

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ingeniería Departamento de Ingeniería Química



Evaluación de un reactor para la producción de una base surfactante
para su aplicación en la industria de productos de limpieza

Trabajo de graduación en modalidad de tesis presentado por
María Jose Figueroa Labin
Para optar al grado de Licenciada en Ingeniería Química

Guatemala, 2024

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
Facultad de Ingeniería Departamento de Ingeniería Química



Evaluación de un reactor para la producción de una base surfactante
para su aplicación en la industria de productos de limpieza

Trabajo de graduación en modalidad de tesis presentado por
María Jose Figueroa Labin
Para optar al grado de Licenciada en Ingeniería Química

Guatemala, 2024

Vo. Bo.

(f) 

Ing. Luis Ernesto Núñez González

Terna examinadora

(f) 

Ing. Luis Ernesto Núñez González

(f) 

Ing. Gamaliel Giovanni Zambrano Ruano

(f) 

Ing. Carmen Alicia Ortiz Pineda

Fecha de aprobación: Guatemala, 3 de enero de 2024

ÍNDICE

LISTADO DE CUADROS.....	vii
LISTADO DE FIGURAS.....	ix
RESUMEN.....	xi
I. INTRODUCCIÓN.....	1
II. OBJETIVOS.....	3
A. Objetivo general	3
B. Objetivos específicos.....	3
III. JUSTIFICACIÓN.....	4
IV. MARCO TEÓRICO	6
A. Sales detergentes/surfactantes	6
B. Clasificación de surfactantes:	8
C. Método de producción de surfactantes	9
D. Dodecibenzenosulfato de sodio (SDBS)	10
E. Métodos de determinación de la concentración de dodecil benzenosulfato de sodio.....	10
F. Producción de materias primas para la elaboración de SDBS a nivel mundial	12
G. Cinética química.....	13
H. Velocidad de reacción	13
I. Variabilidad de la velocidad de reacción.....	14
J. Diseño de reactores.....	15
K. Diseño de equipos.....	16
L. Principios de termodinámica	25
M. Aplicaciones industriales de los surfactantes	26
V. ANTECEDENTES	29
VI. METODOLOGÍA.....	30
A. Valoración del hidróxido de sodio.....	30
D. Medición de la concentración real de dodecibenzenosulfato de sodio.....	30
E. Determinación de la cinética química de la reacción de neutralización (ΔH_{rxn})	
31	
F. Determinación de la viscosidad.....	31
G. Equipo.....	32
H. Materiales	32
I. Reactivos	32

VII.	RESULTADOS	33
VIII.	ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	40
IX.	CONCLUSIONES.....	48
X.	RECOMENDACIONES	49
XI.	BIBLIOGRAFÍA	50
XII.	ANEXOS.....	55
	A. Datos originales	55
	B. Cálculos	58
	C. Gráficas.....	75
	D. Análisis estadístico	78
	E. Análisis de error.....	78
	F. Datos calculados	79
	G. Fotografías	84
XIII.	GLOSARIO	87

LISTADO DE CUADROS

Cuadro 1. Promedio de viscosidad y densidad de los reactivos involucrados en la reacción de neutralización.....	33
Cuadro 2. Promedio de la concentración de los reactivos empleados para la neutralización.....	33
Cuadro 3. Promedio del calor estándar de dilución de NaOH al 50% y de neutralización de ácido dodecilsulfónico al 96.5% (m/m).....	33
Cuadro 4. Obtención experimental de la ecuación cinética química para la producción de dodecil sulfato de sodio al 40% (m/m).....	34
Cuadro 5. Comparación del requerimiento productivo de la planta y la capacidad productiva de los reactores	35
Cuadro 6. Comparación de los parámetros del reactor disponible contra el calculado.....	35
Cuadro 7. Comparación de los parámetros del agitador disponible contra el calculado.....	35
Cuadro 8. Comparación de los parámetros del sistema de enfriamiento disponible contra el calculado.....	35
Cuadro 9. Características del sistema de enfriamiento auxiliar.....	36
Cuadro 10. Especificaciones del reactor.....	38
Cuadro 11. Especificaciones de la bomba de lóbulo propuesta	38
Cuadro 12. Especificaciones del intercambiador de calor propuesto.....	39
Cuadro 13. Determinación de la viscosidad de los compuestos utilizados en el reactor a 25°C	55
Cuadro 14. Determinación de la densidad de los compuestos utilizados en el reactor.....	55
Cuadro 15. Alícuota para la determinación de la concentración de NaOH.....	55
Cuadro 16. Titulación para la determinación de la concentración de NaOH.....	55
Cuadro 18. Determinación de la concentración de dodecilsulfato de sodio (SDS).....	56
Cuadro 18. Masa de reactivos empleada para realizar la primera reacción de neutralización	56
Cuadro 19. Masa de reactivos empleada para realizar la segunda reacción de neutralización	56
Cuadro 20. Masa de reactivos empleada para realizar la tercera reacción de neutralización.....	56
Cuadro 21. Masa de reactivos empleada para realizar la cuarta reacción de neutralización.....	56
Cuadro 22. Determinación del calor de dilución de hidróxido de sodio al 50%.....	57
Cuadro 23. Determinación del calor de neutralización de ácido dodecilsulfónico e hidróxido de sodio	57
Cuadro 24. Medidas del reactor disponible.....	58

Cuadro 25. Características del agitador disponible	58
Cuadro 26. Densidad de los reactivos	79
Cuadro 27. Concentración del hidróxido de sodio	79
Cuadro 28. Capacidad calorífica del hidróxido de sodio al 50% m/m a diferentes temperaturas	79
Cuadro 29. Capacidad calorífica del dodecibencensulfato de sodio a diferentes temperaturas	80
Cuadro 30. Entalpía de dilución de hidróxido de sodio	80
Cuadro 31. Entalpía de reacción de neutralización	81
Cuadro 32. Curva de expresión de la velocidad de reacción.....	81
Cuadro 33. Volumen del reactor necesario	81
Cuadro 34. Características del motor necesario con el agitador de hélice marina	82
Cuadro 35. Características del motor necesario con el agitador de turbina de 6 palas	82
Cuadro 36. Parámetros de agitación de hélice marina.....	82
Cuadro 37. Parámetros de agitación de turbina de 6 palas.....	82
Cuadro 38. Parámetros del sistema de enfriamiento de hélice marina.....	83
Cuadro 39. Parámetros del sistema de enfriamiento de turbina de 6 palas	83
Cuadro 40. Capacidad de remoción de calor	83
Cuadro 39. Calor producido dentro del reactor	83

LISTADO DE FIGURAS

Figura 1. Formación de una micela por moléculas anfipáticas	6
Figura 2. Aplicaciones de los surfactantes según su equilibrio hidrofílico-lipofílico (HLB) .	7
Figura 3. Estructuras químicas de algunos surfactantes	9
Figura 4. Reacción para la producción de SDBS	10
Figura 5. Tipos de reactores	15
Figura 6. Proporciones típicas de un tanque agitado	17
Figura 7. Número de potencia en función del número de Reynolds Re para turbinas e impulsores de alta eficiencia.....	18
Figura 8. Número de potencia en función del número de Reynolds Re para para hélices marinas y cintas helicoidales	19
Figura 10. Bombas de desplazamiento positivo rotativas	21
Figura 11. Esquema de un intercambiador de calor de tipo coraza y tubo, de un paso por la coraza y un paso por los tubos.....	23
Figura 12. Esquema de funcionamiento interno de un intercambiador de placas	24
Figura 13. Esquema de funcionamiento de un intercambiador de tubos concéntricos.....	24
Figura 14. Modelo cinético de la reacción de neutralización	34
Figura 15. Sistema de reacción con especificaciones de los equipos dimensionados.....	37
Figura 16. Mecanismo de reacción.....	60
Figura 17. Selección de agitador	63
Figura 18. Factor de tiempo de mezclado turbina	64
Figura 19. Factor de tiempo de mezclado hélice marina	65
Figura 20. Número de potencia agitador de hélice marina.....	66
Figura 21. Número de potencia agitador de turbina	67
Figura 22. Factor de fricción de Fanning	73
Figura 23. Corrida 1 de la distribución de temperatura contra el tiempo para determinar la cinética de neutralización	75
Figura 24. Corrida 2 de la distribución de temperatura contra el tiempo para determinar la cinética de neutralización	76
Figura 25. Corrida 3 de la distribución de temperatura contra el tiempo para determinar la cinética de neutralización	76
Figura 26. Corrida 4 de la distribución de temperatura contra el tiempo para determinar la cinética de neutralización	77
Figura 27. Linealización de la velocidad de reacción	77

Figura 28. Parte interior del reactor disponible	84
Figura 29. Parte exterior del reactor disponible	84
Figura 30. Sistema de reacción experimental para la determinación del calor de reacción ..	85
Figura 31. Sistema para la determinación del calor de reacción	85
Figura 32. Dodecilsulfonato de sodio	86
Figura 33. Titrande 905 Metrohm y su interfaz para la determinación de la concentración de dodecilsulfonato de sodio	86

RESUMEN

Con el objetivo de evaluar la capacidad productiva de un reactor para la neutralización del ácido dodecibencensulfónico con hidróxido de sodio, para la producción de productos de limpieza en una fábrica en Guatemala, se obtuvieron las características de los reactivos empleados para llevar a cabo la reacción, como su densidad, viscosidad y concentración, por medio de análisis a escala laboratorio. Pudo concluirse que para un requerimiento de 7632 L/h de dodecibencensulfato de sodio en la planta, el reactor disponible cuenta con una capacidad productiva de 8215.47 L/h y, al sustituir su sistema de agitación por uno adecuado para su operación, su capacidad aumenta a 10289.54 L/h cumpliendo las necesidades de crecimiento de producción a 5 años. A su vez, el volumen de diseño necesario del reactor es de 3.15 m³ evidenciando que el disponible de 3.53 m³, cumple con el requerimiento de la planta, dimensionamiento que se obtuvo a partir de la ecuación de velocidad de la reacción de neutralización equivalente a $0.215C_{LAS}^1$. El sistema de agitación existente compuesto de un agitador tipo hélice marina mostró la desventaja de la necesidad de un motor de mayor capacidad en comparación con uno tipo turbina de 6 palas inclinadas. Por último, la chaqueta de enfriamiento del reactor cuenta con una capacidad de remoción de calor de 298.91 kW para disipar los -636.85 kW producidos dentro del reactor la cual no es la suficiente para garantizar una operación segura, por lo que se propone un sistema de enfriamiento complementario compuesto de un intercambiador de calor con una capacidad de remoción de calor de 406.27 kW de área mínima de transferencia de calor de 1.21 m² y una bomba de lóbulos de 3.34 HP de potencia efectiva para la recirculación de la base surfactante.

I. INTRODUCCIÓN

La producción de sales detergentes desempeña un rol fundamental en la industria química gracias a que son el componente activo de una serie de productos en la fabricación de productos de limpieza, detergentes, productos para el cuidado personal, productos farmacéuticos, agroquímicos y otros. Actualmente este componente activo que en países productores como Alemania genera aproximadamente EUR 5.14 millones en ventas de productos de limpieza y se espera que el tamaño del mercado desarrolle un crecimiento exponencial a una tasa de crecimiento anual compuesta (TCAC) del 4.00 % durante el período de 2018 a 2028 (Mordor Intelligence, 2022). El mercado de esta base surfactante se caracteriza por ser “fragmentado” lo que implica que, independientemente del tamaño de producción, se tienen posibilidades de competencia gracias a que no existen productores que dominen el mercado (Mordor Intelligence, 2022). La sal más empleada a nivel industrial es el dodecilsulfato de sodio, la cual se obtiene a partir de una reacción de neutralización entre el ácido dodecilsulfónico, que es un ácido orgánico, e hidróxido de sodio. De forma comercial puede adquirirse en su forma de sal, sin embargo, su costo es mayor que adquirir los reactivos que pueden fabricarla. La razón de esta diferencia de costos es su característico comportamiento ya que la reacción es de naturaleza exotérmica, es decir que libera energía en forma de calor, lo que implica que la reacción es difícil de controlar, lo que se traduce a un proceso costoso.

Mediante un estudio del comportamiento de la reacción y la elección de equipos adecuados puede simplificarse su producción. Dado que la obtención de esta sal se puede dar por medio de una reacción, la producción puede realizarse mediante el uso de un reactor químico. Existen diferentes tipos de reactores, cada uno con distintas características y por ende, distintos usos, que llevan a la producción de energía, separaciones químicas, productos terminados, etc. Cuando se habla de la producción de sales de detergentes hablamos de un reactor químico dado que dentro del equipo se está dando una reacción química. Los reactores químicos son el centro de todos los procesos químicos industriales ya que permiten la transformación de las materias primas en productos terminados de alto valor añadido (Chaves et al., 2016, p. 198). Para su diseño, es importante mencionar que se refiere al cálculo de su volumen y dimensiones para lograr una conversión específica. Para diseñar el equipo se debe tener conocimiento de las características de sus materias primas, los mecanismos de reacción que suceden dentro del equipo, la expresión de la velocidad que dicta la transformación de reactivos a productos y la capacidad de producción requerida (Kayode Coker, 2015, p. 1095).

A lo largo de este trabajo, se analizarán las propiedades y características de los surfactantes que son útiles para determinar su comportamiento dentro del reactor . Para la evaluación de la capacidad productiva se utilizaron los conceptos de diseño de reactores para poder predecir la velocidad de conversión de reactivos a productos del sistema mediante el método diferencial de concentraciones iniciales. Para ello se realizaron relaciones termodinámicas de la capacidad calorífica de los reactivos y productos a partir de datos encontrados en la literatura que permitieron determinar los calores de dilución y reacción. Para determinar la potencia del agitador se utilizó un método gráfico para encontrar el número de potencia a partir de las características del fluido. Por último, para determinar la capacidad de remoción de calor del sistema se emplearon correlaciones de transferencia de calor para tanques agitador enchaquetados.

II. OBJETIVOS

A. Objetivo general

Evaluar un reactor para la producción de una base surfactante aplicable a la industria de productos de limpieza a partir de una formulación establecida para determinar el flujo que es capaz de proveer al instalarse en un centro de producción.

B. Objetivos específicos

1. Determinar la densidad, viscosidad y concentración de las especies químicas involucradas en la reacción y de la mezcla reactiva.
2. Determinar experimentalmente la ecuación cinética química para predecir el comportamiento de la reacción en el equipo a evaluar.
3. Determinar la capacidad de remoción de calor y producción de base surfactante del equipo estudiado para definir su potencial cumplimiento con las necesidades del centro de producción.

III. JUSTIFICACIÓN

Para una empresa cuyo giro de negocio es la venta de bienes de consumo, los pilares que sostienen su flujo de efectivo están ligados directamente a su estrategia de comercio, la que les debe permitir obtener ganancias mediante la venta de productos con altos márgenes de venta. Esto quiere decir que disminuyen el costo de hacer un producto, a la medida que no afecte su calidad y funcionalidad, con el objetivo de venderlo al mejor precio posible. Con esto en mente, las empresas de consumo masivo constantemente buscan formas o estrategias que permitan reducir los costos de sus productos, desde la búsqueda de diferentes proveedores, negociaciones, automatización, optimización de procesos, etc. En esta búsqueda, una empresa guatemalteca dedicada a la fabricación de productos de limpieza innovó su catálogo con un nuevo producto cuyo principal ingrediente activo es una sal detergente, un compuesto químico con una amplia aplicabilidad en la industria de fabricación de productos de limpieza ya que su función es garantizar la eliminación de grasas y manchas en superficies. Este compuesto es vendido comercialmente a un precio elevado, sin embargo, puede fabricarse a partir de la reacción de neutralización entre un ácido orgánico y una base fuerte. Por lo tanto, se evaluó que comprando las materias primas para producir la sal detergente en lugar de comprarla fabricada, disminuye el costo del producto.

Debido a la urgencia de una fecha establecida para el lanzamiento de este producto, la reacción de neutralización se efectúa en los mismos tanques de preparación del producto, es decir que no se está empleando un reactor con las condiciones adecuadas para que la reacción de neutralización se lleve a cabo ya que la naturaleza de la reacción que es altamente exotérmica y agresiva, lo que quiere decir que no se cuenta con un control de proceso que permita que la reacción tenga un comportamiento estable. A su vez, debido a la necesidad de precisión de adición de materias primas, cada ingrediente se pesa de forma individual de forma manual. Consecuentemente, está provocando los tiempos prolongados de producción que no permiten a las líneas de llenado llegar a sus capacidades máximas de producción y, por lo tanto, se está comprometiendo la eficiencia de la línea productiva. Esto trae una serie de consecuencias económicas que impactan directamente los costos del producto debido al pago de horas extra, mayores consumos energéticos y bajos inventarios, lo cual es contraproducente al objetivo de disminuir el costo del producto al comprar las materias primas para fabricar el principio activo. En consideración a la problemática identificada, se buscó una alternativa para disminuir los tiempos productivos a partir del uso de un reactor químico con la capacidad productiva para alimentar las líneas de producción y de remover el calor producido por la reacción.

Se plantea la necesidad de definir un proceso industrial que permita fabricar esta sal detergente. Sin embargo, el costo de un producto no implica únicamente el costo de las materias primas que se utilizan para fabricarlo sino que también involucra el costo de fabricación de producto, dentro del cual se introduce la inversión de equipos para hacerlo posible. Como parte de la solución a este problema se planteó la utilización de activos de la empresa que se encuentran en desuso por una serie de razones, con el objetivo de no requerir una alta inversión para este proyecto de ahorro. El proceso industrial que requiere la fabricación de una sal detergente es sumamente complejo de controlar debido a la cinética química y la variabilidad del proceso. De no estar apropiadamente controlada, puede provocar la hidrólisis o la degradación del ácido o sal detergente generando la producción de materiales alejados de las especificaciones de calidad del producto. Es por ello por lo que esta empresa detectó la necesidad de evaluar la prefactibilidad de utilizar estos equipos para fabricar la sal detergente y así aumentar los márgenes de venta del producto lanzado. Para ello, se parte de la necesidad productiva que tiene esta planta, la cual es de un flujo 7632 L/h del principio activo mencionado. Este requerimiento está basado en la proyección de ventas mensual de este producto en el escenario más optimista, en el cual se opera en 50 turnos al mes de 12 horas.

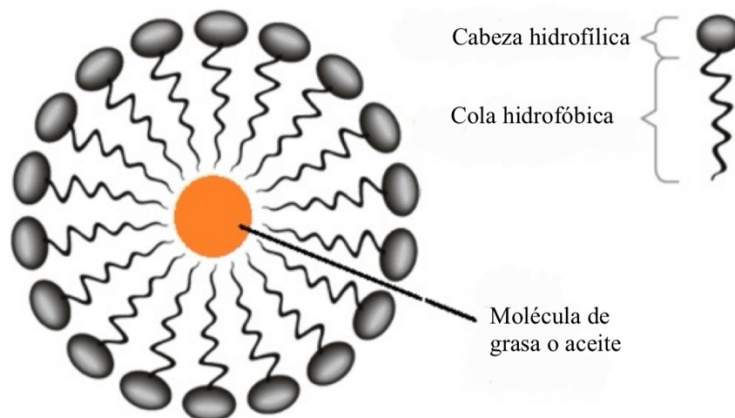
En este trabajo se realizó la evaluación del reactor disponible donde se estudian las características de las materias primas involucradas en la reacción, los mecanismos de reacción que suceden dentro del equipo y la expresión de la velocidad que dicta la transformación de reactivos a productos. A partir de ello se puede determinar si el reactor cuenta con las características necesarias para cumplir con las necesidades productivas de la planta y de esta forma reducir el tiempo de preparación del producto y respectivamente reducir los costos productivos que actualmente afectan los márgenes de ganancia de los productos vendidos.

IV. MARCO TEÓRICO

A. Sales detergentes/surfactantes

Las sales detergentes o surfactantes son compuestos químicos que debido a su naturaleza tienen la capacidad de actuar como agentes de limpieza para una serie de aplicaciones industriales como detergentes para ropa, productos para el hogar y cuidado personal. Los surfactantes son sustancias que, gracias a sus dos principales propiedades físicas brindadas por su estructura química tienen una amplia aplicabilidad en la formulación de productos de limpieza. La molécula de un surfactante está compuesta por dos grupos funcionales con diferente afinidad en la misma molécula. Los grupos funcionales involucrados usualmente son una cadena alquílica que es la parte hidrofóbica de la molécula, lo que quiere decir que no tiene afinidad con el agua y la otra parte de la molécula está compuesta por un grupo hidrofílico, por tanto, tiene afinidad con el agua (Srirama, 2007, pp. 2). La combinación de ambos grupos funcionales en una misma molécula se denomina una estructura molecular anfipática. La parte polar de la molécula forma enlaces de hidrógeno con las moléculas de agua, mientras que la parte apolar se agregan debido a interacciones hidrofóbicas (Srirama, 2007, pp. 2).

Figura 1. Formación de una micela por moléculas anfipáticas



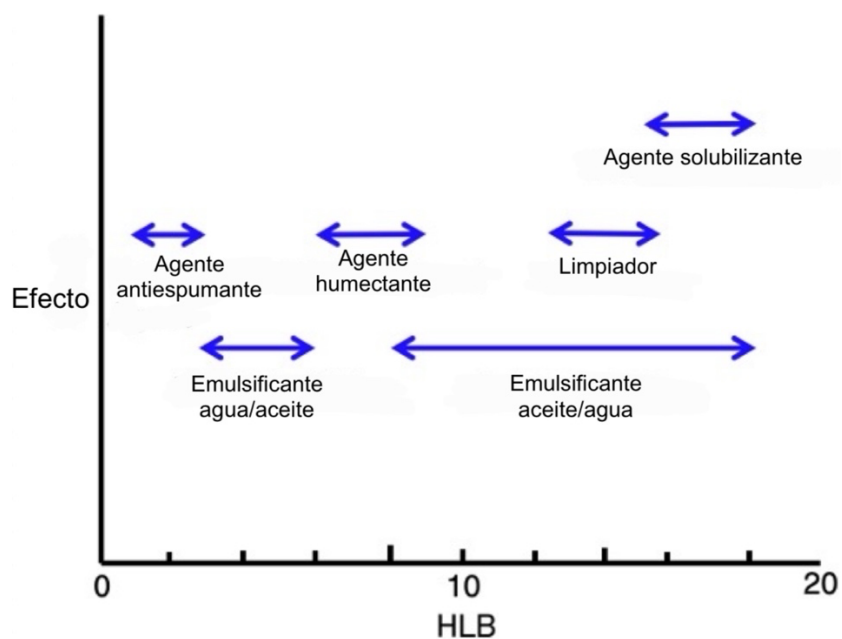
(Khayal et al., p. 20).

Estas propiedades permiten a los detergentes ser solubles en agua y cumplir la función de solubilizar compuestos hidrofobos en ella. Esto quiere decir que, al interactuar con cualquier lípido presente en las superficies de contacto, las colas de la molécula se sumergen en la grasa, pero las cabezas aún permanecen en el agua (Srirama, 2007, p. 5). Las fuerzas de atracción entre los grupos de cabeza y el agua son tan fuertes que la grasa se levanta de la

superficie. La gota de grasa ahora está completamente rodeada por moléculas de detergente y se rompe en pedazos más pequeños que son arrastrados por el agua. Por otro lado, son de utilidad para la industria de productos de limpieza gracias a que disminuyen la tensión superficial del agua, lo que quiere decir que rompen las fuerzas que mantienen a la molécula de agua (Lowe, 2004).

Las propiedades físicas de estas moléculas también pueden ser aplicadas a diferentes sectores industriales. Según su solubilidad pueden emplearse como agentes solubilizantes, emulsionantes, agentes antiespumantes y agentes de destintado. Para realizar esta clasificación se emplea una unidad de medición llamada equilibrio hidrofílico-lipofílico (HLB), la cual es cuantifica el equilibrio relativo entre la capacidad del grupo hidrofílico de atraer agua y la capacidad del grupo lipofílico de atraer aceite (Nakama, 2017, p.232).

Figura 2. Aplicaciones de los surfactantes según su equilibrio hidrofílico-lipofílico (HLB)



(Nakama, 2017, p. 232).

Una de las características más destacadas de los surfactantes es que cuando alcanzan una determinada concentración, sus moléculas se asocian y crean una micela, la cual es un grupo molecular autoconstruido. La formación de las micelas se debe al aumento de la entropía en las moléculas de agua que interactúan con estas moléculas de surfactante. Cuando se agregan surfactantes al agua, las moléculas de agua alrededor de los grupos hidrofóbicos crean una estructura, haciendo que la entropía de las moléculas de agua disminuya (Nakama, 2017, p. 233). A medida que aumenta la concentración, el número de moléculas de surfactante aumenta y los grupos hidrofóbicos se agrupan, causando que la estructura colapse y libere

agua. En este punto, aumenta la entropía de las moléculas de agua. Este cambio de energía es lo que provoca la formación de la micela como se muestra en la figura 1.

B. Clasificación de surfactantes:

1. Iónicos

Son aniónicos donde el grupo hidrófilo se disocia en aniones o cationes en soluciones acuosas:

1.1 Aniónicos: los tensioactivos aniónicos catalizan la formación de hidratos al absorber el gas huésped en la cola hidrofóbica mientras acumulan agua estructurada en la cabeza hidrofílica (Rogers, 2015, p. 255).

Estos se disocian en agua en un anión anfotérico y un catión, que suele ser es un metal alcalino (Na^+ , K^+) o un amonio cuaternario. Incluyen sulfonatos de alquilbenceno (detergentes), jabones (ácidos grasos), sulfato de lauril (agente espumante), sulfosuccinato de dialquilo (agente humectante), lignosulfonatos (dispersantes), etc. Los tensioactivos aniónicos representan alrededor del 50 % de la producción de surfactantes a nivel mundial (Jean-Louis, 2022).

1.2 Catiónicos: se disocian en agua en un catión anfotérico y un anión, con mayor frecuencia del tipo halógeno. Una proporción muy grande de esta clase corresponde a compuestos nitrogenados tales como sales de aminas grasas y amonios cuaternarios, con una o varias cadenas largas del tipo alquilo, muchas veces provenientes de ácidos grasos naturales (Jean-Louis, 2022).

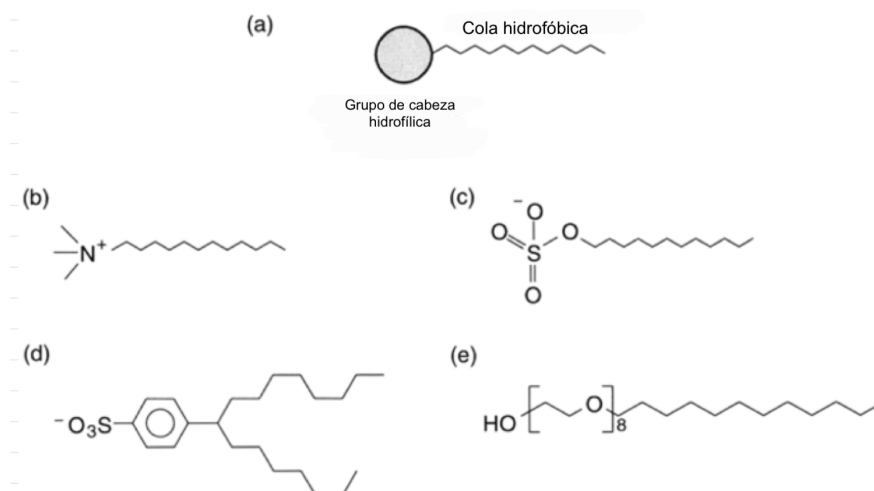
2. No iónicos

Los surfactantes no iónicos tienen un grupo polar que no se puede ionizar en una solución acuosa. La parte hidrofílica de la molécula contiene átomos no ionizables como el oxígeno, nitrógeno o azufre. La solubilidad en agua se logra mediante la formación de enlaces de hidrógeno entre la parte hidrofílica de la molécula.

3. Zwitteriónico/anfotérico

Son componentes con una molécula que forma un ion dipolar, lo que significa que contienen una carga tanto positiva como negativa dentro de la misma molécula. Son eléctricamente neutros en su conjunto, pero tienen distintas regiones positivas y negativas dentro de la molécula (Ho Tan Tai y Nardello-Rataj, 2001, p. 145). Algunos ejemplos de ellos son productos sintéticos como betaínas o sulfobetaínas y sustancias naturales como aminoácidos y fosfolípidos (Jean-Louis, 2022).

Figura 3. Estructuras químicas de algunos surfactantes



En la figura a) se muestra una estructura genérica de un surfactante, b) dodeciletilamonio catiónico, c) dodecilsulfato aniónico, d) hexadecilbencenosulfato aniónico, e) octa(etilen glicol)-mono-n-dodecil eter no iónico

(Warr, 1998, p. 614).

C. Método de producción de surfactantes

El proceso de neutralización del ácido detergente sulfúrico orgánico sulfúrico en estado líquido, con una solución líquida o una suspensión espesa de un agente neutralizante para generar una sal detergente con un contenido bajo de humedad se lleva a cabo en un reactor de neutralización de película limpia. En este reactor se forma una película de ácido orgánico y agente neutralizante en una pared interna del reactor, cuya pared se limpia continuamente durante la reacción de neutralización mediante un raspador de pared o placas deflectoras. El uso de estos dispositivos evita las sobre concentraciones de los reactivos y sobrecalentamientos localizados que pueden provocar que la reacción sea incompleta o que el resultado sea no deseable. Este proceso produce una suspensión acuosa bombeable llamado *slurry* (Silvis, 1985).

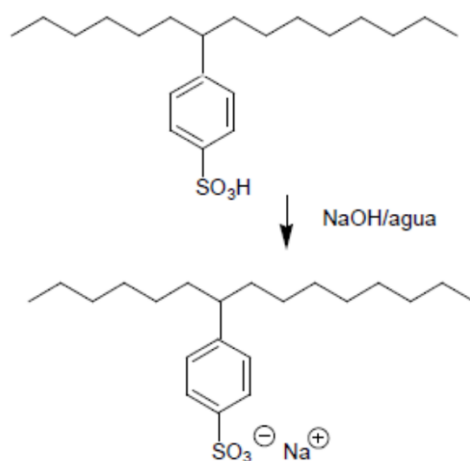
La neutralización es una reacción exotérmica que en la que inicialmente se diluye el NaOH debido a que el ácido tiene un pKa entre 7.10-7.30 (>3, lo que quiere decir que es un ácido débil), lo que quiere decir que puede darse la formación de un *buffer*. La soda debe diluirse primero debido a que es una base fuerte, lo que significa que se disocia por completo permitiendo que el ácido reaccione completamente. En cambio, si se añade agua al ácido, este no se disocia completamente, lo que puede dar lugar a la formación de una solución *buffer*. Estas mantienen un valor de pH relativamente constante en respuesta a la adición de una pequeña cantidad de ácido o base, lo que es un problema operativo debido a puede disparar

el pH a niveles muy altos o bajos (Malone y Dolter, 2013). Por lo tanto, si agrega una base fuerte al agua que contiene un *buffer*, los ácidos no reaccionarán con el agua; en cambio, reaccionarán con el tampón y no causarán un gran efecto en el pH de la solución (Malone y Dolter, 2013). Posteriormente, se agrega el ácido orgánico (LAS). De modificarse este orden, se puede provocar la formación de un *buffer* en el que una pequeña cantidad de reactivo.

D. Dodecibencenosulfato de sodio (SDBS)

El dodecibencenosulfato de sodio es un surfactante aniónico ampliamente empleado en la industria de productos de limpieza. Está derivado del benceno, un hidrocarburo cíclico, con un grupo de ácido sulfónico (-SO₃H) unido a él. Luego se neutraliza con hidróxido de sodio (NaOH) para formar la sal de sodio.

Figura 4. Reacción para la producción de SDBS



(Sanz, 2015, p. 1).

E. Métodos de determinación de la concentración de dodecil bencenosulfato de sodio

El dodecibencensulfonato de sodio es un tensioactivo aniónico, lo que significa que puede interferir en las reacciones de titulación convencionales, como las que se usan con ácidos o bases. Estos tensioactivos tienen una estructura que les permite modificar la superficie de las soluciones, afectando la exactitud de la medición en métodos tradicionales. Como se mencionó anteriormente, este tipo de compuestos tienden a formar micelas en solución, lo que puede cambiar el comportamiento de las sustancias en el medio, dificultando la medición precisa de la concentración. A su vez pueden interferir con los indicadores de pH comunes utilizados en titulación, alterando la respuesta esperada o la transición del color (Metrohm, 2020). Esto hace que la detección del punto final de la titulación sea menos confiable.

Por ello existen métodos alternativos que permiten determinar esta concentración. Estos métodos fueron desarrollados debido a que industrialmente este ingrediente activo se añade a estos productos para actuar como emulsionante o como disolventes de grasas, una aplicación indispensable en productos cosméticos o de limpieza. El hecho de que disuelva muy bien las grasas puede provocar sequedad en la piel y el cabello y, por lo tanto, irritación de la piel. Para evitar esto, las regulaciones en muchos países han restringido su concentración en productos listos para usar a un rango entre 0.05 y 2.5 % (Metrohm, 2020). Algunos de los métodos que existen para la determinación son los siguientes:

1. Conductimetría

La conductividad de una disolución es una medida del flujo de corriente que resulta de la aplicación de una fuerza eléctrica dada, y depende directamente del número de partículas cargadas que contiene. La corriente transportada por cada especie está determinada por su concentración relativa y su movilidad inherente en el medio y puede ser medida a través de un conductímetro, el cual posee una celda que permite medir los cambios de esta magnitud física ante la adición continua y uniforme de reactivo titulante. La principal ventaja de las titulaciones con monitoreo conductimétrico es que pueden analizarse disoluciones muy diluidas y/o coloreadas, sistemas en que la reacción no es suficientemente cuantitativa (Gómez-Biedma et al., 2002).

2. Espectrofotometría

Es una técnica analítica que permite determinar la concentración de un compuesto en solución que se basa en que las moléculas absorben las radiaciones electromagnéticas y a su vez que la cantidad de luz absorbida depende de forma lineal de la concentración (Abril Díaz et al., 2019, p. 1). Para hacer este tipo de medidas se emplea un espectrofotómetro, en el que se puede seleccionar la longitud de onda de la luz que pasa por una solución y medir la cantidad de luz absorbida por la misma (Abril Díaz et al., 2019, p. 1).

3. Titulación turbidimétrica

Se realiza una titulación con un tensioactivo catiónico diseñado especialmente para la valoración de tensioactivos aniónicos y precipita uniformemente con ellos. La titulación turbidimétrica controla el grado de turbidez utilizando un sensor óptico. Al ser un indicador de apariencia óptica, ocasionado por la dispersión y absorción de la energía lumínica a través del líquido, se puede relacionar la intensidad de la luz incidente y de la luz dispersada por

el medio, mediante la ley de Lambert-Beer en la que la turbidez es proporcional a la concentración de partículas:

$$I = I_0 e^{[\alpha A + \alpha B]xc}$$

En donde:

I intensidad de la luz resultante.

I_0 intensidad de la luz en el punto 0.

X longitud del medio o distancia del viaje de la luz a través del medio.

C concentración del medio.

αA coeficiente de absorción.

αB coeficiente de dispersión.

(Acebo-González et al., 2013, p. 2).

Los instrumentos utilizados para esta técnica son los turbidímetros, los cuales miden la absorbancia de la muestra en estudio. Es uno de los instrumentos más utilizados y la técnica empleada consiste en el uso de un cultivo de microorganismos en un medio líquido, que actúa como una suspensión coloidal, la cual bloquea y refleja la luz que pasa a través de él. La luz es absorbida de manera directamente proporcional a la concentración de células que hay en el cultivo (Acebo-González et al., 2013, p. 4). Por otro lado, también existe un instrumento que revela la tasa o relación de intensidades luminosas, mide tanto la transmisión de la intensidad de la luz como su dispersión. Este diseño es muy apropiado para los productos líquidos que presenten colores intensos y para muestras de gran turbidez (Acebo-González et al., 2013, p. 4).

F. Producción de materias primas para la elaboración de SDBS a nivel mundial

En cuanto a la materia prima, los dos componentes más importantes de la producción de la pasta lavaplatos es el ácido dodecilsulfónico y el hidróxido de sodio. El mercado del ácido dodecilsulfónico, también conocido como LAS, es un mercado millonario con proyección de aumento hasta el año 2029. Esta materia prima se puede clasificar por su costo de producción, los requerimientos de materia prima, la competencia, el enfoque del producto y la demanda. Asimismo, se puede segmentar por su pureza y aplicación (emulsificador, agente dispersador, detergente, etc. (Market Watch, 2023).

Algunos de los participantes más predominantes a nivel mundial de este mercado son los siguientes:

1. PCC Group – Alemania
2. Univar Solutions – Estados Unidos
3. Henan Jinhe Industry Co., Ltd – China
4. Shanghai Jizhi Biochemical Technology Co. Ltd – China
5. Kao Chemicals – Japón
6. Enaspol Group – República Checa

(Market Watch, 2023).

El hidróxido de sodio también es una industria que va en aumento y se espera que el mercado tenga un tamaño de 61.1 billones de dólares en el 2027. Normalmente, la presentación de esta materia prima está en su forma sólida y en solución al 50 %. Entre los participantes de este mercado, resaltan los siguientes a nivel mundial:

1. Tata Chemicals Limited - India
2. Olin Corporation – EE. UU.
3. BASF SE - Alemania
4. Westlake Corporation - EE. UU.
5. Occidental Petroleum Corporation - EE. UU.
6. Solvay S.A. - Bélgica
7. Xinjiang Zhongtai Chemical Co. Ltd - China
8. Akzo Nobel N.V. – Países Bajos

(Markets and Markets, 2022).

G. Cinética química

La cinética química puede definirse como se basa en la investigación de las velocidades de las reacciones químicas y los procesos moleculares por los cuales ocurren las reacciones (Sparks, 2003).

H. Velocidad de reacción

La velocidad de reacción es la tasa de transformación de compuestos químicos de especies reactivas en productos en un tiempo determinado. Esto puede ser expresado como la velocidad de cambio entre los moles del componente como resultado de la reacción:

$$r_i = \frac{1}{V} \frac{dN_1}{dt} = \frac{\text{moles de } i \text{ formados}}{(\text{volumen del fluido, sólido o reactor})(\text{tiempo})}$$

Puede expresarse en términos de masa en sistemas de sólidos,

$$r_i' = \frac{1}{m} \frac{dN_1}{dt} = \frac{\text{moles de } i \text{ formados}}{(\text{masa del sólido})(\text{tiempo})}$$

En términos de superficie interfacial entre un sistema de dos fluidos es,

$$r_i'' = \frac{1}{S} \frac{dN_1}{dt} = \frac{\text{moles de } i \text{ formados}}{(\text{superficie})(\text{tiempo})}$$

Según la literatura, la velocidad de reacción está influenciada por la composición y la energía del material. Por energía se entiende la temperatura (energía cinética aleatoria de las moléculas), la intensidad de la luz dentro del sistema (esto puede afectar la energía de enlace entre los átomos), la intensidad del campo magnético, etc. (Levenspiel, 1998, p. 14). Por lo general, solo necesitamos considerar la temperatura, se puede escribir la velocidad en términos de variables dependientes de la concentración y temperatura:

$$-r_A = kC_A^a = k_0 e^{-E/RT} C_A^a$$

I. Variabilidad de la velocidad de reacción

1. Temperatura

Para muchas reacciones, y en particular para las reacciones elementales, la expresión de la velocidad se puede escribir como el producto de un término dependiente de la temperatura, que es representado por la ley de Arrhenius:

$$-r_A = k_0 e^{-E/RT} C_A^a$$

A la misma concentración, pero a dos temperaturas diferentes, la ley de Arrhenius indica que:

$$\ln \frac{r_2}{r_1} = \ln \frac{k_2}{k_1} = \frac{E}{R} \left(\frac{1}{T_1} - \frac{1}{T_2} \right)$$

(Levenspiel, 1998, p. 27).

2. Concentración

Las reacciones elementales son en las cuales la ecuación de velocidad corresponde a una ecuación estequiométrica. Para plantear un sistema, se asume la colisión o interacción de una sola molécula de A con una sola molécula de B, entonces el número de colisiones de las moléculas A con B es proporcional a la velocidad de reacción (Levenspiel, 1998, p. 15). Pero a una temperatura dada, el número de colisiones es proporcional a la concentración de reactivos en la mezcla; por tanto, la tasa de conversión de A está dada por

$$-r_A = kC_A C_B$$

Por otro lado, tenemos la molecularidad y el orden de reacción. Este es el número de moléculas involucradas en la reacción que usualmente uno, dos o tres. A las potencias a las que se elevan las concentraciones se les llama orden de reacción:

$$-r_A = kC_A^a C_B^b \dots C_D^d$$

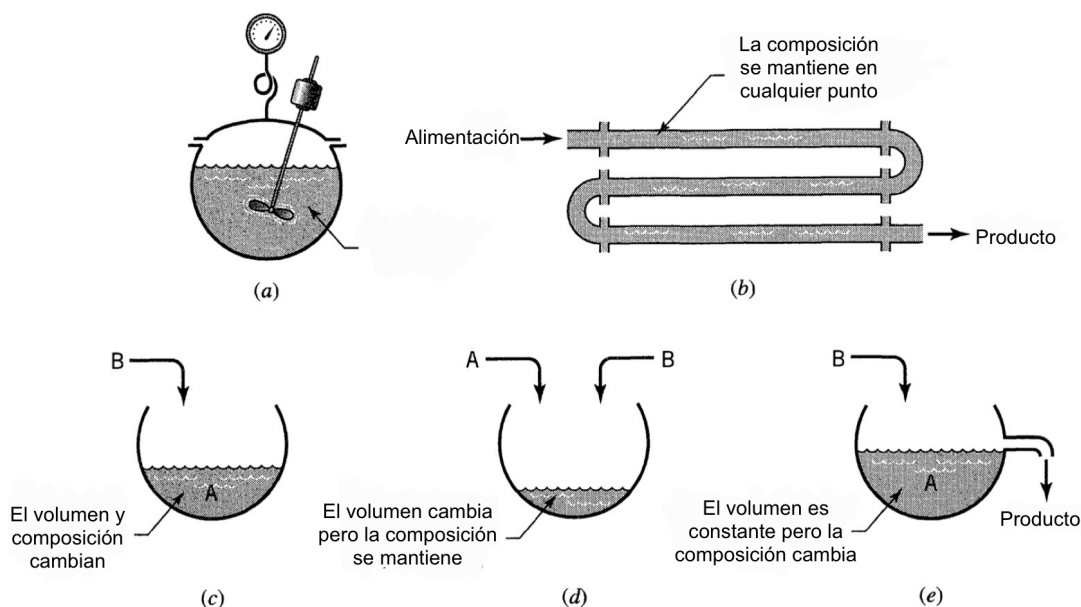
J. Diseño de reactores

El diseño de reactores utiliza información, conocimiento y experiencia de una variedad de áreas como la termodinámica, cinética química, mecánica de fluidos, transferencia de calor, transferencia de masa y economía (Levenspiel, 1998, p. 120). El uso de todo este conocimiento en conjunto permite la generación de modelos que permiten predecir el comportamiento de una transformación química.

Para el diseño se requiere obtener qué tamaño, tipo de reactor y método de operación son mejores para un trabajo dado. Esto se obtiene mediante una integración adecuada de la ecuación de velocidad para la operación. Esto puede tener dificultades por la temperatura y la composición del fluido de reacción pueden variar de un punto a otro dentro del reactor, según el carácter endotérmico o exotérmico de la reacción, la velocidad de adición o eliminación de calor del sistema y el flujo (Levenspiel, 1998). En efecto, entonces, se deben tener en cuenta muchos factores al predecir el rendimiento de un reactor.

1. Tipos de reactores

Figura 5. Tipos de reactores



(Levenspiel, 1998, p. 84).

1.1 *Batch* o STR: este reactor es el más simple ya que necesita poco equipo de apoyo y, por lo tanto, es ideal para estudios experimentales a pequeña escala sobre cinética de reacción.

Industrialmente se utiliza cuando se van a tratar cantidades relativamente pequeñas de material. En este tipo de reactor los reactivos se cargan inicialmente en un recipiente, se mezclan bien y se dejan reaccionar durante cierto tiempo. Esta es una operación de estado inestable donde la composición cambia con el tiempo; sin embargo, en cualquier instante la composición en todo el reactor es uniforme (Levenspiel, 1998).

1.2 Flujo en estado estacionario: es ideal para fines industriales cuando se procesan grandes cantidades de material y cuando la velocidad de reacción es alta o extremadamente alta. Las necesidades de equipos de apoyo son grandes; sin embargo, se obtiene producto de una alta calidad.

- *PFR (plug flow reactor)*: se caracteriza por el hecho de que el flujo de fluido a través del reactor es ordenado sin que ningún elemento de fluido supere o se mezcle con ningún otro elemento por delante o por detrás (Levenspiel, 1998, p. 14).
- *CSTR (constant flow stirred tank reactor)*: es un reactor en el que los contenidos están bien agitados y uniformes en todo momento. Por lo tanto, la corriente de salida de este reactor tiene la misma composición que el fluido dentro del reactor. Nos referimos a este tipo de flujo como reactor de potencia mixta, y al reactor correspondiente, reactor de potencia mixta o MFR (Levenspiel, 1998, p.14).

1.3 Flujo en estado no estacionario: es un sistema flexible, pero es más difícil de analizar que los otros tipos de reactores. Ofrece un buen control de la velocidad de reacción porque la reacción procede a medida que se agregan los reactivos (Levenspiel, 1998). Dichos reactores se utilizan en una variedad de aplicaciones, desde las titulaciones calorimétricas en el laboratorio hasta los grandes hornos de solera abierta para la producción de acero.

K. Diseño de equipos

1. Sistemas de agitación

El éxito de muchas operaciones industriales depende de la efectiva agitación y mezcla de fluidos. La agitación se refiere al movimiento inducido de un material en una manera específica, normalmente en un patrón circulatorio dentro de algún tipo de contenedor y una mezcla es una distribución aleatoria, dentro y a través una de otra, de dos o más fases inicialmente separadas (McCabe et al., 2007, p. 259). Los agitador permiten que el líquido

circule a través del tanque y eventualmente regrese él mismo y los deflectores con frecuencia se incluyen para reducir el movimiento tangencial, lo que ayuda a .

Tipos de agitadores:

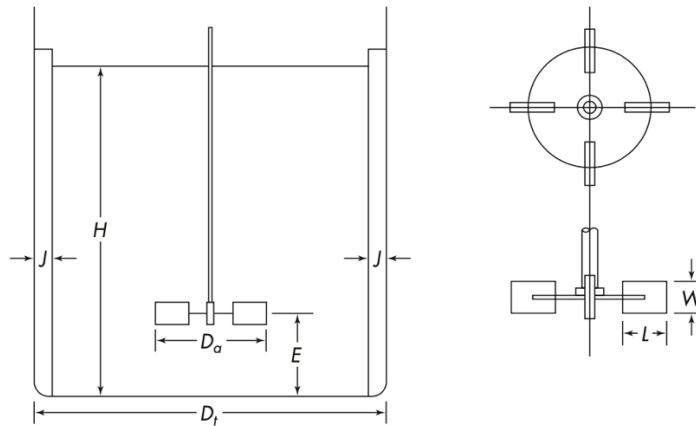
- 1.1 De hélice (propulsor): es un impulsor de flujo axial y alta velocidad que se utiliza para líquidos de baja viscosidad que giran con la misma velocidad que el motor, ya sea a 1150 o 1,750 rpm; las grandes giran de 400 a 800 rpm (McCabe et al., 2007, p. 261). La dirección de la rotación se elige generalmente para impulsar el líquido a descender, y las corrientes de flujo que salen del impulsor continúan a través del líquido en una dirección determinada hasta que chocan con el fondo del tanque cortando o cizallando vigorosamente el líquido, esto los hace eficaces en tanques muy grandes.
- 1.2 Turbinas: empuja al líquido en forma radial y tangencial, generando corrientes que desplazan hacia fuera hasta la pared del tanque y entonces fluyen hacia arriba o hacia abajo. En los tanques de proceso, los agitadores industriales típicos giran a velocidades comprendidas entre 20 y 150 rpm (McCabe et al., 2007, p. 261).
- 1.3 Impulsores de alta eficiencia: son variantes de las turbinas de aspas inclinadas para proporcionar un flujo axial más uniforme y un mejor mezclado, además de reducir la potencia requerida para determinado flujo (McCabe et al., 2007, p. 263).
- 1.4 Agitadores para líquidos altamente viscosos: los sistemas agitadores de turbina son recomendables para líquidos que presenten viscosidades de hasta 50,000 cP. Sin embargo, para viscosidades superiores a 20,000 cP, los agitadores de cintas helicoidales son mucho más efectivos (McCabe et al., 2007, p. 264).

El diseño de un tanque varía sobre el tipo y localización del agitador, las proporciones del tanque, el número y las proporciones de los deflectores y otros factores. Cada una de estas decisiones afecta la velocidad de circulación del líquido, los patrones de velocidad y el consumo de potencia. Como punto de partida para el diseño de los problemas ordinarios de agitación, generalmente las proporciones típicas son:

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{H}{D_t} = 1 \quad \frac{j}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \quad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \quad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

Figura 6. Proporciones típicas de un tanque agitado

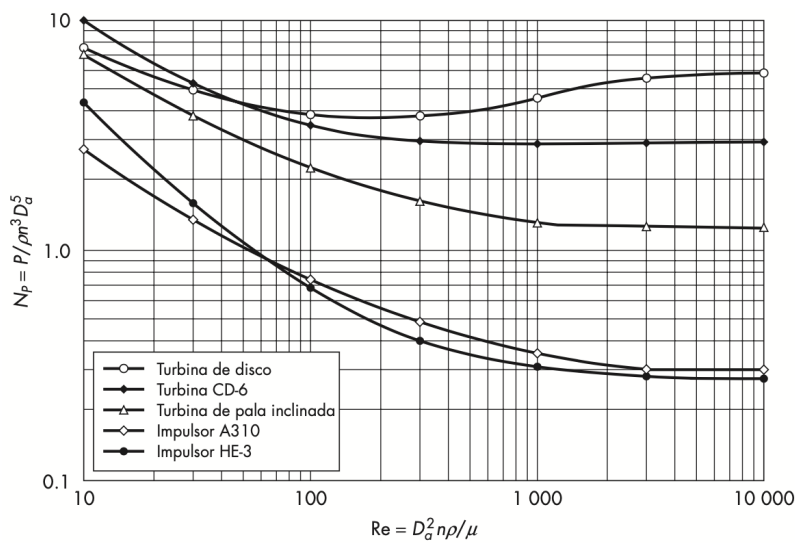


(McCabe et al., 2007, p. 263).

Para estimar la potencia que se requiere para hacer girar un impulsor dado con una velocidad determinada, se requiere utilizar correlaciones empíricas de la potencia (o del número de potencia N_P) en función de otras variables del sistema. Este es análogo al factor de fricción o al coeficiente de arrastre y es proporcional a la relación entre la fuerza de arrastre que actúa sobre una unidad de área del impulsor y la fuerza inercial (McCabe et al., 2007). Esto se puede determinar de forma gráfica.

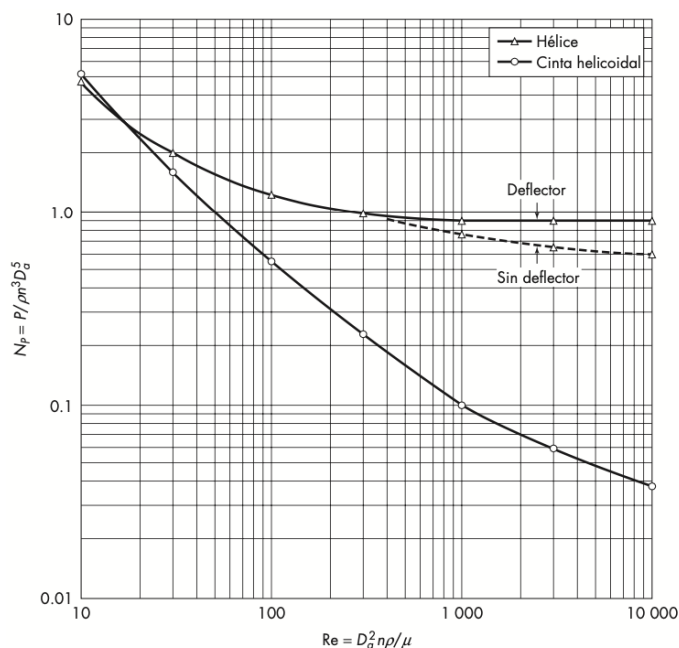
$$N_P \equiv \frac{P}{n^3 D_a^5 \rho}$$

Figura 7. Número de potencia en función del número de Reynolds Re para turbinas e impulsores de alta eficiencia



(McCabe et al., 2007, p. 275).

Figura 8. Número de potencia en función del número de Reynolds Re para para hélices marinas y cintas helicoidales



(McCabe et al., 2007, p. 276).

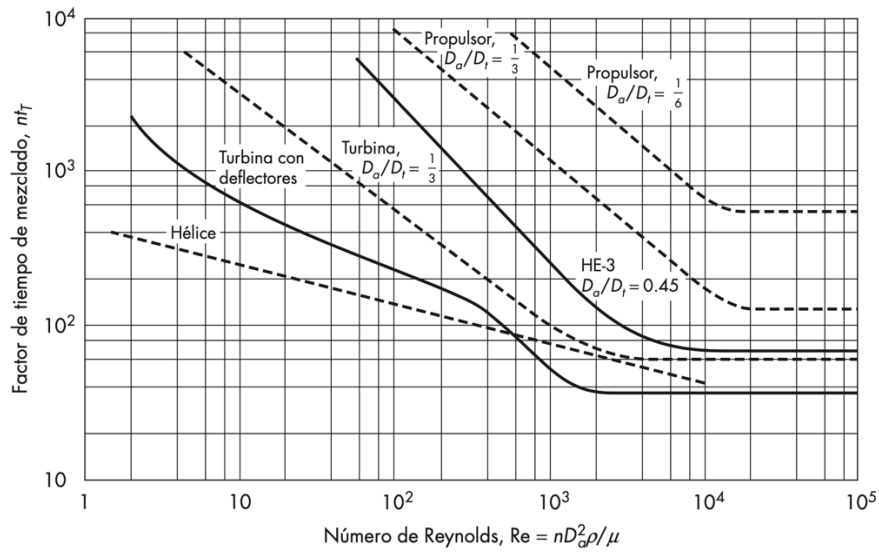
Para encontrar el tiempo de agitación para un agitador de turbinas con deflectores puede emplearse la correlación de tiempos de mezcla de líquidos miscibles, según Norwood y Metzger (1960):

$$f_t = \frac{t_T (n D_a^2)^{2/3} g^{1/6} D_a^{1/2}}{H^{1/2} D_t^{3/2}} = n t_T \left(\frac{D_a}{D_t} \right)^2 \left(\frac{D_t}{H} \right)^{1/2} \left(\frac{g}{n^2 D_a} \right)^{1/6}$$

Para encontrar la relación $n t_T$, que es el factor de tiempo de mezclado, se puede determinar de forma gráfica (según el tipo de agitador) calculando el número de Reynolds:

$$N_{re} = \frac{n D_a^2 \rho}{\mu}$$

Figura 9. Tiempos de mezclado en tanques agitados



(McCabe et al., 2007, p. 283)

2. Bombas

Las bombas son equipos que brindan una amplia gama de servicios en un plantas de industrias de procesos químicos. Están disponibles con una variedad de combinaciones de cabezal/flujo y se espera que operen bajo una variedad de procesos y condiciones, incluidas muchas temperaturas diferentes, toxicidad, enlaces y viscosidades (Kelly, 2010). Se pueden categorizar en dos grupos principales:

2.1 Centrífugas

Puede considerarse un generador de presión (o altura). Es el tipo más utilizado en la industria química para trasvasar líquidos de bajas viscosidades de todo tipo así como para servicios generales de suministro de agua, alimentación de calderas, circulación de condensadores, retorno de condensado, etc. El tamaño y tipo que mejor se adapta a una aplicación particular sólo pueden determinarse mediante un estudio de ingeniería del problema (Perry y Green, 2008). Las principales ventajas de una bomba centrífuga son la simplicidad, el bajo costo inicial, el flujo uniforme, el espacio reducido, los bajos gastos de mantenimiento, el funcionamiento silencioso y la adaptabilidad para su uso con un motor o una turbina (Perry y Green, 2008).

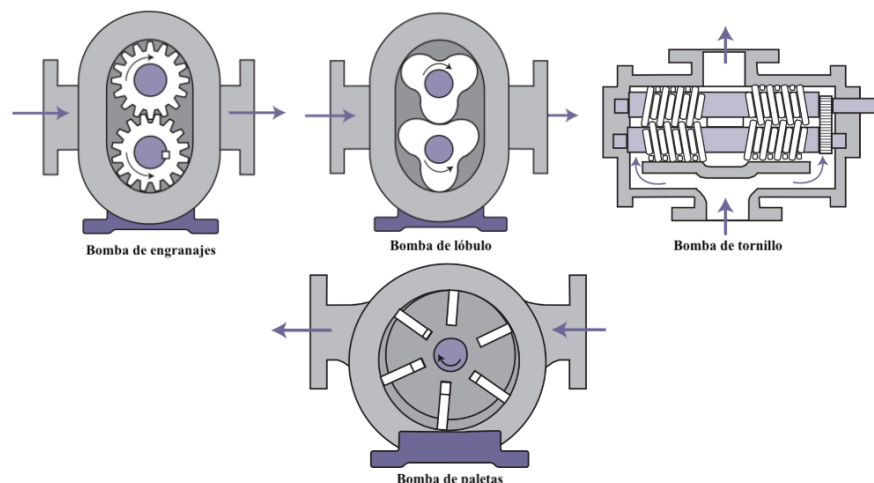
2.2 De desplazamiento positivo

Puede considerarse como un generador de flujo, se caracterizan por contar una cavidad o cavidades que se llenan y vacían alternativamente bombeado el fluido por

la acción de la bomba.. Industrialmente se pueden encontrar el siguiente tipo de bombas:

- Rotativas (engranaje, lóbulo, tornillo y paleta): en las de engranaje el fluido que ingresa llena las cavidades entre los engranajes y la carcasa, el líquido se mueve circunferencialmente al puerto de salida, y desde allí se descarga. Debido al contacto entre piezas, los materiales de construcción deben ser diferentes entre engranajes para evitar el desgaste del material, especialmente para aplicaciones de baja viscosidad o mal lubricadas. Las de lóbulo son similares a las de engranaje, sin embargo, las piezas nunca entran en contacto entre sí y un mecanismo de sincronización se utiliza para transferir la rotación del rotor al impulsor. En las bombas de tornillo el líquido entrante se llena las cavidades entre los tornillos y la carcasa o revestimiento y se mueve axialmente hasta el puerto de salida y luego se descarga. Las bombas de paleta emplean paletas estacionarias o giratorias que pueden ser en forma de palas, cubos, rodillos o patines, las cuales interactúan para permitir que el líquido llene el cavidad entre la paleta y el revestimiento de la carcasa y el fluido se mueva circunferencialmente hasta el puerto de salida y de descarga (AIChE, 2007).

Figura 10. Bombas de desplazamiento positivo rotativas



(AIChE, 2007, p. 34).

- De cavidad progresiva: están compuestas por un eje de forma helicoidal que gira dentro de un estator de goma con cavidades que trasladan el fluido a medida que el eje gira a través de ella. Es impulsada desde la superficie a través de una serie de cabillas roscadas que permiten transmitir el movimiento

desde el fondo a la superficie, función de alta utilidad para aplicaciones en petróleo (Urdaneta et al., 2012).

- De diafragma: se basa en diafragmas flexibles que se oscilan hacia delante y hacia atrás, creando una cámara temporal para mover el fluido a través de la bomba y hacia el punto de descarga (Graco, 2021). Pueden tener accionamientos neumáticos que emplean la presión del aire para desplazar el diafragma de un lado a otro o los eléctricos lo consiguen con su motor eléctrico (Graco, 2021).
- De pistón/émbolo: se basan en un proceso cíclico de pistón en donde este crea un vacío que permite la succión del fluido dentro del cilindro; al avanzar, el pistón empuja el fluido hacia la salida, regulándose mediante válvulas de control que garantizan un caudal constante (Rexroth, 2024).

Para calcular una bomba se puede:

Pérdida de presión mediante la ecuación de Bernoulli con la corrección de fricción del fluido:

$$\frac{P_a}{\rho} + gZ_a + \frac{\alpha V_a^2}{2} = \frac{P_b}{\rho} + gZ_b + \frac{\alpha V_b^2}{2} + h_f$$

Las pérdidas por fricción se calculan a partir de la siguiente expresión:

$$h_f = \left(4 f \frac{L}{D} + K_c + K_e + K_f \right) \frac{V^2}{2}$$

f Factor de fricción de Fanning

K_c Coeficiente de pérdida por contracción

K_e por expansión

K_f por accesorios y válvulas

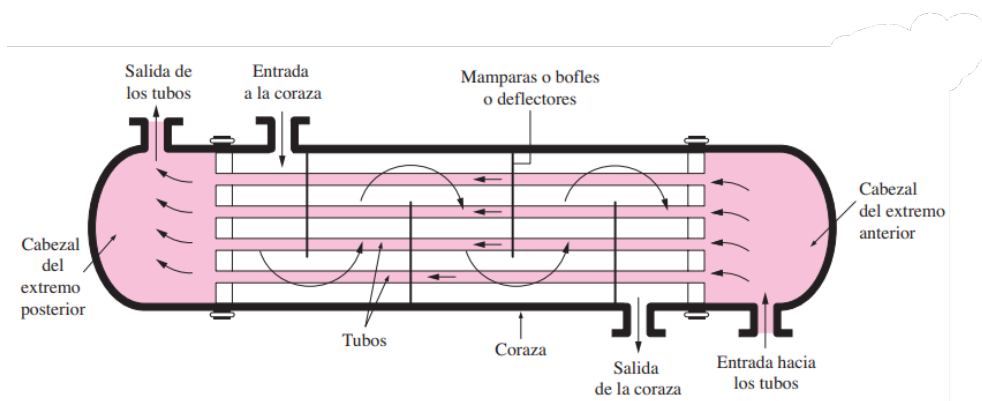
3. Intercambiadores de calor

En los procesos industriales, los intercambiadores de calor funcionan como equipos que permiten que la energía en forma de calor se transfiera por medio de la conducción y/o convección. Su diseño se basa en los principios generales de transferencia de calor, en donde, a partir de balances de materia y energía, se calcula la velocidad requerida de transferencia de calor. Entonces, utilizando el coeficiente global y el ΔT promedio, se determina el área

que se requiere para la transferencia de calor y, en el caso de equipo que opera por ciclos, la duración de cada ciclo (McCabe, 2007). Existen varios tipos de intercambiadores de calor:

3.1 De tubos y coraza: este tipo de intercambiadores es el más común en las aplicaciones industriales. Su configuración típica se puede observar en la siguiente figura:

Figura 11. Esquema de un intercambiador de calor de tipo coraza y tubo, de un paso por la coraza y un paso por los tubos

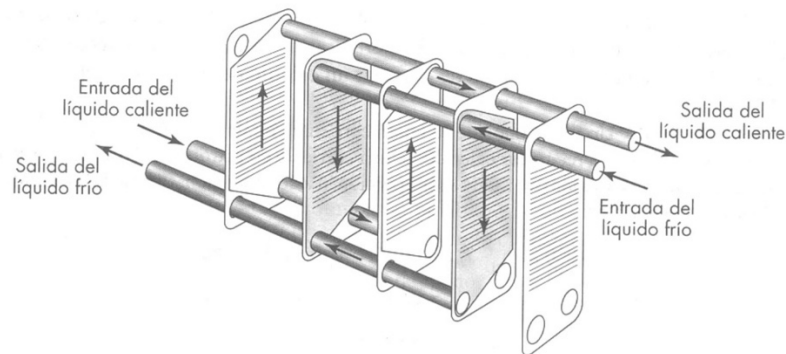


(Kern, 2019, p. 288).

Este tipo de intercambiador tiene tubos, a veces cientos, empacados en una coraza con sus ejes paralelos al de esta. La transferencia de calor se da cuando un fluido viaja dentro de los tubos y el otro viaja por dentro de la coraza, a diferentes temperaturas. En estos, se suelen colocar desviadores dentro de la coraza, para que el flujo del líquido fuera de los tubos sea transversal y así mejorar la transferencia de calor. Este tipo de intercambiadores se suele clasificar según el número de pasos que se realizan por la coraza y por los tubos (Kern, 2019, p. 290).

3.2 Tipo placa: consta de placas metálicas con caras corrugadas. El fluido caliente circula entre los pares de placas y este intercambia calor con el fluido frío que recorre el intercambiador por los espacios intermedios. Las placas se separan usualmente por 5 mm de distancia. Son compactos, de fácil limpieza (las placas pueden ser separadas fácilmente), se puede modificar el flujo de calor a trabajar solamente agregando o removiendo placas del equipo y son efectivos para líquidos viscosos (<300 Poises) (Cengel y Ghajar, 2011, p. 295).

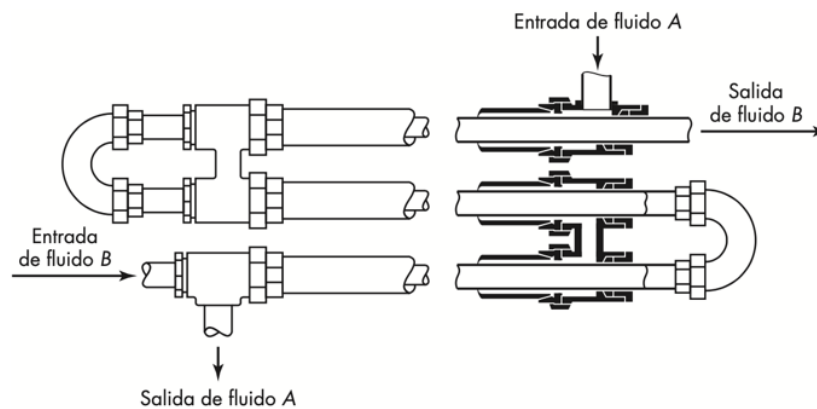
Figura 12. Esquema de funcionamiento interno de un intercambiador de placas



(McCabe et al., 2007, p 480).

3.3 De tubos concéntricos: el funcionamiento del equipo se basa en la transferencia de calor por convección del fluido a la pared interior del tubo, luego por conducción a través de la pared del tubo, y por último, por convección desde la pared exterior del tubo hacia el fluido exterior (MIT, 2006). Existen diseños para una disposición de contraflujo y paralela con las que se adoptó el método de análisis de diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD) (Joshua, 2009, 130).

Figura 13. Esquema de funcionamiento de un intercambiador de tubos concéntricos



(McCabe et al., 2007, p.344).

Temperatura media logarítmica del sistema (LMTD)

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

El coeficiente de transferencia de calor, también conocido como coeficiente de convección, es una medida que describe la capacidad de transferencia de calor

entre un cuerpo sólido y un fluido circundante (como un gas o un líquido). Es un parámetro que indica la eficiencia con la que se transfiere el calor por convección desde una superficie a un fluido en movimiento (McCabe et al., 2007, p.349). Se expresa en unidades de energía transferida por unidad de área, por unidad de tiempo y por unidad de diferencia de temperatura entre la superficie y el fluido (como $W/(m^2 \cdot K)$ o $kcal/(m^2 \cdot h \cdot ^\circ C)$). Cuanto mayor sea el valor del coeficiente de transferencia de calor, más eficiente será la transferencia de calor. Se suele denotar con la letra U, y se tiene un valor para las distintas áreas superficiales de un intercambiador: la interna y la externa.

L. Principios de termodinámica

1. Capacidad calorífica

Los gases, líquidos y sólidos tienen capacidad para generar calor, cuanto menor sea el cambio de temperatura causado en una sustancia por la transferencia de una determinada cantidad de calor, mayor será su capacidad (Smith et al., 2018). Por ello, la capacidad calorífica podría definirse como:

$$C \equiv \frac{dQ}{dT}$$

Esta puede expresarse también según sus funciones de estado, ya sea a volumen (V) o presión (P) constante,

$$C_V \equiv \left(\frac{\partial U}{\partial T} \right)_V, \quad C_P \equiv \left(\frac{\partial H}{\partial T} \right)_P$$

Respectivamente, se puede expresar su calor como,

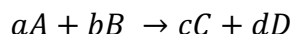
$$Q = \Delta H = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

2. Calor estándar de reacción

El calor de reacción es un parámetro importante para garantizar que el escalamiento seguro y exitoso de los procesos químicos sea posible. Los datos de calor de reacción se utilizan para calcular el aumento de temperatura adiabático potencial de la reacción deseada, proporcionando el peor de los casos para una reacción rápida de todo el lote sin pérdida de calor al entorno (Weisenburger et al., 2007). Los datos se utilizan en paralelo con información sobre la estabilidad térmica de las mezclas/componentes de reacción y un conocimiento profundo del proceso para analizar el riesgo asociado con ejecutarlo a escala. Si se considera que el nivel de riesgo es inaceptable, el análisis se puede utilizar para realizar cambios

racionales en el proceso a fin de reducir el riesgo a un nivel aceptable (Weisenburger et al., 2007).

La predicción teórica de los calores de reacción se realiza utilizando la siguiente ecuación química:



En donde la entalpía de reacción se puede estimar mediante la utilización de las entalpías de cada molécula involucrada en la reacción:

$$\Delta H_{rxn} = c\Delta_f H^\circ(C) + d\Delta_f H^\circ(D) - a\Delta_f H^\circ(A) - b\Delta_f H^\circ(B)$$

3. Calor estándar de formación de enlace

El calor estándar de formación es el cambio de entalpía tras la formación del material a partir de los elementos en sus estados estándar a una temperatura T (Weisenburger et al., 2007).

M. Aplicaciones industriales de los surfactantes

Los surfactantes, por sus propiedades, tienen muchas aplicaciones tanto en el mercado como en materia industrial, entre las cuales podemos encontrar: Detergentes, lavaplatos, cosméticos, farmacéuticos, agricultura, textiles, plásticos, pinturas, celulosa y papel, cuero, procesamiento de metales, adhesivos e incluso minería, entre otros. (Fable, J. 1987, p. 10).

1. Limpieza del hogar:

Corresponden a la mayor parte del mercado de los tensoactivos.

1.1 Jabón líquido para platos

El dodecilsulfato de sodio se utiliza para la formulación de jabones líquidos por su capacidad de disolver la grasa, permitiendo la limpieza de superficies. Además, es de suma importancia mencionar que contribuye a la formación de espuma para hacer aun mayor la capacidad de limpieza (De Groot, 1991, pp.1). La disminución de la tensión superficial del agua permite que se mezcle con sustancias que son, normalmente, hidrofóbicas para que se enjuaguen con facilidad de la vajilla (Ananthapadmanabhan, 2019, p. 380).

Se encuentra principalmente, como se menciona con anterioridad, en la industria de productos de limpieza del hogar a cargo de grandes fabricantes como de algunos otros más pequeños pero especializados.

1.2 Jabón en pasta para platos

También funciona principalmente como surfactante aniónico. Al igual que el jabón líquido, da propiedades detergentes para la eliminación de grasa y de suciedad en superficies como utensilios de cocina, platos y lava manos (De Groot, 1991, p.2). No obstante, también es parte de su contribución el hecho de tener viscosidad y textura de la pasta para que la aplicación llegue a ser más controlada.

Pertenecen también a los productos involucrados en la limpieza del hogar. Aun así, las empresas pueden enfocarse tanto en el mercado de consumo general como para aquellos que forman parte del sector comercial.

1.3 Detergente líquido

Son productos que deben ser capaces de realizar, eficazmente, dos funciones: desprender la suciedad de la superficie a limpiar y esparcirla en el líquido de lavado. La fabricación de estos se lleva a cabo principalmente en la industria de productos químicos y de limpieza general.

1.4 Detergente en polvo

En este caso la mezcla de los ingredientes puede ser tanto líquida, para después pasar a sólido, o directamente en polvo. Luego de la mezcla, se debe meterse a un proceso de compactación mediante la aplicación de presiones altas. Posteriormente se hace el tamizado y pulverización para obtener partículas uniformes de las cuales se puede controlar la liberación de ingredientes.

2. Cuidado personal

2.1 Shampoo

La importancia de los surfactantes en un producto de higiene personal como el shampoo radica en el papel clave que desempeña en la limpieza efectiva del cabello y cuero cabelludo. La función que cumplen se fundamenta en su acción como surfactantes, que disminuyen la tensión superficial del agua para dispersar los aceites y suciedad presentes en el cabello. Al igual que en los jabones, también facilita el lavado y enjuague por la capacidad que tienen de formar espuma (Ananthapadmanabhan, 2019, p. 382).

2.2 Dentífrico

En el caso de los dentífricos, o pastas dentales, los surfactantes tienen el papel también de actuar como agentes tensioactivos para remover y dispersar los restos alimenticios, bacterias y placa dental durante el cepillado de los dientes. Otra de sus

funciones importantes es que contribuye a la distribución y penetración en espacios interdentales para una mejor limpieza.

3. Otros

3.1 Industria alimentaria

Se utiliza en la industria alimentaria para emulsificaciones aceite/agua como helado, mayonesa, salsas; y agua/aceite como margarina, ya que en ambos casos mejora las consistencias de los productos. Adicionalmente, en la manufactura de helado puede mejorarse el aspecto de las inclusiones de aire. Por otra parte, en la fabricación de chocolate se utilizan surfactantes para reducir la viscosidad de las mezclas del proceso (Fable, J. 1987, p. 11).

3.2 Industria farmacéutica

La aplicación principal de los surfactantes en la industria farmacéutica es la emulsificación también para cremas y pomadas, aunque, también se puede utilizar como agentes dispersores en tabletas (Fable, J. 1987).

V. ANTECEDENTES

Se tomó como referencia el trabajo de graduación titulado *Diseño de un reactor para la neutralización de ácido dodecibencensulfónico en plantas de fabricación de jabones y detergentes en Guatemala*, por el ingeniero Luis Núñez, en donde se tenía como objetivo el diseño de un reactor de tipo continuo, en el que se llevó a cabo la reacción de neutralización entre el ácido dodecibencensulfónico, como medio de generación del ingrediente activo en plantas de detergentes y jabones en Guatemala.

En este trabajo se obtuvo la función de la capacidad calorífica de la base surfactante producida, la cual permite predecir este parámetro a diferentes temperaturas.

$$C_p = A T(^{\circ}\text{C})^4 + B T(^{\circ}\text{C})^3 + C T(^{\circ}\text{C})^2 + D T(^{\circ}\text{C}) + E$$

En donde:

$$A = 2 \times 10^{-6}$$

$$B = -0.006$$

$$C = 0.05$$

$$D = -1.5985$$

$$E = 39.43$$

(Núñez, 2005).

Estos datos fueron de utilidad para encontrar la concentración de la sal en el inicio de la reacción para poder determinar la ecuación de la velocidad.

Por otro lado, entalpías de dilución de hidróxido de sodio y el de reacción para la producción de dodecibencensulfato de sodio a una concentración del 60 % m/m. En donde resultaron las siguientes entalpías:

$$\Delta H_{\text{dilución}} = 10.12 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_{\text{reacción}} = -475.44 \text{ kJ/mol}$$

A su vez, para determinar la ecuación cinética química se empleó el método de concentraciones iniciales. Empleando el método mencionado de las velocidades iniciales, únicamente es necesario efectuar los cálculos de concentración del reactivo al arranque de la reacción, y dado que a menor intervalo de tiempo, la precisión de la aproximación diferencial aumenta, se escoge el mínimo intervalo de tiempo posible (Núñez, 2005).

VI. METODOLOGÍA

A. Valoración del hidróxido de sodio

1. Tomar 5 mL de la solución original de NaOH.
2. En un balón aforado de 50 mL, verter la solución de NaOH y aforar con agua destilada.
3. Utilizando la balanza pesar en dos Erlenmeyer de 250 mL, aproximadamente 0.0025 mol de ftalato ácido de potasio.
4. Agregar alrededor de 50 mL de agua desionizada y disolver la sal.
5. Titular con la solución de NaOH en el balón, agregando tres gotas de solución de fenolftaleína como indicador, antes de cada titulación.
6. Se llega al punto final cuando la solución presenta un color rosado pálido.

B. Determinación de la densidad de reactivos

1. Pesar el picnómetro vacío.
2. Pesar el picnómetro lleno de la solución.
3. Anotar el volumen del picnómetro.

C. Preparación de la muestra

1. Pesar en un beaker 358.8 g de agua desionizada.
2. Verter 45.91 g de NaOH al agua del beaker.
3. Añadir 193.29 g de ácido orgánico a la mezcla bajo una campana de extracción.
4. Agitar la solución de forma continua.

D. Medición de la concentración real de dodecibencenosulfato de sodio

1. Encender el equipo Metrohm titrando 905 para la cuantificación de sulfatos.
2. Elegir el nombre de la muestra a analizar.
3. Seleccionar la opción de cuantificación de sulfatos.
4. Tomar una muestra de aproximadamente 0.1 g de la solución con una pipeta .

5. Introducir la masa de la muestra a la interfaz del equipo.
6. Diluir la muestra en 50 mL de agua desionizada.
7. Introducir la masa del agua añadida a la muestra a la interfaz del equipo.
8. Sumergir el electrodo dentro de la solución preparada
9. Seleccionar la opción “Determinación de surfactantes aniónicos”
10. Al terminar de realizarse la titulación automática, el programa desplegará la concentración de sulfatos presentes en la muestra

E. Determinación de la cinética química de la reacción de neutralización (ΔH_{rxn})

1. Fabricar un sistema aislado del ambiente utilizando un material aislante (duroport).
2. En un recipiente de 2000 mL, colocar una masa conocida de agua (m_{H_2O}).
3. Medir la temperatura del agua e introducirla al sistema de aislamiento con el termómetro fijado.
4. Pesar 358 g de agua desionizada en el beaker de reacción de 1000 mL.
5. Verter 46 g de NaOH al 50 % al agua del beaker de reacción.
6. Encender el sistema de agitación en el beaker de reacción.
7. Añadir 194 g de ácido orgánico al beaker de reacción bajo una campana de extracción.
8. Agitar la solución de forma continua.
9. Registrar la temperatura de ambos sistemas durante 20 minutos (ΔT).

F. Determinación de la viscosidad

1. Esperar a que la solución se encuentre a temperatura ambiente.
2. Tomar una muestra de 100 g de solución.
3. Encender el viscosímetro Cole-Parmer.

4. Colocar el agitador para viscosos al equipo.
5. Introducir el agitador en la muestra de solución.
6. Ajustar la altura del agitador para que esté completamente sumergido en la solución.
7. Presionar el botón “ON”.
8. Leer la viscosidad hasta que presente un valor constante por al menos 1 minuto.

G. Equipo

1. Titrande 905 Metrohm para la determinación de surfactantes aniónicos.
2. Viscosímetro Cole-Parmer.
3. Balanza analítica.
4. Estufa con agitador.

H. Materiales

1. Erlenmeyer de 250 mL.
2. Beakers de 50, 100, 500, 1000, 2000 mL.
3. Pipeta Pasteur.

I. Reactivos

1. Hidróxido de sodio al 50 %.
2. Ácido dodecibencensulfónico lineal al 96.5 %.
3. Ftalato ácido de potasio al 99 %.

VII. RESULTADOS

Cuadro 1. Promedio de viscosidad y densidad de los reactivos involucrados en la reacción de neutralización

Reactivo	Viscosidad (± 0.1 cP)	Densidad (± 0.0057 kg/m ³)
Hidróxido de sodio al 50 % (m/m)	78.3	1529.3
Ácido dodecilbencensulfónico al 96.5 % (m/m)	965.8	1063.3
Dodecilbencenosulfato de sodio al 40 % (m/m)	3974.6	1321.6

Medición a partir de un viscosímetro giratorio Cole-Parmer modelo 98965-40 a una temperatura de 25 °C. Las densidades de los compuestos se calcularon a partir del cálculo 1 a una temperatura de 27 °C.

Cuadro 2. Promedio de la concentración de los reactivos empleados para la neutralización

Parámetro estadístico	Hidróxido de sodio (% m/m)	Dodecilbencenosulfato de sodio (% m/m)
Promedio	48.764 \pm 1.048	40.833 \pm 0.002
Desviación estándar	2.299	0.931
Intervalo de confianza	43.055 – 54.473	38.522 – 43.144

Mediciones de titulación con un equipo Titrande modelo 905 de la marca Metrohm y en el caso del hidróxido de sodio, mediante una titulación ácido/base. Para el cálculo de la concentración del hidróxido de sodio se empleó el cálculo 2.

Cuadro 3. Promedio del calor estándar de dilución de NaOH al 50 % y de neutralización de ácido dodecilbensulfónico al 96.5 % (m/m)

Reacción	Entalpía (kJ/mol)	Temperatura de determinación (°C)
$\Delta H_{\text{dilución}}$	-2.57 \pm 0.87	30.5 \pm 0.1
$\Delta H_{\text{neutralización}}$	-208.62 \pm 2.21	56.1 \pm 0.1

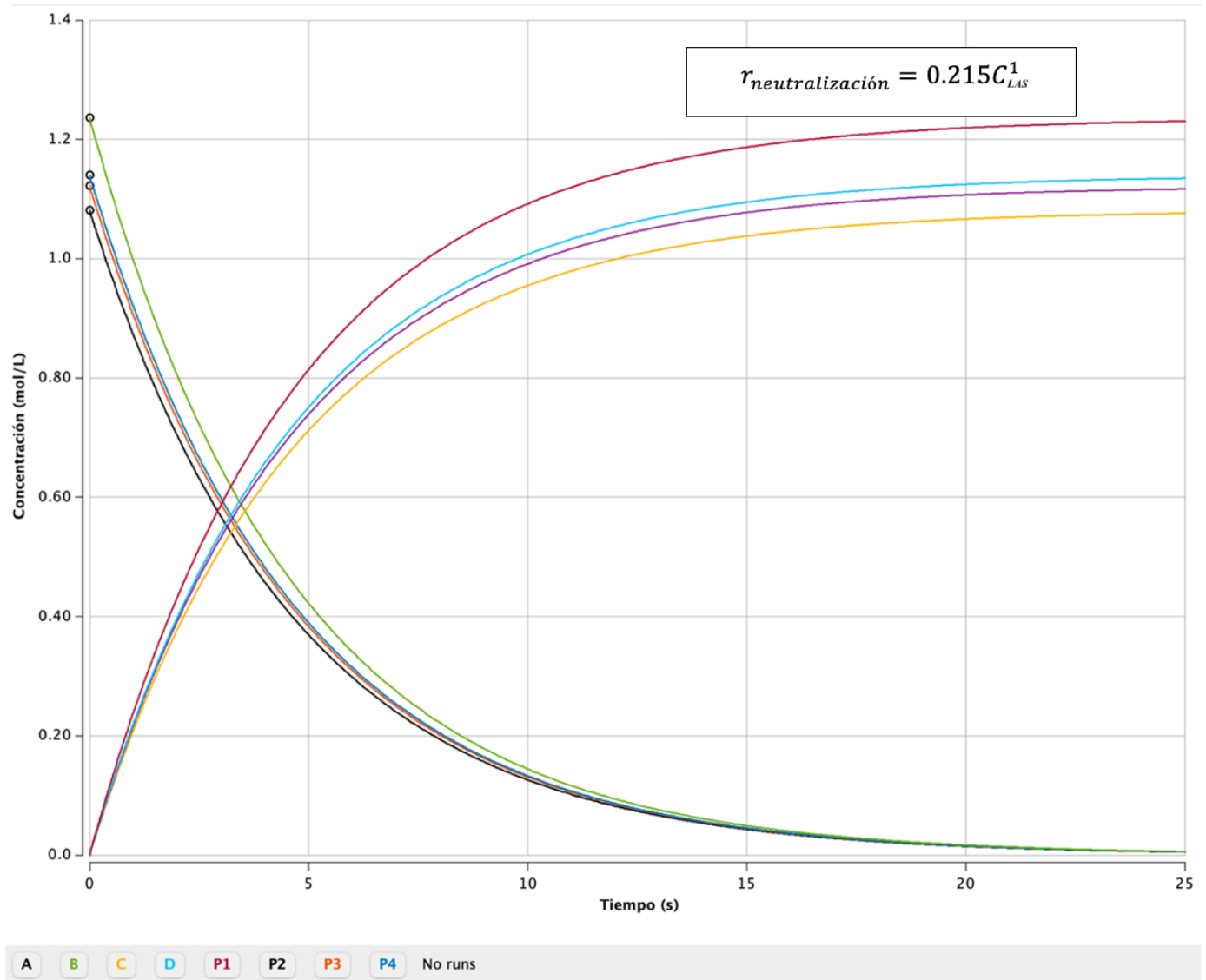
Para la determinación de los calores estándar se determinó el cambio de temperatura con respecto al tiempo utilizando con un termómetro Extech de precisión de ± 0.1 °C. Para ello se emplearon los cálculos del 3 al 5.

Cuadro 4. Obtención experimental de la ecuación cinética química para la producción de dodecylbenzenosulfato de sodio al 40 % (m/m)

Parámetro	Valor
Constante de proporcionalidad de la ecuación cinética de reacción	0.215 s ⁻¹
Orden de la reacción	1
Ley de velocidad	$r_{neutralización} = 0.215C_{LAS}^1$
Temperatura de determinación	55.87 ± 0.1 °C

En este cuadro se presentan los parámetros de la cinética química de la reacción de neutralización estudiada para el cual se utilizó el cálculo 6.

Figura 14. Modelo cinético de la reacción de neutralización



Esta gráfica fue obtenida mediante el programa Berkeley Madonna. Existen 8 curvas de las cuales A, B, C y D representan la concentración de ácido con respecto al tiempo y P1, P2, P3 y P4 la de los productos. La curva A va en conjunto con la P1 correspondiente a una concentración inicial de 1.081 mol/L, la curva B con la P2 para una concentración inicial de 1.122 mol/L, la curva C con la P3 para una concentración inicial de 1.140 mol/L y por último la curva D con la P4 para una concentración inicial de 1.236 mol/L.

Cuadro 5. Comparación del requerimiento productivo de la planta y la capacidad productiva de los reactores

Parámetro	Capacidad requerida	Capacidad con el reactor disponible	Capacidad con el reactor cambiando su sistema de agitación
Flujo volumétrico (L/h)	7,632.00	8,215.47	10,289.54

El requerimiento productivo de la planta está basado en 52 turnos al mes de 12 horas.

Cuadro 6. Comparación de los parámetros del reactor disponible contra el calculado

Parámetro	Reactor disponible (± 0.01)	Reactor requerido (± 0.01)
Diámetro (m)	1.50	1.58
Altura (m)	2.50	2.09
Volumen de diseño (m ³)	4.42	4.10
Volumen efectivo (m ³)	3.53	3.28

En este cuadro se presentan los parámetros del dimensionamiento de equipo para los cuales se utilizaron los cálculos 10

Cuadro 7. Comparación de los parámetros del agitador disponible contra el calculado

Parámetro	Agitador disponible	Agitador calculado
Tipo	Hélice marina	Turbina
Palas	3	6
Diámetro de palas (m)	0.25	0.5
Velocidad de giro (rpm)	1450	350
Tiempo de mezclado (min)	5.52	0.31
Potencia necesaria del motor (HP)	20	15

Para la determinación de estos parámetros de los agitadores se utilizaron los cálculos 8, 9, 11, 12.

Cuadro 8. Comparación de los parámetros del sistema de enfriamiento disponible contra el calculado

Parámetro	Sistema disponible	Sistema calculado
Calor producido por la dilución y neutralización (kW)		-636.85
Calor que el sistema es capaz de remover (kW)	270.07	298.29

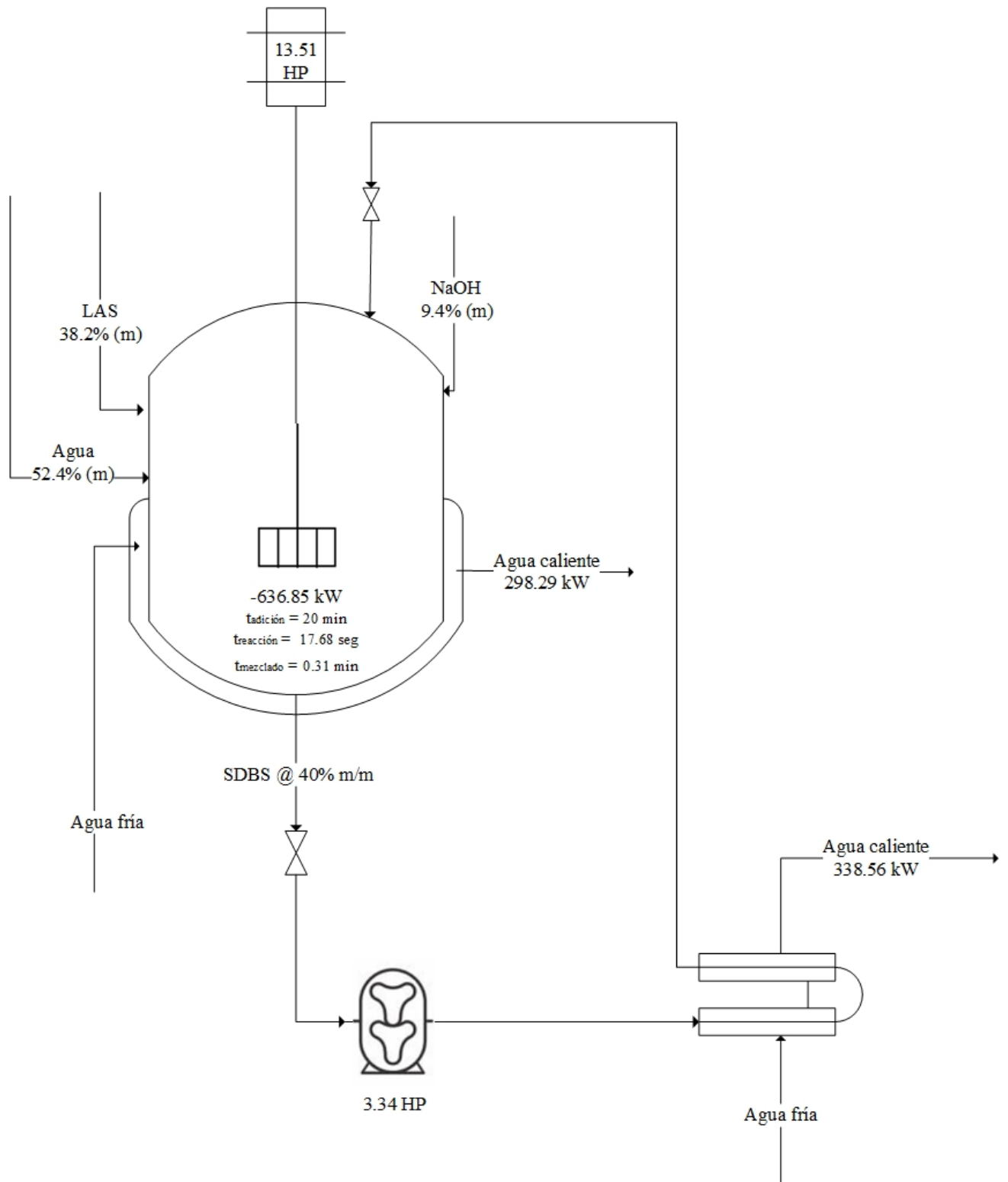
Para la determinación de estos parámetros del sistema de agitación y enfriamiento se utilizaron los cálculos del 13 al 17.

Cuadro 9. Características del sistema de enfriamiento auxiliar

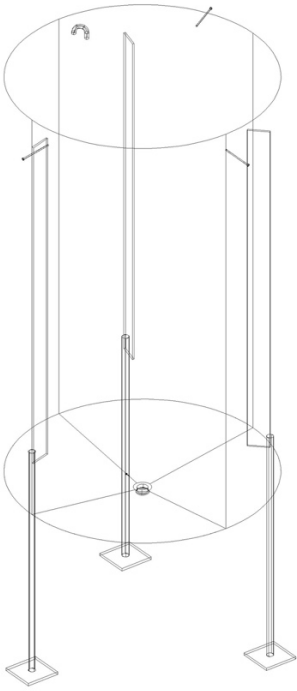
Parámetro	Sistema calculado
Necesidad de remoción de calor de acuerdo a la reacción (kW)	338.56
Capacidad de remoción de calor del intercambiador de calor (kW)	406.27
Área del intercambiador de calor (m ²)	1.21
Potencia de la bomba de lóbulos (HP)	3.34

Para la determinación de estos parámetros del sistema de enfriamiento se utilizaron los cálculos del 18 al 20 y para la bomba del sistema el cálculo 21.

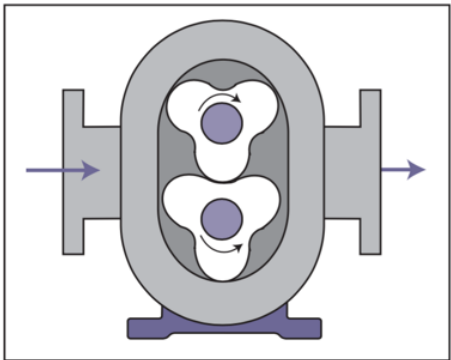
Figura 15. Sistema de reacción con especificaciones de los equipos dimensionados



Cuadro 10. Especificaciones del reactor

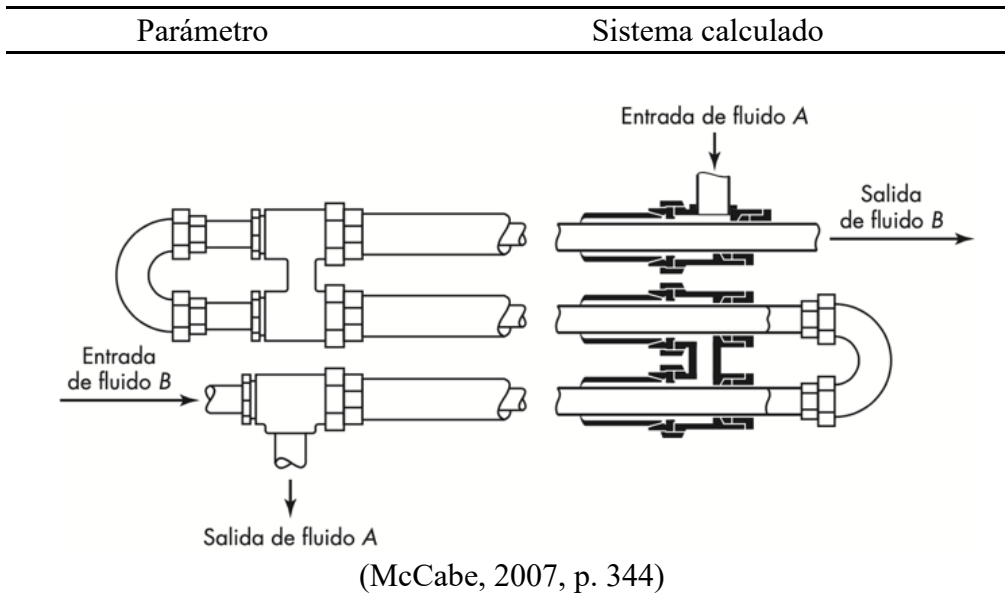
Imagen de referencia	Parámetro	Sistema calculado
	Tanque	
	Diámetro del tanque	1.5 m
	Altura del tanque	2.5 m
	Altura de líquido	2.0 m
	Volumen efectivo	3.53 m ³
	Material	Acero inoxidable
	Forma	Cilíndrico de fondo cónico
	Sistema de enfriamiento	
	Ancho de chaqueta	0.125 m
	Área de transferencia de calor	11.78 m ²
	Accesorios	
	Patas	3
	Deflectores	3
	Condiciones de operación	
	Temperatura máxima del contenido	55 °C

Cuadro 11. Especificaciones de la bomba de lóbulos propuesta

Imagen de referencia	Parámetro	Sistema calculado
	Fluido	
	Flujo	10 L/s
	Carga total para la bomba (m)	19.24 m
	Potencia neta	3.34 HP
	Tipo de bomba	Lóbulos
	Material	Acero inoxidable
	Condiciones de operación	
	Temperatura máxima del contenido	55 °C

(AIChE, 2007, p. 34)

Cuadro 12. Especificaciones del intercambiador de calor propuesto



Fluidos del sistema	Fluido de enfriamiento		Fluido a enfriar	
	Fluido	Agua		SDBS
Temperatura de entrada	10		55	°C
Temperatura de salida	25		30	°C
Tubería	Interna		Externa	
Díámetro nominal	1		2	in
Díámetro interno	0.0313		0.0440	m
Díámetro externo	0.0381		0.0508	m
BWG			10	
Material	Acero inoxidable			
Área de intercambio de calor	1.21 m ²			
Tipo	Tubos concéntricos			

VIII. ANÁLISIS DE RESULTADOS

El presente estudio tenía como objetivo evaluar un reactor para la producción de una base surfactante aplicable a la industria de productos de limpieza a partir de una formulación establecida para determinar el flujo que es capaz de proveer al instalarse en un centro de producción. Para ello, fue necesario determinar la cinética química que dicta la velocidad de reacción de neutralización de ácido dodecilbencensulfónico y soda cáustica para la producción de sal detergente a una concentración previamente establecida del 40 %. Este análisis tuvo la capacidad de brindar un modelo predictivo del comportamiento de la reacción a una escala productiva mayor y, por ende, hacer planificaciones de producción basadas en el tiempo de reacción necesario para la fabricación de este producto.

Como puede observarse en el cuadro 1, se determinaron propiedades físicas de los reactivos empleados en la operación con el objetivo de utilizar estos parámetros para un posterior dimensionamiento de equipos. Para el hidróxido de sodio al 50 %, se encontró una viscosidad promedio de 78.3 ± 0.1 cP, 965.8 ± 0.1 cP para el ácido y 3974.6 ± 0.1 cP para la sal detergente. Las mediciones de viscosidad se realizaron a una temperatura de 25 °C debido a que es el escenario más crítico que el sistema puede presentar, la baja temperatura implica una mayor resistencia del líquido a fluir, lo que implica una mayor necesidad energética de los equipos para movilizarlo, esta medición se realizó empleando un viscosímetro. Por otro lado, se determinó la densidad de los mismos reactivos resultando en 1529.3, 1063.3 y 1321.6 kg/m³, respectivamente, mediante la utilización de un picnómetro.

A su vez, en el cuadro 2 se muestran las concentraciones de cada uno de los reactivos empleados. Esto con el objetivo de hacer cálculos más exactos de la cinética química de reacción y para verificar la concentración que muestran los reactivos. En el caso del hidróxido de sodio, la concentración teórica con la que se debería efectuar la reacción es del 50 % m/m, sin embargo, experimentalmente este valor dio un resultado promedio de 48.764 ± 1.048 % m/m, concentración que fue obtenida mediante titulación. Esta diferencia puede estar asociada a que el hidróxido de sodio es un compuesto altamente higroscópico, lo que quiere decir que, de estar expuesto al ambiente puede provocar que absorba humedad del ambiente y, como resultado, disminuir su concentración. Por otro lado, cabe resaltar que la soda utilizada en la planta es almacenada en tanques que tienen cierto contacto con diferentes condiciones ambientales que también pueden afectar la concentración del producto empleado. A su vez, el proveedor de soda maneja un rango de concentración de la materia prima entre

47 – 51 % m/m, lo que evidencia que está dentro del rango permisible. Es importante resaltar que esta concentración es de suma importancia para la fabricación del producto ya que una pequeña variación puede cambiar el punto en el que la neutralización está completa y dar como resultado ácido o soda libres en el producto, lo que puede afectar de forma directa la calidad del producto terminado. Es por ello que se recomienda realizar los cálculos estequiométricos para definir la cantidad exacta de cada materia prima que debe agregarse al reactor. Por último, en el caso de la concentración de la sal detergente producida, se encontró una concentración de 40.833 ± 0.002 % m/m, concentración cercana a la ideal del 40 %. Para esta determinación se empleó un equipo de titulación especializado para el compuesto orgánico, ya que el dodecilsulfonato de sodio es un tensioactivo aniónico, lo que significa que su estructura molecular no permite una titulación convencional con un reactivo estándar como una base fuerte. Esto hace que no se forme un punto de equivalencia definido que pueda detectarse fácilmente mediante indicadores tradicionales y no se cuenta con un indicador estandarizado para este tipo de determinación. Por ello, la determinación de concentración se realizó mediante un equipo de laboratorio que efectúa una titulación turbidimétrica que se realiza automáticamente por medio de un software. El equipo utilizado emplea un tensioactivo catiónico diseñado especialmente para la valoración de tensioactivos aniónicos y precipita uniformemente con ellos.

Para lograr diseñar un reactor que cumpla con las necesidades de las reacciones que suceden en él, es indispensable contar con una predicción acertada del comportamiento de la reacción. Por tanto, el diseño experimental se basó en un sistema de reacción compuesto un recipiente en donde se efectuó la reacción. A su vez, los contenidos del recipiente de reacción fueron agitados de forma constante para garantizar la uniformidad de temperatura a lo largo de la mezcla reactiva. Para determinar los calores estándar de reacción, se tomó el aumento de temperatura que se dio a lo largo del tiempo. Como se muestra en el cuadro 3, se obtuvieron los calores estándar de reacción para los dos principales procesos que se dan en el reactor. Inicialmente, el calor de dilución de hidróxido de sodio fue de -2.57 kJ/mol, en donde el signo indica que es un proceso que libera energía en forma de calor. Por otro lado, el calor de reacción de la neutralización de ácido dodecilsulfónico con hidróxido de sodio fue de -208.62 kJ/mol, que al igual que la dilución de hidróxido de sodio, en una reacción exotérmica. Al comparar los resultados obtenidos con los presentes en la literatura, puede evidenciarse que las obtenidas experimentalmente en este trabajo son menores, lo que puede atribuirse a que la concentración de la sal producida en la literatura era del 60 % m/m en lugar del 40 % m/m. Esta diferencia de entalpía puede darse debido a que en una reacción que

produce un producto más concentrado, implica una mayor cantidad de moléculas del principio activo generando un aumento en las interacciones moleculares debido a la mayor proximidad entre las partículas y, como resultado, requiere de una mayor energía para formar el producto. El hecho que ambos procesos liberen calor genera la necesidad de un sistema de enfriamiento que garantice que la temperatura del sistema no llegue a condiciones que provoquen la evaporación de agua. Esto puede llegar a generar problemas operativos ya que, con un menor contenido de agua en la sal, esta tiende a aumentar su viscosidad causando daños en el agitador y motor del reactor e incluso que el producto no pueda ser extraído del reactor, resultando en tiempos operativos muy grandes por temas de limpieza del reactor y, por ende, desperdicio de tiempo operativo y producto.

En cuanto a la determinación de la cinética química de la reacción de neutralización, como se observa en el cuadro 4, se obtuvo una ley de velocidad de la reacción de neutralización equivalente a $0.215 C_{LAS}^1$, esta expresión indica que la reacción es de primer orden, dato que coincide con la expresión de velocidad de reacción obtenida de forma teórica a partir del mecanismo de reacción. El hecho de que estos dos datos coincidan entre sí quiere decir que la reacción de la que se habla es elemental, esto quiere decir que su estequiometría coincide con su cinética. En los procesos elementales, los órdenes de reacción respecto a cada uno de los reactivos coinciden con los respectivos coeficientes estequiométricos y el orden global de la reacción coincide con su molecularidad, de esta forma también se justifica el orden de reacción resultante que es equivalente a uno debido a su molecularidad de también uno. Por otro lado, puede observarse que la expresión se obtiene únicamente en términos de un reactivo, por tratarse de una reacción donde los componentes deben de agregarse de manera estequiométrica, la concentración de un reactivo puede colocarse en función de la concentración del otro.

Esta velocidad se obtuvo experimentalmente mediante la medida de temperaturas de reacción con respecto al tiempo ya que no existe un método analítico que permita detener la reacción en un momento dado para medir la concentración de los reactivos, por ello se utilizan los conceptos de capacidad calorífica de los reactivos a determinada temperatura para poder predecir su cambio de concentración de forma indirecta. El momento de la reacción que se consideró fue cuando se llegó a la temperatura máxima de reacción ya que es en el momento en donde se presenta un pico de energía resultante de la producción de la sal. A partir de ello, la expresión de la velocidad se puede interpretar con respecto a la concentración de ácido dodecilsulfónico.

A partir de la ley de velocidad obtenida, se pudo realizar el modelo cinético que caracteriza a la reacción de neutralización como se muestra en la figura 5. Aquí las curvas A, B, C y D muestran cómo la concentración del ácido dodecilbencensulfónico disminuye a lo largo del tiempo hasta llegar a un valor muy cercano al cero. Estas 4 curvas representan el efecto que tiene un cambio en la concentración inicial del ácido sobre el modelo, en donde puede observarse la tendencia que en cuanto mayor sea la concentración inicial del ácido, la curva se desplaza levemente a la derecha. A su vez esto se traduce a la formación de productos representada por las curvas P1, P2, P3 y P4, en donde se evidencia que a mayores concentraciones iniciales de ácido, se producirá una mayor cantidad de dodecilbencensulfato de sodio.

Para evaluar los equipos que actualmente se encuentran sin utilización, se deben determinar los requerimientos productivos de la planta según las proyecciones de venta del producto cuyo ingrediente activo se fabricará en el reactor. A partir de esto, se puede definir cuál es el volumen del reactor con el que debería contar y compararlo con la capacidad del reactor con el que ya se cuenta. A su vez se evalúa si su sistema de agitación se adapta a la naturaleza de la reacción y a las propiedades de los reactivos involucrados en ella. Por último, es necesario evaluar si la chaqueta con la que cuenta el activo de la empresa cuenta con la capacidad de remoción de calor suficiente para mantener al sistema en las condiciones de operación adecuadas para que el producto mantenga sus propiedades.

Para la evaluación de la capacidad productiva del reactor, se parte de la definición del tipo de reactor que se está contemplando para el proceso. En este caso se está considerando que el reactor que se debe emplear para la operación es un reactor tipo *batch* o STR, el cual permite que la operación requiera de una menor cantidad de equipos auxiliares para funcionar y dado a que la demanda de los productos que utilizan este principio activo no requiere una producción de 24 horas al día, este reactor se ajusta de mejor forma a las necesidades de la planta. Con base en las proyecciones de ventas del producto y las velocidades de la línea de llenado, se obtuvo un requerimiento de producción de 7,632 L/h de sal detergente para una línea de llenado que trabaja 12 horas por turno. De esta forma estas pueden trabajar a su capacidad diseñada sin la generación de paros por cuellos de botella en el proceso. Mediante la evaluación del reactor disponible, se determinó que sus dimensiones y los requerimientos de la reacción le permiten una capacidad productiva de 8,215.47 L/h, la que excede el requerimiento de la planta. A pesar de que cumple con los requerimientos, la planta cuenta

con un estándar de diseño de procesos, en el cual se contempla que las instalaciones nuevas deben contar con una capacidad de 1.3 veces la necesidad productiva, según la proyección de venta a 5 años. Por ello se evaluó la capacidad productiva del reactor modificando su sistema de agitación a uno que cumpliera las necesidades del producto y la naturaleza de la reacción. Se determinó que modificando el sistema de un agitador tipo hélice marina a uno de palas aumenta su capacidad a 10,298.54 L/h. La modificación del sistema de agitación permite que el reactor se acerque al estándar de diseño, ya que cuenta con 1.26 veces la capacidad requerida en 5 años según la proyección de ventas.

Por otro lado, se evaluaron las dimensiones de reactor necesarias para cumplir con el requerimiento de la planta en el cual se determinó un volumen de reactor de 3.15 m³, en este se consideró un factor de dimensionamiento en el cual se tomó en cuenta un 20 % adicional de volumen con el objetivo de contemplar cualquier problema de espumación que podría generarse en el producto. Esto se debe a que la naturaleza del ingrediente activo preparado es de un agente limpiador que a su vez es espumante, lo que quiere decir que existen factores de proceso que podrían provocar que el ingrediente genere espuma y por lo tanto aumente el volumen del *batch*. También es importante destacar que, para su dimensionamiento, la velocidad de reacción es elevada, lo que implica que el volumen del reactor no está relacionado únicamente con el tiempo que se tardan los reactivos en convertirse en productos, sino que está influenciado directamente por tiempos operativos como el tiempo de mezclado y el de adición de materias primas.

A partir de determinar que el tiempo de reacción es muy rápido se determinó el tiempo de mezclado del sistema mejorado para garantizar una mezcla homogénea de las materias primas y que los reactivos entren en contacto en su totalidad. Para ello se consideró una velocidad de agitación de 350 rpm, para definir esta velocidad se tomaron en cuenta dos factores principales, el primero siendo la velocidad recomendada para el manejo de este tipo de agitadores y el segundo que fue una velocidad que se evaluó experimentalmente y que no evidenció ninguna generación de espuma. Sin embargo, como medida preventiva se consideró un 20 % de capacidad adicional considerando cualquier error operativo que pueda llegar a darse en el proceso. Con esta variable definida se determinó un tiempo de mezclado de 0.31 minutos. Para la adición de materias primas de 20 minutos y un tiempo de 17.68 segundos para que se efectúe la reacción según la expresión de la velocidad. Dado lo anteriormente mencionado, se puede confirmar que el volumen del reactor con se encuentra en desuso, que

es de 3.53 m^3 , si cuenta con la capacidad productiva de cubrir las necesidades de la planta para operar en su escenario más crítico.

En cuanto al sistema de agitación, el reactor disponible cuenta con un agitador de hélice marina, el cual se caracteriza por contar con un área pequeña de impulsores que giran a altas velocidades de entre 1150 y 1750 rpm. Estas están diseñadas para la mezcla de líquidos con viscosidades bajas y para producir patrones de flujo paralelos a la pared del tanque. Sin embargo, el fluido con el que se está trabajando tiene una viscosidad de 3950 cP, la cual es relativamente alta. Con esta información es evidente que el agitador disponible no es el adecuado para esta operación, principalmente porque su aplicación no es para fluidos viscosos y también, como puede observarse en el cuadro 6, se necesita de un motor de una capacidad neta de 17.48 HP, un tamaño de motor con un requerimiento energético alto para la operación en comparación con uno apropiado para esta aplicación específica. Es por ello por lo que se propone un agitador una turbina de pala inclinada, la cual se emplea cuando la circulación global es importante y tiene la capacidad de mezclar fluidos de altas viscosidades gracias a que poseen una gran superficie de pala y giran a bajas velocidades. En este caso se encontró que es necesario un motor de una capacidad neta de 13.51 HP, potencia menor a la del existente. Por otro lado, se hace evidente que el agitador de turbina mezcla los reactivos en 0.31 minutos en comparación a los 5.52 minutos que tarda con el agitador de hélice marina.

Por último, se evaluó la capacidad de remoción de calor de la chaqueta con la que cuenta el reactor. El cuadro 7 muestra la comparación entre las capacidades de remoción de calor del sistema, en la cual se estableció mantener el reactor a una temperatura de $55 \text{ }^\circ\text{C}$ utilizando agua de enfriamiento que entra a $15 \text{ }^\circ\text{C}$ y sale a $18 \text{ }^\circ\text{C}$. Se determinó que al llegar a una temperatura de $55 \text{ }^\circ\text{C}$ es el punto en el que se garantiza que la reacción sea completada. Como puede observarse, el sistema de agitación tiene una capacidad determinada de disipación de calor debido al movimiento que genera en el producto. Para el sistema de hélice marina que es con el que cuenta actualmente, es de 270.07 kW, mientras que el sistema modificado que reduce el tiempo de agitación mediante el uso de un agitador de palas remueve 289 kW. Es evidente que la modificación del sistema de agitación, además de mejorar el tiempo de agitación, disipa una mayor cantidad de calor. Sin embargo, las reacciones que se generan dentro del reactor producen 636.85 kW. Esto quiere decir que debe agregarse un sistema de enfriamiento complementario que permita remover el calor restante de la reacción que no puede disipar el sistema de agitación. El calor restante que este sistema debe disipar es de al menos 347.85 kW, sin embargo, se propone un intercambiador de calor

con la capacidad de remover un 20 % más como seguridad en caso de un sobrecalentamiento. Lo que quiere decir que se plantea un sistema con una capacidad de remoción de 406.27 kW.

Para disipar el calor restante de la reacción, se plantea un sistema de recirculación que permita que el fluido pase por un intercambiador de calor continuamente y retorne al reactor para disminuir su temperatura. Se consideró que esta era la mejor propuesta ya que colocar algún serpentín dentro del reactor causaría inconvenientes en la limpieza del equipo, también porque la fabricación de este equipo tiende a ser de un costo mayor que la compra de una bomba e intercambiador de calor y porque este sistema tiene una mayor capacidad de remoción de calor.

El sistema requiere una bomba de desplazamiento positivo, específicamente de lóbulo de una capacidad de 3.34 HP, esta capacidad se determinó a partir de la carga total que representa el transporte del fluido desde la salida del tanque hasta su retorno considerando accesorios, distancias y alturas que debía recorrer. La selección de una bomba de desplazamiento positivo es debido a las propiedades del producto que transporta, principalmente ya que es un producto de alta viscosidad. Su funcionamiento permite que el fluido se dirija hacia una cavidad de presión baja y lo fuerza hacia un receptor a presión alta mediante la disminución de volumen de la cavidad. Se seleccionó específicamente una bomba de lóbulo ya que su funcionamiento se basa en engranajes y rotores que se mueven utilizando energía eléctrica, recurso disponible en planta, además el producto no entra en contacto directo con los rotores, lo que quiere decir que son ideales para el manejo de fluidos con alta viscosidad simplificando su limpieza y mantenimiento. En el caso del intercambiador de calor, se propone uno de tubos concéntricos o de doble tubo ya que son de tamaño compacto lo que lo hace ideal para espacios reducidos, esto es importante ya que se tiene un área delimitada para la instalación. Se consideró que el material debe ser acero inoxidable debido a la naturaleza de los reactivos involucrados en la reacción. Para su diseño se consideró un tubo interno de 1 ½" y uno externo de 2", en el cual el fluido de enfriamiento es el agua por su facilidad de obtención. Como se muestra en el cuadro 12, las especificaciones de temperaturas de entrada y salida de tanto el fluido de enfriamiento como el del producto a enfriar permitieron determinar que el intercambiador debe tener un área mínima de transferencia de calor de 1.21 m² para disipar el calor restante de la reacción, que la chaqueta de enfriamiento del reactor no permite, equivalente a 406.27 kW.

Por lo tanto, la evaluación del reactor permite confirmar que el equipo que actualmente se encuentra en desuso, en cuanto a volumen, tiene la capacidad suficiente para abastecer las necesidades productivas de planta. Sin embargo, para garantizar una mezcla uniforme del fluido en una menor cantidad de tiempo, con un menor consumo energético del motor del sistema y una mayor capacidad de disipación del calor producido por la reacción, se recomienda cambiar el sistema de agitación de una hélice marina a un agitador de palas inclinadas. En cuanto al calor generado por la reacción, la chaqueta de enfriamiento con la que cuenta el reactor no tiene la capacidad suficiente para disipar toda la energía de la reacción, por lo que se plantea un sistema de enfriamiento auxiliar que lo permita.

IX. CONCLUSIONES

1. Las especies reactivas involucradas en la reacción de neutralización mostraron una viscosidad de 78.3 ± 0.1 cP, 965.8 ± 0.1 cP y 3974.6 ± 0.1 cP para el hidróxido de sodio, ácido dodecibencensulfónico y la sal detergente respectivamente. A su vez, mostraron densidades de 1529.3, 1063.3 y 1321.6 ± 0.21 kg/m³ respectivamente. Por último, mostraron una concentración real de 48.764 ± 1.048 % m/m para el hidróxido de sodio y del 40.833 ± 0.002 % m/m para la sal detergente producida.
2. Se obtuvo una ecuación de velocidad de la reacción de neutralización equivalente a $0.215 C_{LAS}^1$, esta expresión indica que la reacción es de primer orden y que es una reacción en donde los componentes deben agregarse estequiométricamente. Debido a la naturaleza del fluido, se considera que la velocidad de reacción no es lo único que dicta la reacción se consideraron tiempos operativos que afectan el sistema siendo estos un tiempo de mezclado de 0.31 minutos, uno de adición de materias primas de 20 minutos y un tiempo de 17.68 segundos para que se efectúe la reacción.
3. Con una necesidad de la planta de producción de base surfactante de 7632 L/h, el reactor disponible cuenta con una capacidad productiva de 8215.47 L/h y al sustituir su sistema de agitación por uno adecuado para su operación, su capacidad aumenta a 10,289.54 L/h. Por lo que se puede concluir que el reactor cuenta con la capacidad suficiente para las necesidades de la planta y es lo suficientemente grande para considerar un crecimiento del 26 % en su capacidad productiva, lo que va en línea con el plan de crecimiento de la planta a 5 años. Sin embargo, el agitador con el que cuenta el reactor no es el adecuado para esta operación ya que es utilizado para sistemas de bajas viscosidades, requiere un motor de 17.48 HP y tiene un tiempo de mezclado de solución de 5.52 minutos. Dado esto, se propone un agitador de 6 palas inclinadas, el cual está diseñado para este tipo de operaciones, requiere un motor de 13.51 HP y se toma 0.31 minutos en mezclar la solución. Además, el reactor disponible cuenta con una capacidad de remoción de calor de 298.29 kW en su chaqueta de enfriamiento, la cual no es suficiente para disipar los 636.85 kW producidos por la dilución de hidróxido de sodio y la neutralización, por lo que se propone un sistema de enfriamiento complementario compuesto de un intercambiador de 1.21 m² y una bomba de lóbulo de 3.34 HP que tiene la capacidad de remover 406.27 kW.

X. RECOMENDACIONES

1. Se recomienda contar con un sistema de enfriamiento del reactor para la prevención de la evaporación del agua que tiene como consecuencia la pérdida de producto y daños a los equipos de agitación.
2. Se recomienda contar con un sistema de protocolos internos que permita llevar un control de las concentraciones de la sal detergente producida en el reactor propuesto para poder identificar desviaciones de las condiciones ideales de operación.
3. Se recomienda realizar un estudio sobre la deshidratación de la sal detergente como consecuencia de su naturaleza exotérmica. De este modo se pueden hacer predicciones acerca del tiempo que puede permanecer almacenado el producto.
4. Se recomienda determinar la variación de las propiedades de los reactivos con respecto a los cambios de temperatura para evaluar el comportamiento de la reacción en cualquier instante de la reacción y no sólo en su punto más crítico.
5. Se recomienda realizar un estudio que permita determinar la dependencia de la entalpía de reacción con la temperatura, ya que a nivel industrial las temperaturas pueden alejarse de las condiciones obtenidas a escala laboratorio.
6. Se recomienda evaluar a escala industrial los fenómenos de transferencia de masa que suceden dentro del reactor para determinar su influencia en los tiempos de reacción.

XI. BIBLIOGRAFÍA

- Abril Díaz, N., Bárcena Ruiz, J. A., Fernández Reyes, E., Galván Cejudo, A., Jorrín Novo, J., Peinado Peinado, J., Toribio Meléndez-Valdés, F. y Túnez Fiñana, I. (2019). *Espectrofometría: Espectros de absorción y cuantificación colorimétrica de biomoléculas*. Departamento de Bioquímica y Biología Molecular, Campus Universitario de Rabanales.
- Acebo-González, D. y Hernández-García, A. T. (2013). *Los métodos turbidimétricos y sus aplicaciones en las ciencias de la vida*. Revista CENIC. Ciencias Biológicas, 44(1), 1-XX. Centro Nacional de Investigaciones Científicas. <https://www.redalyc.org/pdf/1812/181226886003.pdf>
- Kayode Coker, A. (2015). *Industrial and Laboratory Reactors – Chemical Reaction Hazards and Process Integration of Reactors*. Elsevier eBooks, 1095–1208. <https://doi.org/10.1016/b978-0-08-094242-1.00021-8>
- Ananthapadmanabhan, K. (2019). *Amino-Acid Surfactants in Personal Cleansing (Review)*. Tenside Surfactants Detergents, 56(5), 378-386. <https://doi.org/10.3139/113.110641>
- Cengel, Y. A. y Ghajar, A. J. (2011). *Transferencia de calor y masa*. McGrawHill Education. Intercambiadores de calor. pp. 629 – 632.
- Chaves, I. D. G., López, J. R. G., Zapata, J. L. G., Robayo, A. L. y Niño, G. R. (2016). *Chemical Reactors*. Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering, 195–240. doi:10.1007/978-3-319-14812-0_5
- De Groot, W. H. (1991). *Application of Sulphonates as Anionic Surfactants in Household Products*. Sulphonation Technology in the Detergent Industry, 1–4. doi:10.1007/978-94-015-7918-6_1
- Fable, J. (1987). *Surfactants in Consumer Products: Theory, Technology and Application*. Retrieved May 26, 2023, https://books.google.com.gt/books?id=SjvtCAAQBAJ&printsec=copyright&redir_esc=y#v=onepage&q&f=false

Flynn, A., Toshihiro A. y Theodore, L. (2019). *Kern's Process Heat Transfer*, 2nd Edition. ISBN: 978-1-119-36364-4 pp 159 - 504

Gómez-Biedma S., Soria E., Vivó, M. (2002). *Análisis electroquímico*. Revista de Diagnóstico Biológico. http://scielo.isciii.es/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S003479732002000100005&lng=es&nrm=iso. ISSN 0034-7973.

Graco (2021). *¿Cómo funciona una bomba de diafragma?* Graco.com. <https://www.graco.com/es/es/in-plant-manufacturing/solutions/articles/benefits-of-an-electric-diaphragm-pump.html>

Ho Tan Tai, L. y Nardello-Rataj, V. (2001). *Detergents*. *Oléagineux, Corps Gras, Lipides*, 8(2), 141–144. <https://doi.org/10.1051/ocl.2001.0141>

Jean-Louis, S. (2022). *Surfactants Types and Uses* (E300A Booklet Fragment) - Lab FIRP English. Lab FIRP English. <https://firp-ula.org/2022/05/18/surfactants-uses/>

Joshua, F. (2009). *Design and Construction of a Concentric Tube Heat Exchanger*. *AU J.T.* 13(2): 128 -133. <https://www.thaiscience.info/journals/Article/AUJT/10568973.pdf>

Khayal, Areeba & Katiya, Manish. (2022). *Linear Alkyl Benzene Sulfonates a Soul of Cleaning Agents: A Review on Chemistry, Synthesis, Industrial Production, Applications and Environment Solicitude*. *Der Pharmacia Lettre*. 14(4):19-31

Levenspiel, O. (1998). *Chemical Reaction Engineering* (Third Edition). Department of Chemical Engineering Oregon State University. John Wiley & Sons.

Lowe, N. (2004). *Science on the Shelves - Soapy Science*. York.ac.uk. <https://www.york.ac.uk/res/sots/activities/soapysci.htm#:~:text=When%20the%20detergent%20molecules%20meet,lifted%20away%20from%20the%20surface>.

McCabe, W., Smith, J. y Harriott, P. (2007). *Operaciones unitarias en ingeniería química*. 7ª edición

Malone, L. J. y Dolter, T. (2013). *Basic concepts of Chemistry*. Hoboken, NJ: John Wiley.

Market Watch. (2023). *Dodecylbenzenesulfonic Acid Market is Booming with Progressive Trends and Future Opportunities by 2030 with Top Players are PCC Group, Univar Solutions, HENAN JINHE INDUSTRY CO.* <https://www.marketwatch.com/press-release/dodecylbenzenesulfonic-acid-market-is-booming-with-progressive-trends-and-future-opportunities-by-2030-with-top-players-are-pcc-group-univar-solutions-henan-jinhe-industry-co-2023-05-09>.

Metrohm. (2020). *Fast and reliable determination by turbidimetric titration.* <https://www.metrohm.com/en/applications/application-notes/aa-t-001-100/an-t-055.html>

MIT (2006). *Thermodynamics.* <https://web.mit.edu/16.unified/www/FALL/thermodynamics/notes/node131.html>

Mordor Intelligence (2022). *Lauril sulfato de sodio Tamaño del mercado y análisis de acciones - Informe de investigación de la industria - Tendencias de crecimiento.* (2023). Mordorintelligence.com. <https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/sodium-lauryl-sulfate-market>

Nakama, Y. (2017). *Surfactants.* *Cosmetic Science and Technology*, 231–244. doi:10.1016/b978-0-12-802005-0.00015-x

Norwood, K.W. y A.B. Metzner (1960).. *AIChE J.*, 6: 432.

Núñez, L. (2005). *Diseño de un reactor para la neutralización de ácido dodecylbencensulfónico en plantas de fabricación de jabones y detergentes en Guatemala.* Universidad del Valle de Guatemala

Perry, R. y Green, D. (2008). *Perry's chemical engineers' handbook.* 8ª edición.

Rhodes, F. H. y Wynn, C. S. (1937). *Effect of Salts on Detergent Action of Soap.* *Industrial & Engineering Chemistry*, 29(1), 55–57. doi:10.1021/ie50325a008

- Rexroth (2024). *Bomba de pistón | ¿Qué es y cómo funciona?* Rexroth Hydraulics Blog. <https://rexroth-hydraulics.com.mx/blog/bomba-de-piston/>
- Rogers, R. (2015). *Chapter Eight - Microbe, Mineral Synergy, and Seafloor Hydrate Nucleation*. Offshore Gas Hydrates, Gulf Professional Publishing, pp 249-296, <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-802319-8.00008-5>.
- Schramm, L. L., Stasiuk, E. N. y Marangoni, D. G. (2003). *Surfactants and their applications*. Annu. Rep. Prog. Chem., Sect. C: Phys. Chem., 99, 3–48. doi:10.1039/b208499f
- Srirama, M. (2007). *Detergents A guide to the properties and uses of detergents in biology and biochemistry*. Calbiochem https://www.med.unc.edu/pharm/sondeklab/wp-content/uploads/sites/868/2018/10/detergents_calbiochem.pdf
- Sanz, A. (2015). *La industria de los agentes tesoactivos*. Química Orgánica Industrial. Eii.uva.es. <https://www.eii.uva.es/organica/qoi/tema-10.php>
- Silvis, S. (1985). *US4544493A - Neutralization of organic sulfuric or sulfonic detergent acid to produce high solids concentration detergent salt* - Google Patents. Google.com. <https://patents.google.com/patent/US4544493A/en>
- Sparks, D. L. (2003). *Kinetics of Soil Chemical Processes*. 207–244. <https://doi.org/10.1016/b978-012656446-4/50007-4>
- Smith, J., Van Ness, H., Abbott, M. (2018). *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*-McGraw-Hill Education
- Urdaneta, M. A., García, C., Saltaren, R., Contreras, G. y Ejarque, G. (2012). *Structure robotic for vertical oil pipeline design methodology*. Revista Técnica de Ingeniería de la Universidad del Zulia, 35(2), [http://homolog-ve.scielo.org/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0254-07702012000200001#:~:text=Bomba%20de%20Cavidad%20Progresiva%20\(BCP,gira%20a%20través%20de%20ellas](http://homolog-ve.scielo.org/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0254-07702012000200001#:~:text=Bomba%20de%20Cavidad%20Progresiva%20(BCP,gira%20a%20través%20de%20ellas).

Verified Market Reports. (2023). *Sodium Dodecylbenzenesulfonate Market*. Verified Market Reports® | Get Market Analysis and Research Reports. <https://www.verifiedmarketreports.com/product/sodium-dodecylbenzenesulfonate-market/>

Warr, G. G. (1998). *Surfactants: the principles*. Polymer Science and Technology Series, 613–624. doi:10.1007/978-94-011-5862-6_68

Weisenburger, G. A., Barnhart, R. W., Clark, J. D. y Tickner, D. L. (2007, October 26). *Determination of Reaction Heat: A Comparison of Measurement and Estimation Techniques*. ResearchGate; American Chemical Society. Vol. 11, No. 6 https://www.researchgate.net/publication/231737626_Determination_of_Reaction_Heat_at_A_Comparison_of_Measurement_and_Estimation_Techniques

XII. ANEXOS

A. Datos originales

Cuadro 13. Determinación de la viscosidad de los compuestos utilizados en el reactor a 25 °C

No. de prueba	LAS (±0.1 cP)	NaOH (±0.1 cP)	SDBS (±0.1 cP)
1	962.4	79.5	3932.2
2	978.3	77.2	3893.5
3	956.6	78.1	4098.1

Los datos fueron obtenidos mediante la utilización de un viscosímetro giratorio Cole-Parmer modelo 98965-40 a una temperatura de 25 °C

Cuadro 14. Determinación de la densidad de los compuestos utilizados en el reactor

No. de prueba	LAS (± 0.0001 g)		NaOH (± 0.0001 g)		SDBS (± 0.0001 g)	
	Masa del picnómetro vacío	Masa del picnómetro lleno	Masa del picnómetro vacío	Masa del picnómetro lleno	Masa del picnómetro vacío	Masa del picnómetro lleno
	1	16.3165	42.8765	16.3158	54.5708	16.3166
2	16.3191	42.5741	16.3160	54.5285	16.3159	49.0884
3	16.3168	43.2493	16.3162	54.5437	16.3170	49.9545

Los datos fueron obtenidos mediante la utilización de una balanza con una incertidumbre de ±0.0001 g, los reactivos se encontraban a 23.2 °C aproximadamente.

Cuadro 15. Alícuota para la determinación de la concentración de NaOH

Volumen	Volumen
	5.00 ± 0.0015
1	mL
2	50 ± 0.06 mL

Se empleó un pipeta volumétrica de 5 ± 0.0015 mL y un balón aforado de 50 ± 0.06 mL

Cuadro 16. Titulación para la determinación de la concentración de NaOH

No. de prueba	Ftalato ácido de potasio (±0.0001 g)	Volumen NaOH (± 0.1 mL)
1	2.0661	5.6
2	2.1365	5.3
3	2.0302	5.4

Los datos fueron obtenidos mediante la utilización de una balanza con una incertidumbre de ± 0.0001 g y el volumen con una bureta de 25 mL de ± 0.1 mL. Se empleó fenolftaleína como indicador de la reacción.

Cuadro 18. Determinación de la concentración de dodecilsulfato de sodio (SDBS)

No. de prueba	Masa SDBS (± 0.0001 g)	Concentración SDBS (± 0.003 % m/m)
1	0.1123	40.612
2	0.1270	41.854
3	0.1231	40.032

Cuadro 18. Masa de reactivos empleada para realizar la primera reacción de neutralización

Reactivo	Tara (± 0.1 g)	Masa + tara (± 0.1 g)	Masa (± 0.1 g)	Remanente (± 0.1 g)	Real (± 0.1 g)
NaOH	81.4	173.2	91.8	83.9	89.3
LAS	168.6	560.2	391.6	180.5	379.7
Agua	226.6	747.5	520.9	0	520.9

Cuadro 19. Masa de reactivos empleada para realizar la segunda reacción de neutralización

Reactivo	Tara (± 0.1 g)	Masa + tara (± 0.1 g)	Masa (± 0.1 g)	Remanente (± 0.1 g)	Real (± 0.1 g)
NaOH	81.4	173.4	92	83.6	89.8
LAS	168.4	564	395.6	178.2	385.8
Agua	226.6	747.2	520.6	0	520.6

Cuadro 20. Masa de reactivos empleada para realizar la tercera reacción de neutralización

Reactivo	Tara (± 0.1 g)	Masa + tara (± 0.1 g)	Masa (± 0.1 g)	Remanente (± 0.1 g)	Real (± 0.1 g)
NaOH	81.4	155.8	74.4	82.9	72.9
LAS	168.4	559.2	390.8	193.3	365.9
Agua	226.6	749.1	522.5	0	522.5

Cuadro 21. Masa de reactivos empleada para realizar la cuarta reacción de neutralización

Reactivo	Tara (± 0.1 g)	Masa + tara (± 0.1 g)	Masa (± 0.1 g)	Remanente (± 0.1 g)	Real (± 0.1 g)
NaOH	81.4	273.2	191.8	83.9	189.3
LAS	168.6	598.6	430	180.5	418.1
Agua	226.6	840.5	613.9	0	613.9

Cuadro 22. Determinación del calor de dilución de hidróxido de sodio al 50 %

No. de prueba	1		2		3		4	
Parámetro medido	Tiempo (s)	Temperatura (°C)	Tiempo (s)	Tiempo (s)	Temperatura (°C)	Temperatura (°C)	Tiempo (s)	Temperatura (°C)
1	5.00	18		24	18.1	19	2	19.1
2	13.93	24.7		28.17	23.9	22.2	13.21	25.2
3	21.58	30.2		29.48	26.8	27.4	20.12	30.6
4	22.46	30.4		31.97	28	30.6	23.44	30.7
5	27.16	30.7		33.91	28.7	30.7	25.66	30.9
6	32.05	31		36.05	29	30.8	33.21	31

Cuadro 23. Determinación del calor de neutralización de ácido dodecilbencensulfónico e hidróxido de sodio

No. de prueba	1		2		3		4	
Parámetro medido	Tiempo (s)	Temperatura (°C)	Tiempo (s)	Tiempo (s)	Tiempo (s)	Temperatura (°C)	Tiempo (s)	Temperatura (°C)
1	34.50	31.1	10.43	30.50	76.61	28.9	35.21	31.1
2	34.85	31.7	10.77	31.1	76.67	29.0	35.54	31.8
3	52.46	39.4	27.13	40.2	75.78	33.6	40.32	35.6
4	54.67	43.2	33.63	42.2	85.86	39.2	45.97	43.5
5	56.88	44.2	39.62	44.2	87.7	40.3	57.31	44.8
6	60.04	45.4	53.21	47.6	93.6	42.6	62.37	45.4
7	61.01	46.1	63.17	48.9	99.97	46.6	65.72	46.3
8	65.47	47.2	73.52	50.7	101.65	47.4	67.32	47.5
9	68.66	48	81.56	52.2	105.94	48.1	69.95	48.3
10	71.36	48.1	93.34	54.9	110.27	49.4	74.52	48.5
11	126.73	50	105.45	56	112.03	50.9	121.2	50.2
12	141.00	52.5	111.57	56.4	113.97	51.0	143.4	52.4
13	156.95	55.6	114.21	56.4	121.52	51.6	153.21	54.7

14	167.31	56.3	115.01	56.4	127.94	51.9	170.12	55.8
15	178.8	56.6	116.20	56.4	133.46	52.0	179.71	56.7
16	179.01	56.6			135.2	54.5	180.20	56.7
17	179.80	56.6			140.10	54.5	180.30	56.7
18					146.00	54.5		
19					146.50	54.5		

Cuadro 24. Medidas del reactor disponible

Dimensión	Medida (m)
Diámetro interno	1.5
Altura	2.5

Cuadro 25. Características del agitador disponible

Característica	Agitador disponible
Tipo de agitador	Propela marina
No. de palas	3
Diámetro de palas (m)	0.2
Velocidad de giro (rpm)	1450

B. Cálculos

- Determinación de la densidad de los reactivos

$$\rho = \frac{m_{\text{picnómetro lleno}} - m_{\text{picnómetro vacío}}}{0.025 \text{ L}}$$

$$\rho_{\text{LAS}} = \frac{(42.8765 - 16.3165) \text{ g}}{0.025 \text{ L}} = 1062.4 \frac{\text{g}}{\text{L}}$$

Este cálculo se repitió para obtener las densidades del hidróxido de sodio al 50 % y el SDBS al 40 %, datos que se pueden encontrar en el cuadro 9.

- Determinación de la concentración de hidróxido de sodio

$$2.0661 \text{ g } \text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4 \left(\frac{1 \text{ mol } \text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4}{204.22 \text{ g } \text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4} \right) \left(\frac{1 \text{ mol NaOH}}{1 \text{ mol } \text{C}_8\text{H}_5\text{KO}_4} \right) \left(\frac{1}{0.0056 \text{ L}} \right)$$

$$= 1.7976 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$C_1 V_1 = C_2 V_2$$

$$C_1 = \frac{C_2 V_2}{V_1} = \frac{\left(1.7976 \frac{\text{mol}}{\text{L}}\right) (50 \text{ mL})}{5 \text{ mL}} = 17.9758 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

$$17.9758 \frac{\text{mol NaOH}}{\text{L}} \left(\frac{39.997 \text{ g NaOH}}{\text{mol NaOH}} \right) \left(\frac{\text{L}}{1529.27 \text{ g NaOH}} \right) = 0.4701 \frac{\text{g}}{\text{g}}$$

Este cálculo se repitió para obtener la concentración real del hidróxido de sodio que en teoría se encuentra a un 50 % m/m, datos que se pueden encontrar en el cuadro 10. En este caso se tomó una alícuota de la solución de NaOH y se diluyó en 50 mL para hacer la determinación de la concentración.

3. Determinación de la capacidad calorífica de los reactivos a una temperatura dada

$$C_p = A T(^{\circ}\text{C})^4 + B T(^{\circ}\text{C})^3 + C T(^{\circ}\text{C})^2 + D T(^{\circ}\text{C}) + E$$

En donde según lo encontrado en la literatura, para el SDBS se tiene:

$$A = 2 \times 10^{-6}$$

$$B = -0.006$$

$$C = 0.05$$

$$D = -1.5985$$

$$E = 39.43$$

(Núñez, 2005)

$$C_{pSDBS} = 2 \times 10^{-6} (31.1^{\circ}\text{C})^4 - 0.0006(31.1^{\circ}\text{C})^3 + 0.05(31.1^{\circ}\text{C})^2 - 1.5985(31.1^{\circ}\text{C}) + 39.45$$

$$C_{pSDBS @ 31.1^{\circ}\text{C}} = 21.900 \frac{\text{J}}{\text{g}^{\circ}\text{C}}$$

Este cálculo se repitió para obtener la capacidad calorífica específica del ácido a cada temperatura dada en la reacción, datos que se pueden encontrar en el cuadro 11.

4. Determinación del calor de dilución de hidróxido de sodio

$$-Q_{cedido} = Q_{ganado}$$

$$-Q_{producido \text{ por la dilución}} = Q_{aportado \text{ al sistema}}$$

$$-n_{\text{NaOH}} \Delta H_{\text{dilución}} = m_{\text{sistema}} C_{p\text{NaOH}} \Delta T_{\text{sistema}}$$

$$\Delta H_{\text{dilución}} = - \frac{m_{\text{sistema}} C_{p\text{NaOH}} \Delta T_{\text{sistema}}}{n_{\text{NaOH}}}$$

$$\Delta H_{\text{dilución}} = - \frac{[(89.3g \text{ NaOH}) (0.5 \frac{g}{g})] (5.53 \frac{J}{g^{\circ}C}) (31.1 - 18.0)^{\circ}C}{(89.3g \text{ NaOH}) (0.5 \frac{g}{g}) (\frac{1 \text{ mol NaOH}}{39.997 g \text{ NaOH}})}$$

$$\Delta H_{\text{neutralización}} = -2,897.691 \frac{J}{\text{mol}} \left(\frac{1 \text{ kJ}}{1000 J} \right) = -2.898 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

5. Determinación del calor de neutralización

$$-Q_{\text{cedido}} = Q_{\text{ganado}}$$

$$-Q_{\text{producido por la neutralización}} = Q_{\text{aportado al sistema}}$$

$$-n_{\text{LAS}} \Delta H_{\text{neutralización}} = m_{\text{SDBS puro}} C_{p \text{ SDBS}} \Delta T_{\text{sistema}}$$

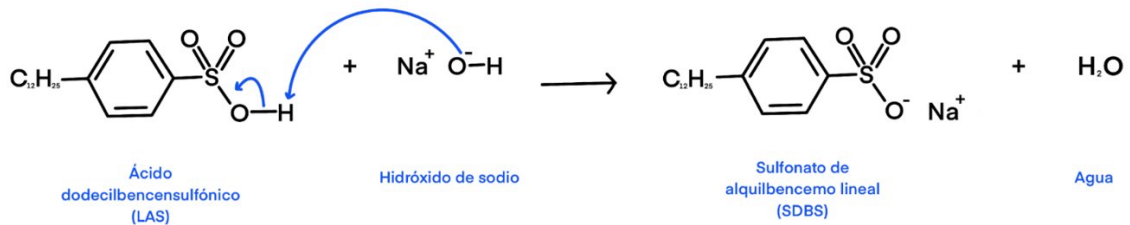
$$\Delta H_{\text{neutralización}} = - \frac{m_{\text{SDBS puro}} C_{p \text{ SDBS}} \Delta T_{\text{sistema}}}{n_{\text{LAS}}}$$

$$\Delta H_{\text{neutralización}} = - \frac{[(379.7g \text{ LAS}) (0.965 \frac{g}{g}) + (89.3g \text{ NaOH}) (0.5 \frac{g}{g})] (21.761 \frac{J}{g^{\circ}C}) (56.5 - 31.1)^{\circ}C}{(379.7g \text{ LAS}) (0.965 \frac{g}{g}) (\frac{1 \text{ mol LAS}}{326.49 g \text{ LAS}})}$$

$$\Delta H_{\text{neutralización}} = -203,252.65 \frac{J}{\text{mol}} \left(\frac{1 \text{ kJ}}{1000 J} \right) = -203.253 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

6. Mecanismo de reacción

Figura 16. Mecanismo de reacción.



7. Determinación de la velocidad de reacción

Para obtener la expresión de la velocidad de reacción se estableció el método de concentraciones iniciales, en las cuales se grafica $\ln C_{\text{LAS}}$ vs $\ln(-dC_{\text{LAS}}/dt)$ para obtener la regresión lineal, en la que la pendiente es el orden de reacción (n) y $e^{\text{intercepto}}$ es la constante de proporcionalidad (k). Partiendo de ello, se sabe que la velocidad de reacción está dada por:

$$r_{\text{neutralización}} = k C_{\text{LAS}}^n C_{\text{NaOH}}^n$$

Por tratarse de una reacción donde los componentes deben de agregarse de manera estequiométrica, las concentraciones pueden expresarse en relación a la otra

$$r_{neutralización} = kC_{LAS}^n$$

$$r_{neutralización} = -\frac{dC_{LAS}}{dt} \approx -\frac{\Delta C_{LAS}}{\Delta t}$$

Ahora bien, para encontrar dC_{LAS}/dt , el cambio de temperatura con el tiempo obtenido experimentalmente, puede relacionarse con el cambio de concentración con el tiempo de la siguiente forma:

$$n_{LAS} = -\frac{m_{SDBS}Cp_{SDBS}\Delta T_{sistema}}{\Delta H_{neutralización}}$$

$$C_{LAS} = \frac{n_{LAS}}{V_{sistema}}$$

$$C_{LAS} = -\frac{m_{SDBS \text{ al } 40\%} Cp_{SDBS} \Delta T_{sistema}}{\Delta H_{neutralización} (V_{sistema})}$$

$$\frac{\Delta C_{LAS}}{\Delta t} = -\frac{m_{SDBS \text{ al } 40\%} Cp_{SDBS} \Delta T_{sistema}}{\Delta H_{neutralización} (V_{sistema}) \Delta t}$$

$$\frac{\Delta C_{LAS}}{\Delta t} = -\frac{(1 \text{ L}) \left(1321.56 \frac{\text{g}}{\text{L}}\right) \left(21.904 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}}\right) (29 - 28.9)^\circ\text{C}}{-201.71 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}} \left(\frac{1000 \text{ J}}{1 \text{ kJ}}\right) (1 \text{ L})(0.06 \text{ s})}$$

$$\frac{\Delta C_{LAS}}{\Delta t} = 0.2353 \frac{\text{mol}}{\text{s}}$$

En el caso de C_{LAS} , esta puede encontrarse de la siguiente forma:

$$C_{LAS} = \frac{n}{V} = \frac{(365.9 \text{ g LAS}) \left(0.965 \frac{\text{g}}{\text{g}}\right) \left(326.49 \frac{\text{g}}{\text{mol}}\right)}{1 \text{ L}} = 1.081 \frac{\text{mol}}{\text{L}}$$

Teniendo estos datos, se puede graficar el logaritmo natural de ambos para obtener la siguiente ecuación de recta:

$$\ln\left(-\frac{\Delta C_{LAS}}{\Delta t}\right) = n \ln(C_{LAS}) + \ln(k)$$

En la figura 13 se muestra la curva generada que presenta la siguiente ecuación de recta:

$$y = 1.03998x - 1.5376$$

Lo que indica que:

$$n = 1.03998$$

$$k = e^{-1.5376} = 0.2149 \frac{L^{1.04}}{mol^{1.04}s}$$

$$\text{Por lo tanto: } r_{\text{neutralización}} = 0.2149 C_{LAS}^{1.04}$$

8. Determinación del tiempo de reacción

Para determinar el volumen de reactor necesario para la operación para un reactor tipo *batch*

o STR

$$V = (\text{flujo requerido})t$$

Y el tiempo de neutralización es:

$$t = C_{A0} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(-r_A)(1 + \varepsilon_A X_A)}$$

En donde:

$$\varepsilon_A = 0$$

Ya que el volumen del reactor no cambia.

Además, sabiendo que:

$$-r_A = k C_{LAS}$$

Y que C_{LAS} en términos de X_A es:

$$C_{LAS} = C_{LAS0}(1 - X_A)$$

$$t = \frac{C_{LAS0}}{k C_{LAS0}} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{(1 - X_A)(1 + X_A)}$$

Al resolver la integral:

$$t = \frac{1}{k} \left[\frac{1}{2} \ln(X_A + 1) - \frac{1}{2} \ln(1 - X_A) \right]$$

$$t = \frac{1}{0.2149s^{-1}} \left[\frac{1}{2} \ln(0.9999 + 1) - \frac{1}{2} \ln(1 - 0.9999) \right]$$

$$t = 17.68 s \left(\frac{1 h}{3600 s} \right) = 0.004912 h$$

9. Determinación del tiempo de agitación del agitador de turbina de 6 palas

Para encontrar el tiempo de agitación para un agitador de turbinas con deflectores puede emplearse la correlación de tiempos de mezcla de líquidos miscibles según Norwood y

Metzer:

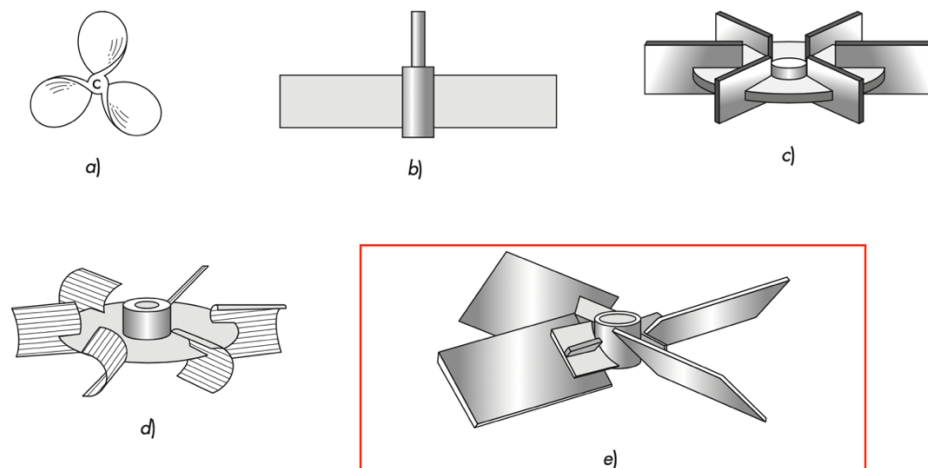
$$f_t = \frac{t_T (nD_a^2)^{2/3} g^{1/6} D_a^{1/2}}{H^{1/2} D_t^{3/2}} = nt_T \left(\frac{D_a}{D_t}\right)^2 \left(\frac{D_t}{H}\right)^{1/2} \left(\frac{g}{n^2 D_a}\right)^{1/6}$$

Para encontrar la relación de forma gráfica es necesario calcular el número de Reynolds:

$$N_{re} = \frac{nD_a^2 \rho}{\mu} = \frac{350 \frac{rev}{min} \left(\frac{1 min}{60 s}\right) (0.5 m)^2 \left(1321.57 \frac{kg}{m^3}\right)}{(3974.6 cP) \left(\frac{0.001 \frac{kg}{m * s}}{1 cP}\right)} = 484.9$$

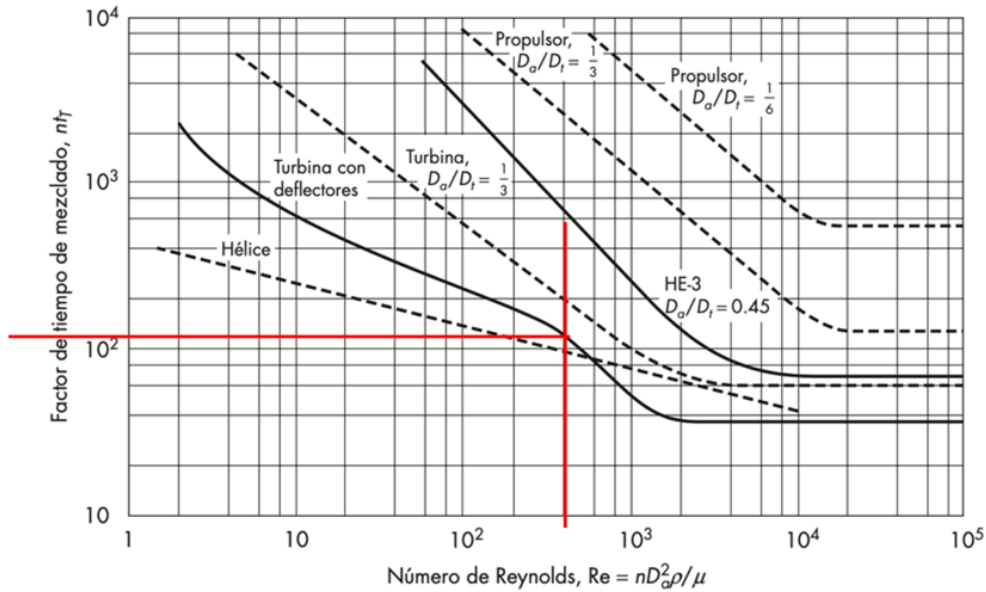
Se seleccionó la turbina de pala inclinada que según McCabe et al., 2007, es la siguiente:

Figura 17. Selección de agitador



Entonces:

Figura 18. Factor de tiempo de mezclado turbina



(McCabe et al., 2007)

$$nt_T = 110$$

$$t_T = \frac{110}{350 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \left(\frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right)} = 18.86 \text{ s}$$

10. Determinación del tiempo de agitación del agitador de hélice marina

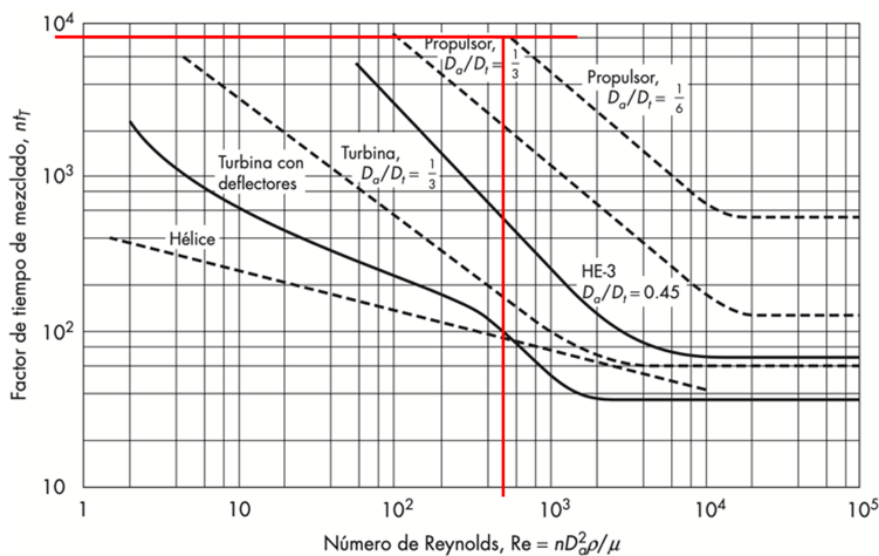
Para encontrar el tiempo de agitación para un agitador de hélice:

$$f_t = \frac{t_T (nD_a^2)^{2/3} g^{1/6} D_a^{1/2}}{H^{1/2} D_t^{3/2}} = nt_T \left(\frac{D_a}{D_t} \right)^2 \left(\frac{D_t}{H} \right)^{1/2} \left(\frac{g}{n^2 D_a} \right)^{1/6}$$

Para encontrar la relación de forma gráfica es necesario calcular el número de Reynolds:

$$N_{re} = \frac{nD_a^2 \rho}{\mu} = \frac{1450 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \left(\frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right) (0.25 \text{ m})^2 \left(1321.57 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{(3974.6 \text{ cP}) \left(\frac{0.001 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}{1 \text{ cP}} \right)} = 502.21$$

Figura 19. Factor de tiempo de mezclado hélice marina



(McCabe et al., 2007)

$$nt_T = 8000$$

$$t_T = \frac{8000}{1450 \frac{\text{rev}}{\text{min}} \left(\frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}} \right)} = 331.03 \text{ s}$$

11. Determinación del volumen del reactor

A partir del tiempo de mezcla calculado, se pueden sumar los tiempos operativos para determinar el volumen del reactor de la siguiente forma:

$$t_{\text{Total}} = t_{\text{reacción}} + t_{\text{mezclado}} + t_{\text{dosificación}}$$

$$t_{\text{Total}} = 0.004912 \text{ h} + 0.0052 \text{ h} + 0.33 \text{ h} = 0.3435 \text{ h}$$

$$V = (\text{flujo requerido})t_{\text{total}}$$

$$V_{\text{efectivo}} = \left(7632 \frac{\text{L}}{\text{h}} \right) (0.3435 \text{ h}) = 2621.47 \text{ L} \left(\frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ L}} \right) = 2.621 \text{ m}^3$$

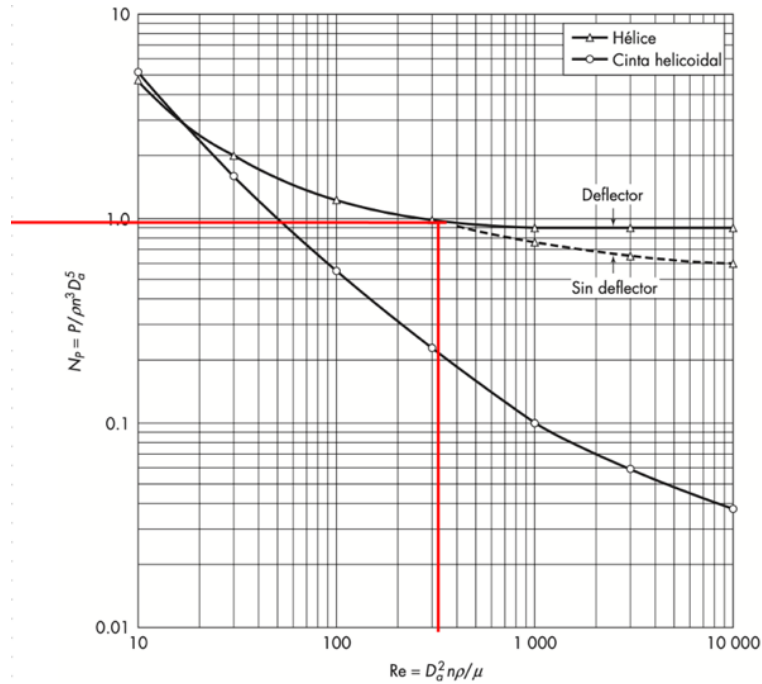
$$V_{\text{diseño}} = V_{\text{efectivo}} * 1.3$$

$$V_{\text{diseño}} = 2.621 \text{ m}^3 (1.3) = 3.146 \text{ m}^3$$

12. Determinación de la potencia del motor del agitador de hélice marina

La potencia necesaria del motor del agitador de hélice puede calcularse a partir de la siguiente gráfica conociendo el N_{re} :

Figura 20. Número de potencia agitador de hélice marina



(McCabe et al., 2007)

En donde

$$N_p = 0.99$$

$$P = N_p(\rho n^3 D_a^5)$$

$$P = 0.99 \left[\left(1321.57 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \left(1450 \frac{\text{rev}}{\text{min}} * \frac{1 \text{min}}{60 \text{s}} \right)^3 (0.25)^5 \right]$$

$$P = 18,033.27 \text{ W} \left(\frac{1 \text{ kW}}{1000 \text{ W}} \right) \left(\frac{1 \text{ HP}}{1.341 \text{ kW}} \right) = 13.45 \text{ HP}$$

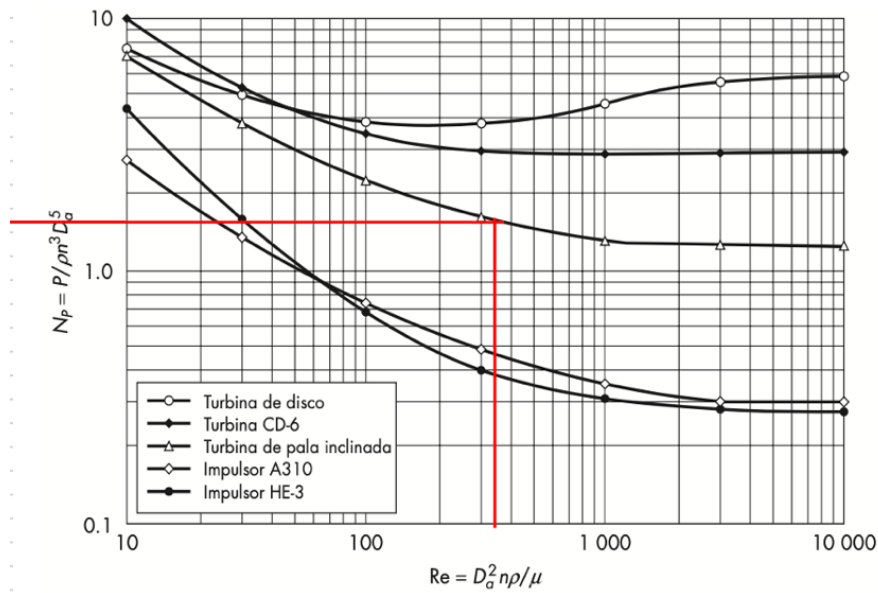
Sin embargo, se debe considerar que en este tipo de motores siempre deben considerarse pérdidas energéticas, por lo tanto, se le da un factor de seguridad del 30 %.

$$P = 13.45 \text{ HP}(1.3) = 17.48 \text{ HP}$$

13. Determinación de la potencia del motor del agitador de turbina de 6 palas inclinadas

La potencia necesaria del motor del agitador de turbina de pala inclinada puede calcularse a partir de la siguiente gráfica conociendo el N_{re} :

Figura 21. Número de potencia agitador de turbina



(McCabe et al., 2007)

En donde

$$N_p = 1.7$$

$$P = N_p (\rho n^3 D_a^5)$$

$$P = 1.7 \left[\left(1321.57 \frac{kg}{m^3} \right) \left(300 \frac{rev}{min} * \frac{1min}{60 s} \right)^3 (0.5)^5 \right]$$

$$P = 13936.008W \left(\frac{1 kW}{1000 W} \right) \left(\frac{1 HP}{1.341 kW} \right) = 10.392 HP$$

Sin embargo, se debe considerar que en este tipo de motores siempre deben considerarse pérdidas energéticas, por lo tanto, se le da un factor de seguridad del 30 %.

$$P = 10.392 HP(1.3) = 13.51 HP$$

14. Sistema de enfriamiento con el agitador de hélice marina

Para obtener las correlaciones de transferencia de calor de un tanque enchaquetado agitado se calculan de la siguiente forma:

$$N_{Nu} = a N_{re}^b N_{pr}^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^m$$

$$\frac{hD_j}{k} = a \left(\frac{L_p^2 N_r \rho}{\mu} \right)^b \left(\frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^m$$

En donde h es el coeficiente de película de la pared interna del reactor. Para los valores de a , b y m , la tabla 18-18 de Perry, 2008 para el tipo de agitador de hélice marina que puede relacionarse a un agitador tipo propela:

$$a = 0.54$$

$$b = 2/3$$

$$m = 0.14$$

$$N_{Nu} = 0.54 (502.22)^{2/3} \left[\frac{\left(21.76 \frac{J}{g^{\circ}C}\right) \left(3.9746 \frac{kg}{m * s}\right)}{10.7 \frac{W}{m K}} \right]^{1/3} \left(\frac{3974.6 cP}{965.77 cP} \right)^{0.14} = 83.47$$

$$h = \frac{N_{Nu} k}{D_j} = \frac{83.47 \left(10.7 \frac{W}{m K}\right)}{1.5 m} = 595.43 \frac{W}{m^2 K}$$

15. Sistema de enfriamiento con el agitador tipo turbina

Para obtener las correlaciones de transferencia de calor de un tanque enchaquetado agitado se calculan de la siguiente forma:

$$N_{Nu} = a N_{re}^b N_{pr}^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^m$$

$$\frac{h D_j}{k} = a \left(\frac{L_p^2 N_r \rho}{\mu} \right)^b \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^m$$

En donde h es el coeficiente de película de la pared interna del reactor. Para los valores de a , b y m , la tabla 18-18 de Perry, 2008 para el tipo de agitador de turbina de palas inclinadas que puede relacionarse a un agitador tipo turbina:

$$a = 0.53$$

$$b = 2/3$$

$$m = 0.24$$

$$N_{Nu} = 0.53 (484.90)^{2/3} \left[\frac{\left(21.76 \frac{J}{g^{\circ}C}\right) \left(3.9746 \frac{kg}{m * s}\right)}{10.7 \frac{W}{m K}} \right]^{1/3} \left(\frac{3974.6 cP}{965.77 cP} \right)^{0.24} = 92.19$$

$$h = \frac{N_{Nu} k}{D_j} = \frac{92.19 \left(10.7 \frac{W}{m K}\right)}{1.5 m} = 657.65 \frac{W}{m^2 K}$$

16. Capacidad de extracción de calor por la chaqueta de enfriamiento en la turbina de palas

Considerando que se tiene agua de enfriamiento suministrada al reactor a 15 °C y sale a 18

°C, y que el reactor opera a una temperatura de hasta aproximadamente 55 °C:

$$Q = h A \Delta T$$

$$Q = \left(595.43 \frac{W}{m^2 K} \right) (11.78 m^2) \left(55 - \left(\frac{18 + 15}{2} \right) \right) ^\circ C$$

$$Q = 198,380 W \left(\frac{1 kW}{1000 W} \right) = 270.07 kW$$

17. Capacidad de extracción de calor por la chaqueta de enfriamiento en la turbina de palas
Considerando que se tiene agua de enfriamiento suministrada al reactor a 15 °C y sale a 18 °C, y que el reactor opera a una temperatura de 55 °C:

$$Q = hA\Delta T$$

$$Q = \left(657.65 \frac{W}{m^2 K} \right) (11.78 m^2) \left(55 - \left(\frac{18 + 15}{2} \right) \right) ^\circ C$$

$$Q = 167,709 W \left(\frac{1 kW}{1000 W} \right) = 298.29 kW$$

18. Calor producido dentro del reactor

Para determinar si el sistema de enfriamiento es capaz de disipar la energía generada dentro del reactor:

$$Q_{reactor} = n_{LAS} \Delta H_{neutralización} + n_{NaOH} \Delta H_{dilución}$$

$$n_{LAS} \Delta H_{neutralización}$$

$$= 7632 \frac{L}{h} (0.323) \left(\frac{1 h}{3600 s} \right) \left(\frac{1321.56 g}{1 L} \right) \left(\frac{1 mol}{326.49 g} \right) \left(-201.71 \frac{kJ}{mol} \right)$$

$$= -578.66 \frac{kJ}{s}$$

$$n_{NaOH} \Delta H_{dilución}$$

$$= 7632 \frac{L}{h} (0.077) \left(\frac{1 h}{3600 s} \right) \left(\frac{1321.56 g}{1 L} \right) \left(\frac{1 mol}{39.99 g} \right) \left(-2.57 \frac{kJ}{mol} \right)$$

$$= -58.19 \frac{kJ}{s}$$

$$Q_{reactor} = -578.66 \frac{kJ}{s} - 58.19 \frac{kJ}{s} = -636.85 kW$$

19. Flujo másico del agua de enfriamiento

El calor que el agua de enfriamiento debe disipar es el mismo que el generado dentro del reactor, por lo tanto, para calcular el flujo de agua necesario se obtiene a partir de:

$$Q = c_p m \Delta T$$

Asumiendo que la temperatura del agua entra a 10 °C y sale a 25 °C y que el cp del agua es de 4.197 kJ/(kg °C):

$$m = \frac{Q}{c_p \Delta T}$$

$$m_{agua} = \frac{-636.85 \frac{kJ}{s}}{4.197 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} (25 - 10)^\circ C} = 10.12 \frac{kg}{s}$$

20. Temperatura media logarítmica del sistema (LMTD)

Para este cálculo se consideró un sistema con fluidos a contra corriente y se asumieron las siguientes temperaturas de entrada y salida:

$$T_{entrada \text{ de agua}} = 10 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{salida \text{ de agua}} = 25 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{entrada \text{ de SDBS}} = 55 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{salida \text{ de SDBS}} = 30 \text{ } ^\circ C$$

Entonces:

$$LMTD = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} = \frac{(30)^\circ C - (20)^\circ C}{\ln \frac{(30)^\circ C}{(20)^\circ C}} = 24.66^\circ C$$

21. Velocidad por unidad de área G

$$G = \frac{\dot{m}}{a}$$

Se consideró el uso de tubos internos de un diámetro de 1 1/2" ($d_i = 1.232 \text{ in} / 0.0313 \text{ m}$, $d_o = 0.0381 \text{ m}$) y tubos externos de 2" ($d_i = 1.732 \text{ in} / 0.0440 \text{ m}$, $d_o = 0.0508 \text{ m}$) BWG 10 de acero inoxidable

$$D_{e \text{ interno}} = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} = \frac{(0.0381 \text{ m})^2 - (0.0313 \text{ m})^2}{0.0313 \text{ m}} = 0.01239 \text{ m}$$

$$D_{e \text{ externo}} = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} = \frac{(0.0508 \text{ m})^2 - (0.0440 \text{ m})^2}{0.0440 \text{ m}} = 0.01269 \text{ m}$$

$$a_{interna} = \frac{\pi D_{e \text{ interno}}^2}{4} = \frac{\pi (0.01239 \text{ m})^2}{4} = 0.0001205 \text{ m}^2$$

$$a_{externa} = \frac{\pi D_e^2 \text{externo}}{4} = \frac{\pi (0.01269 \text{ m})^2}{4} = 0.0001265 \text{ m}^2$$

$$G_{interna} = \frac{\dot{m}_{interno}}{a_{interno}} = \frac{\left(0.01 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}\right) \left(1321.57 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)}{0.0001785 \text{ m}^2} = 109,676.47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}}$$

$$G_{externa} = \frac{\dot{m}_{externo}}{a_{externo}} = \frac{10.11 \frac{\text{kg}}{\text{s}}}{0.0001686 \text{ m}^2} = 79,985.26 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}}$$

22. Números adimensionales

$$N_{re \text{ SDBS}} = \left(\frac{D_e G}{\mu}\right) = \frac{(0.01239 \text{ m}) \left(109,676.47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{ s}}\right)}{3974.6 \text{ cP} \left(\frac{1 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}{1000 \text{ cP}}\right)} = 341.79$$

$$N_{Pr \text{ SDBS}} = \frac{\mu c_p}{k} = \frac{3.975 \frac{\text{kg}}{\text{m s}} \left(20.87 \frac{\text{J}}{\text{mol}^\circ\text{C}}\right) \left(\frac{1 \text{ mol}}{348.48 \text{ g}}\right) \left(\frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}}\right)}{0.58 \frac{\text{W}}{\text{m K}}} = 410.40$$

Ya que $N_{Pr} > 1$, la difusión de cantidad de movimiento es más dominante que la difusión térmica.

Dado que el flujo es laminar, el número de Nusselt puede calcularse de la siguiente forma:

$$N_{Nu \text{ SDBS}} = 2 \left(\frac{\dot{m} C_p}{k L}\right) \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 2 \left(\frac{\left(13.2157 \frac{\text{kg}}{\text{s}}\right) \left(59.89 \frac{\text{J}}{\text{kg}^\circ\text{C}}\right)}{0.58 \frac{\text{W}}{\text{m K}} (6 \text{ m})}\right)$$

$$N_{Nu \text{ SDBS}} = 454.87$$

23. Coeficientes de transferencia de calor

$$h_i = \frac{N_{Nu} k}{D} = \frac{454.87 \left(0.58 \frac{\text{W}}{\text{m K}}\right)}{0.01239 \text{ m}} = 21,299.53 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ K}}$$

$$h_{io} = h_i * \frac{D_i}{D_{i \text{ eq}}} = 21,299.53 \frac{\text{W}}{\text{m K}} \left(\frac{0.0313 \text{ m}}{0.01239 \text{ m}}\right) = 53,823.39 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ K}}$$

$$h_o = 0.023 \left(\frac{G^{0.8} k^{\frac{2}{3}} C_p^{\frac{1}{3}}}{D^{0.2} \mu^{0.47}} \right) = 0.023 \left(\frac{79,985.26^{0.8} \times 0.6^{\frac{2}{3}} \times 4.186^{\frac{1}{3}}}{0.01269^{0.2} \times 0.00089^{0.47}} \right)$$

$$= 11,505.28 \frac{W}{m^2 K}$$

Coefficiente global de transferencia de calor:

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{53,823.39 (11,505.28)}{53,823.39 + 11,505.28} = 11,324.22 \frac{W}{m^2 K}$$

24. Área de transferencia de calor del intercambiador planteado

$$Q = UA\Delta T_{LMTD}$$

$$Q = 1.2 (H_{reacción} + H_{remoción}) = 1.2(-636.85 + 298.29)kW$$

$$= 406.27 kW$$

$$A = \frac{406.27 kW}{(24.66 K) \left(11.32 \frac{kW}{m^2 K} \right)} = 1.21 m^2$$

25. Determinación de la carga total para la bomba de lóbulos para la recirculación de la sal

Para determinar la carga de la bomba de recirculación se toma un flujo volumétrico de 0.01 m³/s para recircular todo el contenido del tanque en aproximadamente 5 minutos con una velocidad de fluido de 1.5 m/s. Tomando un diámetro de tubería de 2" cuyo diámetro interno es de 0.0522 m, cédula 40 de acero inoxidable. La longitud aproximada de la tubería es de 25 metros y cuenta con 4 codos a 90° y 2 válvulas de compuerta. La altura de descarga se encuentra a 3.5 metros del suelo.

Pérdida de presión mediante la ecuación de Bernoulli con la corrección de fricción del fluido:

$$\frac{P_a}{\rho} + gZ_a + \frac{\alpha V_a^2}{2} = \frac{P_b}{\rho} + gZ_b + \frac{\alpha V_b^2}{2} + h_f$$

$$\Delta P = \rho gh = \left(1321.57 \frac{kg}{m^3} \right) \left(9.81 \frac{m}{s^2} \right) (2.50 + 1 m) = 45,376.11 \frac{N}{m^2}$$

Las pérdidas por fricción se calculan a partir de la siguiente expresión:

$$h_f = \left(4 f \frac{L}{D} + K_c + K_e + K_f \right) \frac{V^2}{2}$$

En donde f es el factor de fricción de Fanning, K_c el coeficiente de pérdida por contracción, K_e por expansión y K_f por accesorios y válvulas. Debido a que no hay contracciones ni expansiones, estos valores se hacen 0 y la expresión queda así:

$$h_f = \left(4f \frac{L}{D} + K_f\right) \frac{V^2}{2}$$

Considerando 4 codos a 90° y 2 válvulas de compuerta, las pérdidas por accesorios son las siguientes:

$$K_f = 4(0.75) + 2(0.17) =$$

En cuanto al factor de fricción de Fanning es necesario calcular el número de Reynolds

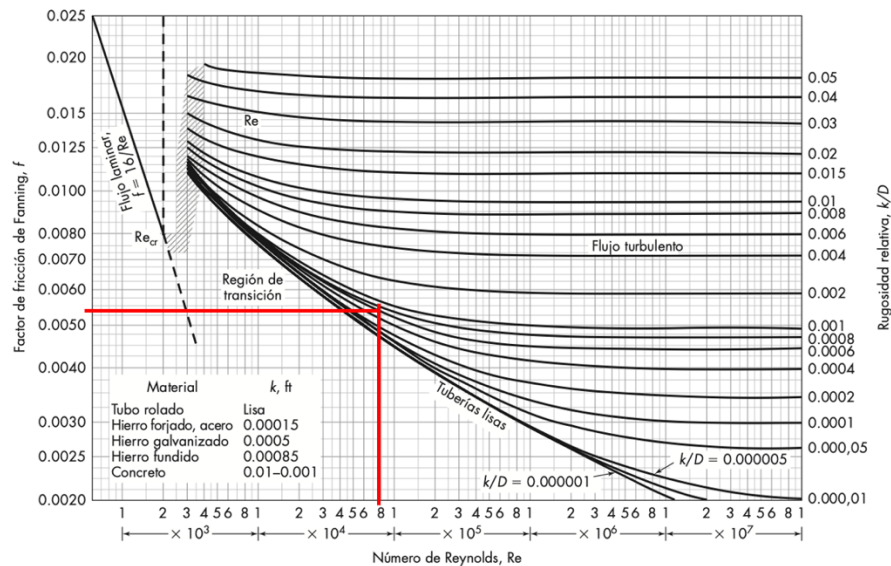
$$N_{re} = \frac{D\rho V}{\mu}$$

$$N_{re} = \frac{(0.0522 \text{ m}) \left(1321.57 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \left(1.5 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)}{\left(0.0013 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}\right)} = 79,599.18$$

Y la relación k/D , k tiene un valor de 0.00015 ft o 4.572e-5 m

$$\frac{k}{D} = \frac{0.00004572 \text{ m}}{0.0522 \text{ m}} = 0.000876$$

Figura 22. Factor de fricción de Fanning



(McCabe et al., 2007)

$$f = 0.0053$$

Por lo tanto:

$$h_f = \left(4f \frac{L}{D} + K_f\right) \frac{V^2}{2} = \left(4 * 0.0053 * \frac{25 \text{ m}}{0.0522 \text{ m}} + 3.34\right) * \frac{(1.5 \text{ m/s})^2}{2}$$

$$h_f = 117.98 \frac{m^2}{s^2}$$

La caída de presión puede calcularse de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \Delta P &= P_a - P_b = \left(gZ_b + \frac{\alpha V_b^2}{2} + h_f \right) g \\ \Delta P &= \left[\left(9.81 \frac{m}{s^2} \right) (3.5 \text{ m}) + \frac{(1.5 \text{ m/s})^2}{2} + 117.98 \frac{m^2}{s^2} \right] * \left(1321.57 \frac{kg}{m^3} \right) \\ &= 202,593.5594 \frac{N}{m^2} \end{aligned}$$

Por último, la carga total que debe manejar la bomba está dada por:

$$\begin{aligned} H &= \frac{P}{\rho} + gZ + \frac{\alpha V^2}{2} \\ H_a - H_b &= \frac{\Delta P}{\rho} + gZ_b + \frac{\alpha V_b^2}{2} \\ &= \frac{202,593.5594 \frac{N}{m^2}}{1321.57 \frac{kg}{m^3}} + \left(9.81 \frac{m}{s^2} \right) (3.5 \text{ m}) + \frac{\left(1.5 \frac{m}{s} \right)^2}{2} \\ H_a - H_b &= 188.76 \frac{J}{kg} \end{aligned}$$

Lo que equivale a una diferencia de carga de:

$$\frac{H_a - H_b}{g} = \frac{188.76 \frac{J}{kg}}{9.81 \frac{m}{s^2}} = 19.24 \text{ m}$$

26. Determinación de la potencia distribuida al fluido necesaria para la bomba

Se calcula a partir de la velocidad de flujo másico y la carga desarrollada por la bomba.

Se representa por P_f y está definida por

$$\begin{aligned} P_f &= \dot{m} \Delta H \\ P_f &= \left(0.01 \frac{m^3}{s} \right) \left(1321.57 \frac{kg}{m^3} \right) (19.24 \text{ m}) = 254.29 \frac{kg * m}{s} \\ P_f &= 254.29 \frac{kg * m}{s} \left(\frac{0.01315 \text{ HP}}{1 \frac{kg * m}{s}} \right) = 3.34 \text{ HP} \end{aligned}$$

27. Carga neta de succión positiva (NPSH, net positive suction head)

$$NPSH = \frac{1}{g} \left(\frac{p_{a'} - p_v}{\rho} - h_{fs} \right) - Z_a$$

C. Gráficas

Figura 23. Corrida 1 de la distribución de temperatura contra el tiempo para determinar la cinética de neutralización

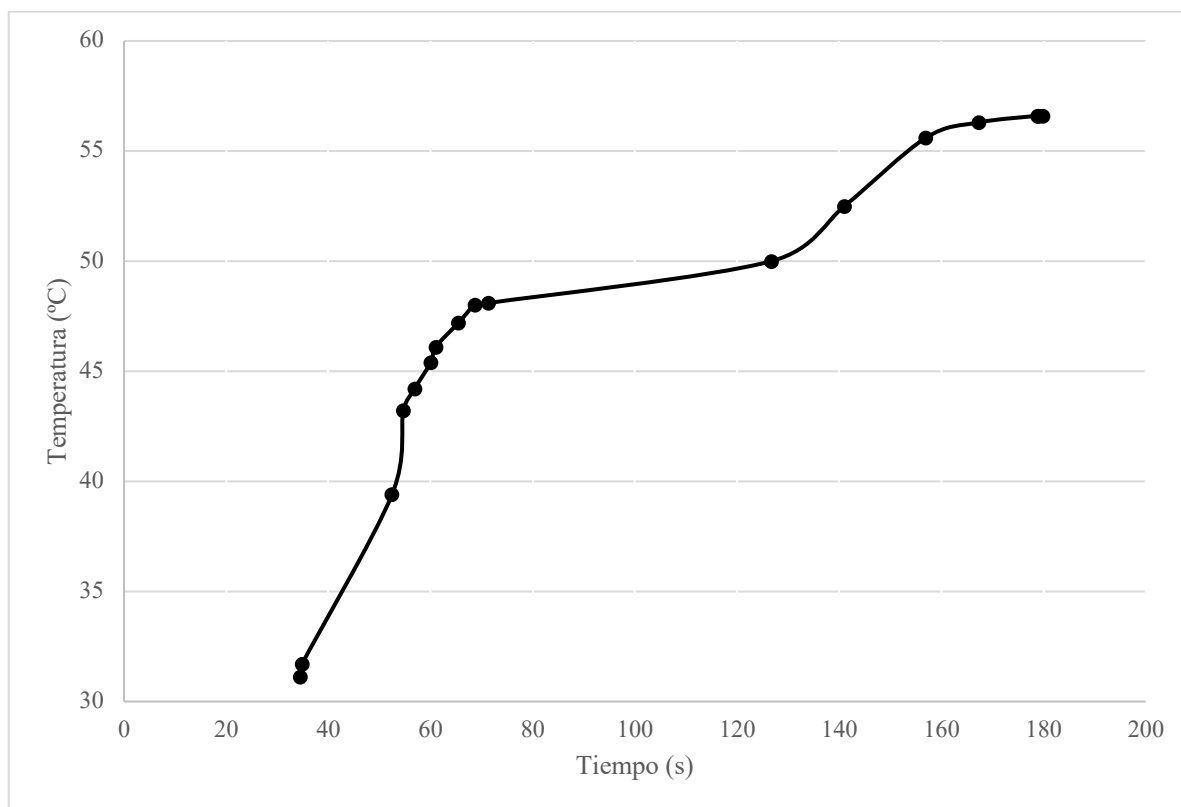


Figura 24. Corrida 2 de la distribución de temperatura contra el tiempo para determinar la cinética de neutralización

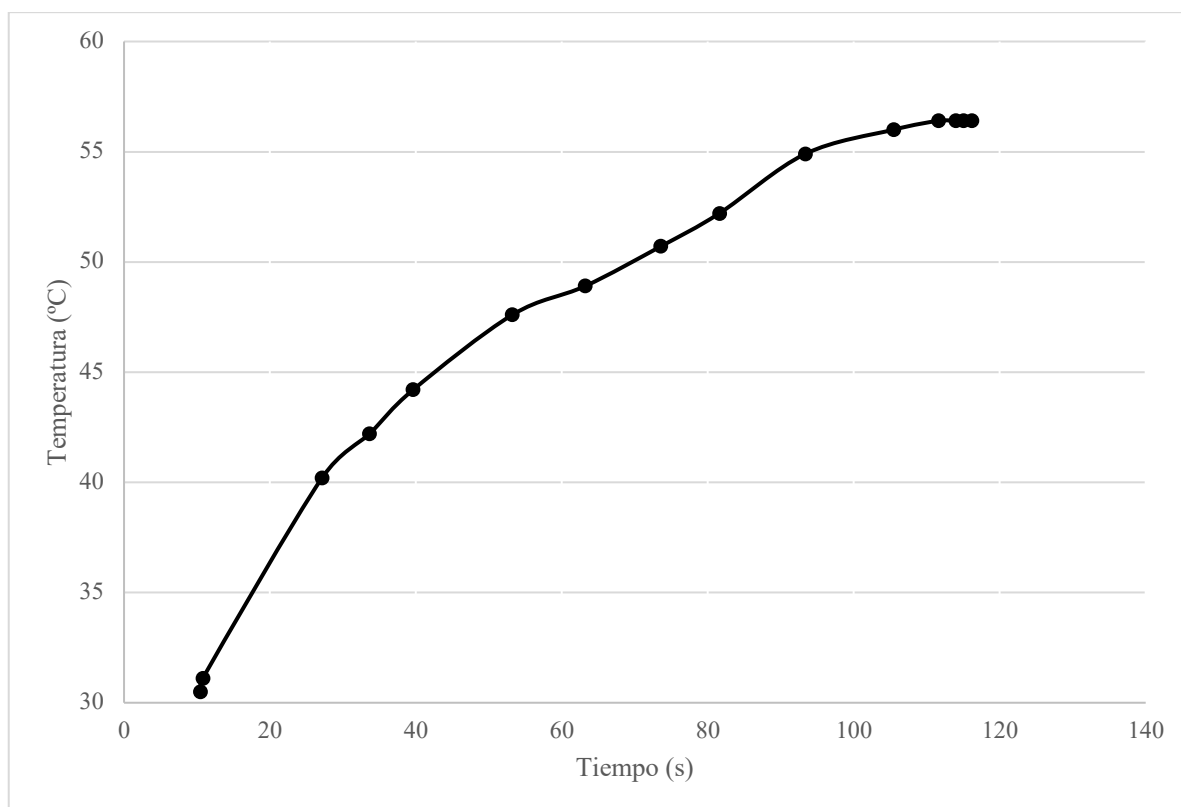


Figura 25. Corrida 3 de la distribución de temperatura contra el tiempo para determinar la cinética de neutralización

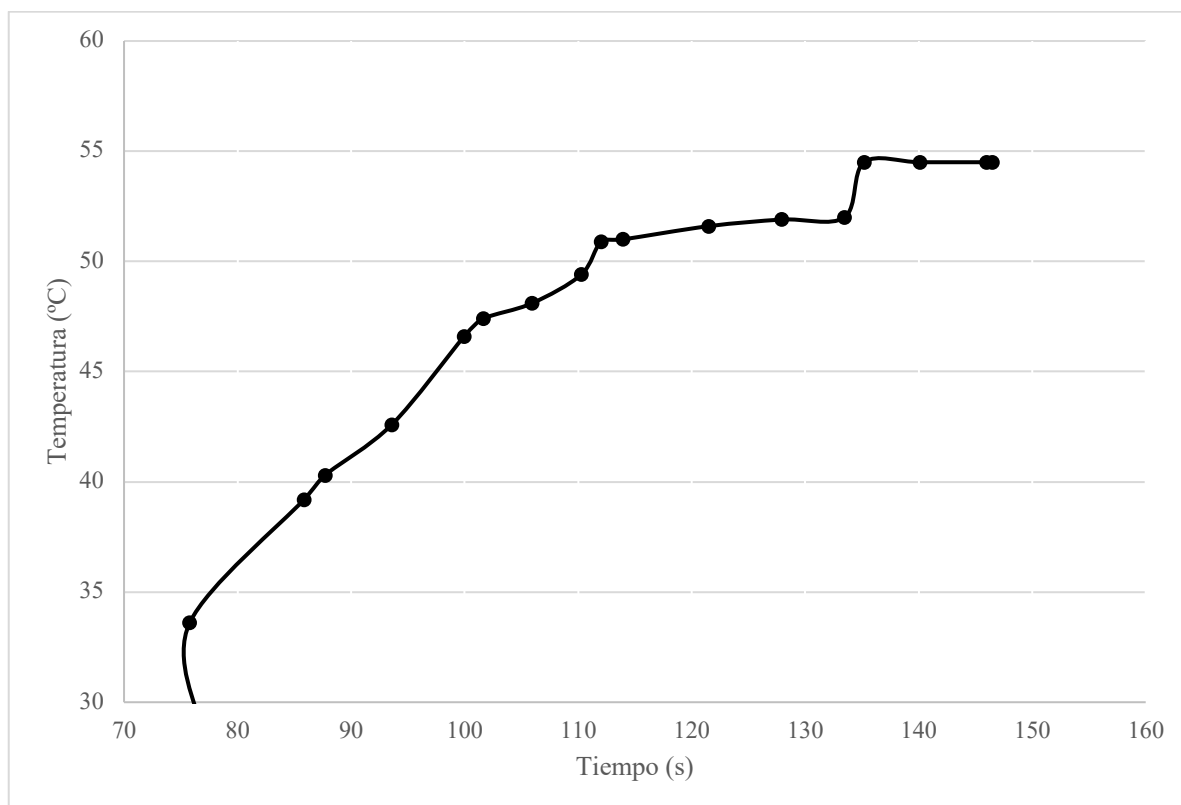


Figura 26. Corrida 4 de la distribución de temperatura contra el tiempo para determinar la cinética de neutralización

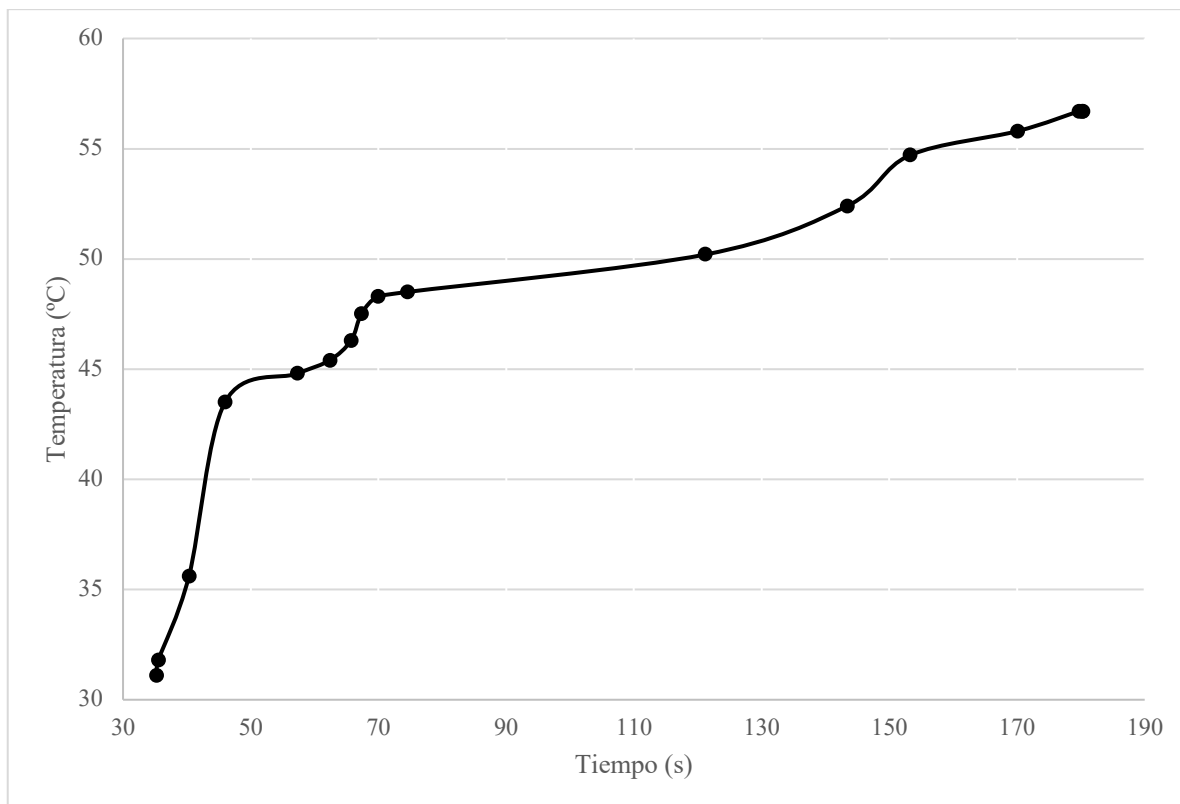
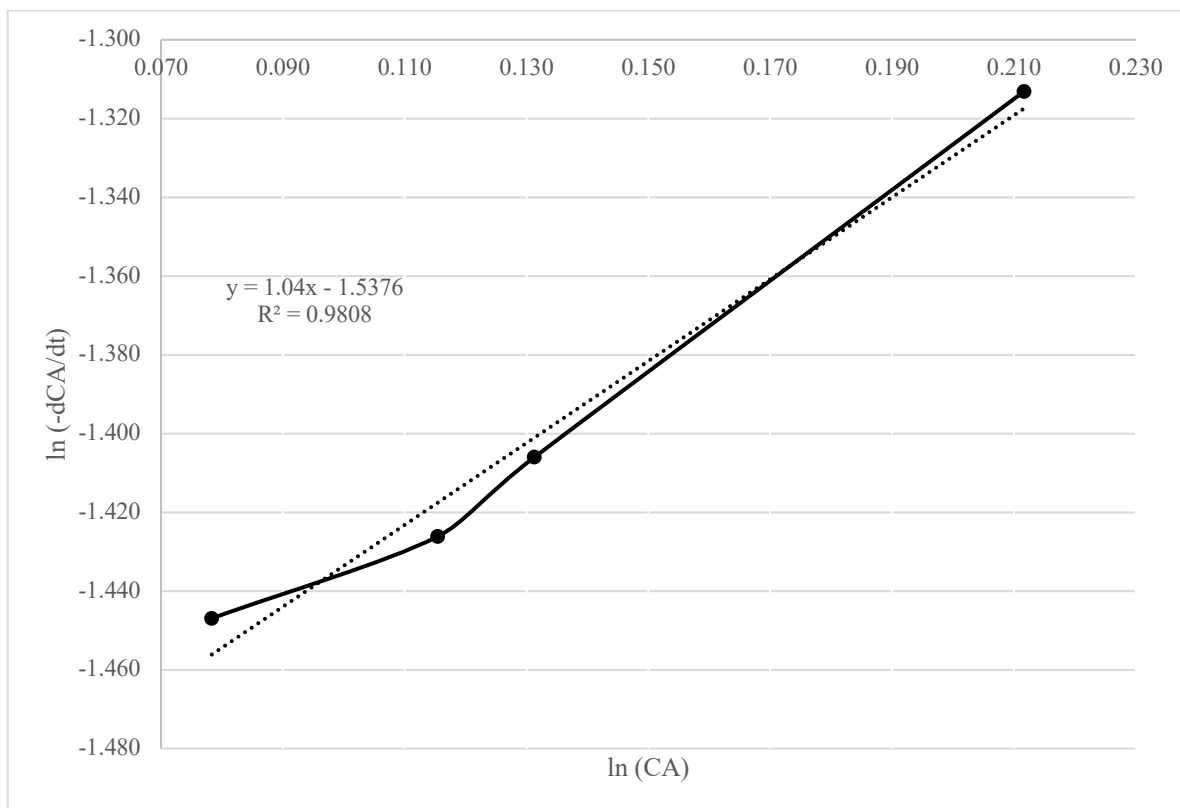


Figura 27. Linealización de la velocidad de reacción



D. Análisis estadístico

1. Media de la densidad de LAS

$$\bar{X} = \frac{(1062.4 + 1050.2 + 1077.3)}{3} = 1063.3 \pm 0.03 \frac{kg}{m^3}$$

Este cálculo se utilizó para determinar la densidad promedio de los reactivos empleados en la neutralización, para las viscosidades, para las entalpías.

2. Desviación estándar

$$\sigma = \sqrt{\frac{(1062.4 - 1063.3)^2 + (1050.2 - 1063.3)^2 + (1077.3 - 1063.3)^2}{3}} = 13.57 \frac{kg}{m^3}$$

Este cálculo se utilizó para determinar la densidad promedio de los reactivos empleados en la neutralización, para las viscosidades, para las entalpías.

3. Intervalo de confianza

$$IC = 1063.3 \pm \frac{4.30 (13.57)}{\sqrt{3}} = 1029.61 - 1096.99 \frac{kg}{m^3}$$

Este cálculo se utilizó para determinar la densidad promedio de los reactivos empleados en la neutralización, para las viscosidades, para las entalpías.

E. Análisis de error

1. Propagación de error de la operación de suma/resta

$$S = \sqrt{(0.1 \text{ g})^2 + (0.1 \text{ g})^2 + (0.1 \text{ g})^2} = \pm 0.173 \text{ g}$$

Este cálculo se utilizó para calcular la incertidumbre propagada por la operación de suma y/o resta durante los cálculos de este trabajo.

2. Propagación de error de la operación de multiplicación/división

$$S = 17.97 \text{ mol/L} \sqrt{\left(\frac{0.032 \frac{\text{mol}}{\text{L}}}{1.798 \frac{\text{mol}}{\text{L}}}\right)^2 + \left(\frac{0.00015 \text{ L}}{0.005 \text{ L}}\right)^2 + \left(\frac{0.0006 \text{ L}}{0.05 \text{ L}}\right)^2} = 0.66 \text{ mol/L}$$

Este cálculo se utilizó para calcular la incertidumbre propagada por la operación de multiplicación y/o división para la obtención de la economía y capacidad.. Se repitió el mismo cálculo para los datos calculados a través de una multiplicación o división.

F. Datos calculados

Cuadro 26. Densidad de los reactivos

No. de prueba	LAS ($\pm 0.01 \text{ kg/m}^3$)	NaOH ($\pm 0.01 \text{ kg/m}^3$)	SDBS ($\pm 0.01 \text{ kg/m}^3$)
1	1062.4	1530.2	1308.3
2	1050.2	1528.5	1310.9
3	1077.3	1529.1	1345.5
Media	1063.3 ± 0.01	1529.3 ± 0.01	1321.6 ± 0.01
Desviación estándar	13.6	0.9	20.8
Intervalo de confianza	1029.6-1096.99	1527.2-1531.4	1270.0-1373.1

Cuadro 27. Concentración del hidróxido de sodio

No. de prueba	NaOH (% m/m)
1	47.015 ± 1.736
2	51.369 ± 1.922
3	47.900 ± 1.784
Media	48.764
Desviación estándar	2.299
Intervalo de confianza	43.055 – 54.473

Cuadro 28. Capacidad calorífica del hidróxido de sodio al 50 % m/m a diferentes temperaturas

No. de prueba	1		2		3		4	
Parámetro medido	Cp (J/g °C)	Temperatura ($\pm 0.01 \text{ °C}$)	Cp (J/g °C)	Temperatura ($\pm 0.01 \text{ °C}$)	Cp (J/g °C)	Temperatura ($\pm 0.01 \text{ °C}$)	Cp (J/g °C)	Temperatura ($\pm 0.01 \text{ °C}$)
1	3.95	18.00	4.14	19.00	3.97	18.10	4.16	19.10
2	5.09	24.70	4.70	22.20	4.97	23.90	5.17	25.20
3	5.87	30.20	5.48	27.40	5.40	26.80	5.92	30.60
4	5.90	30.40	5.92	30.60	5.57	28.00	5.94	30.70
5	5.94	30.70	5.94	30.70	5.66	28.70	5.96	30.90
6	5.98	31.00					5.98	31.00
7	5.99	31.10					5.99	31.10

Cuadro 29. Capacidad calorífica del dodecibencensulfato de sodio a diferentes temperaturas

No. de prueba	1		2		3		4	
Parámetro medido	Cp (J/g °C)	Temperatura (±0.01 °C)	Cp (J/g °C)	Temperatura (±0.01 °C)	Cp (J/g °C)	Temperatura (±0.01 °C)	Cp (J/g °C)	Temperatura (±0.01 °C)
1	21.90	31.1	21.90	30.50	21.91	28.9	21.90	31.1
2	21.91	31.7	21.90	31.1	21.90	29.0	21.91	31.8
3	22.19	39.4	22.22	40.2	21.96	33.6	22.03	35.6
4	22.28	43.2	22.27	42.2	22.18	39.2	22.28	43.5
5	22.28	44.2	22.28	44.2	22.22	40.3	22.28	44.8
6	22.27	45.4	22.19	47.6	22.27	42.6	22.27	45.4
7	22.25	46.1	22.10	48.9	22.23	46.6	22.24	46.3
8	22.21	47.2	21.93	50.7	22.20	47.4	22.19	47.5
9	22.16	48	21.74	52.2	22.16	48.1	22.14	48.3
10	22.16	48.1	21.26	54.9	22.06	49.4	22.13	48.5
11	22.01	50	21.01	56	21.91	50.9	21.98	50.2
12	21.69	52.5	20.92	56.4	21.90	51.0	21.71	52.4
13	21.11	55.6	20.92	56.4	21.82	51.6	21.30	54.7
14	20.94	56.3	20.92	56.4	21.78	51.9	21.06	55.8
15	20.87	56.6	20.92	56.4	21.77	52.0	20.84	56.7
16	20.87	56.6			21.34	54.5	20.84	56.7
17	20.87	56.6			21.34	54.5	20.84	56.7
18					21.34	54.5		
19					21.34	54.5		

Cuadro 30. Entalpía de dilución de hidróxido de sodio

No. de prueba	$\Delta H_{dilución}$ (±0.002 kJ/mol)
1	-2.898
2	-2.472
3	-2.229
4	-2.682
Media	-2.461 ± 0.0003
Desviación estándar	0.227
Intervalo de confianza	-3.024 - -1.898

Cuadro 31. Entalpía de reacción de neutralización

No. de prueba	$\Delta H_{neutralización}$ (± 0.090 kJ/mol)
1	-203.253
2	-204.967
3	-201.711
4	-224.560
Media	-210.413 \pm 0.170
Desviación estándar	12.359
Intervalo de confianza	-241.096 - -179.729

Cuadro 32. Curva de expresión de la velocidad de reacción

ΔT en el inicio de la reacción (± 0.014 °C)	Δt (s)	Concentración de dodecilsulfato de sodio (mol/L)	$\Delta C_A / \Delta t$ (mol/L*s)	lnCA	ln(-dCA/dt)
0.10	0.06	1.081	0.235	0.078	-1.447
0.60	0.35	1.122	0.240	0.115	-1.426
0.60	0.34	1.140	0.245	0.131	-1.406
0.70	0.33	1.236	0.269	0.212	-1.313

Cuadro 33. Volumen del reactor necesario

Parámetro	Valor
Flujo de SDBS (L/h)	7632
Tiempo de reacción (h)	0.0037
Tiempo de mezclado (h)	0.0052
Tiempo de adición (h)	0.3333
Volumen efectivo del reactor (L)	2827.43
Volumen de diseño del reactor (m ³)	3.393

Cuadro 34. Características del motor necesario con el agitador de hélice marina

Parámetro	Valor
N_p	0.99
P (W)	18033.27
$P_{\text{con seguridad}}$ (kW)	23.44
$P_{\text{con seguridad}}$ (HP)	17.48

Cuadro 35. Características del motor necesario con el agitador de turbina de 6 palas

Parámetro	Valor
N_p	1.7
P (W)	13936.01
$P_{\text{con seguridad}}$ (kW)	18.12
$P_{\text{con seguridad}}$ (HP)	13.51

Cuadro 36. Parámetros de agitación de hélice marina

Parámetro	Valor
nt_T	8000
t (s)	331.03
t (min)	5.52

Cuadro 37. Parámetros de agitación de turbina de 6 palas

Parámetro	Valor
nt_T	110
t (s)	18.86
t (min)	0.31

Cuadro 38. Parámetros del sistema de enfriamiento de hélice marina

Parámetro	Valor
Nre	502.22
Npr	8.08
Relación viscosidad	4.12
a	0.54
b	0.67
m	0.14
Nu	83.47
h (W/m ² K)	595.43

Cuadro 39. Parámetros del sistema de enfriamiento de turbina de 6 palas

Parámetro	Valor
Nre	484.90
Npr	8.08
Relación viscosidad	4.12
a	0.53
b	0.67
m	0.24
Nu	92.19
h (W/m ² K)	657.65

Cuadro 40. Capacidad de remoción de calor

Agitador	Q (kW)
Turbina de 6 palas	298.29
Hélice marina	270.07

Cuadro 39. Calor producido dentro del reactor

Proceso	Q (kW)
Dilución	-578.66
Neutralización	-58.19
Total	-636.85

G. Fotografías

Figura 28. Parte interior del reactor disponible

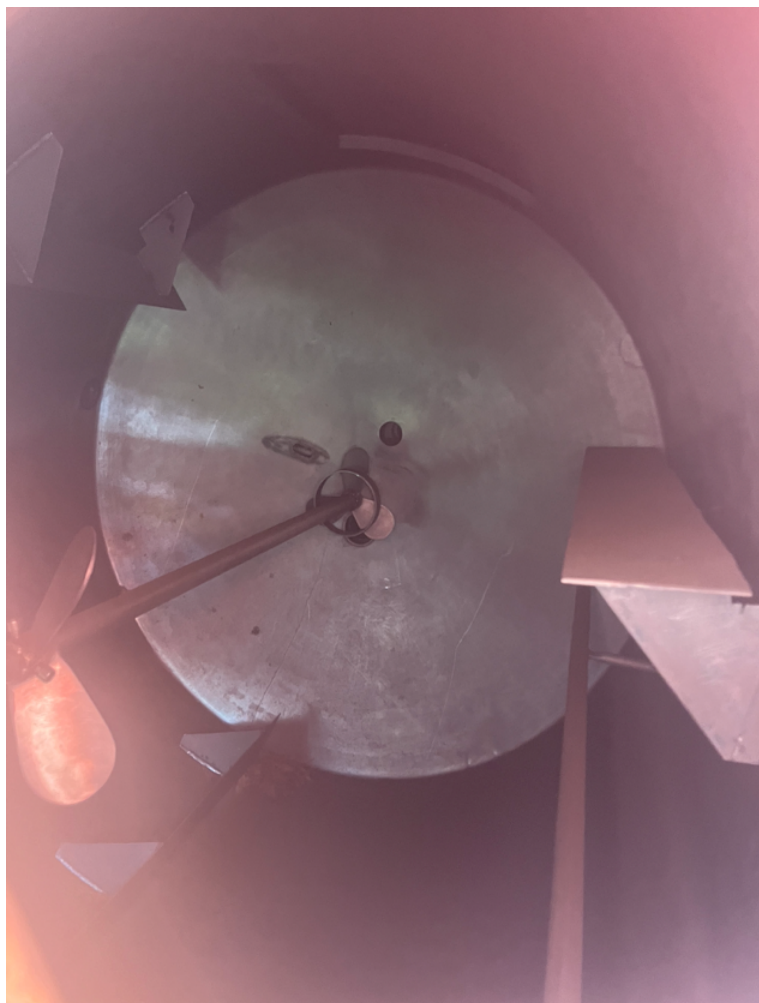


Figura 29. Parte exterior del reactor disponible



Figura 30. Sistema de reacción experimental para la determinación del calor de reacción



Figura 31. Sistema para la determinación del calor de reacción

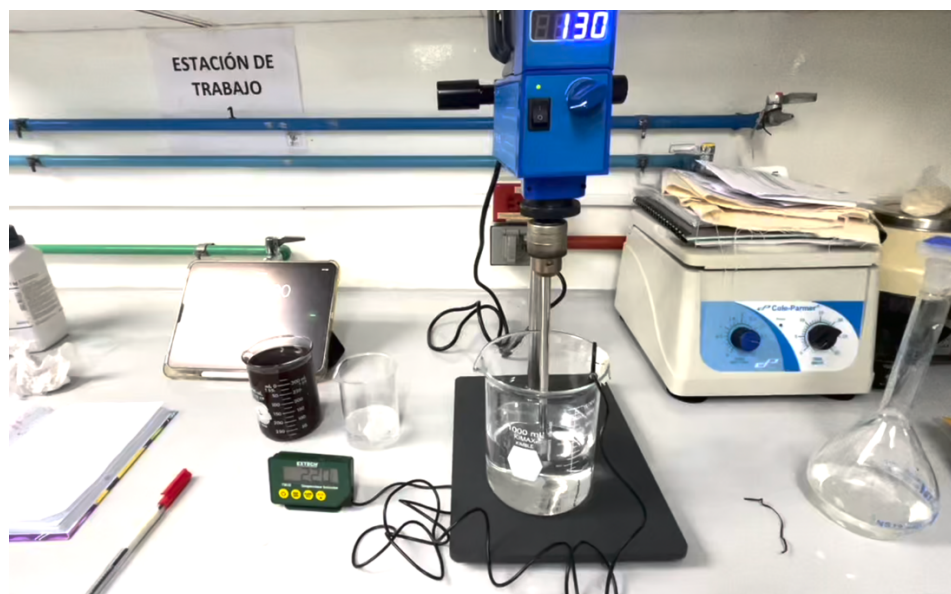


Figura 32. Dodecilbencensulfonato de sodio

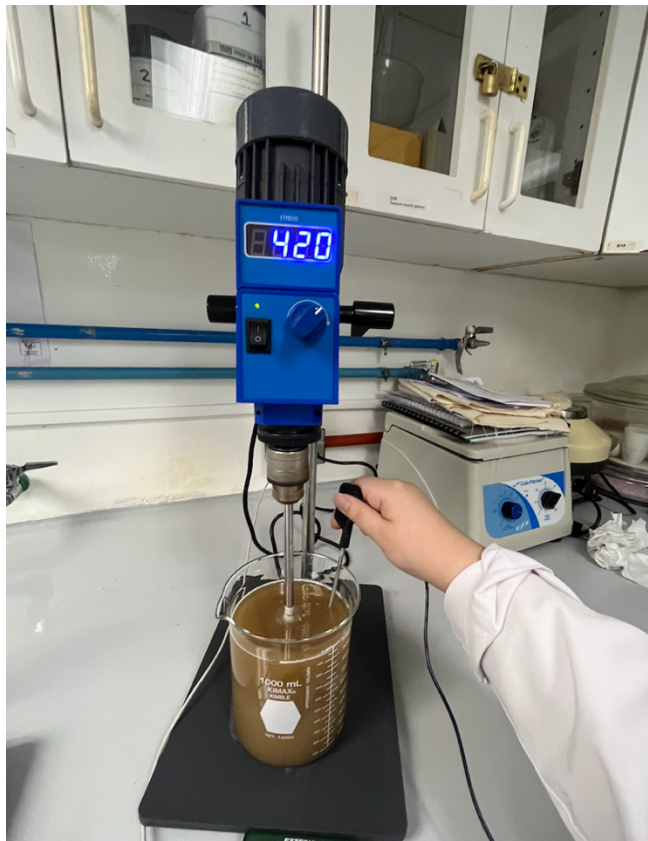


Figura 33. Titando 905 Metrohm y su interfaz para la determinación de la concentración de dodecilbencensulfonato de sodio



XIII. GLOSARIO

LAS: linear alkylbenzene sulphonate, el sulfonato de alquilbenceno lineal es un ácido orgánico empleado para la producción de surfactantes aniónicos.

SDBS: sodium dodecylbenzene sulfonate surfactant, el dodecil bencenosulfato de sodio es un surfactante aniónico ampliamente empleado en la industria de productos de limpieza.

Reactor: un reactor químico es un volumen cerrado en el que se produce una reacción química en un proceso químico.

Reactor *batch* o STR: tipo de reactor en donde los reactivos se cargan inicialmente en un recipiente, se mezclan bien y se dejan reaccionar durante cierto tiempo para obtener un producto final.

Velocidad de reacción: tasa de transformación de compuestos químicos de especies reactivas en productos en un tiempo determinado.

Surfactante: compuestos químicos que debido a su naturaleza tienen la capacidad de actuar como agentes de limpieza para una serie de aplicaciones industriales como detergentes para ropa, productos para el hogar y cuidado personal.

Viscosidad: propiedad física del fluido que determina su resistencia al flujo, crucial para el transporte adecuado de la base surfactante durante el proceso de producción y envasado.

Neutralización: proceso inicial en la producción de pasta lavaplatos donde el ácido dodecilbencensulfónico se combina con hidróxido de sodio para formar el SDBS y agua.

Fluidos newtonianos: se refiere a los fluidos cuya viscosidad se mantiene constante independientemente de la fuerza aplicada o de la tasa de deformación. En el proceso de producción de pasta lavaplatos, los fluidos newtonianos fluyen de manera uniforme a través de los equipos de proceso estándar y su viscosidad no varía con la velocidad de corte.

Fluidos no newtonianos: son fluidos cuya viscosidad varía en función de la tensión de corte o la velocidad de deformación aplicada. En la producción de pasta lavaplatos, la naturaleza no newtoniana de los fluidos implica que su viscosidad cambia durante la mezcla, el transporte y el envasado, lo que requiere el uso de bombas de desplazamiento positivo y bombas de tornillo para su manipulación efectiva y un transporte adecuado.

Bombas de desplazamiento positivo: tipo de bomba utilizada para el transporte de líquidos viscosos debido a la naturaleza no newtoniana del fluido, que permite una manipulación más efectiva que las bombas centrífugas convencionales.

Turbidez: la reducción de la transparencia de un líquido causada por la presencia de partículas no disueltas de material distinto al propio líquido