodo B

Temperatura (°C)	k	n	τ_y
37	913.14	0,1763	700
37	904,33	0,1787	800
37	909,14	0,18	790
50	757,02	0,1771	600
50	741,14	0,1823	640
50	745,46	0,1812	610
60	833,13	0,152	790
60	796,64	0,1701	680
60	816,97	0,1595	450

Un análisis de varianza para observar el efecto de la temperatura sobre cada uno de los parámetros muestra que la temperatura sólo tiempo un efecto estadísticamente significativo en la constante n (Tabla 8).

Tabla 8. Análisis de varianza de las constantes con la modificación de la temperatura

Efecto	Grados De libertad	Media de cuadrados	Grados libertad error	Media de cuadrados del error	F	Nivel de Significancia P
K	2	24146.41	6	72449.33	0.333	0.729
n	2	0.000354	6	0.000031	11.315	0.009
τ_y	2	18633.33	6	11188.89	1.6653	0.265

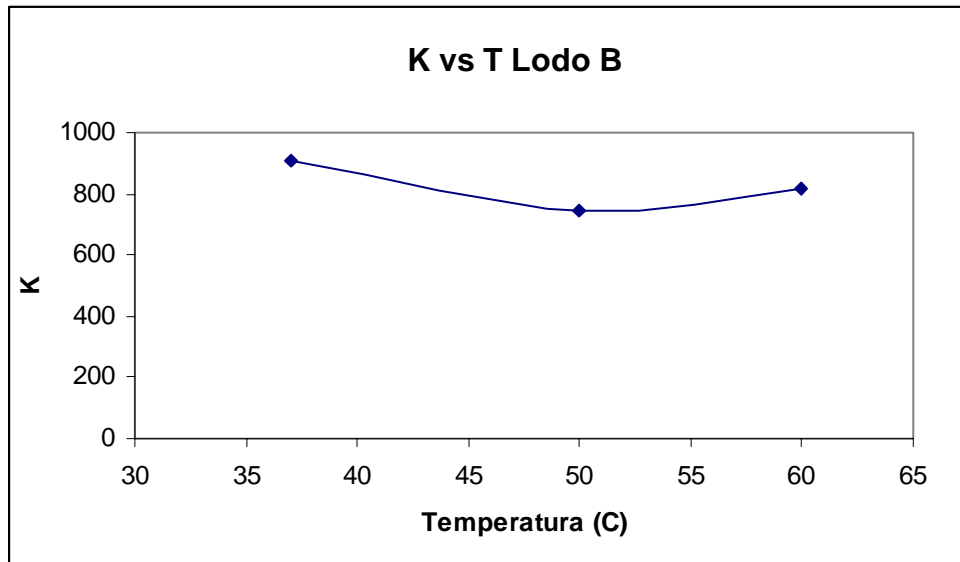


Figura 5. Variación de K con la temperatura para lodo B

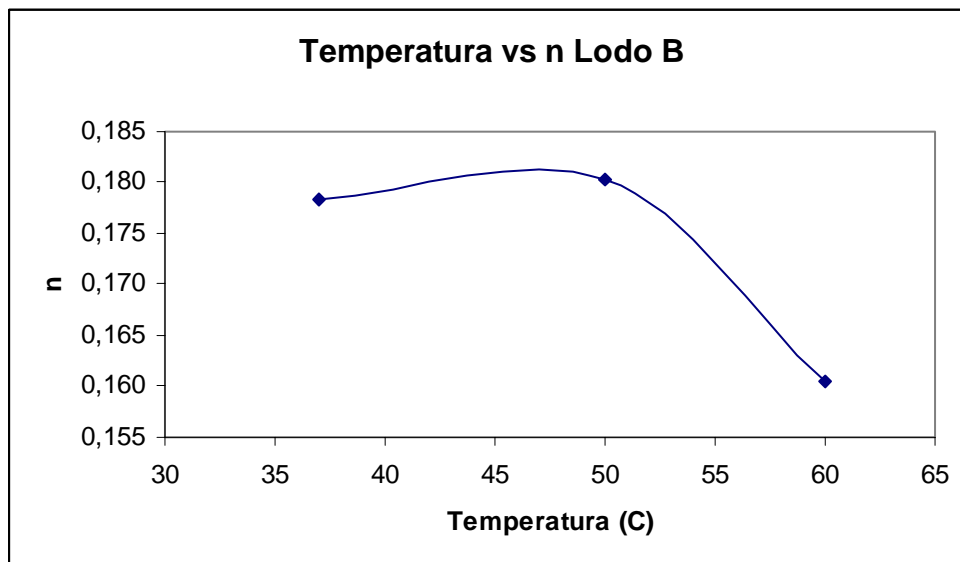


Figura 6. Variación de n con la temperatura para lodo B

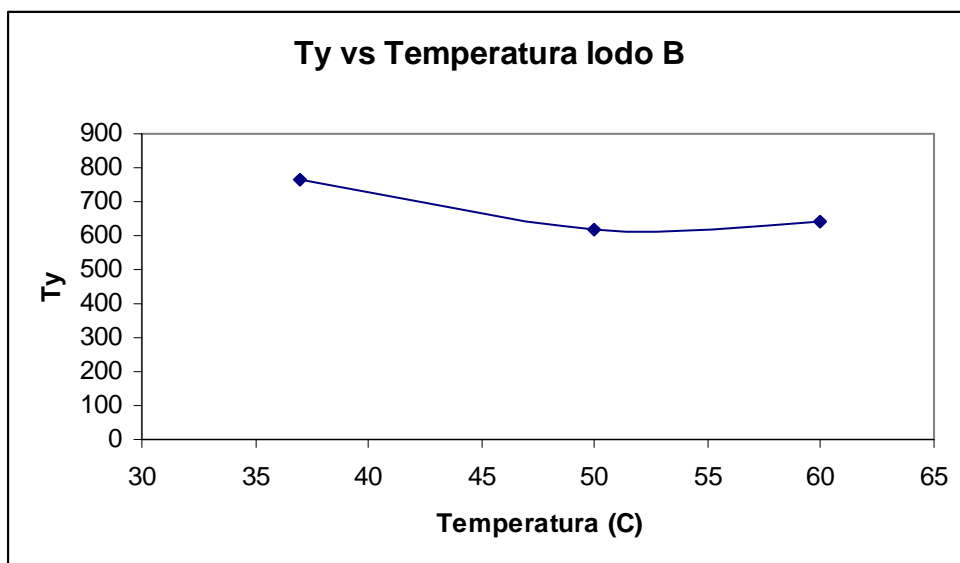


Figura 7. Variación de τ_y con la temperatura lodo B

Para el caso del Lodo C se encontraron los siguientes resultados (Tabla 9):

Tabla 9. Valores de las constantes del modelo de potencia a diferentes temperaturas lodo C

Temperatura (°C)	n	K	τ_y
10	0,27	8,53	15
10	0,34	10,6	5
10	0,29	13,37	23
20	0,21	13,07	16
20	0,18	13,28	14
37	0,21	23,53	35
37	0,2	23,1	33
37	0,22	23,33	35
50	0,21	7,03	7
50	0,14	7,71	5
50	0,14	8,3	13

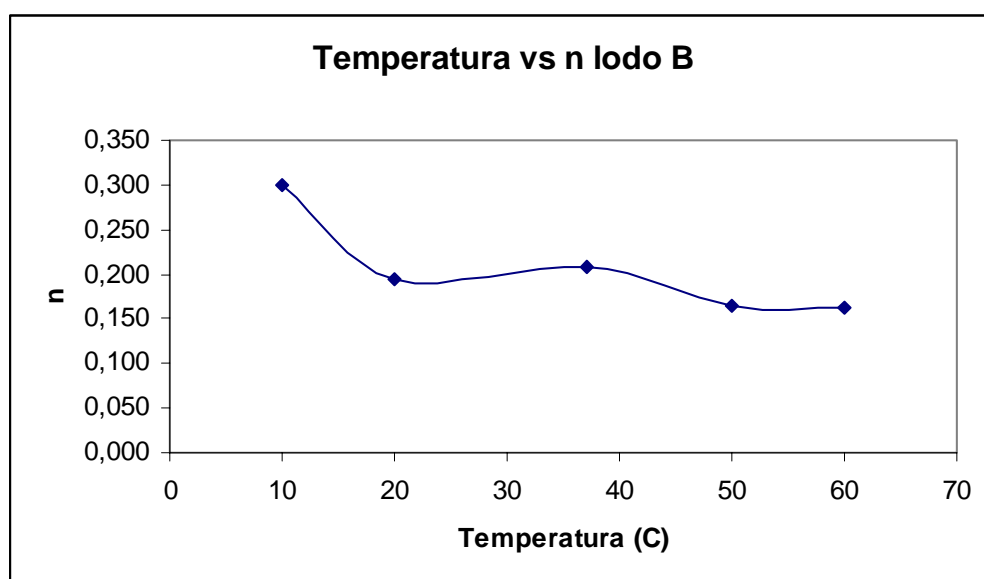
Tabla 9. Continuación

60	0,12	7,65	8
60	0,14	7,51	9
60	0,23	6,82	12

Contrario al anterior, el efecto de la temperatura sobre las tres constantes del modelo fue estadísticamente significativo (Tabla 10).

Tabla 10. Análisis de la varianza de las constantes al modificar la temperatura

Efecto	Grados De libertad	Media de cuadrados	Grados libertad error	Media de cuadrados del error	F	Nivel de significancia P
K	4	127.5878	9	1.456	87.57	0.0000
n	4	0.009322	9	0.0015	6.146	0.0114
τ_y	4	328.19	9	23.407	14.02	0.00063

**Figura 8. Efecto de la temperatura sobre n para lodo C**

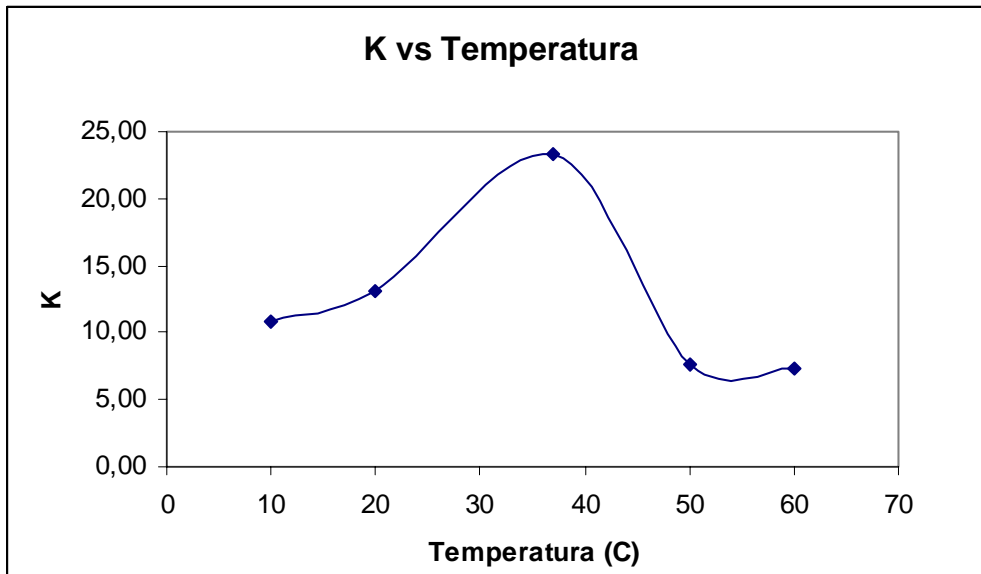


Figura 9. Efecto de la temperatura sobre K para lodo C

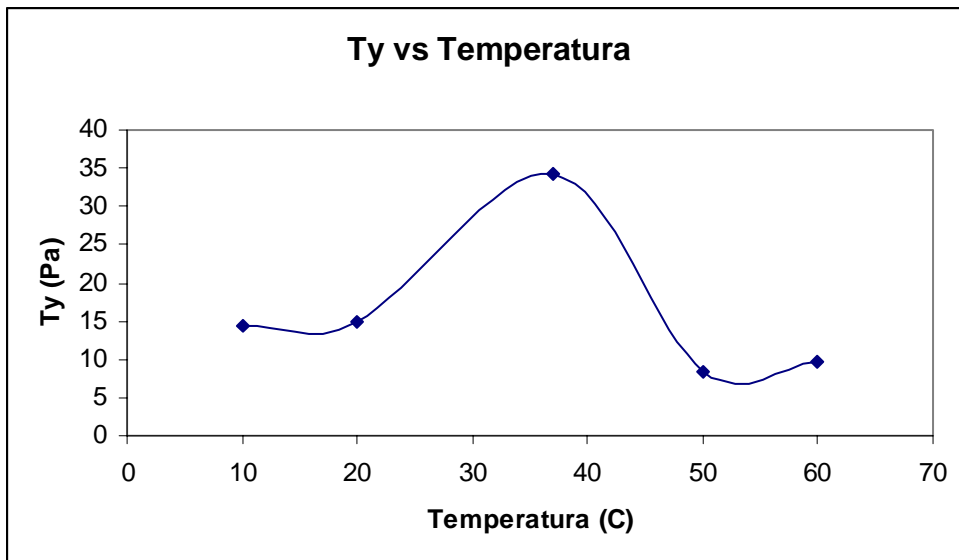


Figura 10. Efecto de la temperatura sobre τ_y para lodo C

5.2. Efecto de la concentración de sólidos sobre la viscosidad

En el caso del Lodo C, se encontraron las siguientes variaciones en las constantes al variar la concentración (Tabla 11).

Tabla 11. Valores de las constantes del modelo de potencia para diferentes concentraciones de sólidos lodo C

Concentración			
(SSV)	n	K	τ_y
15120	0,21	13,07	17
15120	0,18	13,28	17
11340	0,25	4,10	5
11340	0,39	3,13	5
11340	0,29	4,15	6
7560	0,95	0	0
7560	0,98	0	0
7560	0,96	0	0
3780	1,1	0	0
3780	1	0	0
3780	1	0	0

El análisis de varianza muestra que existe efecto significativo sobre las tres variables (Tabla 12).

Tabla 12. Análisis de la varianza de las constantes del modelo de potencia a diferentes concentraciones de sólidos volátiles

Efecto	Grados De libertad	Media de cuadrados	Grados libertad error	Media de cuadrados del error	F	Nivel de Significancia P
K	3	9460.68	7	0.357	26489.91	0.000
n	3	3302.1	7	1073.4	3.076	0.099
τ_y	3	145.35	7	0.095	1526.21	0.000

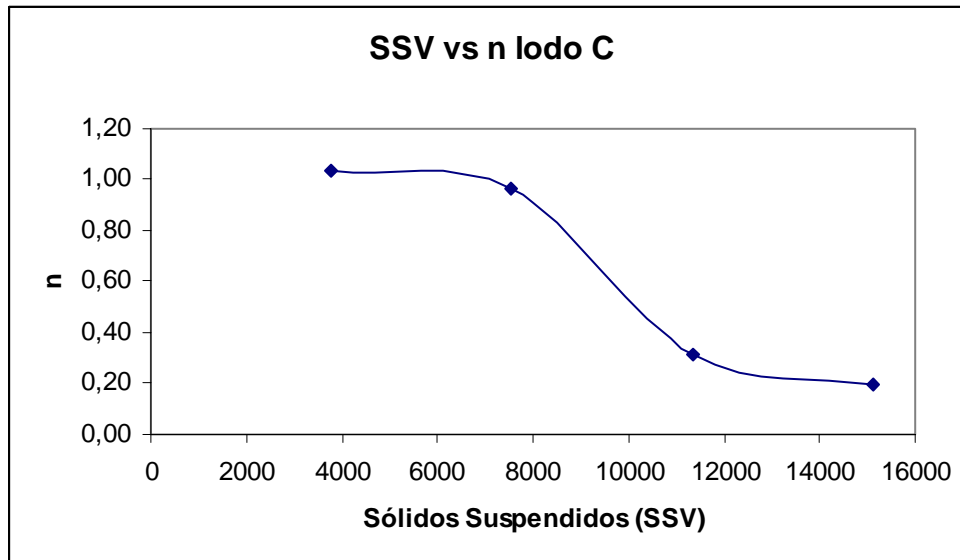


Figura 11. Efecto de la concentración de sólidos sobre n para lodo C

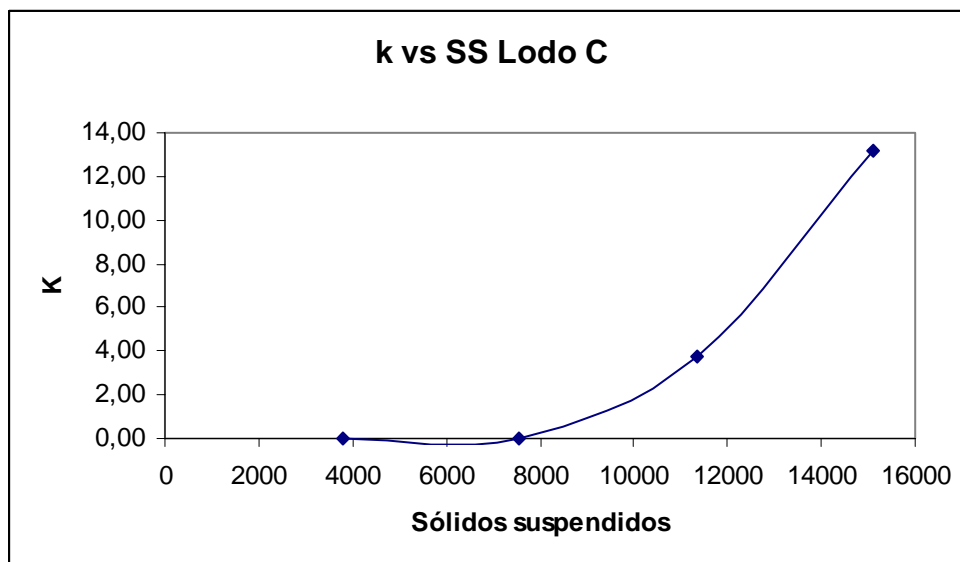


Figura 12. Efecto de la concentración de sólidos sobre k para lodo C

Para el Lodo B se encontraron los siguientes resultados:

Tabla 13. Constantes del modelo de potencia a diferentes concentraciones de sólidos para lodo B

Sólidos volátiles	K	n	τ_y
62000	913,14	0,18	700
62000	904,33	0,18	800
62000	909,14	0,18	790
48125	346,30	0,29	340

48125	340,23	0,27	320
48125	342,36	0,24	330
32013	252,32	0,32	253
32013	284,23	0,35	255
32013	265,32	0,34	258
27000	31,07	0,40	32
27000	22,49	0,48	35
27000	22,21	0,48	30
24800	6,11	0,61	10
24800	6,08	0,61	11
24800	5,98	0,62	11
18600	0,00	1,05	0
18600	0,00	1,00	0
18600	0,00	1,03	0,00

Con el subsiguiente análisis de varianza donde se muestra el efecto significativo de la concentración sobre los parámetros del modelo (Tabla 14).

Tabla 14. Análisis de la varianza de las constantes del modelo con respecto a los sólidos volátiles

Efecto	Grados de libertad	Media de cuadrados	Grados libertad error	Media de cuadrados del error	F	Nivel de significancia P
K	5	5778.5	12	0.8333	6934.2	0.000
n	5	61.73	12	0.611	101.01	0.000
τ_y	5	261085.7	12	524.38	497.88	0.000

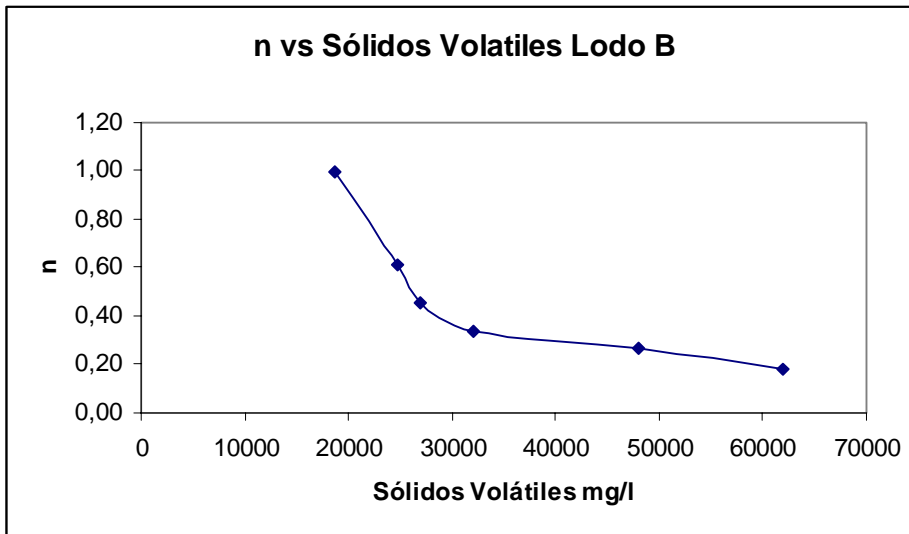


Figura 13. Efecto de la concentración de sólidos volátiles sobre n para lodo B

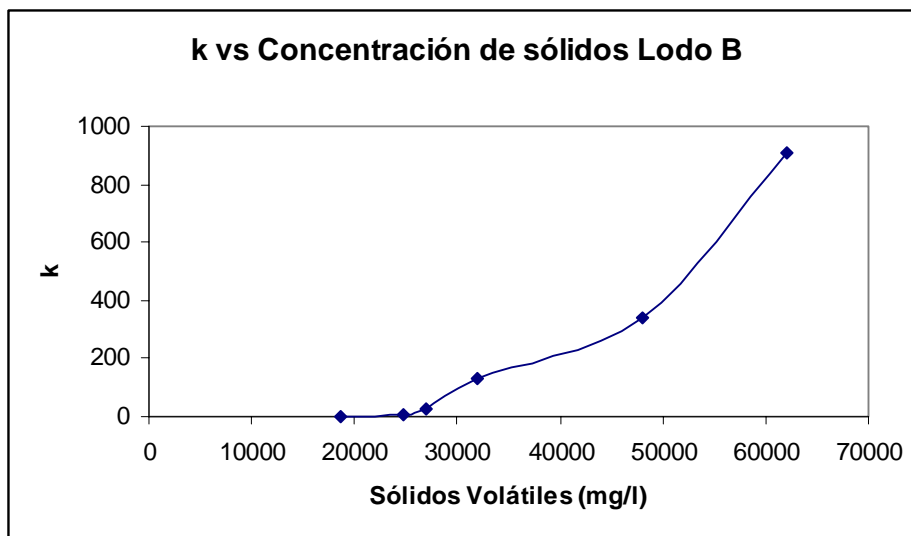


Figura 14. Efecto de la concentración de sólidos sobre K para lodo B

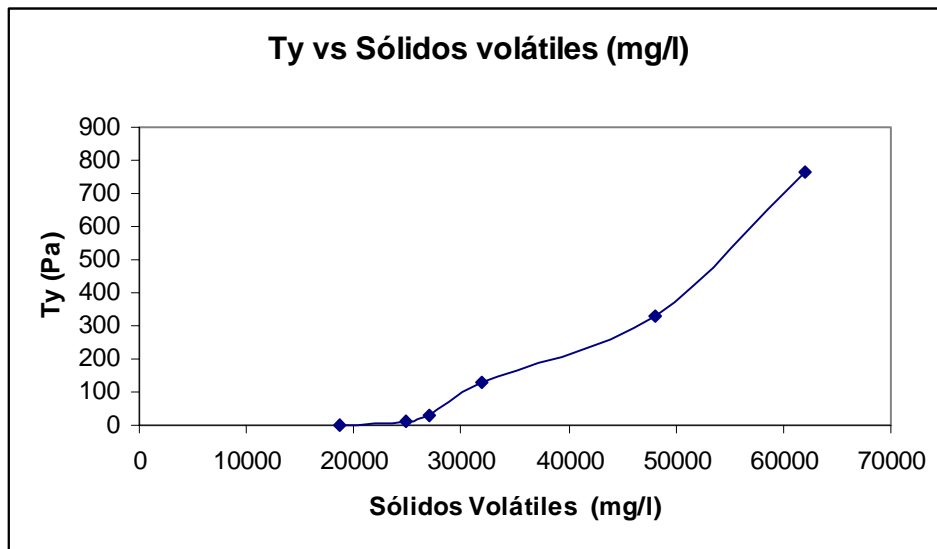


Figura 15. Efecto de la concentración de sólidos volátiles sobre τ_{ψ} para lodo B

6. Análisis del efecto reológico sobre el escalamiento

6.1 Efecto de la temperatura sobre el comportamiento reológico

Para el caso del Lodo A el ANOVA de la temperatura muestra que si existe un efecto significativo de la anterior sobre la viscosidad, sin embargo a partir de la figura 4 no es posible afirmar o detectar una tendencia clara. Como era de esperarse, sabiendo de antemano la baja concentración de sólidos que presenta dicho lodo, su comportamiento bajo todo el rango de temperaturas fue Newtoniano. Debido a la ausencia de una tendencia clara es innecesario encontrar alguna ecuación que logre relacionar la viscosidad y la temperatura.

En el caso del lodo B, se puede afirmar en primer lugar que su comportamiento obedeció la ecuación de Herschel-Bulkley bajo todo el rango de temperaturas sin embargo no fue posible encontrar un efecto significativo sobre dos de las constantes del modelo (K y τ_y) (Tabla 8). Ésto se pudo deber básicamente a la variaciones tan grandes que tenía el lodo (inspección visual) cuando se dejaba en un tiempo prolongado a altas temperaturas (60 °C) lo que pudo afectar los datos en cada repetición. Es necesario tomar en cuenta que si se observan los reogramas del lodo B comparado con los demás lodos las curvas son mucho más continuas y con una tendencia más clara comparadas con los reogramas del lodo C (Mirar anexo). En cuanto a las variaciones de las constantes con respecto a la temperatura se puede observar que tanto el esfuerzo cortante inicial (τ_y) como la constante K del modelo presentan un pico a los 37 °C (Figuras 5, 6 y 7), difiriendo del resultado reportado por Sosansky et al., (1997) quienes reportan una disminución de la viscosidad con la temperatura, resultado que además concuerda con las teorías acerca de la reología de fluidos no newtonianos (Bird *et al.*, 2002). Esta tendencia se puede explicar basados en el hecho de que el lodo B proviene de un digestor que se encuentra a una temperatura igual al punto donde fue encontrado el pico, lo que significa que posiblemente a temperaturas mayores o menores que la anterior el lodo pierde sus propiedades y se presenten esfuerzos cortantes iniciales menores al de 37 °C. Con respecto a la constante n , la cual da el parámetro más importante para caracterizar el fluido, se puede observar que a mediada que se aumentó la temperatura el fluido presentaba un comportamiento pseudoplástico en mayor proporción, aunque esta tendencia no es muy clara, ya que el punto intermedio presenta un leve aumento. Las tendencias que se muestran en cada una de las figuras indican que no existe una relación lineal

en los resultados, se podría ensayar en primer lugar realizar una regresión a partir de un polinomio de segundo grado para cada uno de los parámetros obteniendo el siguiente resultado:

$$y = 0,8257x^2 - 84,055x + 2886,4 \quad (R^2 = 0,9738) \quad \text{Para } K$$

$$y = -9E-05x^2 + 0,0081x + 0,0033 \quad (R^2 = 0,7904) \quad \text{Para } n$$

Finalmente para el lodo c se presenta un comportamiento análogo al lodo b en la presencia de un pico en la temperatura de trabajo del digestor, tomando en cuenta que la muestra se tomó de el digestor de lodos anaeróbico donde la temperatura de trabajo es igual a la temperatura donde presentó el pico (37 °C) (Figura 8, 9 y 10).

De igual manera si se desea obtener una ecuación entre la temperatura y las constantes del lodo el pico indica que se puede correlacionar con polinomios:

$$Y = 9E-05x^4 - 0,0126x^3 + 0,5656x^2 - 9,2871x + 58,836 \quad (R^2 = 0,975) \quad \text{para } K$$

$$y = 0,0002x^4 - 0,0236x^3 + 1,0771x^2 - 18,296x + 111,47 \quad (R^2 = 0,8617) \quad \text{para } \tau_y$$

la dispersión de los datos no permite encontrar una buena correlación para la constante n.

En términos generales es muy difícil encontrar tendencias claras de cada una de las constantes del modelo con respecto a la temperatura. La razón de lo anterior se puede explicar bajo el hecho de que los lodos que se evaluaron son básicamente lodos mesofílicos y un aumento y disminución de la temperatura puede representar una degradación del lodo, lo que no permitiría un análisis real de un lodo a una temperatura mayor o menor a la de trabajo.

6.2 Efecto de la concentración de sólidos sobre el comportamiento reológico

En términos generales, el efecto de la concentración de sólidos sobre las constantes de los modelos es mucho más significativa y con tendencias más claras. Para el lodo B, se encontró que a medida que se disminuía la concentración de sólidos el comportamiento del fluido se iba aproximando a un newtoniano (Figura 14, 15 y 16), resultado análogo al reportado por Slatter et al., (1997), ya que la constante n se iba aproximando a 1. Sin embargo existen algunas diferencias de los resultados encontrados con respecto a las reportadas en literatura. En primer lugar, Slatter, (1997) aunque trabajó con concentraciones semejantes de sólidos la constante n del modelo de potencia es en términos generales mayor que lo encontrado para el lodo B lo que significa que existe un mayor efecto del gradiente sobre la viscosidad para el lodo B aunque es necesario aclarar que por ejemplo los rangos de gradientes evaluados por Slatter, (1997) (1-1000 1/s) son más grandes que los de nosotros (0-120 1/s) ya que el viscosímetro con que se evaluaron

todos los lodos es de bajo esfuerzo cortante. Lotito *et al.*, (1997) en algunos lodos a diferencia de nosotros presenta una tendencia tipo Bingham y para otros pseudoplástico encontrando al igual que Slatter, (1997), valores en la constante n más grande que el de nosotros.

Al comparar la constante k con la reportadas en literatura (Slatter; 1997 Lotito *et al.*, 1997) se encontró que los valores del lodo B son mucho más grandes: Esto tiene muchas repercusiones en la potencia suministrada ya que un mayor valor en la constante k significa un mayor gradiente para generar una deformación.

Con respecto a la constante τ_y o esfuerzo cortante inicial, a medida que se iba disminuyendo la concentración de sólidos se encontró una disminución del anterior, lo que corrobora el hecho de que el fluido se aproximaba en su comportamiento a un fluido Newtoniano (Figura 16).

Las correlaciones que se encontraron para cada uno de los parámetros son las siguientes:

$$Y = 5E-07x^2 - 0,0212x + 228,57 \quad (R^2 = 0,9861) \quad \text{Para } K$$

$$y = 1,4221e-4E-05x \quad (R^2 = 0,9584) \quad \text{Para } n$$

$$y = 4E-07x^2 - 0,0125x + 107,84 \quad (R^2 = 0,9885) \quad \text{Para } \tau_y$$

Se seleccionaron estas correlaciones debido en contraste a las reportadas en literatura debido a que las anteriores no correlacionaron bien con los datos encontrados además de ser correlaciones bastante complejas.

Finalmente, para el lodo C se encontraron tendencias parecidas a las encontradas en el lodo B: a medida que se disminuía la concentración de sólidos el fluido presentaba una tendencia newtoniana no sólo con el exponente n del modelo de potencia sino también por la disminución en el esfuerzo cortante inicial a medida que se disminuía la concentración de la misma (figura 11, 12 y 13). El decaimiento de la constante n a diferencia del lodo anterior presenta una tendencia más lineal (figura 11). La ecuaciones que correlaciones la concentración de sólidos encontradas fueron las siguientes:

$$y = -9E-05x + 1,4277 \quad (R^2 = 0,8654) \quad \text{Para } n$$

$$y = 0,0011x - 6,0574 \quad (R^2 = 0,773) \quad \text{Para } K$$

$$y = 2E-07x^2 - 0,0024x + 6,065 \quad (R^2 = 0,9981) \quad \text{Para } \tau_y$$

Todos los modelos anteriores son diferentes a los reportados en literatura ya que se encontró que para los lodos trabajados en este proyecto los modelos reportados en literatura no se adecuan.

6.3 Efecto de la reología de los lodos sobre el fenómeno de desgasificación

El fenómeno de desgasificación en un digestor de lodos anaeróbico se puede observar desde el punto de vista de su influencia sobre el Hold-up del gas generado. Existen varias correlaciones para calcular el Hold-Up del reactor, sin embargo es necesario tomar en cuenta que estas correlaciones son muy específicas para el experimento conducido por lo que el uso de las anteriores en este trabajo implica un porcentaje de error apreciable. Para calcular el Hold-Up del reactor es necesario determinar en primer lugar el diámetro de burbuja generado en el digestor. Suponiendo que el digestor es un tanque agitado el diámetro de burbuja debe ser menor al reportado en reactores UASB o análogos. Estos diámetros se pueden colocar entonces en el intervalo entre 0.1 mm has 1 mm. Posterior a asumir el diámetro de burbuja del gas, es necesario calcular la velocidad de ascensión de la burbuja dentro del mismo, la cual se puede calcular mediante el uso de varias correlaciones dependiendo del régimen hidrodinámico donde se encuentre el fluido dentro del digestor. La velocidad de ascensión de la burbuja dentro del digestor tiene una dependencia clara de la viscosidad del fluido y esta a su vez depende del gradiente que se esté aplicando dentro del mismo tomando en cuenta que el fluido es no-Newtoniano luego la velocidad de agitación también tiene un efecto no sólo en el diámetro de la burbuja si no también en la viscosidad y por lo tanto en el Hold-Up del gas generado dentro del digestor.

En el caso del diámetro de burbuja, se puede observar que para el lodo B, lodo con la tendencia pseudoplástica más acentuada; que a medida que se aumenta la misma existe una disminución del Hold-up. Existe una relación directa entre la elevación del nivel del digestor y el Hold-up. En otras palabras, al disminuir el diámetro de burbuja dentro del mismo es de esperarse que se eleve el nivel del digestor, dicho fenómeno de disminución se puede presentar por varias causas. Una de las más importantes es el aumento en la velocidad de agitación, ya que al aumentar la turbulencia del sistema es de esperarse que se disminuya el diámetro de la burbuja y por ende aumente el Hold-up (Figura 17).

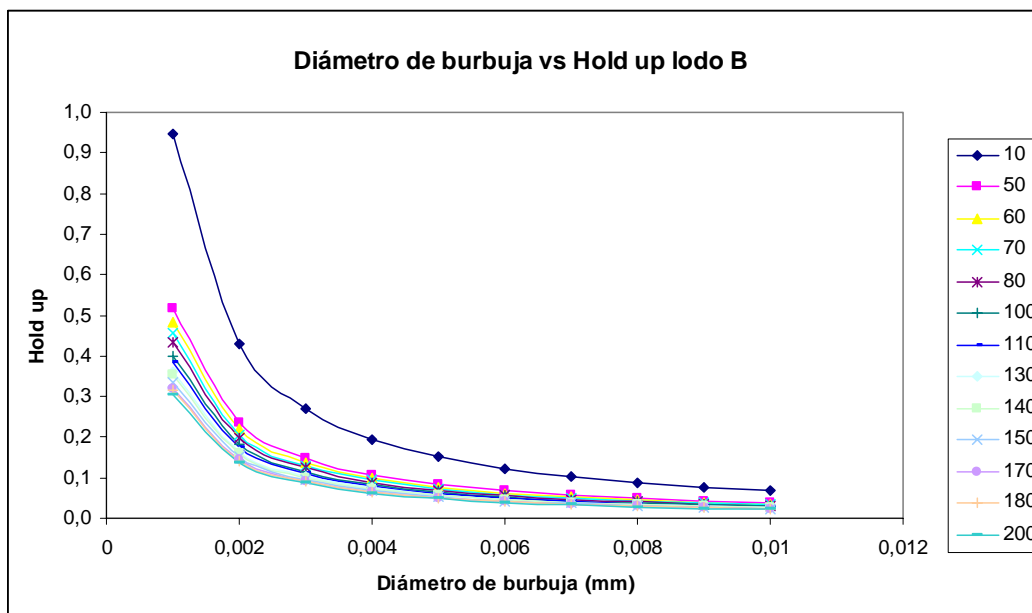


Figura 16. Efecto de el diámetro del burbuja sobre el Hold-up teniendo como parámetro la velocidad de agitación (RPM)

Sin embargo, es posible observar un efecto más claro de la velocidad de agitación en la figura 18

Contrario al resultado anterior el aumento de la velocidad de agitación genera una disminución en el Hold-up, básicamente porque aunque existe una disminución el diámetro de burbuja, el aumento en la velocidad de agitación hace que se disminuya la viscosidad, ya que se está aumentando el esfuerzo cortante sabiendo de antemano cual es el efecto del aumento de esfuerzo cortante sobre la viscosidad para un fluido pseudoplástico. Es necesario resaltar que el decaimiento en el Hold-up sobresale en cuando el diámetro de burbuja es menor lo que en términos de operación significa que es mucho mejor trabajar en velocidades altas para permitir la salida rápida de gas al disminuir la viscosidad y de esta manera disminuir la altura del digestor tomando en cuenta la variación en la altura del nivel del lodo causado por la desgasificación.

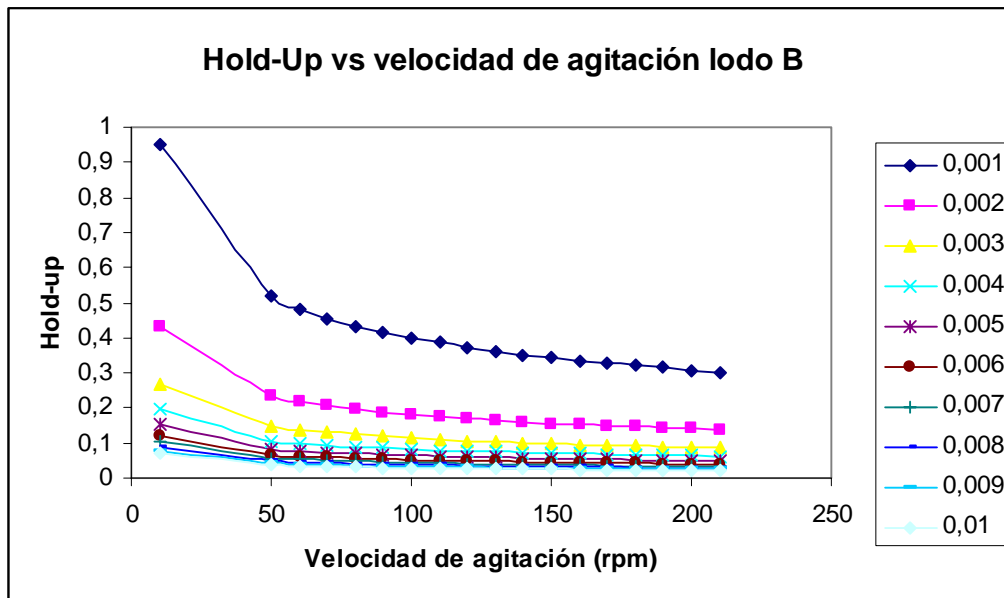


Figura 17. Efecto de la velocidad de agitación sobre el Hold-up teniendo como parámetro del diámetro de burbuja (mm) para el lodo B

Para el caso del Lodo c, es necesario tomar en cuenta que este presenta un exponente más grande que el que presenta el lodo B es decir tiene un comportamiento pseudoplástico menos acentuado, al igual que el esfuerzo cortante inicial, básicamente porque la concentración de sólidos es mucho menor. En términos generales se puede observar que en el lodo c las elevaciones en el nivel son menores comparadas con las del lodo b (Figura 18 y 19) ya que se obtienen unos valores en el Hold-up mucho menores. Este fenómeno se puede deber a varias razones. En primer lugar la viscosidad del lodo C es menor que la del lodo B lo que significa que la velocidad de ascensión de la burbuja en el lodo C es mayor que la del lodo B y por ende el tiempo de residencia de la burbuja.

La concentración del lodo tiene también relevancia a la hora de tomar en cuenta el proceso de desgasificación. En términos generales, al disminuir la concentración de sólidos volátiles aumenta n y disminuye K y τ_y , lo cual se traduce en una disminución en el Hold-up del sistema, ya que se presentan viscosidades menores (Figura 20).

6.4 Consumo de potencia al interior del digestor

En el caso de los lodos que presentan una tendencia pseudoplástica es necesario utilizar correlaciones para el caso de fluidos no-newtonianos. El cálculo de la potencia para cada uno de los lodos se hizo con base en un reactor de 1 m^3 utilizando la correlación reportada por

Caldebrank et al., (1961). Para el cálculo de la potencia, es necesario conocer las constantes cada uno cada uno de los modelos y algunas propiedades tales como la densidad. El cálculo de la potencia es un parámetro muy importante ya que permite hacer una comparación desde el punto de vista económico de el uso de

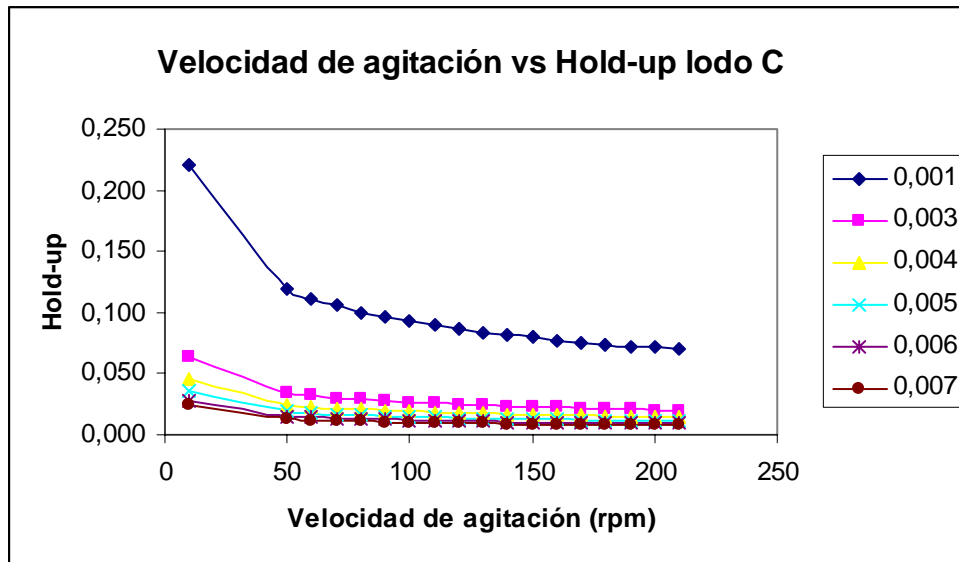


Figura 18. Efecto de la velocidad de agitación sobre el Hold-up teniendo como parámetro el diámetro de burbuja par lodo C

digestores con alta concentración de sólidos en comparación con los digestores convencionales donde se trabajan básicamente fluidos Newtonianos.

Como existe una dependencia de la potencia con las constantes del modelo, es de esperarse que uno de los parámetros que más influye sobre la potencia suministrada es la concentración de sólidos. Desde el punto del vista del reactor existen también efectos significativos de la configuración geométrica del reactor, específicamente del tipo y dimensión del impeler, de la existencia de baffles, del diámetro del tanque, de la relación entre el diámetro del tanque y el diámetro del impeler, del distanciamiento del impeler del fondo y otros factores importantes.

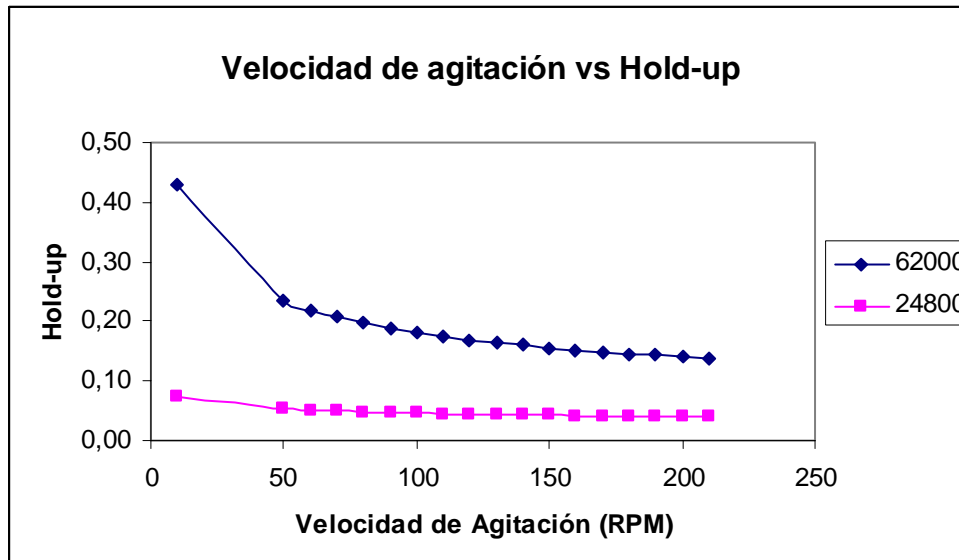


Figura 19. Efecto de la velocidad de agitación sobre el Hold-Up para dos concentraciones de sólidos en el lodo B.

Para el lodo B, siendo este el de mayor comportamiento pseudoplástico se puede realizar un análisis del efecto de la concentración de sólidos sobre la potencia por m^3 con base en las constantes encontradas para cada uno de las concentraciones manteniendo constante tanto el diámetro del digestor y el diámetro del impeler (Figura 21)

En la zona de baja concentración de sólidos se presenta un mayor efecto de la concentración de sólidos sobre la potencia comparado con la zona de alta concentración de sólidos. Este fenómeno se presenta posiblemente debido a la mayor variación que presentan las constantes del lodo en la zona de bajas concentraciones (Figura 14), lo que en términos físicos significa que a menor concentración de sólidos el efecto de estos tiene mayor injerencia sobre el comportamiento reológico del lodo. Este resultado es importante desde el punto de vista del escalamiento de este tipo de digestores ya que la información anterior predice que la zona de baja concentración de sólidos sería la más crítica en el suministro de potencia para mantener el digestor mezclado ya que esta es la zona donde se presentan los cambios más significativos.

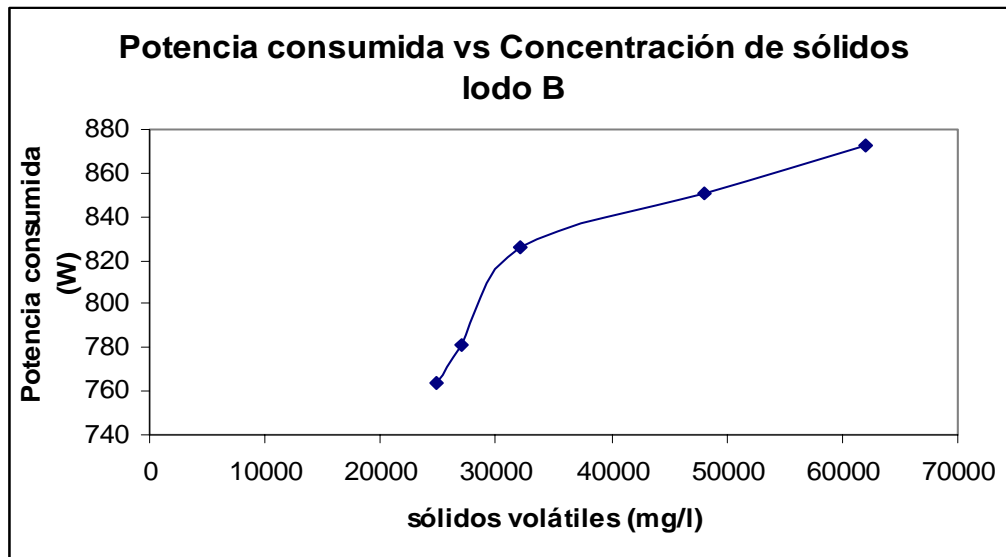


Figura 20. Efecto de la concentración de sólidos sobre la potencia consumida en el lodo B

Con el fin de disminuir los costos de operación y observar la influencia en la potencia de la configuración geométrica del reactor. Se puede hacer un análisis del efecto de la relación diámetro del impeler-diámetro del tanque manteniendo constante el diámetro del tanque (figura 22).

Comparado con el efecto de la concentración de sólidos el efecto de la geometría sobre la potencia es mucho mayor ya que un pequeño cambio en la relación la potencia consumido se puede incluso aumentar hasta 7 veces. Aumenta la relación es de esperarse que el digestor se mantenga más homogéneo, sin embargo la contraparte es el aumento tan drástico en el consumo de potencia. Este aumento es más significativo al trabajar con relaciones de diámetro por encima de $1/3$ por lo que se recomienda durante el escalamiento trabajar en zonas por debajo de esta relación.

El anterior análisis se puede realizar disminuyendo el diámetro del impeler (figura 23)

Observando la gráfica anterior, es entonces claro que lo más importante para disminuir la potencia es la selección del tipo y dimensiones del agitador.

Para comparar el consumo de potencia de un lodo de alta concentración de sólidos con uno convencional es necesario conocer en primer lugar cual sería la potencia para un digerido como por ejemplo el lodo C. En este caso, debido a que el fluido es Newtoniano, sólo es necesario conocer su viscosidad ya que la anterior no presenta ningún cambio al modificar el gradiente de velocidad.

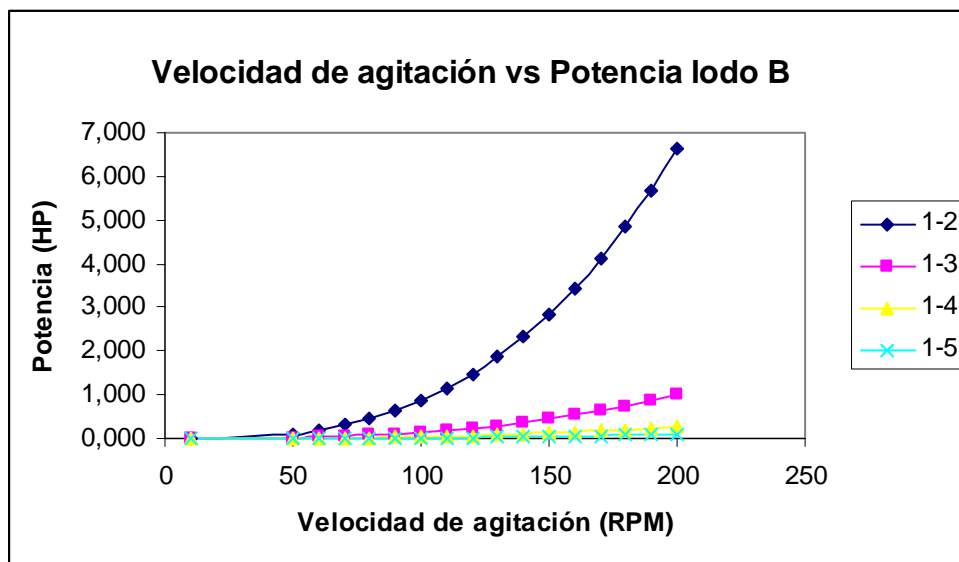


Figura 21. Efecto de la velocidad de agitación sobre la potencia teniendo como parámetro la relación entre el diámetro del impeller y el diámetro del digester para lodo B

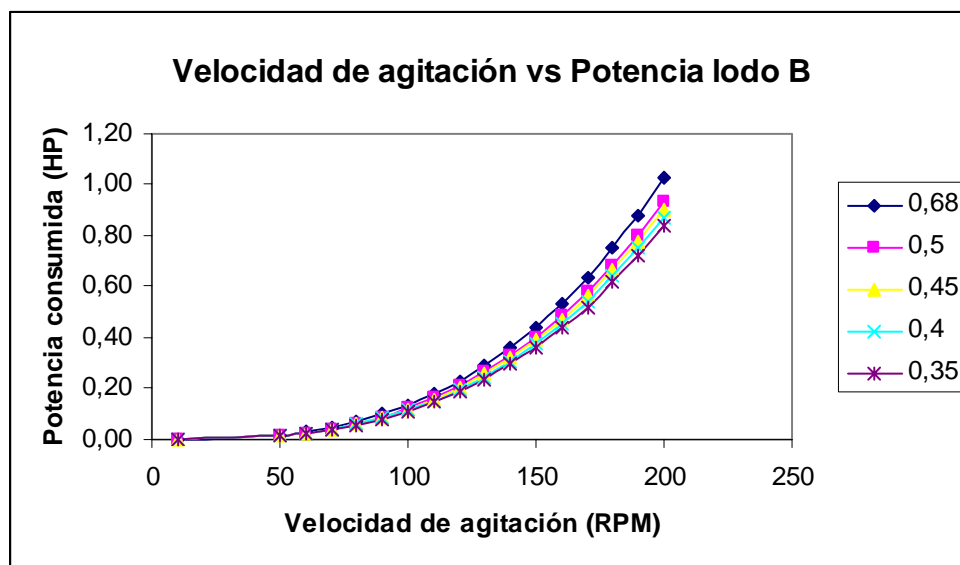


Figura 22. Efecto de la velocidad de agitación sobre la potencia consumida teniendo como parámetro el diámetro del digester (mt).

La variación de la velocidad de agitación con la potencia suministrada se muestra en la figura 24

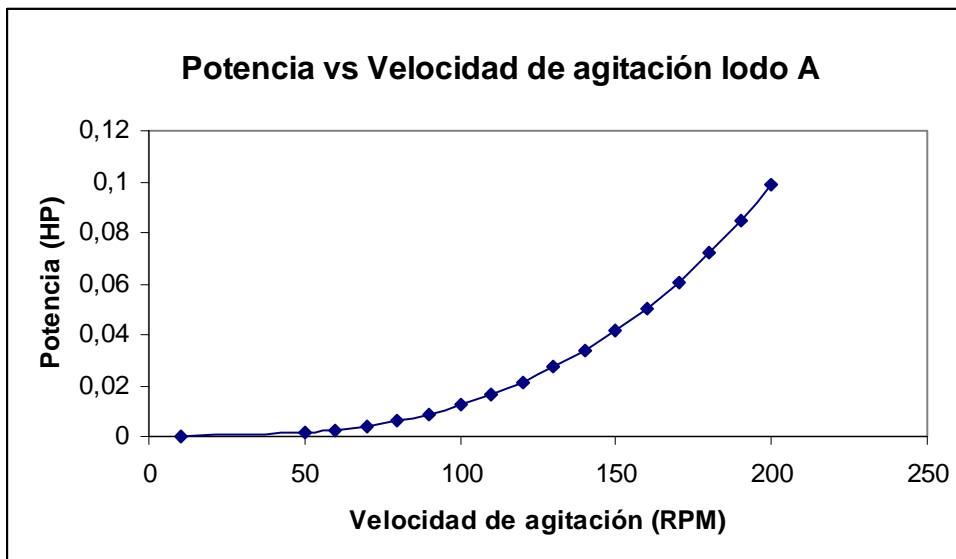


Figura 23. Efecto de la velocidad de agitación sobre la potencia para lodo A

El consumo de potencia por mt³ de por parte de fluidos Newtonianos es apreciablemente menor con respecto al lodo B. En términos generales estamos hablando según los resultados que la potencia suministrada a un digestor de lodos de alta concentración es casi 10 veces mayor a la necesaria para un digestor de lodos convencional.

Este resultado nos obliga entonces a pensar que la potencia suministrada puede convertirse en un factor limitante no sólo desde el punto de vista de la transferencia de movimiento al fluido sino también desde el punto de vista de los costos de operación. Este problema se puede enfrentar desde varios aspectos. En primer lugar puede pensarse en una configuración que al mismo tiempo que favorezca la mezcla, disminuya los costos de potencia. Desde este punto de vista se podría proponer un digestor que tenga una relación diámetro altura menor de 1:1 en otras palabras un digestor cuya altura sea mayor que el diámetro y de esta manera disminuir el diámetro del mismo y por ende el diámetro del agitador, siendo el anterior uno de los parámetros más importantes a la hora de calcular la potencia suministrada. Para solucionar el problema de mezcla axial debido al aumento en la altura del digestor, se podría colocar un agitador de tipo propela marina que se caracteriza por su eficiente mezclado axial, dicha propela se podría colocar en el fondo del digestor y en la parte superior se podría colocar un agitador tipo radial tal como una turbina tipo Rushton y de esta manera cumplir los dos objetivos: mezclado axial y mezclado radial (Figura 25).

Además de la propuesta anterior, se pueden utilizar otros sistema de mezclado alternativos reportados en literatura (Romero, 1999) tales como el sistema de tanque ovoide cuya mezcla se realiza mediante la recirculación de lodo desde el digestor a sistema de calentamiento para mantenerlo a temperatura constante (Figura 26).

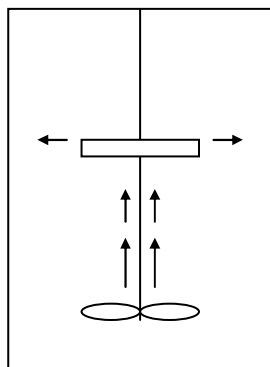


Figura 24. Propuesta de sistema de mezcla para digestor de lodos con alta concetracióón de sólido

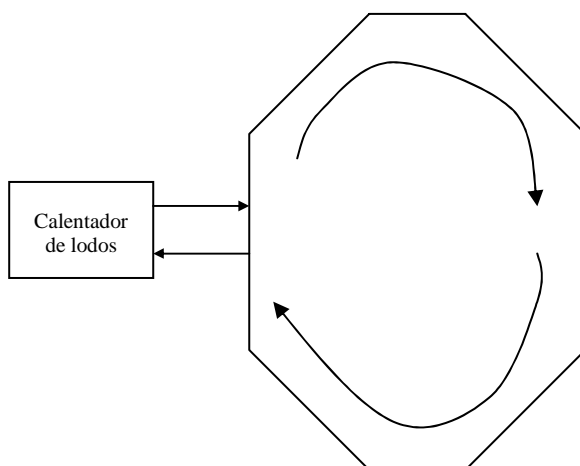


Figura 25. Propuesta la sistema de mezcla de para digestor de alta carga

Estos sistemas de mezclado son usados para fluidos newtonianos, sin embargo es necesario realizar un estudio específico para el caso contrario, este sistema de mezcla podría no ser el ideal trayendo como consecuencia la apración de zonas muertas dentro del digestor convirtiendose los la tranferencia de masa y de calor en el factor limientante. En términos concretos, una limitación en la transferencia de masa podría traer como consecuencia una acumulación de ácidos grasoso volátiles en zonas específicas del digestor limitando entonces el proceso de la metanogénesis y por ende el rendimiento del digestor.

7. Conclusiones

A diferencia de los lodos provenientes de un digestor convencional, los cuales son fluidos Newtonianos, los lodos provenientes de un digestor de lodos de con alta concentración de sólidos se comportan como fluidos pseudoplásticos. Este comportamiento tiene varias implicaciones a nivel operacional.

En primer lugar la potencia suministrada a un digestor de este tipo puede llegar incluso a ser 10 veces mayor que la de los digestores convencionales, siendo esto una desventaja por el consumo de energía, por esta razón se recomienda en el caso de trabajar con estas concentraciones realizar cambios a nivel de diseño geométrico tales como la disminución del diámetro del digestor para de esta manera disminuir el diámetro del impeler y también trabajar conjuntamente con mezcladores de tipo axial tales como propelas marinas o agitadores helicoidales y para asegurar la mezcla en ese sentido como también agitadores del tipo radial tales como turbinas convencionales tipo Rushton o turbinas inclinadas para asegurar el mismo tipo de flujos, de los resultados se muestra que dichas turbinas deben estar por debajo de la relación diámetro impeler-diámetro del tanque de 1:3. También se podría realizar cambios a nivel del tanque tales como configuraciones en forma de huevo. Para disminuir la potencia también se podría utilizar la estrategia de la recirculación de lodo, sin embargo es necesario evaluar dicha estrategia tomando en cuenta las limitaciones desde el punto de vista de la transferencia de masa y calor que se pueden presentar.

El uso de digestores con alta concentración también implican un aumento significativo del hold-up, como se muestra en los resultados se pueden obtener valores casi del doble (0.6 a 0.8) en el hold-up comparado con digestores convencionales, esta situación tiene muchas repercusiones a nivel de diseño ya que un aumento en el hold-up de esta proporciones implica un aumento en el nivel del lodo dentro del digestor lo que tiene que tomarse en cuenta a hora de diseñar el mismo aumento la altura para evitar un desborde del lodo, los resultados también indican que para disminuir el aumento en el nivel es mejor trabajar a velocidades de agitación lo más altas posibles ya que de esta manera se disminuye la viscosidad y por lo tanto el tiempo de residencia de las burbujas.

8. Bibliografía

BIRD et al. Transport Phenomena. Wiley. New York, 2002.

CALDEBRANK et al. Mass transfer in fermentation equipment En Biochemical and biological Engineering science, N Bkafbough (ed), Academic Press, New York, 1967.

GHYOOT, et al. Coupling membrane filtration to anaerobic primary sludge digestion. Environmental Technology. Vo 18, pag 569-580, 1997.

LOTITO et al. The rheology of sewage sludge at different steps of treatment. Water science and technology. Vol. 36, No 11, pag 79-85, 1997.

MONTEIRO, P. S. The influence of the anaerobic digestion process on the sewage sludges rheological behaviur. Vol 36, No11, pag 61-67, 1997.

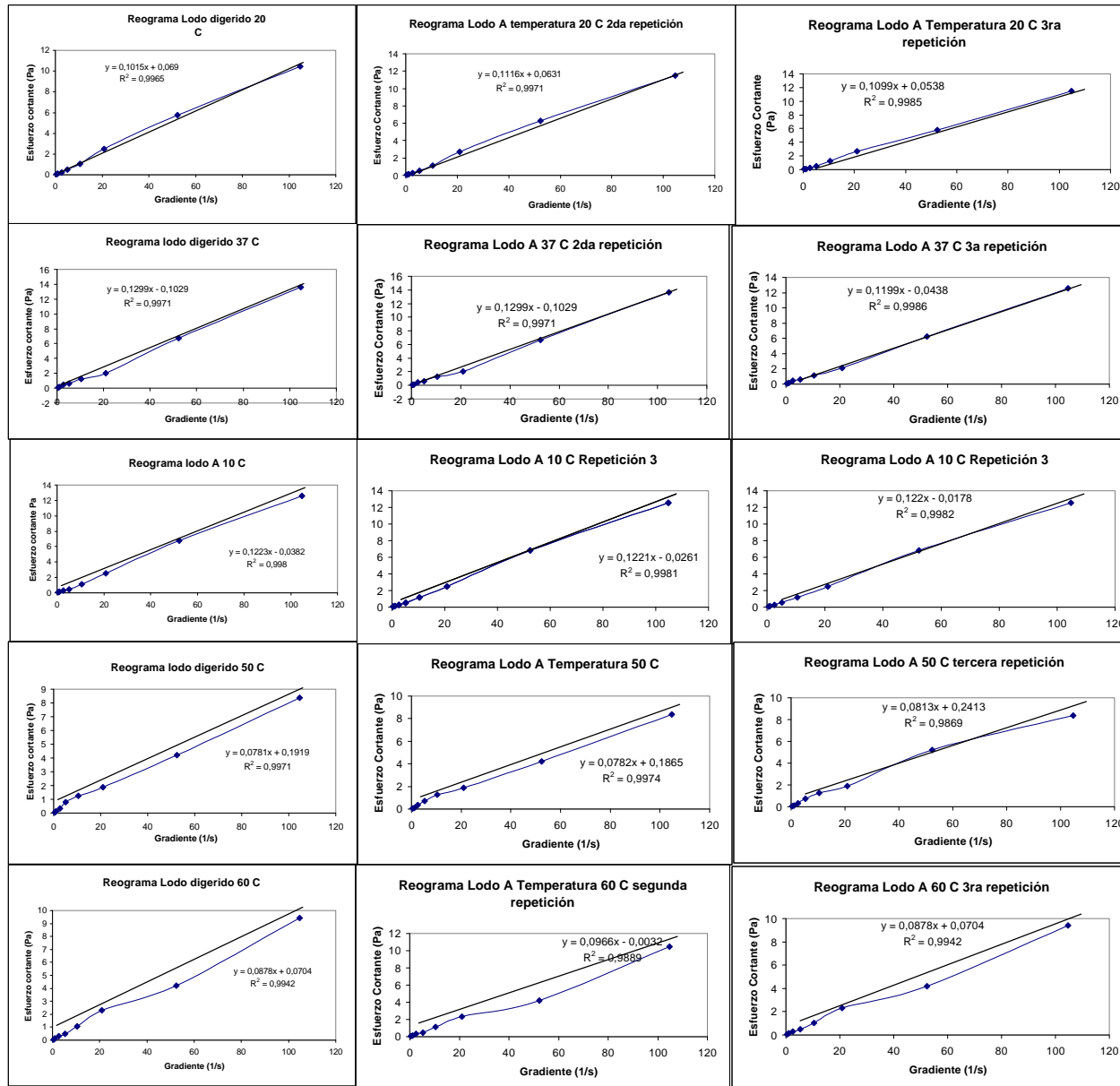
PROF. et al. Calculation of pressure drop in the tube flow of sewage sludges with the aid of flow curves. Water science and technology. Vol. 36, No 11, pag 27-32, 1997.

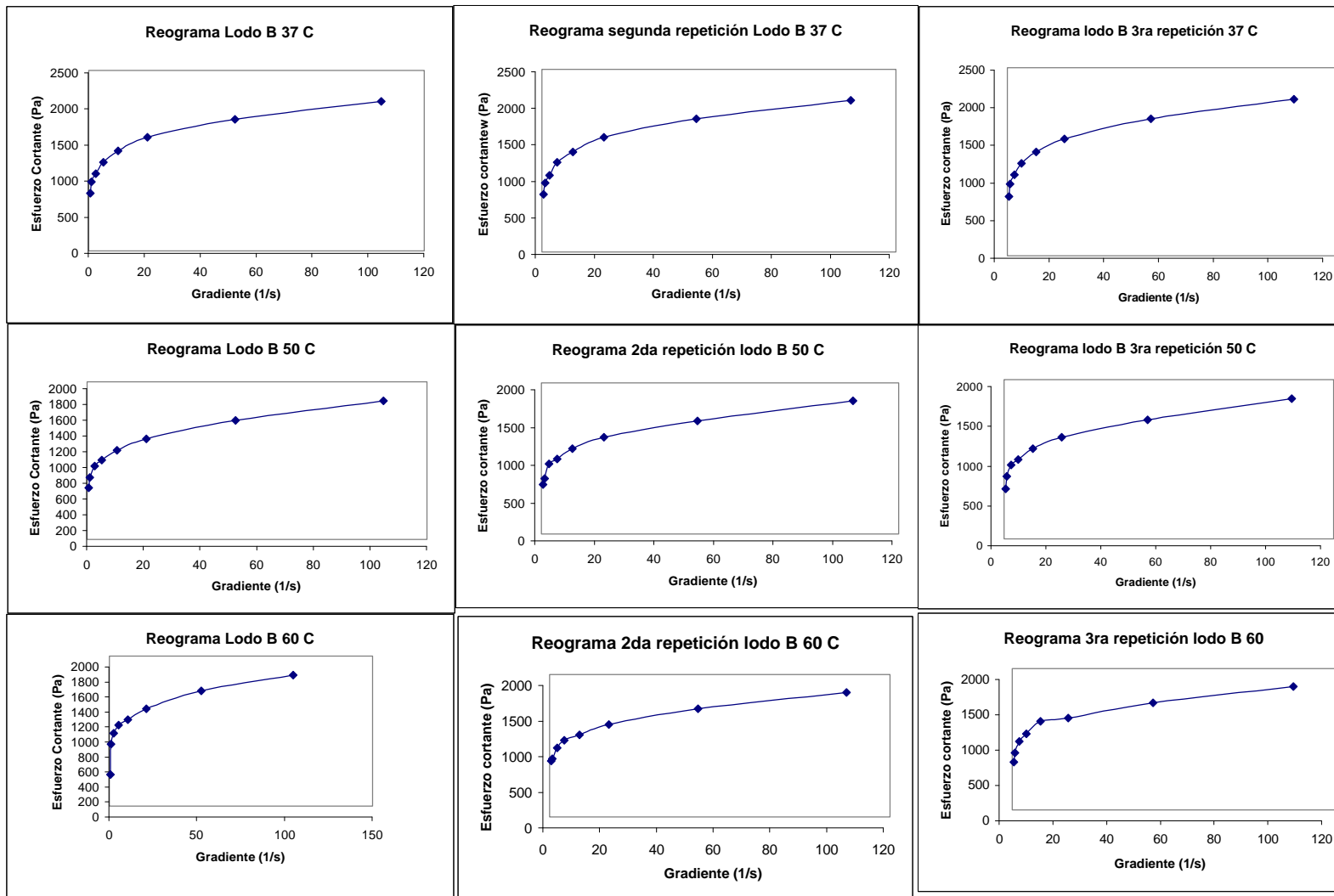
ROMERO, J. Tratamiento de aguas residuales. Escuela Colombiana de Ingeniería. 1999

SLATTER, P. T. The Rheological characterization of Sludges. Water science and technology. Vol. 36, No 11, pag 54-78, 1997.

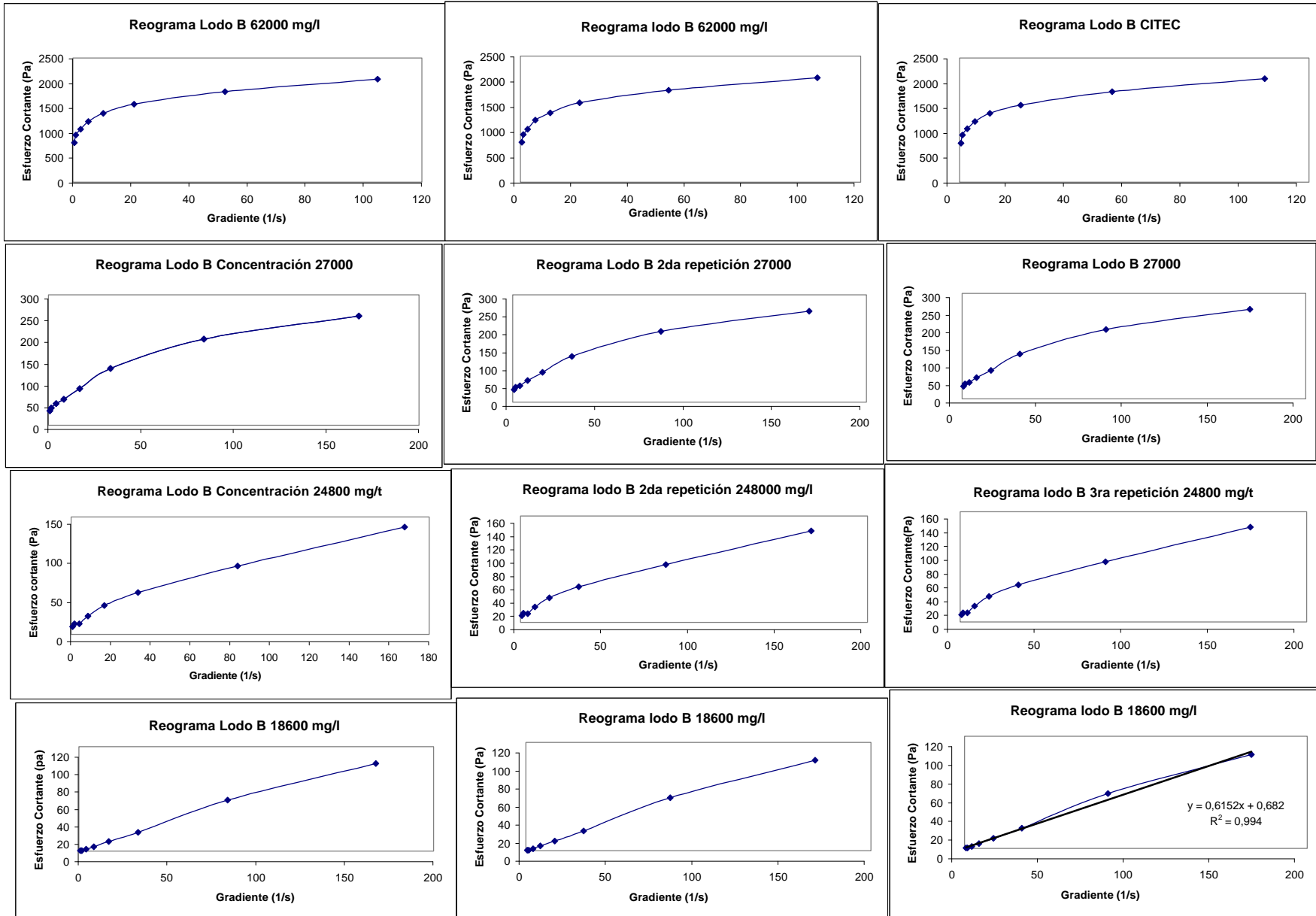
SOSANSKY et al. The rheological experiment in sludge properties research. Water science and technology. Vol. 36, No 11, pag 96-104, 1997.

Anexo 1: Reogramas para lodo A, B y C a diferentes temperaturas





Reogramas Lodo B a diferentes temperaturas



Reogramas lodo B en función de la concentración

