

**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERÍA**

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO DE GRADO

“APLICACIÓN DEL MODELADO Y SIMULACIÓN PARA UN PROCESO INDUSTRIAL DE FERMENTACIÓN ALCOHÓLICA CONTINUA CON APLICACIÓN DE STRIPPING CON CO₂ – CASO DE ESTUDIO: EMPRESA CLEALCOS”

PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO

POSTULANTE: UNIV. STEPHANY LIDIA MENDOZA CONDE

TUTOR: ING. CRISTHIAN CARRASCO VILLANUEVA, Ph.D.

CO- TUTOR: ING. JORGE SONEGO, Ph.D.

LA PAZ – BOLIVIA

2024



**UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS
FACULTAD DE INGENIERIA**



LA FACULTAD DE INGENIERIA DE LA UNIVERSIDAD MAYOR DE SAN ANDRÉS AUTORIZA EL USO DE LA INFORMACIÓN CONTENIDA EN ESTE DOCUMENTO SI LOS PROPÓSITOS SON ESTRICTAMENTE ACADÉMICOS.

LICENCIA DE USO

El usuario está autorizado a:

- a) Visualizar el documento mediante el uso de un ordenador o dispositivo móvil.
- b) Copiar, almacenar o imprimir si ha de ser de uso exclusivamente personal y privado.
- c) Copiar textualmente parte(s) de su contenido mencionando la fuente y/o haciendo la cita o referencia correspondiente en apego a las normas de redacción e investigación.

El usuario no puede publicar, distribuir o realizar emisión o exhibición alguna de este material, sin la autorización correspondiente.

TODOS LOS DERECHOS RESERVADOS. EL USO NO AUTORIZADO DE LOS CONTENIDOS PUBLICADOS EN ESTE SITIO DERIVARA EN EL INICIO DE ACCIONES LEGALES CONTEMPLADAS EN LA LEY DE DERECHOS DE AUTOR.

DEDICATORIA

A mi pequeño Mattias quien es mi fortaleza y razón de vida, a mi mamá Lidia por su apoyo incondicional y ejemplo de superación.

AGRADECIMIENTOS

Primeramente, agradezco a Dios por poner la fuerza, la capacidad y la inspiración de emprender todos los proyectos y riesgos en la vida, así también por el infinito amor y guía.

A mi pequeño hijo Mattias quien desde su nacimiento me ha acompañado en cada día de estudio, en quien veo mi inspiración y encuentro las fuerzas para continuar, quien me ha visto crecer como yo lo he visto crecer.

A mi mamá Lidia, por estar de manera incondicional a mi lado, por apoyarme en los mejores y peores momentos, y ser fuente de fortaleza para no rendirme aun cuando creía que las fuerzas me faltarían. A mi familia sin lo quienes no sería quién soy hoy.

A mis tutores Ph.D. Cristhian Carrasco y Ph. D. Jorge Sonogo por su conocimiento, dedicación a quienes les agradezco todo el apoyo incondicional y paciencia que me brindaron durante este proceso, siendo para mi un ejemplo de vida e inspiración.

Al Ing. Góngora, por ser no solo un ejemplo de profesional y docente, sino por su amistad, consejos y apoyo a lo largo de todas mis aventuras académicas, así también por ver en mí una luz y una fuerza que me fortalecieron en mis años de estudio.

A mis amigos Huascar, Yamil, Giancarla, Rodrigo, Dieguito, Joao, Nacho, Cristian, Shesmy, Anita, Daniel F., Lucas, Tania, Mauricio, Alexius, Sergi, Maria, a mi pareja Boris y a todos aquellos que, de alguna manera u otra, en algún momento o en varios, estuvieron allí para mí, gracias a todos.

A mis ingenieros Jorge Vásquez, Gonzalo Lima, Armenio Silva, Roberto Miranda, Felipe Callisaya y Luis Cuevas, por apoyarme a lo largo de la vida universitaria e incentivarme a buscar logros académicos que no veía posible.

RESUMEN

El trabajo evaluó la aplicación del stripping con CO₂ en un proceso continuo de fermentación con cuatro reactores conectados en serie. Se realizaron balances de masa en cada reactor y se empleó el modelo cinético híbrido de Andrews-Levenspiel.

Se encontró que el primer reactor es el más adecuado para el stripping, ya que aumentó la productividad, la conversión y el volumen de etanol, favoreciendo el crecimiento celular y reduciendo la inhibición debida al producto. Además, se evaluó cómo el stripping de CO₂ permite introducir mayores concentraciones de sustrato en el mosto en un proceso continuo con re actores en serie. Se concluyó que se puede incrementar la concentración de mosto hasta un 26.52%, lo que aumentaría la Pe y reduciría el volumen de agua en el proceso, disminuyendo los costos energéticos y permitiendo obtener mayores volúmenes de etanol que un sistema convencional.

Palabras Clave: Fermentación, Stripping, Etanol

ÍNDICE

CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 ANTECEDENTES	1
1.2 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
1.3 JUSTIFICACIÓN.....	4
1.3.1. <i>Justificación Técnica</i>	4
1.3.2. <i>Justificación Económica</i>	4
1.3.3. <i>Justificación Social</i>	5
1.3.4. <i>Justificación Ambiental</i>	6
1.4. OBJETIVOS	6
1.4.1. <i>Objetivo general</i>	6
1.4.2. <i>Objetivos Específicos</i>	7
1.5. ALCANCES Y LIMITACIONES	7
CAPÍTULO 2. FUNDAMENTO TEÓRICO	9
2.1 ETANOL	9
2.1.1. <i>Etanol como biocombustible</i>	10
2.2. PROCESOS FERMENTATIVOS.....	11
2.2.1. <i>Fermentación Discontinua o Lotes o Batch</i>	12
2.2.2. <i>Fermentación discontinua alimentada o Fed-batch</i>	13
2.2.3. <i>Fermentación Continua</i>	14
2.3 FERMENTACIÓN EXTRACTIVA.....	15
2.4 PRODUCCIÓN DE ETANOL A PARTIR DE CAÑA DE AZÚCAR.....	19
2.5. CINÉTICA DE FERMENTACIÓN ALCOHÓLICA – ANÁLISIS DE MODELOS BIOLÓGICOS	21
2.5.1. <i>Constantes cinéticas</i>	24

2.6. BIOQUÍMICA DE LA FERMENTACIÓN ALCOHÓLICA	25
2.7. PANORAMA ACTUAL DE LOS INGENIOS AZUCAREROS EN BOLIVIA	27
2.7.1. Ley 1098: Aditivos de origen Vegetal	28
CAPÍTULO 3. METODOLOGÍA PARA LA MODELACIÓN, SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DE PROCESOS.....	29
3.1. ANÁLISIS DEL PROCESO EN LA INDUSTRIAL DEL INGENIO CLEALCOS	29
3.2. MODELAJE DE CINÉTICA DE CRECIMIENTO	34
3.2.1. Determinación del modelo cinético	34
3.2.2. Aplicación del modelo del sistema.....	35
3.2.2.1. Fermentación continua convencional	36
3.2.2.2. Fermentación continua con aplicación de stripping.....	37
3.2.2.3. Análisis de nudos	39
3.2.2.4. Dilución del proceso.....	40
3.2.2.5 Flujo total de etanol producido.....	41
3.3. SIMULACIÓN DEL PROCESO CON BASE A LOS PARÁMETROS CINÉTICOS	41
3.3.1. Simulación del sistema convencional bajo condiciones operacionales.....	41
3.3.2. Determinación de los parámetros cinéticos	42
3.3.3. Simulación de análisis.....	42
CAPÍTULO 4. RESULTADOS Y DISCUSION.....	45
4.1. EVALUACIÓN DE PARÁMETROS CINÉTICOS DE CRECIMIENTO.....	45
4.2. DETERMINACIÓN DE NUEVOS PARÁMETROS CINÉTICOS	47
4.3. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE FERMENTACIÓN	51
4.3.1. Simulación a Dilución variable	51
4.3.1.1. Elección del reactor para aplicación de stripping bajo las condiciones de operación.	52
4.3.1.2. Determinación del punto de óptimo de funcionamiento del sistema de fermentación.....	57
4.3.2. Simulación a Concentración de sustrato en el mosto variable	64
CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES Y RESULTADOS.....	69

5.1. CONCLUSIONES	69
5.2. RECOMENDACIONES	72
BIBLIOGRAFÍA	73
ANEXO A: SIMULACIÓN PARA SISTEMA CONVENCIONAL	83
ANEXO A.1: SIMULACIÓN DE COMANDOS CENTRALES (SCE).....	83
ANEXO A.2: SISTEMA DE ECUACIONES PROGRAMADO FUNCTION (SCI)	86
ANEXO A.3: MÉTODO NEWTON RAPHSON (SCI)	87
ANEXO A.4: ELIMINACIÓN DE GAUSS (SCI)	88
ANEXO B: DATOS OPERACIONALES DE LA PLANTA CLEALCOS.....	90
ANEXO C: PROGRAMACIÓN DEL MÉTODO DE OPTIMIZACIÓN: ALGORITMO GENÉTICO	91
ANEXO D: SIMULACIONES PARA LA APLICACIÓN DE STRIPPING	98
ANEXO D.1. PROGRAMACIÓN DE APLICACIÓN DE STRIPPING EN EL PRIMER REACTOR	98
<i>Simulación de comandos centrales (SCE)</i>	<i>98</i>
<i>Comando Function (SCI) para SR1</i>	<i>102</i>
ANEXO D.2. PROGRAMACIÓN DE APLICACIÓN DE STRIPPING EN EL SEGUNDO REACTOR	103
<i>Simulación de comandos centrales (SCE)</i>	<i>103</i>
<i>Comando Function (SCI) para SR2</i>	<i>107</i>
ANEXO D.3. PROGRAMACIÓN DE APLICACIÓN DE STRIPPING EN EL TERCER REACTOR.....	108
<i>Simulación de comandos centrales (SCE)</i>	<i>108</i>
<i>Comando Function (SCI) para SR3</i>	<i>111</i>
ANEXO D.4. PROGRAMACIÓN DE APLICACIÓN DE STRIPPING EN EL CUARTO REACTOR	113
<i>Simulación de comandos centrales (SCE)</i>	<i>113</i>
<i>Comando Function (SCI) para SR4</i>	<i>116</i>
ANEXO D.5. PROGRAMACIÓN DE SISTEMA DE FERMENTACIÓN CONVENCIONAL	117
<i>Simulación de comandos centrales (SCE)</i>	<i>117</i>

<i>Comando Function (SCI) para FC</i>	121
ANEXO E: TABLAS SECUNDARIAS DE CONCENTRACIONES DE ETANOL, SUSTRATO Y ETANOL CON LOS 5 ESCENARIOS DE ANÁLISIS	123
ANEXO E.1: SISTEMA CON APLICACIÓN DE STRIPPING EN EL REACTOR 1.....	123
ANEXO F: RESULTADOS DE LAS SIMULACIONES A CONCENTRACIÓN DE MOSTO INICIAL VARIABLE ...	130
ANEXO G: CAMBIO DE COMANDO ENTRE LA SIMULACIÓN A DILUCIÓN VARIABLE Y CONCENTRACIÓN DE MOSTO VARIABLE	131
ANEXO H: RESULTADOS GRÁFICOS DE LA EVALUACIÓN DE PARÁMETRO CINÉTICOS	132
ANEXO I: RESULTADOS GRÁFICOS DEL PROCESO DE FERMENTACIÓN	134
ANEXO J: RESULTADOS DE APLICACIÓN DE STRIPPING EN FUNCIÓN DE LA PRODUCTIVIDAD, CONVERSIÓN Y DILUCIÓN	144

INDICE DE FIGURAS

Figura 1: Diagrama simplificado del equipamiento de la planta piloto	19
Figura 2: Esquema simplificado de la Bioquímica de la Fermentación Alcohólica.....	26
Figura 3: Biorreactores en serie de Planta Clealcos	29
Figura 4: Diagrama del proceso de Fermentación - Clealcos.....	30
Figura 5: Diagrama de proceso de modelación y simulación 3000.....	33
Figura 6. Curva de productividad y conversión de sustrato	54
Figura 7: Curva de Concentración de etanol a la salida del sistema (Reactor 4) y volumen total de alcohol producido	55
Figura 8. Aplicación de Stripping Reactor 1 – P_e vs D – X_s vs D , gráfica comparativa de puntos análisis a diferentes diluciones	59
Figura 9. Curva de Productividad y Conversión de sustrato en función de la concentración de sustrato en el mosto.....	66
Figura 10. SR1: C_x vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis.....	123
Figura 11. SR1: C_s vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis	124
Figura 12. SR1: C_E vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis	124
Figura 13. SR2: C_X vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis.....	125
Figura 14. SR2: C_E vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis	125
Figura 15. SR2: C_S vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis	126
Figura 16. SR3: C_S vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis	126
Figura 17. SR3: C_X vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis.....	127
Figura 18. SR3: C_E vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis	127
Figura 19. SR4: C_X vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis.....	128
Figura 20. SR4: C_S vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis	128

Figura 21. SR4: C_E vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis	129
Figura 22: Resultado de la Iteración 1 - Concentración de células en cada reactor	132
Figura 23: Resultado de la Iteración 1 - Concentración de sustrato en cada reactor....	132
Figura 24: Resultado de la Iteración 1 - Concentración de etanol en cada reactor	133
Figura 25. Sistema Convencional: P_e vs D_G – X_s vs D_G	134
Figura 26. Sistema Convencional: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)	134
Figura 27. Sistema Convencional: Concentración de sustrato (C_s) vs Dilución global (D_G)	135
Figura 28. Sistema Convencional: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G)	135
Figura 29. SR1: P_e vs D_G – X_s vs D_G	136
Figura 30. SR1: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)	136
Figura 31. SR1 Concentración de sustrato (C_s) vs Dilución global (D_G).....	137
Figura 32. SR1: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G)	137
Figura 33. SR2: P_e vs D_G – X_s vs D_G	138
Figura 34. SR2: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)	138
Figura 35. SR2: Concentración de sustrato (C_s) vs Dilución global (D_G)	139
Figura 36. SR2: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G)	139
Figura 37. SR3: P_e vs D_G – X_s vs D_G	140
Figura 38. SR3: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)	140
Figura 39. SR3: Concentración de sustrato (C_s) vs Dilución global (D_G)	141
Figura 40. SR3: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G)	141
Figura 41. SR4: P_e vs D_G – X_s vs D_G	142

Figura 42. SR4: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)	142
Figura 43. SR4 Concentración de sustrato (C_s) vs Dilución global (D_G).....	143
Figura 44. SR4: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G).....	143
Figura 45. Aplicación de Stripping Reactor 2 - P_e vs D - X_s vs D , gráfica comparativa de puntos análisis a diferentes diluciones	144
Figura 46. Aplicación de Stripping Reactor 3 - P_e vs D - X_s vs D , gráfica comparativa de puntos análisis a diferentes diluciones	145
Figura 47. Aplicación de Stripping Reactor 4 - P_e vs D - X_s vs D , gráfica comparativa de puntos análisis a diferentes diluciones	146

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Modelos matemático no estructurados y no segregados propuestos para la fermentación alcohólica, sus condiciones y autores	23
Tabla 2: Autores y parámetros cinéticos de modelos basados en la cinética convencional de Michaelis - Menten	24
Tabla 3: Características del proceso	30
Tabla 4: Promedios de las concentraciones en los reactores	31
Tabla 5. Descripción de simulaciones realizadas	43
Tabla 6: Resultados de la simulación convencional con parámetro cinéticos bibliográficos de Porto, 2005.....	45
Tabla 7: Desviación porcentual de la simulación convencional con los valores reales de operación.	46
Tabla 8: Tabla comparativa de parámetros cinéticos obtenidos por el método de Algoritmo Genético	48
Tabla 9: Comparación de desviación entre los nuevos y antiguos parámetros cinéticos	49
Tabla 10. Parámetros cinéticos escogidos y los obtenidos en la tesis de Sonogo (2014)	51
Tabla 11: Resultados obtenidos a la Dilución de operación ($D_G=0.07594 \text{ h}^{-1}$)	56
Tabla 12. Datos comparativos para la determinación de punto óptimo de funcionamiento a Dilución Variable.....	63
Tabla 13. Resultados obtenidos a la dilución de operación ($D = 0.07594 \text{ h}^{-1}$).....	67
Tabla 14: Resultados de muestreos de las concentraciones en los reactores.....	90
Tabla 15. Resultados comparativos a concentración de mosto inicial variable.....	130

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

La producción de etanol los últimos años ha adquirido una importancia relevante dado que se plantea como una opción de biocombustible que puede llegar a ser mezclada con gasolina mejorando el octanaje de la misma y por el ende el funcionamiento del motor.

En este marco, la optimización del proceso de fermentación mediante cálculos computacionales con criterios ingenieriles se ha vuelto importante siendo una de las opciones la aplicación de stripping de dióxido de carbono, siendo que esta tecnología no ha sido investigada a nivel industrial considerando reactores en serie.

1.1 Antecedentes

A lo largo de los años la industria del etanol ha incrementado su campo de aplicación, siendo una de las principales áreas desarrollado la producción de “Bioetanol” como sustituto de combustible para el parque automotriz. Es en tal campo que uno de los países líderes en cuanto a investigación e innovación ha llegado a ser Brasil, donde se han buscado de manera constante procesos que puedan a llegar a optimizar la producción de etanol a partir del bagazo de la caña de azúcar.

Una de las principales limitaciones del proceso de fermentación alcohólica es la toxicidad del etanol sobre las levaduras dado que estas últimas sufren un proceso de inhibición. La aplicación de esta técnica utilizando dióxido de carbono y nitrógeno gaseoso ha sido estudiada en estudios de fermentaciones alcohólicas y ABE (Acetona-butano,-etanol), en los cuales fue demostrando ser posible alimentar soluciones más concentradas de sustrato en el biorreactor en comparación a procesos convencionales, y alcanzar elevados valores de productividad en etanol (Ezeji et al., 2003).

Una alternativa para minimizar el efecto inhibitorio durante el proceso de fermentación es la utilización de Stripping “extracción y/o separación” con gases para remover continuamente el etanol del caldo fermentativo, es así que uno de los métodos estudiados es la optimización de la producción de etanol por medio de aplicación de stripping con dióxido de carbono, un área de estudio que depende en primera instancia del modelaje matemático dentro del sistema a ser analizado el cual ha sido planteado en la tesis “Modelaje de un Proceso Industrial de Fermentación Alcohólica Continua con reactores de mezcla en serie” (Mendoza, 2005) así como el planteamiento del uso de stripping en la tesis “ Fermentación Batch Extractiva con Stripping de CO₂ para la producción de etanol en un biorreactor” (Sonego, 2014).

En la actualidad, en nuestro país se promulgo la Ley N°303/2017-2018 de aditivos de origen vegetal la cual permite la producción, uso y comercialización de etanol con la finalidad de sustituir gradualmente la importación de gasolina y diésel. Planteándose producir inicialmente Súper Etanol 92 que es una mezcla de un 10%^{v/v} de etanol con gasolina, y hasta el 2025 el plan proyecta la mezcla de hasta un 25%^{v/v}. Es por tal motivo que grandes empresas de producción de etanol como ser los Ingenios Azucareros de Guabirá, Unagro y Aguaí han decidido incrementar su capacidad de producción de alcohol anhidro a partir de caña de azúcar. Es así que, dentro de este ámbito, para dimensionar el incremento, podemos mencionar el caso particular del Ingenio Azucarero de Guabirá el cual incrementara su producción de 4 millones de litro de etanol hasta alcanzar 15 millones de litros en la zafra 2018-2019. (Memoria Anual Ingenio Azucarero Guabirá S.A., 2017)

Otro punto a ser considerado al momento de la producción de etanol, es la frontera agrícola la cual de acuerdo a los datos del Instituto Nacional de Estadística (INE) para el año agrícola 2016-2017 se tenía el registro de una superficie de 151,989 hectáreas cultivadas con caña.

Con la producción de biocombustible a partir de etanol se pretende alcanzar las 320.000 hectáreas en un periodo de cinco a siete años. Como se aprecia el área designada a la producción de caña de azúcar tendrá un incremento relevante, sin embargo, la Ley 303, según su normativa plantea “Promover la mejora progresiva y sustentable del rendimiento de cultivos destinados a la producción de aditivos de Origen Vegetal”.

Finalmente, se debe considerar que Brasil es el principal productor de caña de azúcar y de azúcar del mundo, y el segundo mayor productor de etanol. En 2017, el cultivo de caña de azúcar en Brasil se expandió aproximadamente en 8,7 millones de hectáreas, generando una producción de 633,3 millones de toneladas. La producción de azúcar llegó a 37,9 millones de toneladas y la producción de etanol a 27,8 mil millones de litros. (Dias de Souza et al. 2019). La producción de alcohol en Brasil representa un tercio de todo el alcohol consumido en el mundo. Brasil tiene potencial para producir 16 mil millones de litros de alcohol, pero la producción promedio anual es de 12 mil millones de litros. Se producen dos tipos de alcohol para su uso como combustible: anhidro, mezclado con gasolina, e hidratado, utilizado como combustible puro. (De Azevedo, De Oliveira, & Magalhães, 2012)

Es por tales razones que Brasil marca un referente de suma importancia en cuanto al desarrollo de tecnología para la producción de bioetanol, siendo que las tecnologías empleadas en dicho medio serán referencia de gran importancia para el trabajo de estudio realizado.

1.2 Planteamiento del problema

Dado al incremento en la producción de etanol planteado por el gobierno, así como por parte de los ingenios en base a la promulgación de la Ley 303, se ve la necesidad de poder optimizar el proceso de fermentación para obtener mayor rendimiento a partir de las condiciones usadas actualmente dentro de los ingenios. Es de esta manera que se surge la

proposición de la simulación para un proceso de fermentación continua a escala industrial, usándose stripping de dióxido de carbono, el cual permitirá la remoción del etanol producido reduciendo la inhibición en el crecimiento de las levaduras, lo cual finalmente implica un mayor consumo del sustrato obteniéndose mayor cantidad de etanol en la producción, lo cual aumentaría la productividad final del ingenio siendo que los costos operacionales para la adaptación no serían elevados .

1.3 Justificación

1.3.1. Justificación Técnica

La implementación de stripping de dióxido de carbono al proceso plantea la optimización del mismo, dado que con el empleo de la fermentación extractiva utilizando CO₂ como gas de stripping sería posible alimentar soluciones más concentradas en sacarosa y aumentar la productividad en el etanol, reduciendo los costes energéticos de la etapa de recuperación por destilación y el volumen de vinaza generado en el proceso (Rodrigues, Bernardo, & Bandino, 2016).

Por otro lado, si bien el modelaje y simulación serán realizados tomando como caso de estudio a la empresa CLEALCO, ubicada en Sao Paulo (Brasil), las características del presente trabajo permiten adaptar el mismo a cualquier empresa en operación con fermentación continua partiendo de los datos de concentración inicial, final y en cada uno de los reactores para el sustrato, crecimiento celular y etanol, siendo que los parámetros cinéticos serán calculados por un programa de optimización descrito en el trabajo, para que posteriormente los mismos sean empleados dentro de la simulación del proceso como tal.

1.3.2. Justificación Económica

Como se mencionó anteriormente el proyecto plantea una alternativa para incrementar la producción de etanol, lo cual de manera directa incrementa el porcentaje de ganancia dentro

de las empresas como en los ingenios azucareros. Además, al incrementar el consumo de sustrato, amplía la capacidad de producción de los ingenios azucareros favoreciendo no solo a la misma sino también a los proveedores de caña de azúcar para los ingenios, lo cual derivaría en la generación de nuevas fuentes de empleo. Así también, en caso de considerar la proyección de una planta, que plantee en la etapa de diseño, la fermentación extractiva esta podría ser dimensionada con reactores de menores volúmenes reduciendo el costo de implementación (maquinaria y equipos), dado que el sustrato más concentrado resultaría en mayor producción de etanol sin la necesidad de un monto de inversión alto.

Por otro lado, al obtenerse una mayor cantidad de etanol se podrá alcanzar de manera más eficaz la implementación de etanol 92, siendo que al utilizar esta tecnología se podría mejorar la economía del país reduciendo la cantidad de diésel y gasolina que es importada.

1.3.3. Justificación Social

Al momento de generar mayores fuentes laborales también se asegura la estabilidad, continuidad y fortalecimiento de las poblaciones que se dedican a la producción de caña de azúcar.

También se debe considerar que al agilizarse la implementación del etanol 92, reduciría el costo en cuanto al combustible, además de reducir los impactos ambientales generados por los mismos mejorando así la salud de la población.

Finalmente es importante considerar el actual contexto global de la pandemia por Coronavirus donde el consumo de etanol se ha incrementado a nivel poblacional con el fin de desinfección siendo que al mejorar el proceso se obtendría mayores cantidades de producto reducción el costo de producción y por el ende el precio de venta.

1.3.4. Justificación Ambiental

La fermentación extractiva conlleva varios impactos ambientales positivos dentro del proceso dado que la misma implica la reducción de la vinaza generada en el proceso lo cual reduce la cantidad de residuos derivados de la producción. Así también, al trabajar con soluciones más concentradas el volumen de agua introducida al proceso se reduce favoreciendo a un manejo sustentable de los recursos y reduciendo el consumo energético que implicarían los procesos posteriores.

Debido a que el etanol producido dentro del país se piensa destinar en su mayor parte a la producción de Etanol 92, es decir un biocombustible, esto implica que será un combustible con mayores cualidades, mayor potencia en los motores, mayor lubricación, menos desgaste y menos contaminación.

Las principales ventajas de la adición de etanol a la gasolina son la reducción de los niveles de emisión de dióxido de carbono debido a que el mismo es un oxigenante de las gasolinas, mejorando el octanaje de las mismas. Un claro ejemplo es Brasil, donde debido a la implementación del etanol como combustible se pudo apreciar una reducción de emisiones de 12.7 millones toneladas al año, lo que equivale a aproximadamente 20% de todas las emisiones de carbono provenientes del parque automotor (Ommetto, 2001).

1.4. Objetivos

1.4.1. Objetivo general

Evaluar la productividad en la producción de etanol en un sistema de fermentación continua extractiva por medio de la implementación de stripping con dióxido de carbono, utilizando como caso de estudio la empresa Clealco ubicada en Brasil.

1.4.2. Objetivos Específicos

- Realizar la aplicación del modelo para la fermentación extractiva continua, con las respectivas modificaciones para un sistema de fermentación industrial continuo con 4 reactores en serie.
- Realizar la evaluación y determinación de los parámetros cinéticos utilizados en el proceso, así como las condiciones para la simulación considerando las condiciones operativas de la empresa.
- Realizar la validación del modelo obtenido considerando las concentraciones iniciales y finales obtenidas por la empresa.
- Evaluar la conversión de sustrato y la concentración de células (cuarto reactor), para verificar la reducción de inhibición de las levaduras por etanol.
- Realizar la comparación de productividad y conversión entre el sistema de fermentación convencional y el sistema extractivo.
- Evaluar nuevas condiciones de funcionamiento para mejorar el funcionamiento de la empresa, considerando como variables principales la concentración de sustrato en el mosto y dilución del sistema.
- Realizar un análisis comparativo de las mejores condiciones de operación de la empresa considerando la aplicación de stripping.
- Determinar en cual reactor se debe realizar la aplicación de stripping considerando las variables necesarias para establecer un criterio específico en la elección.

1.5. Alcances y limitaciones

La investigación permite simular un proceso estándar de cuatro reactores en serie, proceso que es actualmente empleado por los ingenios azucareros bolivianos, siendo el modelo

utilizado aplicable a la realidad y contexto boliviano. Así también, el modelo planteado permitirá evaluar la optimización de la producción de azúcar en los diferentes ingenios por medio de la aplicación de stripping siendo que solo será necesario ingresar las constantes propias de cada proceso para tener una aproximación del proceso de producción actual. Por otro lado, la simulación realizada permite cambiar los volúmenes de cada reactor asemejándose más al proceso real.

En cuanto a las limitaciones, la simulación realiza el cálculo de las constantes cinéticas solamente para el modelo de Andrews (1968)/Levenspiel(1980), siendo que además se necesitan valores tentativos iniciales para iniciar con la optimización. También es importante considerar que el modelo fue planteado para cuatro reactores en serie siendo que de existir un sistema con más o menos reactores se deberá realizar la adecuación de la simulación. Finalmente, el sistema fue simulado considerando el reciclo del mosto, siendo el mecanismo vigente de mayor aplicación en los ingenios azucareros, de igual manera, si la simulación se aplicará a un sistema sin reciclo de mosto se deberá realizarse un ajuste a la simulación.

CAPÍTULO 2

FUNDAMENTO TEÓRICO

En el trabajo se analizará principalmente el etanol producido por medio de caña azúcar siendo uno de los medios más empleados dada la coyuntura actual. Así también, su aplicación para generar bioetanol al ser mezclado con gasolina le da aún más relevancia, siendo Brasil uno de los países líderes en la su producción.

El proceso de fermentación analizado será continuo, dado que es el medio más empleado a nivel industrial siendo aplicable al proceso que se analizará en la Industria Clealco. En este marco de todos los modelos cinético vigentes, para el análisis de dicho proceso se eligió el modelo de Andrews (1968)/Levenspiel(1980) siendo que se caracteriza por considerar inhibición por producto y sustrato, siendo dos de los factores principales a ser analizados.

Finalmente, en Bolivia ante la presencia de dos ingenios azucareros de gran escala como ser Unagro y Guabirá, así como la Ley 1098 de Aditivos de Origen Vegetal hablar de la optimización de procesos fermentativos cobra una gran relevancia.

2.1 Etanol

El etanol, también llamado alcohol etílico, alcohol de vino y alcohol de melaza, es un líquido incoloro y volátil con una agradable fragancia. Se puede obtener mediante dos métodos principales: fermentación del azúcar y un método sintético que utiliza etileno. La obtención de etanol se realiza mayormente mediante un proceso de fermentación del azúcar contenido en granos macerados, yuntas de frutas, miel, leche, gachas o melazas. En este proceso se utilizan levaduras que contienen enzimas catalizadoras capaces de convertir azúcares complejos en simples, para transformarlos en alcohol y dióxido de carbono (Gutiérrez, 2015).

2.1.1. Etanol como biocombustible

Los biocombustibles, también conocidos como bioenergéticos, son combustibles renovables que se producen directa o indirectamente a partir de biomasa. La biomasa se refiere a materiales no fósiles de origen biológico, como la madera, el beneficio animal, el carbono vegetal, el biogás, el biohidrógeno, el bioalcohol, la biomasa microbiana, los recursos agrícolas y forestales, así como sus subproductos, la energía de los cultivos y otros recursos biológicos (FAO, 2013).

En este marco, la Agencia de Protección Ambiental (EPA) dispuso que el 8.5 % del total de las ventas de gasolina, a partir del 2010, deben de provenir de etanol u otras fuentes de combustibles renovables, para poder cumplir con el mandato del Congreso de Estados Unidos que estableció que se deben producir cerca de 13,000 millones de galones de combustibles (Departamento Administrativo de Ciencia, Tecnología e Innovación (Colciencias), 2010).

Así, al realizar una revisión retrospectiva de la historia de la invención y desarrollo del motor de explosión interna, quedó claro que las primeras versiones de estos motores funcionaban con alcohol. Sin embargo, el notable crecimiento de la industria petrolera y los bajos costos de los combustibles derivados de los hidrocarburos fueron decisivos para que este recurso mantuviera un dominio abrumador como principal fuente (Valdivieso, 2010).

El bioetanol en los últimos años se ha considerado como una alternativa para reducir las emisiones de gases invernadero y ofrecer un combustible alternativo que disminuya el consumo de hidrocarburos (Monroy, Narváes, & Vera, 2017).

Actualmente, el biocombustible más destacado es el etanol, un producto completamente renovable obtenido a partir de cultivos bioenergéticos y biomasa. El etanol combustible se utiliza para oxigenar la gasolina, mejorando la oxidación de los hidrocarburos y reduciendo

las emisiones de monóxido de carbono, compuestos aromáticos y compuestos orgánicos volátiles a la atmósfera (Puertas, 2018).

El bioetanol se puede utilizar directamente en vehículos diseñados para funcionar con etanol puro o mezclado con gasolina para crear "gasohol". En general, no se requieren modificaciones en el motor para utilizar esta mezcla. Uno de los principales argumentos para enriquecer la gasolina con etanol es la reducción de las emisiones contaminantes a la atmósfera (Demirbas, 2011). El etanol añade más oxígeno a la mezcla de combustible, mejorando la eficiencia de la combustión gracias a la presencia de un átomo de oxígeno por molécula. Sin embargo, es importante destacar que el proceso de combustión real es más complejo y que las conclusiones rápidas pueden no reflejar completamente la realidad. Aunque se ha demostrado que el uso de combustibles oxigenados en motores de combustión interna generalmente reduce las emisiones de hidrocarburos totales y monóxido de carbono (CO) en condiciones normales de temperatura, algunos estudios indican que la magnitud global de la reducción puede ser relativamente insignificante (Melo, Sánchez, Ferrer, & Ferrer, 2012).

2.2. Procesos Fermentativos

La fermentación alcohólica es un proceso anaeróbico que implica la transformación de azúcares, especialmente azúcares hexosas como la glucosa y la fructosa, en etanol y dióxido de carbono siendo que, este proceso también implica la producción de diversos subproductos (Buratti & Benedetti, 2016).

La fermentación alcohólica es un proceso anaeróbico llevado a cabo por levaduras y algunas clases de bacterias. Durante este proceso, los sustratos celulares, principalmente mono y disacáridos, se transforman principalmente en alcohol etílico y dióxido de carbono. Este proceso implica la generación de equivalentes de reducción en los compuestos

NADH/NAD⁺ y NADHP/NADP⁺, así como enlaces fosfato de alta energía, ATP (Acosta, 2012).

Un biorreactor se define como un contenedor o sistema diseñado para mantener un ambiente biológicamente activo. En ciertos casos, el biorreactor funciona como un recipiente donde tiene lugar un proceso químico que involucra organismos o sustancias bioquímicamente activas derivadas de estos organismos. Este proceso puede ser tanto aeróbico como anaeróbico. Estos biorreactores tienen forma cilíndrica y varían en tamaño desde unos pocos mililitros hasta varios metros cúbicos, y suelen fabricarse en acero inoxidable (Carlos & Useda, 2020).

El reactor biológico puede operar de diversas maneras, incluyendo la operación discontinua, semicontinua, discontinua alimentada (o alimentada), o continua. En todos estos modos de operación, es posible trabajar con o sin recirculación de la levadura (Escobar & Méndez, 2018).

2.2.1. Fermentación Discontinua o Lotes o Batch

En este caso el crecimiento de microorganismos se refiere a que las células se cultivan en un recipiente con una concentración inicial y esta no se altera con ningún tipo de nutriente o lavado adicional, por tanto, el volumen se mantiene constante. Entonces el operador tiene control sobre las condiciones ambientales tales como el pH, la temperatura, etc. El proceso llega a su fin cuando el 100 % del sustrato ha sido consumido por la biomasa (Chisag, 2019).

Las características principales de estos reactores son las siguientes:

- a) La reacción química tiene lugar en un sistema cerrado.
- b) Todos los reactivos se introducen en el reactor al inicio de la operación.
- c) Al final de la operación, la mezcla reactiva se descarga simultáneamente.
- d) Operan en régimen inestable.

- e) Se asume que los gradientes de concentración, temperatura y presión son insignificantes (Guilera, 2017).

Algunas ventajas de los reactores por lotes (BATCH) son las siguientes:

- a) Su operación es sencilla.
- b) Es más versátil que un reactor continuo.
- c) El costo inicial es menor que el de los reactores continuos (Guilera, 2017).

Por otro lado, considerando las desventajas se presenta una concentración de sustrato limitante inhibitoria al crecimiento, conocida comúnmente como el efecto Crabtree. En este fenómeno, en lugar de consumir la fuente de carbono para su crecimiento, el microorganismo produce ácido acético y otros metabolitos que resultan tóxicos para las células. Esto impide alcanzar altas densidades celulares. En la fermentación discontinua, se observa una contradicción, ya que al inicio hay pocas células con una alta concentración de sustrato, mientras que al final se invierte esta situación (García, 2013).

Los reactores por lotes (BATCH) encuentran aplicaciones en diversos escenarios. Son comúnmente utilizados para líquidos y resultan ideales cuando se busca una velocidad de producción más reducida. Además, son empleados en estudios cinéticos de laboratorio, ya que permiten un control preciso de las variables. También son preferidos cuando se requiere un tiempo de residencia prolongado para alcanzar una calidad específica del producto. Además, estos reactores son una elección adecuada cuando se busca obtener un producto final altamente puro, gracias a su flexibilidad y capacidad para adaptarse a condiciones específicas de producción (Guilera, 2017).

2.2.2. Fermentación discontinua alimentada o Fed-batch

En un cultivo semi continuo o fed-batch, los nutrientes se suministran al biorreactor de manera continua o semicontinua, y no hay efluente en el sistema. Dependiendo del objetivo

de la operación, la adición intermitente del sustrato mejora la productividad de la fermentación al mantener baja la concentración del sustrato. Este tipo de proceso se ve limitado por la capacidad volumétrica del reactor (Chisag, 2019).

Los flujos de adición del incremento pueden ser constantes, escalonados y exponenciales, y son un elemento crucial para lograr resultados óptimos. Estos no solo afectan la concentración celular, sino también la productividad del proceso y la cantidad de productos de interés a obtener (García, 2013).

Este sistema de fermentación busca abordar varios desafíos, tales como la inhibición del crecimiento debido a la acumulación de sustrato, la capacidad restringida de transferencia de oxígeno, y la formación de subproductos que actúan como inhibidores del crecimiento, como el ácido acético (García, 2013).

2.2.3. Fermentación Continua

Una fermentación continua implica el suministro constante de nutrientes y la extracción continua de productos de un biodigestor. En ciertas condiciones, el cultivo puede alcanzar un estado estacionario, donde no hay variación en el volumen del biodigestor con el tiempo. Este enfoque se puede utilizar para producir sustancias biológicas en condiciones óptimas y para llevar a cabo estudios fisiológicos (Chisag, 2019).

Se sostiene que la fermentación continua mejora la eficiencia química del proceso, resultando en mayores cantidades de etanol. Señala que los métodos de fermentación continua comenzaron a patentarse en la década de los 50 y han contribuido significativamente al crecimiento de la industria de bebidas alcohólicas (Suárez, Garrido, & Guevara, 2016).

Por otro lado, se destaca que la fermentación continua elimina la necesidad de llenar y vaciar los fermentadores, así como la instalación de controladores y equipos de enfriamiento en todos los fermentadores, reduciendo así la ociosidad y el costo de inversión. Sin embargo,

advierte que esto aumenta el riesgo de contaminación, por lo que se requiere un mayor énfasis en la esterilidad del proceso (Estevéz, 2015).

2.3 Fermentación extractiva

En la búsqueda de soluciones para implementar un sistema eficiente de producción continua, la fermentación extractiva ha surgido como un enfoque innovador que integra el proceso de fermentación y extracción en una sola operación. Este método permite la eliminación selectiva del metabolito de interés del medio de cultivo (Jatoi *et al*, 2021).

Con estos métodos, se han superado no solo limitaciones como la inhibición del producto y la baja productividad volumétrica, lo que ahorra tiempo y costos, sino que también ha disminuido el riesgo de pérdida del producto durante los procesos individuales de separación y purificación (Jatoi *et al*, 2021).

Para realizar la eliminación del producto in situ, se han propuesto diversas técnicas de separación que han demostrado ser altamente compatibles con el proceso de fermentación extractiva. Entre estas técnicas, se destacan la extracción con solventes, la electrodiálisis, los sistemas de adsorción, los líquidos iónicos, la extracción de gas y los sistemas de extracción líquido-líquido (ATPS) (Othman, Ariff, Rios-Solis, & Halim, 2017).

Entre los productos más estudiados para su recuperación mediante la técnica de fermentación extractiva, se destacan la producción de etanol y ácido láctico. Se han empleado diversos diseños de fermentación extractiva para la recuperación de estos productos. En trabajos recientes, se describió el modelado y la validación experimental de la producción de etanol mediante fermentación extractiva por lotes, utilizando ácido oleico en un biorreactor de columna de caída no convencional equipado con un sistema de circulación de bucle operado a un caudal de 10 L/h, lo que asegura una mezcla adecuada del caldo de fermentación y la separación de las fases acuosa y orgánica. En este estudio, lograron obtener una

productividad 12.7% - 29.8% mayor en comparación con el sistema en el que no se empleó la fermentación extractiva (Lemos, Sonogo, Cruz, & Badino, 2018).

Entre las metodologías de extracción reactiva, el stripping mediante el uso de dióxido de carbono durante la fermentación ha surgido como una opción prometedora para superar la limitación de la fermentación causada por la toxicidad del etanol en la levadura, un problema que ocurre en los procesos convencionales de fermentación. Esta estrategia de extracción ha demostrado ventajas, como la ausencia de la utilización de solventes, los cuales podrían resultar tóxicos para los microorganismos fermentativos, y la reducción de la temperatura en el medio fermentativo. Esto se debe a que el etanol experimenta un cambio de fase (de líquido a vapor) cuando se elimina del reactor hacia la corriente de CO₂, permitiendo así la eliminación de calor (Silva, Esperanza, Cruz, Moura, & Bandino, 2015).

La fermentación extractiva utilizando CO₂ como gas de arrastre presenta ventajas al no requerir la adquisición de accesorios o insumos de alto costo, como membranas y solventes, al utilizar el dióxido de carbono producido en el propio proceso fermentativo. Además, el CO₂ no elimina los nutrientes del caldo y no perjudica a las células durante el proceso (Sonogo, Lemos, Pinto, Cruz, & Badino, 2016). En las condiciones medias de presión y temperatura en las que ocurre la mayoría de las fermentaciones alcohólicas industriales, es decir, 1 atmósfera y 34 °C, se generan aproximadamente 425 litros de CO₂ por cada litro de etanol producido, los cuales son desechados por las destilerías en la atmósfera. Este volumen excesivo de gas producido durante la fermentación puede ser utilizado como gas de arrastre (Rodrigues, Fermentação Alcoólica Extrativa com Remoção de Etanol por Arraste com CO₂ e Recuperação por Absorção, 2019).

El proceso de stripping se empleó en la producción de etanol a partir de sacarosa. Sonogo et al. (2014) demostraron que las fermentaciones extractivas en lotes utilizando arrastre con

dióxido de carbono, con una tasa de flujo de gas en el rango de 2.0 a 2.5 vvm (relación entre el flujo volumétrico de gas y el volumen de líquido en min^{-1}), a una temperatura de 34 °C, arrojaron resultados prometedores. En estas condiciones, se logró un aumento del 25% en la productividad de etanol en comparación con el proceso en lotes sin stripping. Aplicando el arrastre gaseoso con CO_2 en el proceso de lote alimentado a 34 °C, Sonogo et al. (2016) estudiaron diferentes tiempos de alimentación de sustrato (3 y 5 horas) y diferentes momentos de inicio del stripping (3 y 5 horas). Los resultados indicaron que la mayor productividad de etanol se obtuvo cuando el tiempo de alimentación del mosto fue de 5 horas, con el inicio del stripping en la tercera hora del cultivo.

Al alimentar el mosto con una concentración de sustrato de 350 g L^{-1} , se observó un aumento del 28% en el etanol obtenido en comparación con condiciones cercanas a las industriales. Sin embargo, la concentración final de etanol en el vino fue de 76.9 g L^{-1} debido a la baja resistencia de la levadura al etanol a esa temperatura. En otro estudio, Sonogo et al. (2018) realizaron la optimización de la fermentación alcohólica extractiva con CO_2 en lotes alimentados a 34 °C, con una alta concentración de sustrato en el mosto de 434 g L^{-1} , obteniendo una concentración total de etanol (arrastrado por el CO_2 presente en el caldo) de 136.9 g L^{-1} (17.2 °GL), un valor aproximadamente un 65% mayor que el contenido alcohólico obtenido en las destilerías brasileñas (Sonogo, Lemos, Cruz, & Badino, 2018).

Rodrigues (2019) llevó a cabo fermentaciones extractivas en lotes alimentados con una concentración de sustrato en el mosto de 400 g L^{-1} y logró recuperar el etanol arrastrado por el CO_2 utilizando el proceso de absorción con monoetilenglicol (MEG). En este proceso, el propio CO_2 generado en la fermentación se reutilizó, pasando por absorbedores y volviendo al reactor, caracterizando un sistema cerrado. La concentración total de etanol obtenida fue de 126.0 g L^{-1} (16.0 °GL), y la concentración de etanol en el caldo al final de la fermentación

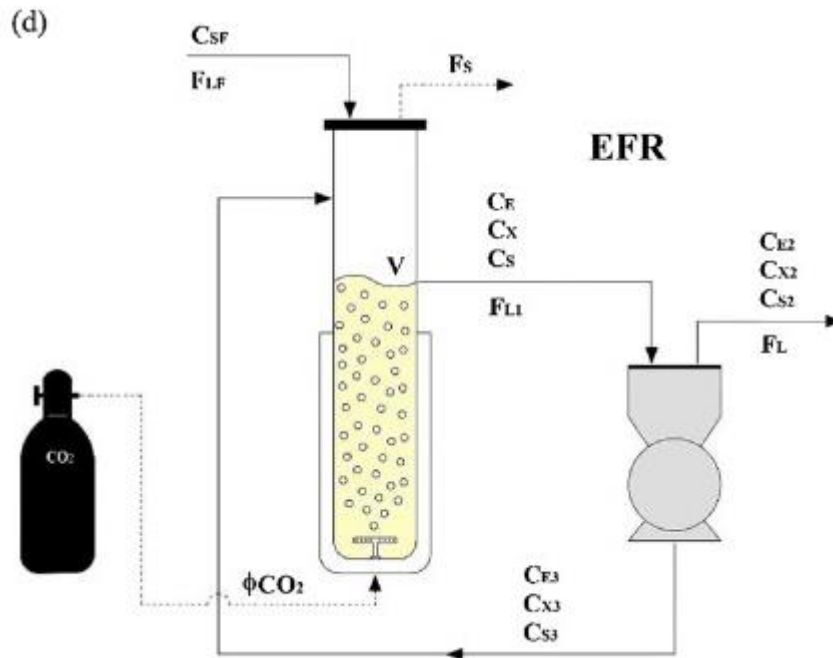
fue de 87.1 g L^{-1} . Del etanol arrastrado, se recuperó el 98.3% mediante el proceso de absorción en MEG.

Con el fin de incrementar aún más los rendimientos de la fermentación extractiva y hacerla económicamente viable para su aplicación industrial, se han llevado a cabo numerosos estudios enfocados en mejorar la etapa de recuperación del etanol arrastrado. Martins (2021) buscó enriquecer la corriente de gas de salida en etanol. Para ello, se emplearon eliminadores de niebla fabricados con diferentes materiales (poliácido láctico, acero inoxidable y esferas de vidrio), instalados en la parte superior de un reactor neumático tipo columna de burbujas. La fase gaseosa de la fermentación extractiva con CO_2 fue analizada mediante espectroscopia de infrarrojo medio. Los resultados indicaron que el uso de eliminadores de niebla de esferas de vidrio promovió un mayor enriquecimiento en etanol en la fase gaseosa a la salida del biorreactor, en comparación con una fermentación extractiva sin eliminador. Además, la autora estudió el efecto del espacio libre en el proceso de stripping. En un reactor neumático de columna de burbujas, se aplicó el proceso de stripping utilizando soluciones hidroalcohólicas con concentraciones de etanol de 80 g L^{-1} . Variando el volumen de la solución, se modificó la altura del espacio libre. De esta manera, el proceso de stripping se llevó a cabo con volúmenes de 2,5; 5,0; 7,5 y 10 L. Al comparar los diferentes ensayos, se observó que cuanto mayor era el espacio libre, mayor fue la eliminación de etanol de la fase líquida, debido al efecto de pared mojada que incrementa la transferencia de masa (Martins, 2021).

Por otro lado, en el estudio realizado para un proceso fermentativo extractivo con CO_2 con recirculación, a escala laboratorio se puede observar que, en este proceso, existe una alimentación continua (F_{LF}) siendo que el contenido del fermentador se recicla continuamente a través de una columna empaquetada obteniéndose un flujo de salida con

producto final (F_L). Mientras tanto, el CO_2 también va a la columna y se elimina el etanol del producto fermentado en la columna (F_s) (Rodrigues, Sonogo, Cruz, & Bernardo, 2018).

Figura 1: Diagrama simplificado del equipamiento de la planta piloto



Fuente: Rodrigues, Sonogo, Cruz, & Bernardo (2018)

2.4 Producción de etanol a partir de caña de azúcar

Las materias primas utilizadas para la producción de etanol carburante pueden variar, lo cual depende de la estructura vegetal y la forma en que almacenan la energía: los tallos de la caña de azúcar la almacenan en forma de sacarosa, y para su uso en el 2013 se cultivaron cerca de 8.6 millones ha en Brasil con un rendimiento promedio de 70 t ha^{-1} , con un total anual de 596 millones t de caña para producir etanol (Alves, Jarbas, & Cooke, 2018).

La caña de azúcar se somete a un proceso de lavado, generalmente en su forma completa, antes de pasar al sistema de preparación y extracción, principalmente a través de moliendas. Durante la extracción del jugo, se aplica presión mediante cilindros para separar el jugo, que contiene sacarosa, de la fibra conocida como bagazo. Este bagazo se dirige a la planta de

energía de la instalación, donde se utiliza como combustible. En algunas instalaciones más recientes, se ha adoptado el método de extracción por difusión, con la expectativa de obtener beneficios energéticos. En los difusores, la caña picada y desfibrada se somete a varios lavados con agua caliente, liberando sus azúcares por lixiviación. En la etapa final, el producto pasa por un cilindro de secado, del cual se obtiene el bagazo que se utiliza en las calderas. De esta manera, el jugo que contiene los azúcares de la caña, ya sea producido en la molienda o en el difusor, puede emplearse en la producción de azúcar o bioetanol (Siliceo, 2014).

Del caldo resultante de la fermentación debe separarse la biomasa, para dar paso a la concentración del etanol mediante diferentes operaciones unitarias y a su posterior deshidratación, forma en que es utilizado como aditivo oxigenante (Cardona & Sánchez, 2011).

De manera concreta el proceso se puede resumir en tres partes esenciales considerándose que el etanol viene siendo, en la mayoría de los casos, subproducto de la producción de azúcar, por ejemplo, tenemos el proceso de producción del Ingenio Azucarero Guabirá S.A.:

- *Recepción:* La melaza proveniente de la planta de azúcar, es pesada y analizada antes de ser almacenada en tanques.
- *Fermentación:* En este proceso el azúcar es transformada en alcohol y gas carbónico por acción de la levadura. Para ello, las melazas, a 85 °Brix (1 °Brix = 1g de azúcar en 100 g de solución), son bombeadas a dos tanques consecutivos donde son diluidas, primero a 60°Brix y luego a 26°Brix. Este “mosto” es enviado luego a dos diferentes procesos: una parte (en pequeña proporción) va a una tercera dilución (12°Brix) para la alimentación del tanque de cultivo de levadura y, la otra, va a uno de los 6 tanques de fermentación. Después de un cierto tiempo, el mosto fermentado es bombeado a

una centrífuga donde la levadura es separada de la fase líquida. Parte de esta levadura es enviada nuevamente al proceso de fermentación, y el volumen restante es sometido a un proceso de secado y posteriormente empaquetado para su venta.

- *Destilación*: La fase líquida separada en la centrífuga, llamada “vino”, alimenta a la primera de las dos columnas de destilación. Como resultado del proceso de destilación se obtiene el alcohol y un residuo o subproducto denominado vinaza (Cámara Nacional de Industrias, 2011).

2.5. Cinética de Fermentación Alcohólica – Análisis de Modelos Biológicos

Los modelos matemáticos que describen la dinámica de los procesos fermentativos pueden clasificarse según el número de componentes utilizados en la representación celular (estructurados y no estructurados) y según la heterogeneidad de la población microbiana (segregados y no segregados). Los modelos estructurados son aquellos en los que el microorganismo se describe con más detalles, considerando componentes intracelulares o la estructura de la célula. En los modelos no estructurados, la biomasa se caracteriza por una variable, como la masa celular o el número de células, sin considerar mayores detalles sobre la estructura celular. En cuanto a la heterogeneidad de la población, los modelos segregados consideran la población celular heterogénea con distribución de edad, tamaño y propiedad celular, mientras que los modelos no segregados consideran que todas las células presentan el mismo comportamiento, es decir, una población homogénea (Kerbaui, 2023).

Los modelos estructurados y segregados describen con más detalle la cinética microbiana debido a su complejidad, lo que resulta en un mayor esfuerzo computacional en comparación con los modelos no estructurados y no segregados. Los modelos no estructurados y no segregados se utilizan más comúnmente para describir la cinética de la fermentación

alcohólica debido a la facilidad para obtener un menor número de parámetros cinéticos y al menor número de variables utilizadas (Kerbauy, 2023).

La modelización de la fermentación alcohólica se ha utilizado como una herramienta auxiliar para mejorar el proceso. Utilizando modelos confiables, es posible simular y optimizar el proceso, lo que reduce costos y esfuerzo experimental (Camargos, Moraes, & Oliveira, 2020). Los modelos no estructurados y no segregados que describen el comportamiento dinámico de la fermentación alcohólica se basan en la determinación de la velocidad específica de crecimiento (μ). En la literatura, se encuentran diversos modelos cinéticos que abordan tanto el proceso sin inhibición como aquellos en los que hay limitaciones debido a la inhibición por sustrato, producto y/o células. El modelo de Monod (1949) (Ec. 1.) fue propuesto para describir procesos sin inhibición, sirviendo como base para otros modelos, como el de Moser (1958) (Ec. 2) y Contois (1959) (Ec. 3) (Kerbauy, 2023).

$$\mu = \mu_{max} \frac{C_S}{C_S + K_S} \quad (\text{Ec. 1})$$

$$\mu = \mu_{max} \frac{C_S^u}{C_S^u + K_S} \quad (\text{Ec. 2})$$

$$\mu = \mu_{max} \frac{C_S}{C_S + K_S C_X} \quad (\text{Ec. 3})$$

Donde:

μ_{max} es la velocidad específica máxima de crecimiento celular (h^{-1})

K_S es la constante de saturación (g L^{-1}),

u es un parámetro adimensional del modelo de Moser,

C_S es la concentración de sustrato limitante (g L^{-1})

C_X es la concentración celular (g L^{-1}).

Para modelar la fermentación alcohólica en condiciones reales de operación, como las encontradas en usinas de caña de azúcar, es necesario incorporar correcciones al modelo de Monod (1949) que sean capaces de describir la cinética de crecimiento de la levadura, teniendo en cuenta los efectos causados por excesos de sustrato, producto y células. La complejidad del modelo cinético dependerá de las condiciones de cada proceso, pudiendo haber inhibiciones solo por sustrato, etanol o células, así como la combinación entre ellas (Kerbaui, 2023).

Varios autores estudiaron la cinética de la fermentación alcohólica y formularon modelos que se presentan en la Tabla 1, teniendo en cuenta la limitación del sustrato y la posible inhibición del producto, el sustrato y la concentración celular.

Tabla 1: Modelos matemático no estructurados y no segregados propuestos para la fermentación alcohólica, sus condiciones y autores

Autores	Tipo de inhibición	Modelo
Andrews (1968)	Sustrato	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{\left(C_s + K_S + \frac{C_s^2}{K_{IS}}\right)}$
Wu <i>et al.</i> (1988)	Sustrato	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{\left(C_s + K_S + \frac{C_s^v}{K_{IS}}\right)}$
Aiba, Shoda e Nagatani (1968)	Producto	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{(C_s + K_S)} e^{-K_p C_p}$
Levenspiel (1980)	Producto	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{(C_s + K_S)} \left(1 - \frac{C_p}{C_p^*}\right)^n$
Hoppe y Hansford (1982)	Producto	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{(C_s + K_S)} \frac{K_{IP}}{(C_p + K_{IP})}$

Lee, Pollard e Coulman (1983)	Células	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{(C_s + K_S)} \left(1 - \frac{C_x}{C_x^*}\right)^m$
Andrews (1968)/Levenspiel (1980)	Sustrato y producto	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{\left(C_s + K_S + \frac{C_s^2}{K_{IS}}\right)} \left(1 - \frac{C_P}{C_P^*}\right)^n$
Levenspiel (1980)/Lee, Pollard e Coulman (1983)	Producto y células	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{(C_s + K_S)} \left(1 - \frac{C_P}{C_P^*}\right)^n \left(1 - \frac{C_x}{C_x^*}\right)^m$
Andrews (1968)/Lee, Pollard e Coulman (1983)	Sustrato y células	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{\left(C_s + K_S + \frac{C_s^2}{K_{IS}}\right)} \left(1 - \frac{C_x}{C_x^*}\right)^m$
Andrews (1968)/Lee, Pollard e Coulman (1983)/Levenspiel (1980)	Sustrato, células y producto	$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{\left(C_s + K_S + \frac{C_s^2}{K_{IS}}\right)} \left(1 - \frac{C_P}{C_P^*}\right)^n \left(1 - \frac{C_x}{C_x^*}\right)^m$

K_{IS} es la constante de inhibición por el sustrato ($g L^{-1}$), v es un parámetro adimensional, K_P es la constante de inhibición por el producto ($g L^{-1}$), n es un parámetro adimensional, C_P^* es la concentración crítica de producto a partir de la cual cesa el crecimiento celular ($g L^{-1}$), K_{IP} es la constante de inhibición por el producto ($g L^{-1}$), m es un parámetro adimensional y C_x^* es la concentración crítica de células a partir de la cual cesa el crecimiento celular ($g L^{-1}$).

Fuente: (Kerbaui, 2023).

2.5.1. Constantes cinéticas

Algunos modelos cinéticos con aproximación convencional basada en la cinética de Michaels-Menten, presentados en la Tabla 1, poseen constantes cinéticas con valores específicos presentados por sus autores, de acuerdo con los experimentos hecho por ellos, los cuales se muestran en la siguiente Tabla 2.

Tabla 2: Autores y parámetros cinéticos de modelos basados en la cinética convencional de Michaelis - Menten

Autores	K_S	μ_{max}	C_P^*	C_x^*	n	m	K_{IS}	K_{IP}
GHOSE E TYAGI (1979)	0.48	0.40	87	-	1	-	203.49	-
LEVENSPIEL (1980)	0.222	0.42	87.5	-	0.41	-	-	-

SEVELY ET AL. (1980) citado por DOURADO (1987)	5	0.3	85	-	1	-	-	4.5
LEE; PAGAN; ROGERS (1983)	1.6	0.24	90	100	1	1	-	-
TOSETTO (2002)	21	0.5	88	-	0.7	-	15.5	-

K_{iS} es la constante de inhibición por el sustrato (g L⁻¹), v es un parámetro adimensional, K_P es la constante de inhibición por el producto (g L⁻¹), n es un parámetro adimensional, C_P es la concentración crítica de producto a partir de la cual cesa el crecimiento celular (g L⁻¹), K_{IP} es la constante de inhibición por el producto (g L⁻¹), m es un parámetro adimensional y C_X* es la concentración crítica de células a partir de la cual cesa el crecimiento celular (g L⁻¹).*

Fuente: (Porto, 2005)

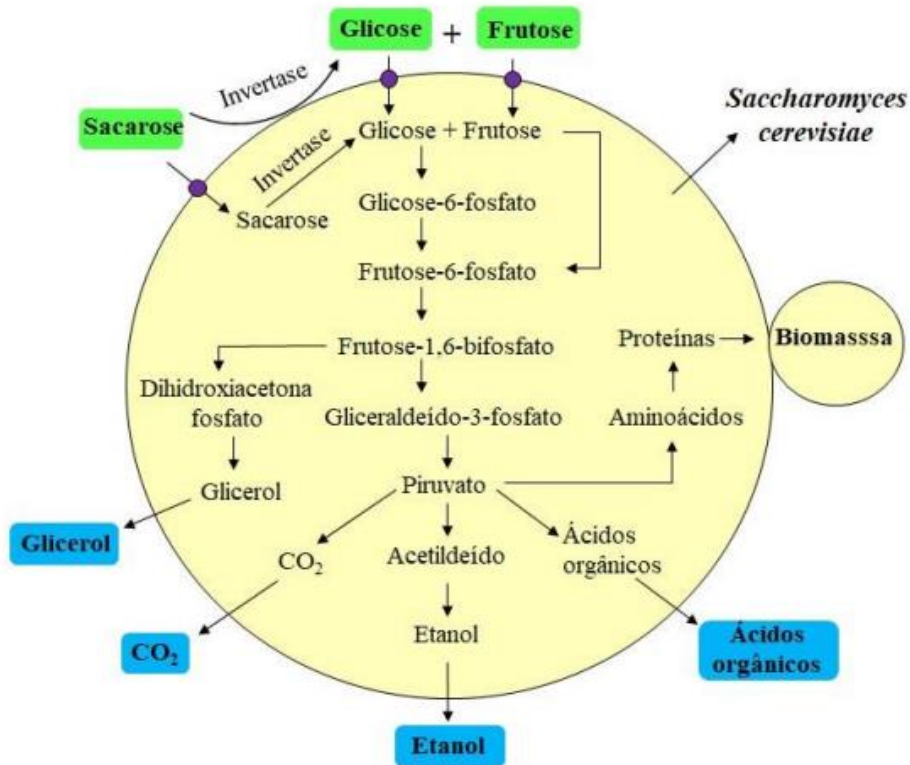
2.6. Bioquímica de la fermentación alcohólica

La fermentación alcohólica comprende una serie de reacciones bioquímicas en las que algunos microorganismos, mediante un conjunto de enzimas producidas naturalmente por ellos o añadidas de manera artificial, llevan a cabo la transformación de azúcares en etanol y dióxido de carbono. Estas reacciones generan una liberación exotérmica de carbono y energía, resultando en la producción de moléculas de trifosfato de adenosina (ATP). Estas moléculas son esenciales para el funcionamiento metabólico de las levaduras (De la Vara, 2014)

La conversión de los azúcares fermentables en etanol implica una secuencia de reacciones dentro de la célula, como se ilustra en el esquema simplificado de la vía metabólica de la fermentación alcohólica en la Figura 2. En el citoplasma celular, ocurre la conversión de glucosa y fructosa en piruvato. A través de la acción de la enzima piruvato descarboxilasa, el piruvato se descarboxila, generando acetaldehído que se reduce a etanol y CO₂. El objetivo del microorganismo al metabolizar los azúcares es la producción de energía (ATP) utilizada en la multiplicación y mantenimiento celular. Por lo tanto, los productos obtenidos en este

proceso son simplemente excreciones y no tienen ningún valor energético para la célula (Kerbaudy, 2023).

Figura 2: Esquema simplificado de la Bioquímica de la Fermentación Alcohólica



Fuente: Rodrigues (2019)

La fermentación alcohólica convierte una molécula de glucosa en dos moléculas de etanol y dos de CO₂. Para ello, la hexosa es atacada por las enzimas de la glucólisis que la convierten en piruvato; éste es descarboxilado por la enzima piruvato descarboxilasa, para producir acetaldehído y CO₂; finalmente, la deshidrogenasa alcohólica convierte al acetaldehído en etanol, en una reacción que utiliza una molécula de NADH. Por lo tanto, en este tipo de fermentación el aceptor final de electrones es el acetaldehído. Hay varios microorganismos que efectúan esta vía metabólica (MARTÍNEZ, 2014).

2.7. Panorama actual de los ingenios azucareros en Bolivia

El presidente Evo Morales promulgó el sábado 15 de septiembre de 2018 la Ley de Etanol y de Aditivos de Origen Vegetal 1098 en la planta de la Unión de Agroindustrial de Cañeros (UNAGRO), ubicada en la población de Mineros, al norte de Santa Cruz, en un día considerado como histórico para la agroindustria del país (Burguete, 2018).

La Ley apunta a utilizar el etanol excedente de la producción sucroalcoholera para procesarlo y obtener alcohol anhidro, que se utilizará como aditivo para la producción de una gasolina de mayor rendimiento (El Día, 2018).

Esa norma marca oficialmente el ingreso de Bolivia a la producción de los biocombustibles, con el etanol conseguido a partir de la producción de la caña de azúcar y con el biodiesel, a partir de la producción de la soya y otras oleaginosas (Burguete, 2018).

Se destacó que hasta el 2025, con la producción del etanol, se reducirá la subvención de la gasolina con un ahorro de 20 millones de dólares por año, lo que sumará más de 130 millones de dólares hasta 2025. Gracias a ese proyecto público-privado, el crecimiento del Producto Interno Bruto será del 0,9% y para el sector agropecuario el 4,4% por año (Burguete, 2018).

Varias factorías han realizado inversiones millonarias para la producción del biocombustible, sin que haya todavía un marco normativo. La producción de Etanol inyectará a la economía boliviana una inversión de 1.600 millones de dólares, de ellos, aproximadamente 950 millones serán destinados a: mejorar las variedades de caña, acondicionamiento de tierras, mecanización del agro y mejora en los sistemas de cosecha. Los otros 650 millones se invertirán en los sistemas de deshidratación de Etanol; en la ampliación de la capacidad de molienda y tratamiento de residuos (El Día, 2018).

2.7.1. Ley 1098: Aditivos de origen Vegetal

Ley tiene por objeto establecer el marco normativo que permita la producción, almacenaje, transporte, comercialización y mezcla de Aditivos de Origen Vegetal, con la finalidad de sustituir gradualmente la importación de Insumos y Aditivos, y Diésel Oíl, precautelando la seguridad alimentaria y energética con soberanía.

Está autorizada la producción de Aditivos de Origen Vegetal y la comercialización de productos agrícolas para la producción de dichos productos intermedios, en tanto se precautele la soberanía con seguridad alimentaria, en el marco de la Ley N° 300 de 15 de octubre de 2012, "Ley Marco de la Madre Tierra y Desarrollo Integral para Vivir Bien".

El sector productivo deberá garantizar el crecimiento gradual de los volúmenes de la materia prima para la producción de Aditivos de Origen Vegetal.

El requerimiento de materia prima para la producción de Aditivos de Origen Vegetal, se desarrollará bajo criterios de eficiencia productiva y energética a través de la mejora progresiva y sustentable del rendimiento de cultivos y respetando los usos del suelo determinados para la producción agrícola, garantizando la regeneración de las zonas y sistemas de vida de la Madre Tierra.

Se permite la producción, almacenaje, transporte, comercialización y mezcla de Aditivos de Origen Vegetal a partir de productos, subproductos o productos intermedios, residuos o desechos de origen vegetal.

Controlar la proporción de Aditivos de Origen Vegetal que se mezclará con las Gasolinas o Diésel Oíl en un porcentaje de hasta veinticinco por ciento (25%).

CAPÍTULO 3

METODOLOGÍA PARA LA MODELACIÓN, SIMULACIÓN Y ANÁLISIS DE PROCESOS

La modelación de la fermentación continua que se realiza en el Ingenio de Clealcos se realizará considerando tanto la fermentación convencional con reciclo, así como considerando la fermentación con aplicación de stripping de CO₂, siendo que para este segundo se realizará un sistema diferente para la aplicación de stripping en cada reactor de manera independiente, lo cual permitirá determinar en cual reactor la aplicación optimiza el proceso reduciendo la inhibición por producto.

3.1. Análisis del proceso en la industrial del Ingenio Clealcos

El sistema estudiado se encuentra en funcionamiento en la empresa Clealcos ubicada en Sao Paulo, Brasil; la misma tiene cuatro biorreactores en serie, con volúmenes sucesivos de 601,8 m³, 413,8 m³, 331,8 m³ y 262,1 m³, como se muestra en la Figura 3.

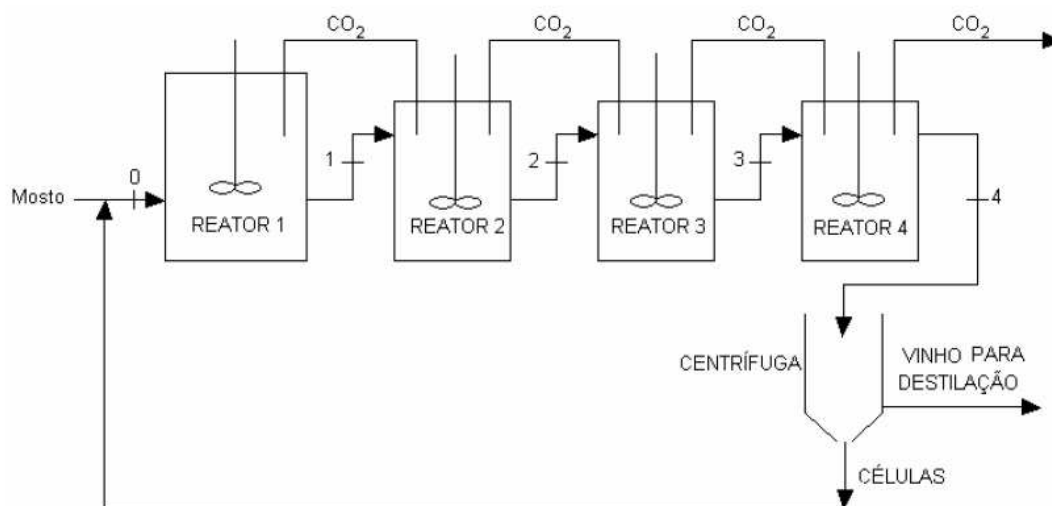
Figura 3: Biorreactores en serie de Planta Clealcos



Fuente: Porto (2005)

La planta de Clealcos trabaja con un proceso de fermentación continuación con cuatro biorreactores en serie que disminuyen en volumen empleando reciclo por lo cual emplean una centrifugadora siendo que a continuación se muestra el diagrama del proceso en la Figura 4.

Figura 4: Diagrama del proceso de Fermentación - Clealcos



Fuente: (Porto, 2005)

Considerando el diagrama anterior, para realizar la simulación era pertinente conocer las características del proceso siendo que se tomaron los datos reales de funcionamiento de la planta proporcionado en la tesis de Porto (2005) que se presentan en la Tabla 3.

Tabla 3: Características del proceso

Descripción	Valor
Número de reactores	4
Flujo de mosto (m ³ /h)	70
Flujo de reciclo (m ³ /h)	40
Concentración de etanol en el reciclo (g/L)	13.297
Concentración celular en el reciclo (g/L)	117.5

ART del mosto (g/L)	189.7
Velocidad específica máxima (h ⁻¹)	0.5
Y _{P/S}	0.418
Y _{X/S}	0.026

Fuente: (Porto, 2005)

Así también, se consideraron las concentraciones de etanol, ART (mosto) y células obtenidas para el mes de julio de 2002, siendo que se realizaron tres muestreos en el trabajo de Porto (2005) (ANEXO B). Para el presente trabajo se utilizó el promedio de los resultados obtenidos experimentalmente presentados en la Tabla 4.

Tabla 4: Promedios de las concentraciones en los reactores

PROMEDIO			
Detalle	ART (Sustrato) g/L	Células (g/L)	Etanol g/L
<i>Prom React 1</i>	31.999	39.979	40.810
<i>Prom React 2</i>	9.585	45.719	51.120
<i>Prom React 3</i>	5.959	41.557	52.788
<i>Prom React 4</i>	5.085	50.024	53.190
<i>Prom Ferment</i>	0.000	117.500	13.297
<i>Prom Mosto</i>	189.700	0	0

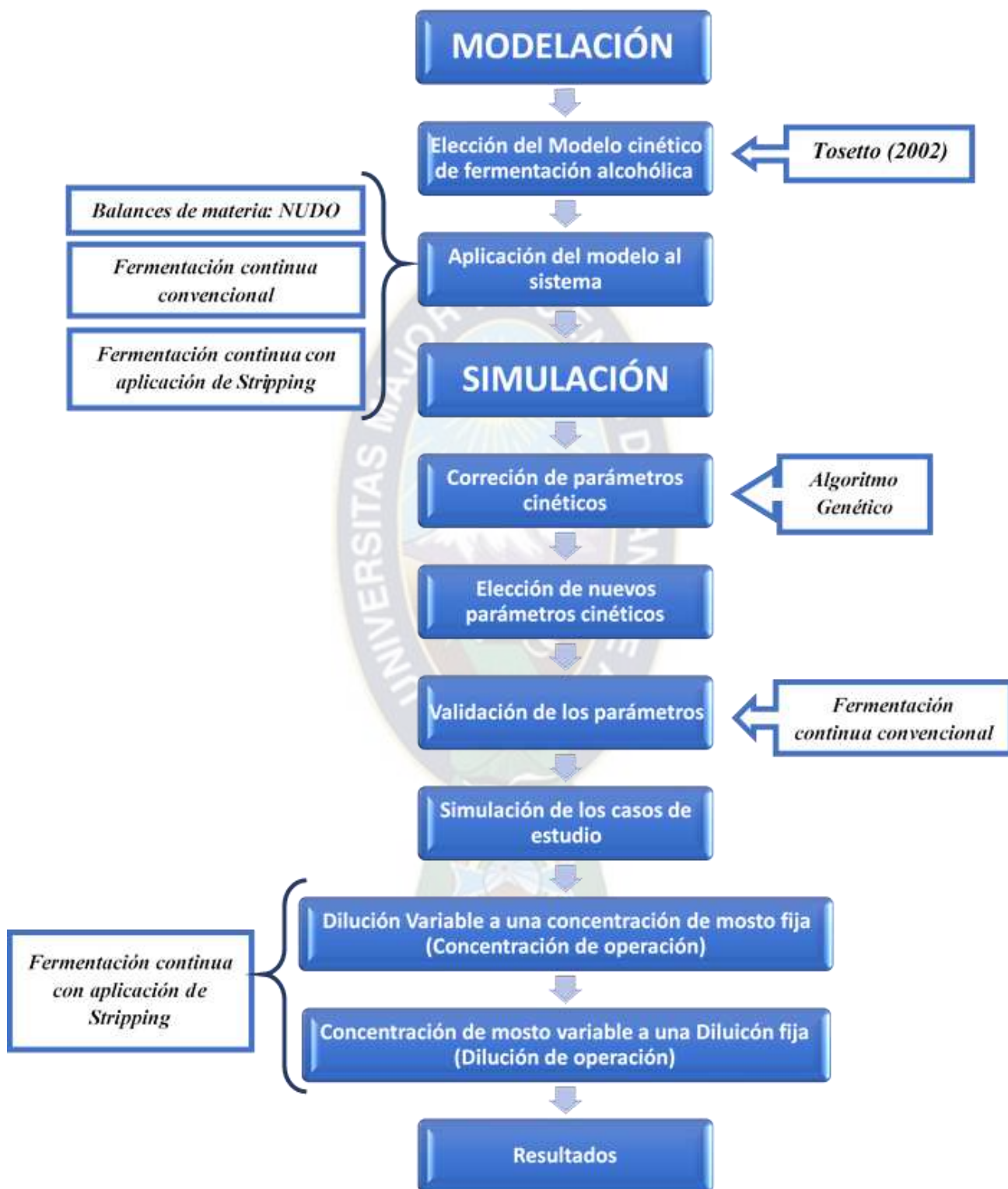
Fuente: Elaboración propia

A partir de la información base seleccionada se procedieron con las diferentes fases de la modelación y simulación se planteó el diagrama de procesos mostrado en la Figura 5. Dentro de los alcances que presenta el modelaje y simulación realizados podemos destacar que la simulación puede realizar el cálculo de los parámetros cinéticos de cualquier proceso de fermentación que trabaje con cuatro reactores en serie con alimentación continua y reciclo,

siendo que este esquema es ampliamente empleado en los ingenios azucareros donde se suele emplear entre 4 a 5 reactores en series. Por otro lado, una las limitaciones de la simulación es que la misma toma como punto de partida el modelo de Tosetto, siendo que no existen otros modelos que puedan ser aplicados dentro de la simulación, sin embargo, dicho modelo es representativo dado que considera la inhibición por sustrato y producto esencial en el estudio de la aplicación de Stripping.



Figura 5: Diagrama de proceso de modelación y simulación



3.2. Modelaje de cinética de crecimiento

3.2.1. Determinación del modelo cinético

La complejidad de la descripción cinética que se requiere depende de las situaciones físicas y la aplicación deseada. No es posible o factible la formulación de un modelo que incluya todas las características y detalles celulares. El modelo debe ser formulado a partir de algunas aproximaciones (STREMEL, 2001).

El modelo escogido para el caso de estudio será el modelo de Tosetto también conocido como el modelo híbrido de Andrews – Levenspiel (ANDREWS, 1968) (LEVENSPIEL, 1980).

Este modelo cinético permite tener un escenario completo del proceso de fermentación continuo considerando los principales factores a ser analizados en el proyecto, como ser la inhibición por sustrato y producto.

La ecuación a utilizarse viene siendo la siguiente:

$$\mu = \mu_{max} \frac{C_s}{\left(K_s + C_s + \frac{C_s^2}{K_{IS}}\right)} \left(1 - \frac{C_E}{C_{E\ max}}\right)^n \quad (Ec. 4)$$

Dónde:

C_s = Concentración de sustrato en el biorreactor

C_E = Concentración de etanol en el biorreactor

$C_{E\ max}$ = Concentración de etanol máxima

μ_{max} = Velocidad específica máxima de crecimiento celular

K_s = Constante de saturación (g/L)

K_{IS} = Constante de inhibición por el sustrato

n = Constante adimensional

3.2.2. Aplicación del modelo del sistema

Para realizar el respectivo modelado del sistema se realizó la aplicación del modelado realizado en las publicaciones: “Extractive Batch Fermentation with CO₂ Stripping for ethanol Production in a bubble Column Biorreactor: Experimental and Modeling” (Sonego, Lemos, Rodriguez, Cruz, & Badino, 2014) y “Modeling and simulation of continuous extractive fermentation with CO₂ stripping for bioethanol production” (Rodrigues, Sonego, Cruz, Bernardo, & Badino, 2018) sin embargo, debido a las características del sistema se realizaron algunas modificaciones a las ecuaciones para poder adaptar el modelo debido a que el mismo estaba desarrollado para un solo biorreactor siendo que el sistema estudiado cuenta con cuatro biorreactores conectados en serie con flujo de recirculación.

Por otro lado, en el presente trabajo se plantea analizar cinco casos de estudios los cuales son:

1. Sistema convencional sin aplicación de stripping,
2. Sistema con aplicación de stripping en el primer reactor,
3. Sistema con aplicación de stripping en el segundo reactor,
4. Sistema con aplicación de stripping en el tercer reactor,
5. Sistema con aplicación de stripping en el cuarto reactor,

Estos casos fueron considerados con el objetivo de evaluar como la aplicación de stripping del etanol con CO₂ en diferentes reactores de un sistema afecta a la producción de etanol, permitiendo ver en qué caso es conveniente la aplicación de stripping en base a la conversión, productividad y volumen de etanol producido.

Por ende, si bien se tienen cinco (5) casos de estudios el modelaje se centrará en solo dos escenarios:

- Sistema con fermentación continua convencional

- Sistema con fermentación continua con aplicación de stripping

Siendo que para los cuatro casos de estudios relacionados con la aplicación de stripping el ecuacionamiento será el mismo variando el ecuacionamiento solo para el reactor de aplicación lo cual puede ser generalizado.

Para el modelaje de ambos el sistema mantiene un nivel energético constante debido a que el proceso es isotérmico a una temperatura de 35°C, por lo cual solo se trabajó solo con balances de masa y no así con un balance de energía.

3.2.2.1. Fermentación continua convencional

Para el sistema convencional se trabajó considerándose el flujo de reciclo y alimentación de mosto. Como el sistema mantiene un nivel energético constante debido a que el proceso es isotérmico, solo se trabajó con balances de masa, así también se realizó los balances de levaduras, sustrato y etanol para los reactores.

El ecuacionamiento para todos los reactores será el mismo de manera general siendo que para generalizar el análisis en cualquier reactor se puede crear un ecuacionamiento genérico aplicable a cualquier reactor según corresponda en función del flujo de entrada y salida de cada reactor.

Se considera una concentración inicial de todos los componentes en el flujo de entrada debido a la recirculación y conexión entre reactores:

Balance general:
$$F_{L(n-1)} = F_{Ln} \quad (\text{Ec. 5})$$

Balance específico para cada componente en el reactor “n”:

Células:
$$[A] = [E] - [S] + [CC]$$

$$\frac{dC_{xn}}{dt} = \frac{F_{L(n-1)}}{V_n} C_{X(n-1)} - \frac{F_{Ln}}{V_n} C_{xn} + \mu C_{xn} \quad (\text{Ec. 6})$$

Sustrato: $[A] = [E] - [S] - [SC]$

$$\frac{dC_{sn}}{dt} = \frac{F_{L(n-1)}}{V_n} C_{S(n-1)} - \frac{F_{Ln}}{V_n} C_{Sn} - \frac{1}{Y_{x/s}} \mu C_{xn} \quad (\text{Ec. 7})$$

Etanol: $[A] = [E] - [S] + [PF]$

$$\frac{dC_{Em}}{dt} = \frac{F_{L(n-1)}}{V_n} C_{E(n-1)} - \frac{F_{Ln}}{V_n} C_{Em} + \frac{Y_{E/S}}{Y_{X/S}} \mu C_{xn} \quad (\text{Ec. 8})$$

Donde:

$Y_{E/S}$ = Coeficiente de rendimiento en etanol ($\text{g}_E \cdot \text{g}_S^{-1}$)

$Y_{X/S}$ = Coeficiente de rendimiento en célula ($\text{g}_X \cdot \text{g}_S^{-1}$)

F_{Ln} = Flujo volumétrico de salida ($\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$)

C_{xn} = Concentración de células en el reactor n ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)

C_{sn} = Concentración de sustrato en el reactor n ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)

C_{En} = Concentración de etanol en el reactor n ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)

$C_{X(n-1)}$ = Concentración de células a la entrada al reactor n ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)

$C_{S(n-1)}$ = Concentración de sustrato en la entrada al reactor n ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)

$C_{E(n-1)}$ = Concentración de etanol en la entrada al reactor n ($\text{g} \cdot \text{L}^{-1}$)

$F_{L(n-1)}$ = Flujo volumétrico de entrada ($\text{L} \cdot \text{h}^{-1}$)

Con base a dichas ecuaciones se obtuvo un sistema final de 12 ecuaciones para el conjunto de los cuatro reactores.

3.2.2.2. Fermentación continua con aplicación de stripping

De igual manera se realizó el mismo análisis anterior considerándose la aplicación de stripping. Dado que si bien se introducirá Stripping de dióxido de carbono a uno de los reactores los demás mantendrán el ecuacionamiento de un reactor convencional descrito

anteriormente, siendo que el siguiente ecuacionamiento planteado será aplicado solamente al reactor al cual se aplique stripping.

Balance General:

$$F_{L(n-1)} = F_{Ln} + F_V \quad (\text{Ec. 9})$$

$$F_L + \frac{V_n}{\rho_a} \cdot (k_E \cdot C_{En} + k_a \cdot (\rho_a - C_{En})) \quad (\text{Ec. 10})$$

Donde:

K_E = Velocidad específica de remoción de etanol (h^{-1})

K_E = Velocidad específica de remoción de etanol (h^{-1})

ρ_a = Densidad del agua (g/L)

Balance específico para cada componente:

Células: $[A] = [E] - [S] + [CC]$

$$\frac{dC_{xn}}{dt} = \frac{F_{L(n-1)}}{V_n} C_{X(n-1)} - \frac{F_{Ln}}{V_n} C_{xn} + \mu C_{xn} \quad (\text{Ec. 11})$$

Sustrato: $[A] = [E] - [S] - [SC]$

$$\frac{dC_{sn}}{dt} = \frac{F_{L(n-1)}}{V_n} C_{S(n-1)} - \frac{F_{Ln}}{V_n} C_{sn} - \frac{1}{Y_{x/s}} \mu C_{xn} \quad (\text{Ec. 12})$$

Etanol: $[A] = [E] - [S] + [PF] - [EX]$

$$\frac{dC_{En}}{dt} = \frac{F_{L(n-1)}}{V_n} \cdot C_{E(n-1)} - \frac{F_{Ln}}{V_n} \cdot C_{En} + \frac{Y_{E/S}}{Y_{X/S}} \cdot \mu \cdot C_{xn} - k_E \cdot C_{En} \quad (\text{Ec. 13})$$

Así también para este caso se creará un sistema de 12 ecuaciones para la totalidad de los cuatro reactores donde 4 ecuaciones serán las descritas para la fermentación con stripping y el resto serán las realizadas en base a las del sistema convencional descrito anteriormente.

3.2.2.3. Análisis de nudos

Existen dos nudos en el sistema un nudo de alimentación y un nudo de salida que permite la recirculación de células al sistema, el análisis de los nudos no se verá influenciado si se trabajara con un sistema convencional o con un sistema con aplicación de stripping el análisis realizado es el siguiente, donde se considera que el sistema opera en estados estacionario y la acumulación no existe:

- **Balance en el nudo de salida (Centrifugador)**

$$[A] = [E] - [S]$$

$$0 = [E] - [S]$$

$$[E] = [S]$$

Balance General: $F_4 = F_5 + F_R$ (Ec. 14)

Balance Específico para cada componente:

Sustrato: $F_4 * C_{S4} = F_5 * C_{S5} + F_R * C_{SR}$ (Ec. 15)

Etanol: $F_4 * C_{E4} = F_5 * C_{E5} + F_R * C_{ER}$ (Ec. 16)

Células: $F_4 * C_{X4} = F_5 * C_{X5} + F_R * C_{XR}$ (Ec. 17)

Donde:

F_4 = Flujo de salida del reactor 4 (L. h⁻¹)

F_5 = Flujo de salida del sistema (L. h⁻¹)

F_R = Flujo del reciclo (L. h⁻¹)

- **Balance en el nudo de alimentación**

$$[A] = [E] - [S]$$

$$0 = [E] - [S]$$

$$[E] = [S]$$

Balance General: $F_m + F_R = F_{L0}$ (Ec. 18)

Balance Específico para cada componente:

Sustrato: $F_m * C_{Sm} + F_R * C_{SR} = F_{L0} * C_{S0}$ (Ec. 19)

Etanol: $F_m * C_{Em} + F_R * C_{ER} = F_{L0} * C_{E0}$ (Ec. 20)

Levaduras: $F_m * C_{Xm} + F_R * C_{XR} = F_{L0} * C_{X0}$ (Ec. 21)

Donde:

F_4 = Flujo de salida del reactor 4 (L. h⁻¹)

F_5 = Flujo de salida del sistema (L. h⁻¹)

F_R = Flujo del reciclo (L. h⁻¹)

3.2.2.4. Dilución del proceso

Para ayudar en la evaluación del proceso de fermentación continua con extracción de etanol, se consideró la tasa de dilución global (D_G), definido como la relación entre el flujo volumétrico que salió del proceso y el volumen total:

$$D_G = F_L \cdot V_T^{-1} \quad (\text{Ec. 22})$$

Donde V_T será la sumatoria del volumen de todos los reactores del proceso:

$$V_T = V_1 + V_2 + V_3 + V_4 \quad (\text{Ec. 23})$$

Basado en el estudio de Chang (2010), se decidió trabajar con la D_G dadas las características del análisis planteado, siendo que la D_G no tiene relación directa y proporcional con la dilución de cada reactor (D_n). Para todos los casos el D_n de cada reactor siempre será mayor a D_G , siendo que dicha relación no implica un lavado celular del sistema.

3.2.2.5 Flujo total de etanol producido

De igual manera dado las características que abarca el presente proyecto se consideró conveniente trabajar con el flujo total de etanol producido el cual seguirá el siguiente ecuacionamiento:

$$F_{EP} = F_{E(F4)} + F_{E(FV)} \quad (\text{Ec. 24})$$

Donde:

$$F_{E(F4)} = \frac{F_4 \cdot C_{E4}}{\rho_{etanol}} (\text{L.h}^{-1}) \quad (\text{Ec. 25})$$

$$F_{E(FV)} = \frac{V_n \cdot C_{En} \cdot k_E}{\rho_{agua}} (\text{L.h}^{-1}) \quad (\text{Ec. 26})$$

Se debe considerar que las densidades, para ambas ecuaciones, estarán expresadas en (g/L).

3.3. Simulación del proceso con base a los parámetros cinéticos

3.3.1. Simulación del sistema convencional bajo condiciones operacionales

La simulación del sistema convencional se realizó empleando el método de Newton-Raphson en conjunto con la Eliminación de Gauss al considerarse que el sistema de ecuaciones diferenciales fue reducido a ecuaciones algebraicas no lineales debido a que el proceso ocurre en estado estacionario.

La simulación del sistema convencional solo abarco las condiciones de operaciones actuales de la planta con el objetivo de validar los parámetros cinéticos bibliográficos, y permitir realizar la comparación porcentual de datos simulados vs datos reales dicha simulación se encuentra en el Anexo A y se encuentra dividida en un SCE y tres SCI, que funcionan simultáneamente siendo que el SCE se encargará de llamar a las funciones y métodos de resolución numérica en formato SCI.

3.3.2. Determinación de los parámetros cinéticos

Con base a los parámetros cinéticos bibliográficos para el caso de estudio se realizó un análisis de la variación porcentual entre los resultados obtenidos experimentales y los resultados simulados, dado que la variación porcentual fue elevada se rechazaron los parámetros cinéticos bibliográficos, siendo que posteriormente se procedió a realizar la determinación de los mismos por medio de aplicación del método de optimización: Algoritmo Genético el cual para su resolución partió de la simulación del sistema convencional antes formulada, la codificación utilizada para dicha optimización se encuentra en el Anexo C.

Para la aplicación del Algoritmo Genético el chute inicial se encontró entre los parámetros cinéticos bibliográficos del sistema y los parámetros cinéticos de Sonogo (2014).

Siendo que cada iteración considera un punto próximo al valor real se consideró un total de once (11) resultados en función de las iteraciones, siendo que el resultado final se obtuvo realizando un análisis de variación porcentual para cada caso permitiendo así determinar nuevos parámetros cinéticos.

3.3.3. Simulación de análisis

Considerándose los objetivos precedentes se vio conveniente ampliar el rango de la simulación permitiendo ver cómo varían la productividad y conversión del sistema en función de dos variables:

- Dilución
- Concentración de azúcares (sustrato) en el mosto de alimentación

Dado que al analizar dichas variables podemos determinar el punto óptimo de operación del sistema en función del incremento del flujo de alimentación, así como evaluar como reaccionara el sistema al incrementarse la concentración de azucares.

Para obtener una amplitud del funcionamiento del sistema se planteó la simulación de los 5 casos de estudios bajo dos criterios de simulación:

- Dilución Variable a una Concentración de mosto fija (Concentración de operación)
- Concentración de mosto variable a una Dilución fija (Dilución de operación)

Para ambos casos considerándose la variable de análisis se programó la simulación para realizar un total de 250 simulaciones simultáneas para cada uno de los 5 casos de estudios, permitiendo así obtener curvas representativas del sistema para las variables de concentración (Sustrato, alcohol y levaduras) así como para el análisis de las curvas de productividad y conversión, en total se obtuvieron 10 escenarios de análisis, 5 por cada criterio de simulación.

Tabla 5. Descripción de simulaciones realizadas

<i>Dilución global variable</i>	<i>Concentración de mosto variable</i>
Sistema convencional	Sistema convencional
Aplicación de Stripping en el primer reactor	Aplicación de Stripping en el primer reactor
Aplicación de Stripping en el segundo reactor	Aplicación de Stripping en el segundo reactor
Aplicación de Stripping en el tercer reactor	Aplicación de Stripping en el tercer reactor
Aplicación de Stripping en el cuarto reactor	Aplicación de Stripping en el cuarto reactor

Fuente: Elaboración Propia

Para todas las simulaciones realizadas se determinaron todas las variables del sistema incluyendo flujos de alimentación, salida, concentraciones de los componentes, conversión del sustrato, productividad y volumen de etanol producido.

En el caso de la Simulación para el sistema de fermentación convencional y para los casos con aplicación de stripping la simulación realizada se encuentra en el Anexo D, las mismas

consideran Dilución global variable y permiten hacer las simulaciones simultáneas, así también la simulación se realizó empleando el método de Newton-Raphson en conjunto con la Eliminación de Gauss al considerarse que el sistema de ecuaciones diferenciales fue reducido a ecuaciones algebraicas no lineales debido a que el proceso ocurre en estado estacionario.

Así también para el caso donde se trabajará con concentración de mosto variable a una dilución fija la programación será la misma realizada que en el Anexo D con un cambio en el comando inicial descrito en el Anexo G.



CAPÍTULO 4

RESULTADOS Y DISCUSION

Se validó el modelo realizado para la fermentación industrial de Clealco encontrando nuevos parámetros cinéticos que permitieron acercar el modelo teórico al proceso real.

Realizando la simulación se determinó que las condiciones óptimas de funcionamiento serán cuando se registre la concentración de etanol máxima en el cuarto reactor dado que se reducirá el efecto de la inhibición por producto.

Para todos los casos estudiados se determinó que la implementación de stripping permite incrementar la concentración de sustrato inicial, alcanzando mayor volumen de etanol.

4.1 Evaluación de parámetros cinéticos de crecimiento

A partir de la simulación del sistema convencional bajo condiciones operacionales y utilizando los datos reales presentados en el Capítulo 3, así como los parámetros cinéticos bibliográficos obtenidos por Porto, 2005; se obtuvieron los siguientes resultados que se muestran en la Tabla 6. Así también, dentro de la misma tabla se encuentran los valores reales de operación obtenidos experimentalmente por Porto, 2005; con el fin de poder realizar un análisis comparativo entre la simulación y los valores reales.

Tabla 6. Resultados de la simulación convencional con parámetro cinéticos bibliográficos de Porto, 2005.

	Real	Simulación
Detalle	Concentración de Células (g/L)	
<i>Reactor 1</i>	39.979	44.9199
<i>Reactor 2</i>	45.719	45.5793
<i>Reactor 3</i>	41.557	45.8067
<i>Reactor 4</i>	50.024	45.8548
Detalle	Concentración de Sustrato (g/L)	
<i>Reactor 1</i>	31.999	36.384
<i>Reactor 2</i>	9.585	11.025

<i>Reactor 3</i>	5.959	2.277
<i>Reactor 4</i>	5.085	0.427
Detalle	Concentración Etanol (g/L)	
<i>Reactor 1</i>	40.810	40.0869
<i>Reactor 2</i>	51.120	50.6871
<i>Reactor 3</i>	52.788	54.3438
<i>Reactor 4</i>	53.190	55.1171

Fuente: Elaboración Propia

A partir de dichos datos se calculó la variación porcentual para determinar la variación que existía entre los datos reales y simulados en el modelo convencional utilizado, considerando los parámetros cinéticos bibliográficos, siendo que dichos datos se presentan en la Tabla 7.

Tabla 7. Desviación porcentual de la simulación convencional con los valores reales de operación.

	Variación en la concentración de levaduras	Variación en la concentración de sustrato	Variación en la concentración de etanol
Detalle	DESV. %	DESV. %	DESV. %
<i>Reactor 1</i>	12.360	13.705	1.773
<i>Reactor 2</i>	0.306	15.025	0.847
<i>Reactor 3</i>	10.226	61.792	2.947
<i>Reactor 4</i>	8.334	91.609	3.623

Fuente: Elaboración Propia

Como es evidente en la Tabla 7, la desviación porcentual en caso del sustrato presenta valores elevados con un 91.61% de variación lo cual implicaría una similitud casi nula entre la simulación y los datos operacionales reales, por lo cual se procedió con una nueva determinación de los parámetros cinéticos con el fin de obtener una desviación menor y de esta manera validar el modelado para el proceso.

4.2. Determinación de nuevos parámetros cinéticos

Los nuevos parámetros cinéticos se determinaron con base a los datos reales de operación de la planta (mencionado previamente Cap. 3), con el objetivo de reducir la desviación porcentual, para tal efecto se utilizó el método de algoritmo genético.

El método de optimización por las características del mismo, presentó resultados diferentes en cada simulación. Después de realizar simulaciones simultáneas se pudo observar que el método ciclaba en tres posibles resultados los cuales fueron comparados según el porcentaje de desviación (con relación a los valores reales) y la función mínima de la población, dado que el mínimo valor de la función obtenido representa el mejor resultado de la optimización.

El valor de la función X (Variable de optimización del algoritmo genético) se obtuvo de la misma simulación de optimización siendo que para el cálculo de las desviaciones se utilizó nuevamente la simulación del sistema convencional bajo condiciones operacionales (Anexo A), utilizando los parámetros cinéticos obtenidos mediante la optimización.

A partir de lo mencionado anteriormente se realizó la Tabla 8, donde se pueden comparar todos los valores obtenidos para las tres simulaciones que ciclaban pudiendo observar directamente el porcentaje de desviación que existen de las concentraciones de células, sustrato y etanol, para cada iteración con relación a los valores de operación

Tabla 8: Tabla comparativa de parámetros cinéticos obtenidos por el método de Algoritmo Genético

		Parámetros cinéticos obtenidos					
		Primera Iteración		Segunda Iteración		Tercera Iteración	
		$u_{max}=0.55$// $K_s=23.703231$ $K_{is}=32.142016$ $C_{emax}=85.81834$ $a_n=4.4005702$		$u_{max}=0.55$// $K_s=22.3102$ $K_{is}=31.7512$ $C_{emax}=83.6039$ $a_n=4.2532$		$u_{max}=0.5$// $K_s=21.9556$ $K_{is}=34.4662$ $C_{emax}=85.3189$ $a_n=4.2796$	
Valores Reales							
Detalle	Concent. Células (g/L)	Concent. Células (g/L)	Desviación %	Concent. Células (g/L)	Desviación %	Concent. Células (g/L)	Desviación %
Reactor 1	39.9787	45.0399	12.6597	45.0405	12.6614	45.0438	12.6696
Reactor 2	45.7193	45.5572	0.3546	45.5577	0.3535	45.5638	0.3402
Reactor 3	41.5570	45.7296	10.0407	45.7300	10.0417	45.7356	10.0550
Reactor 4	50.0237	45.7967	8.4500	45.7970	8.4494	45.8013	8.4408
Detalle	Concent. Sustrato (g/L)	Concent. Sustrato (g/L)	Desviación %	Concent. Sustrato (g/L)	Desviación %	Concent. Sustrato (g/L)	Desviación %
Reactor 1	31.9987	31.7727	0.7062	31.7465	0.7881	31.6213	1.1795
Reactor 2	9.5847	11.8746	23.8921	11.8558	23.6958	11.6205	21.2403
Reactor 3	5.9587	5.2439	11.9960	5.2281	12.2600	5.0143	15.8485
Reactor 4	5.0853	2.6651	47.5928	2.6530	47.8310	2.4870	51.0950
Detalle	Concent. Etanol (g/L)	Concent. Etanol (g/L)	Desviación %	Concent. Etanol (g/L)	Desviación %	Concent. Etanol (g/L)	Desviación %
Reactor 1	40.8103	42.0145	2.9506	42.0254	2.9775	42.0778	3.1057
Reactor 2	51.1200	50.3319	1.5417	50.3397	1.5263	50.4381	1.3339
Reactor 3	52.7883	53.1035	0.5971	53.1101	0.6096	53.1995	0.7789
Reactor 4	53.1900	54.1815	1.8640	54.1865	1.8735	54.2559	2.0040

Fuente: Elaboración Propia

Con base a la Tabla 8, se escogió a la primera iteración como los nuevos valores para los parámetros cinéticos debido a que la misma presenta una menor desviación en cuanto a las concentraciones reales. Por otro lado, en cuanto al valor de la función X, el menor valor registrado se encuentra de igual manera en la iteración 1 con un $X_1=0.036852$ (Iteración 1)

con relación a un $X_2= 0.036869$ y $X_3= 0.037206$ perteneciente a la iteración 2 y 3 respectivamente. Los resultados gráficos obtenidos para la Iteración 1 para cada una de las concentraciones se encuentran en el ANEXO H.

Finalmente, con los parámetros cinéticos nuevos determinados se procedió a la comparación de los mismos con los datos dados en la bibliografía, siendo que se tomó como punto de comparación la desviación de las concentraciones de células, sustrato y etanol, los resultados se exponen en la Tabla 9.

Tabla 9: Comparación de la desviación de las concentraciones empleando los nuevos y antiguos parámetros cinéticos

	Parámetros escogidos después de la optimización (Iteración 1)	Parámetros trabajados en la tesis Original (Porto, 2005)
Células		
Detalle	Desviación %	Desviación %
<i>Reactor 1</i>	12.660	12.360
<i>Reactor 2</i>	0.355	0.306
<i>Reactor 3</i>	10.041	10.226
<i>Reactor 4</i>	8.450	8.334
Sustrato		
Detalle	Desviación %	Desviación %
<i>Reactor 1</i>	0.706	13.705
<i>Reactor 2</i>	23.892	15.025
<i>Reactor 3</i>	11.996	61.792
<i>Reactor 4</i>	47.593	91.609
Etanol		
Detalle	Desviación %	Desviación %
<i>Reactor 1</i>	2.951	1.773
<i>Reactor 2</i>	1.542	0.847
<i>Reactor 3</i>	0.597	2.947
<i>Reactor 4</i>	1.864	3.623

Se puede observar que los valores obtenidos en la iteración 1, parámetros escogidos, tienen una desviación mucho menor en comparación con los parámetros cinéticos originales, donde el cambio de desviación más notorio es la reducción de un 91.609% a 47.593% en la concentración del sustrato.

Así mismo, es importante denotar que esto puede deberse a la no uniformidad de la concentración del sustrato en el biorreactor debido a la agitación o al punto de muestro, siendo que en el caso específico del sustrato la tendencia del medio debería ser a bajar debido al consumo existente en el reactor cuatro sin embargo experimentalmente se puede ver que el mismo se mantiene casi constante lo cual no justificaría el etanol producido o el crecimiento celular que es notorio en dicho reactor.

Por otro lado, los resultados obtenidos presentan más concordancia con aquellos obtenidos en la tesis de Sonego et al., 2014; como se observa en la Tabla 10, existe una correlación entre los parámetros obtenidos y los valores presentados en la Tesis de Sonego (2014), siendo que los mismos también fueron empleados también en el trabajo “Modelagem e simulação do processo contínuo de fermentação alcoólica extrativa aplicando stripping com CO₂” (Rodrigues, Bernardo, & Bandino, 2016). Cabe destacar que si bien los parámetros cinéticos presentan similitud los mismos necesitaban la corrección del “n” siendo que bajo el valor inicial de Sonego (2014) los parámetros solo se adaptaban a un sistema de un reactor continuo y no así a un sistema de cuatro reactores en serie.

Tabla 10. Parámetros cinéticos escogidos y los obtenidos en la tesis de Sonego (2014)

Parámetros Cinéticos	Escogidos después de la optimización (Iteración 3)	Tesis de Sonego (2014)
μ_{\max}	0.55	0.55
K_s	23.70	24.6
K_{is}	32.14	30.7
Ce_{\max}	85.82	85.2
n	4.40	0.89

Fuente: Elaboración Propia

4.3.Simulación del proceso de fermentación

Para la simulación se consideró la variación de dos variables con el fin de ver el comportamiento y alcanzar los objetivos planteados para los 5 casos de estudios:

1. Sistema convencional sin aplicación de stripping,
2. Sistema con aplicación de stripping en el primer reactor,
3. Sistema con aplicación de stripping en el segundo reactor,
4. Sistema con aplicación de stripping en el tercer reactor,
5. Sistema con aplicación de stripping en el cuarto reactor,

Por lo cual considerando las mismas se consideró dos escenarios para la simulación:

- Simulación a Dilución variable
- Simulación a Concentración de sustrato en el mosto variable

4.3.1. Simulación a Dilución variable

Se trabajó con una simulación que considerará todas las variables de operación del proceso como constantes siendo que el parámetro variable fue la dilución (D), la cual va ligada con el flujo de alimentación.

Se realizaron un total de 250 simulaciones para los 5 casos de estudios descritos con el objetivo de ver la fluctuación del sistema y poder apreciar los puntos máximos de los procesos para las diferentes variables a ser calculadas. Habiendo realizado estas simulaciones se realizó cuatro gráficas para cada uno de los casos que permitieran analizar el comportamiento del sistema las cuales son:

- *Gráfica de Productividad y Conversión vs Dilución*
- *Gráfica de Concentración de etanol vs Dilución*
- *Gráfica de Concentración de sustrato vs Dilución*
- *Gráfica de Concentración de células vs Dilución*

En dichas gráficas para los 5 casos mencionados se graficó el comportamiento que tiene todo el sistema, así como la fluctuación de las variables en cada uno de los reactores es por esos que a pesar de solo se vaya aplicar stripping en un reactor se graficó el efecto que esto podría causar en los demás reactores. Los resultados obtenidos se muestran a continuación en el ANEXO I.

4.3.1.1. Elección del reactor para aplicación de stripping bajo las condiciones de operación.

Dentro de los objetivos de la presente tesis se encuentra el determinar en cual reactor se debería de aplicar stripping al sistema, de tal manera que se pueda optimizar la producción de etanol.

En este sentido y a partir de los resultados obtenidos expuestos en el ANEXO I, se vio conveniente crear un gráfico comparativo de los 5 casos de estudios en un grafica única de Productividad – Conversión vs Dilución, así mismo al considerar que la conversión tiende a bajar cuando la productividad aumenta se creó una nueva grafica comparativa que permitiera

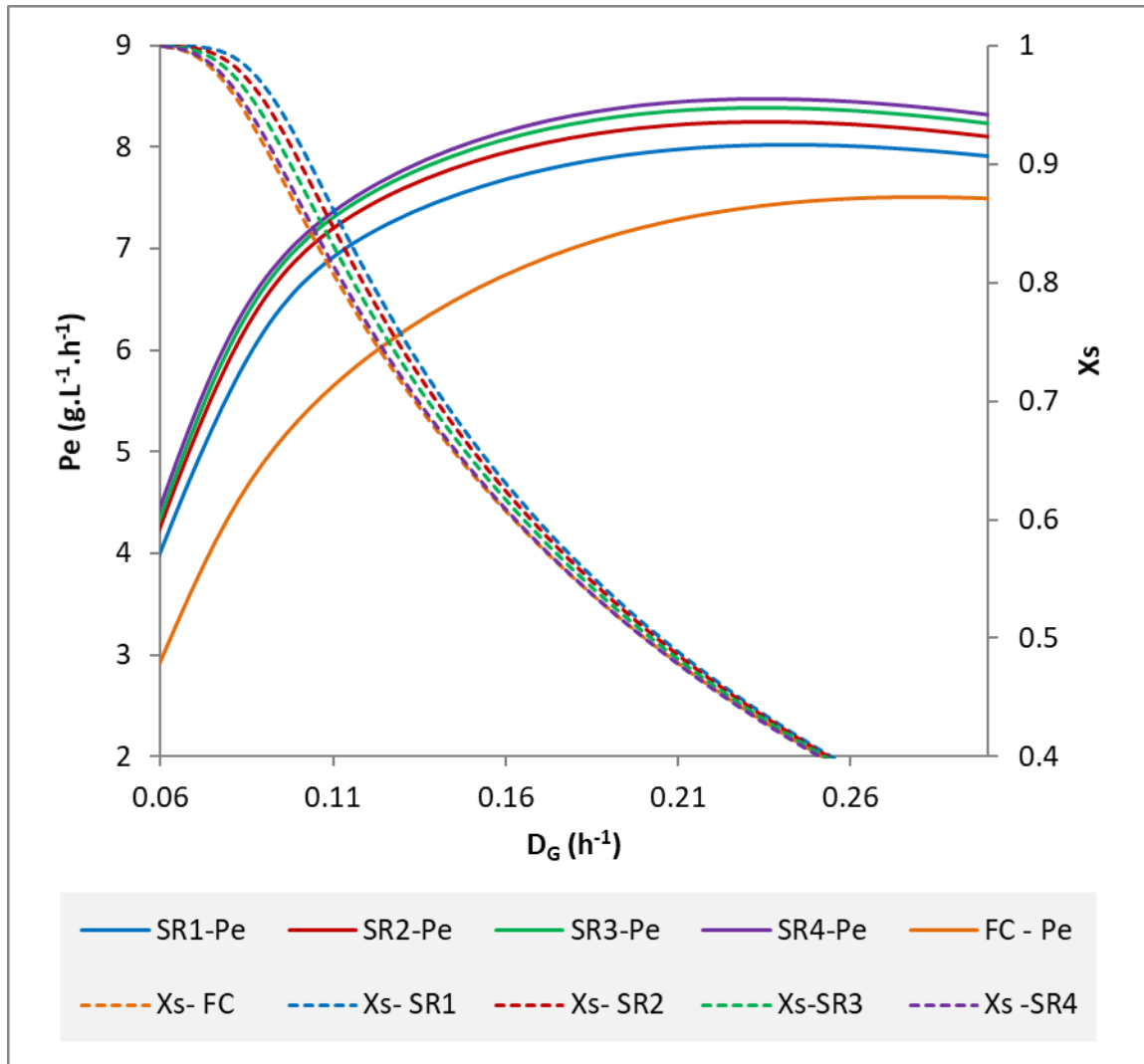
determinar en cual reactor se debe aplicar stripping considerando el volumen etanol producido y la concentración de etanol final (Reactor 4), dicha gráfica considerará Concentración de Etanol (Reactor 4) – Volumen de etanol producido vs Dilución.

Considerando el anterior análisis para poder determinar en cual reactor del sistema la aplicación de stripping mejoraría el proceso (bajo las mismas condiciones de operación) se trabajó con base a cinco variables de análisis definidas como Pe , X_s , C_{e4} , V_{AP} y D .

En la Figura 6, se puede determinar que los mayores valores de Pe se alcanzan en la SR4 sin embargo para este mismo caso los valores de X_s se encuentran próximos a los valores de X_s del FC así mismo se observa que a mayor Pe menor X_s .



Figura 6. Curva de productividad y conversión de sustrato

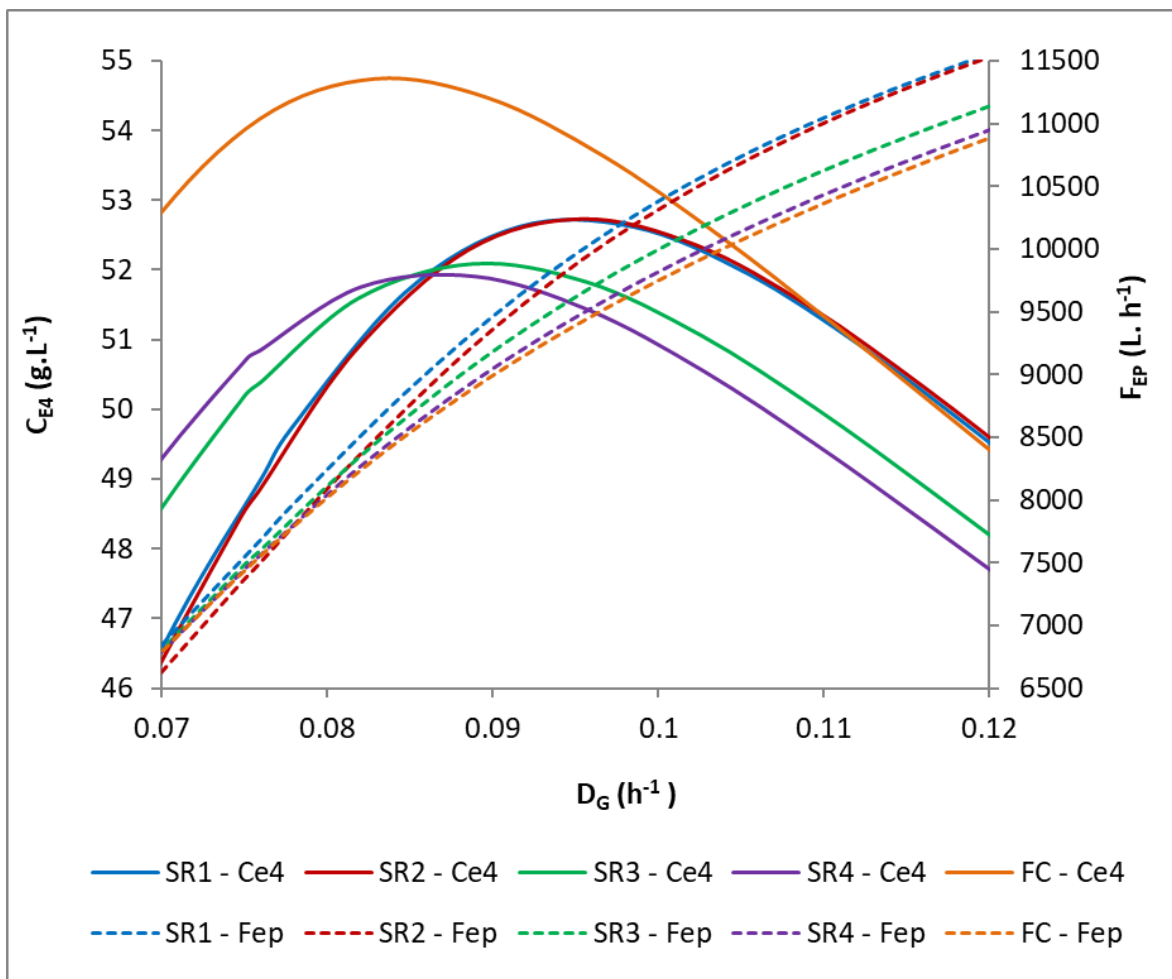


En la Figura 7, los mayores valores para la C_{E4} se presentan para el FC lo cual es debido a que el *stripping* plantea reducir la C_E en el sistema para reducir la inhibición, en este sentido para todos los casos con aplicación de *stripping* la C_{E4} se ve reducida, sin embargo, si solo consideramos los casos con aplicación de *stripping* el SR1 es aquel que presenta una mayor concentración de etanol de las concentraciones de etanol máximas para todos los sistemas.

Por otro lado, se puede observar que se obtiene mayores valores de F_{EP} en la SR1, siendo que para todos los casos el F_{EP} aumenta conforme se incrementa la dilución esto debido a

una relación de proporcionalidad con el flujo de alimentación y no así ligado con el mejoramiento del proceso de fermentación.

Figura 7: Curva de Concentración de etanol a la salida del sistema (Reactor 4) y volumen total de alcohol producido



Para tener un punto comparativo que permitiera realizar un análisis más profundo, se trabajó en base a las Figuras 6 y 7 considerándose la Dilución de operación global (D_G), la misma se calculó en base a los datos operacionales de la planta para obtener la dilución a la que se trabaja el proceso considerando las condiciones reales de operación, siendo que se empleó la Ecuación 22. Así también para complementar los datos se realizó el cálculo del Flujo de etanol en el flujo de salida del reactor 4, $F_{E(F4)}$ ($L \cdot h^{-1}$), y el Flujo de etanol en el flujo de Stripping $F_{E(Fv)}$ ($L \cdot h^{-1}$), los valores obtenidos se presentan en la Tabla 11.

Se puede observar que en la Tabla 11, que el mayor flujo de etanol se obtiene en la SR1 registrándose también una mayor X_s sin embargo se debe considerar que en el caso SR4 se presenta la productividad más alta y una conversión aun por encima de la X_s del sistema convencional, así también el valor más elevado de la C_{E4} es alcanzado.

Tabla 11: Resultados obtenidos a la Dilución de operación ($D_G=0.07594 h^{-1}$)

Caso	P_e ($g \cdot L^{-1} \cdot h^{-1}$)	X_s	C_{X4} ($g \cdot L^{-1}$)	C_{E4} ($g \cdot L^{-1}$)	$F_{E(F4)}$ ($L \cdot h^{-1}$)	$F_{E(Fv)}$ ($L \cdot h^{-1}$)	F_{EP} ($L \cdot h^{-1}$)
FC	4.1146	0.97792	45.80	54.18	7553.82	0	7553.82
SR1	5.2958	0.99588	46.03	48.99	6830.58	1034.86897	7865.45
SR2	5.5461	0.99619	46.23	48.85	6810.06	709.429458	7519.48
SR3	5.7502	0.98660	45.90	50.39	7024.53	586.754327	7611.29
SR4	5.8448	0.98056	45.87	50.84	7088.60	467.775168	7556.37

Fuente: Elaboración Propia

Para realizar la elección final se consideró que para todos los casos la concentración de sustrato de alimentación se mantuvo fija a $189.7 g \cdot L^{-1}$ y se utilizó un mismo D_G de análisis (Dilución de operación de la planta, $D_G=0.07594 h^{-1}$), lo que implica un mismo punto de partida para todos los casos. En base a estos criterios se observó que para el SR1 se obtienen $311.63 L \cdot h^{-1}$ de etanol más que el sistema convencional siendo que en el SR4 solo incrementa

la producción en $3 \text{ L}\cdot\text{h}^{-1}$, por otro lado si bien F_v de SR1 es más elevado e implicará un mayor volumen de CO_2 , se debe considerar que al llevarse una mayor cantidad de etanol por stripping esto reduciría los costos de recuperación de etanol del producto final de la fermentación. Por otro lado, si bien SR2 presenta el valor de conversión más elevado presenta una C_{E4} muy bajo lo cual conlleva a que el volumen de etanol producido no sea superior al obtenido en SR1 aún cuando los valores de las variables son próximos a SR1, siendo el mismo incluso menor que el flujo de etanol producido en el FC. Finalmente, para el SR3 si bien presenta un valor de X_s y P_e buenos y representa un incremento de casi 50 L en el flujo de etanol producido el mismo no es superior al obtenido en SR1. Por lo expuesto se puede considerar que el stripping de CO_2 debe aplicarse en el Reactor 1 para mejorar el sistema bajo las condiciones de operaciones actuales.

4.3.1.2. Determinación del punto de óptimo de funcionamiento del sistema de fermentación

Por otro lado considerándose un escenario fuera de las condiciones de operación donde se pudiese considerar operar a una dilución mayor a la dilución de operación, se buscó determinar cuál sería el punto óptimo de funcionamiento del sistema (Dilución óptima), considerándose que un sistema de fermentación se encuentra sobre dimensionado debido a que el mismo considera el posible crecimiento de la demanda en el mercado, lo cual permitiría incrementar la dilución sin ocasionar problemas en el sistema.

En este sentido a partir de los resultados generados obtenidos a partir de la simulación de los 5 casos de estudio, se pudo determinar de manera gráfica para todos los casos tres puntos de análisis cruciales que resaltaron visualmente que vendría ser el punto de intersección entre productividad y conversión, así como el punto de mayor productividad ambos puntos

observados de la gráfica Productividad y conversión vs Dilución Global y el punto de mayor concentración de etanol en el sistema resultante de la gráfica de CE vs Dilución global.

Por otro lado, dado que un aumento de productividad con llevaba a una reducción de la conversión se realizó el cálculo de las masas de mosto de inicial, final y no consumido, así como el cálculo de flujo de etanol producido considerándose el flujo total obtenido que dependerá del extraído en el flujo de stripping y el flujo de etanol saliente del reactor 4, siendo que de este cálculo se obtuvo el último punto de análisis que sería el punto de mayor flujo de etanol producido.

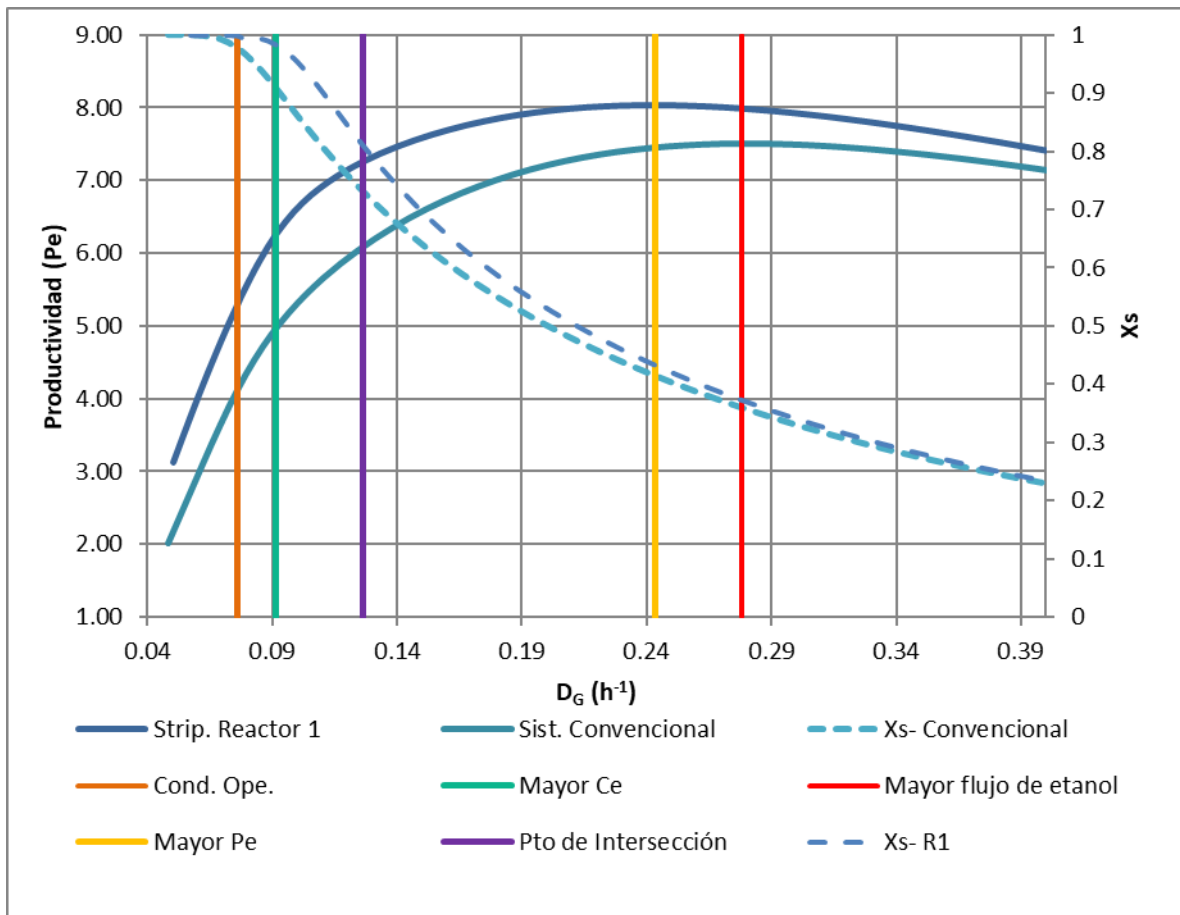
Con los anteriores criterios definidos y para el cálculo de las variables analizadas se trabajó con los resultados numéricos de la simulación para los 5 casos, los cuales considerarán todas las variables del sistema. Considerando los argumentos presentados se analizó las siguientes 5 condiciones para los 5 casos analizados:

- Condiciones de operación
- Mayor concentración de etanol
- Mayor productividad
- Mayor masa de etanol obtenido
- Punto de intersección.

En la Figura 8, se presenta uno de los casos mencionados correspondiente a la aplicación de stripping en el reactor 1 como referencia de los 5 casos de estudios, que se encuentran en el ANEXO J, dado que las gráficas siguen tendencias similares. Primeramente, se observa que la productividad aumenta conforme incrementa la dilución, sin embargo, en sentido contrario la conversión se reduce drásticamente, siendo que en el punto de mayor productividad la conversión se encuentra por debajo de 0.5. Así también si se trabaja con el valor más elevado

de conversión se registra el menor valor de productividad, lo que implica que la dilución óptima de operación no se encontrará en ninguno de los extremos.

Figura 8. Aplicación de Stripping Reactor 1 – Pe vs D – Xs vs D, gráfica comparativa de puntos análisis a diferentes diluciones



Fuente: Elaboración Propia

Por otro lado, a manera de evaluar las cómo afectan estas cinco condiciones a las concentraciones de sustrato, celular y etanol se realizaron las mismas gráficas de dilución, pero vs concentraciones, las mismas se encuentran en el Anexo E.

Así también como esta sección fue determinante trabajar con los valores numéricos de las siguientes variables para las condiciones ya señaladas dado que las mismas permitirían ampliar el rango de análisis del sistema y definir el punto óptimo de funcionamiento:

- Dilución global
- Productividad,
- Conversión de sustrato,
- Flujo de etanol producido,
- Masa de mosto no consumido,
- Concentración de etanol (Inicial y final)
- Concentración de células (Inicial y final)
- Concentración de sustrato (Inicial y final).

En la Tabla 12, se observan la totalidad de los resultados siendo que se pudo determinar que a mayor productividad menor cantidad de sustrato es consumido, dado que la productividad va ligada con la cantidad de etanol producida que a su vez está ligado con el flujo de alimentación siendo que a mayor alimentación mayor cantidad de etanol es producida. Sin embargo, a mayor flujo de alimentación mayor cantidad de sustrato ingresa al sistema y no todo el mismo puede ser consumido durante el proceso lo cual hace que el sustrato no se consuma completamente disminuyendo la conversión.

En base a lo expuesto anteriormente se determinó que el escenario de mayor flujo de etanol obtenido no se encuentra ligado con la optimización del proceso dado que la cantidad de mosto no consumido es bastante elevada, por lo cual si bien este punto se tiene el mayor flujo de etanol el mismo va ligado directamente con la cantidad de mosto alimentado, es decir más mosto alimento mayor producto obtengo, hecho que no va ligado directamente con que el proceso haya mejorado.

Por otro lado el escenario de mayor productividad tampoco representa un escenario óptimo de funcionamiento debido a que si bien se registran los valores más altos para la

productividad la conversión del sistema es demasiada baja por lo cual gran parte de los azúcares alimentados en el mosto no se están consumiendo, también debe considerarse que en procesos de fermentación industriales se busca trabajar con una conversión elevada que preferentemente se encuentra por encima de 0.90, es así que este escenario también queda descartado como punto óptimo de funcionamiento.

También se consideró el punto de intersección de la curva de P_e vs DG con X_s vs DG , debido a que en un proceso convencional de fermentación de un reactor CSRT, dicho punto puede considerarse como el punto óptimo de Dilución, sin embargo, dicha lógica no correspondió al presente estudio ya que como en los dos anteriores casos el punto de intersección presente aun valores bajos de conversión lo que implica que no se está consumiendo el mosto necesario en el proceso industrial.

Es en este sentido que se puede considerar que el punto óptimo de funcionamiento se encuentra dentro del escenario de mayor concentración de etanol dado que en el mismo se encuentra valores de conversión aceptables para el proceso, siendo que también el volumen de etanol obtenido se incrementa considerablemente con los valores que pudiesen ser obtenidos bajo las condiciones de operación de la planta solo con un incremento no muy elevado de dilución.

Habiendo escogido el escenario se tuvo que escoger entre los 5 casos de análisis para determinar cuál sería más efectivo para el proceso considerándose que para dichos casos la dilución varia dado que la mayor concentración de etanol para cada caso se encuentra a diferentes diluciones globales, en sentido se debe considerar dos criterios principales, el flujo de alimentación de dióxido de carbono siempre será de 2 vvm por lo cual la cantidad de dióxido de carbono será proporcional al flujo de etanol que vaya a ser removido siendo que el costo de inversión de alimentación de dióxido de carbono será proporcional en todos los

casos, esto debido a que el coeficiente de arrastre de etanol es una constante, así también se debe considerar que mientras más etanol sea extraído por el stripping esto reduce el costo el costo del tratamiento final de la purificación del etanol lo que vendría a ser compensativo con la instalación de un sistema de inyección de dióxido de carbono. Es así que lo que definirá el punto óptimo será aquel donde exista un incremento considerable de etanol producido en el reactor 4 siendo que eso implicaría una mejora del proceso con relación al sistema convencional, así también es de gran relevancia para el estudio que el mosto no consumido al final del proceso sea lo más bajo posible para evitar un postratamiento del producto más complejo del actualmente empleado por la empresa.

En este sentido analizando la Tabla 12 se puede determinar que la mayor cantidad de etanol se obtiene cuando se aplica stripping al segundo reactor del sistema seguido por la aplicación de stripping al primer reactor, sin embargo, aunque el incremento de la dilución entre ambos casos es del 4.21 % el mosto no consumido se incrementa en un 46.66 % lo que se aprecia en la reducción de la conversión.

Tabla 12. Datos comparativos para la determinación de punto óptimo de funcionamiento a Dilución Variable

Sistema Analizado		D (h ⁻¹)	Pe (g.L ⁻¹ .h ⁻¹)	X _S (g.L ⁻¹)	Células		Sustrato		Etanol		Volumen de etanol F ₄ (L)	Volumen etanol F _v (L)	Volumen de etanol producido (L)	Masa de mosto no consumido (kg)
					C _{XE} (g.L ⁻¹)	C _{X4} (g.L ⁻¹)	C _{SE} (g.L ⁻¹)	C _{S4} (g.L ⁻¹)	C _{EE} (g.L ⁻¹)	C _{E4} (g.L ⁻¹)				
Condiciones de operación	Convencional	0.07594	4.115	0.9779	42.727	45.797	120.72	2.67	4.835	54.181	7553.8	0.0	7553.8	293.2
	Strip. Reactor 1	0.07594	5.296	0.9959	41.897	46.027	122.06	0.51	4.741	48.994	6830.6	1034.9	7865.5	55.9
	Strip. Reactor 2	0.07594	5.546	0.9962	42.098	46.230	121.73	0.47	4.764	48.847	6810.1	709.4	7519.5	51.6
	Strip. Reactor 3	0.07594	5.75	0.9866	42.210	45.905	121.55	1.64	4.777	50.385	7024.5	586.8	7611.3	180.6
	Strip. Reactor 4	0.07594	5.845	0.9806	42.316	45.873	121.38	2.37	4.789	50.845	7088.6	467.8	7556.4	261.0
Mayor concentración de etanol	Convencional	0.08284	4.536	0.9519	39.167	42.296	126.47	6.09	4.432	54.750	8327.0	0.0	8327.0	730.6
	Strip. Reactor 1	0.09157	6.269	0.9600	34.815	38.810	133.49	5.34	3.940	52.628	8847.3	1111.6	9959.0	707.7
	Strip. Reactor 2	0.09543	6.849	0.9446	33.571	37.514	135.50	7.51	3.799	52.730	9238.3	765.8	10004.1	1038.0
	Strip. Reactor 3	0.08874	6.561	0.9446	36.154	39.810	131.33	7.28	4.091	52.085	8485.8	606.5	9092.4	936.1
	Strip. Reactor 4	0.08895	6.642	0.9292	36.154	39.672	131.33	9.30	4.091	51.910	8477.1	477.6	8954.7	1198.2
Punto de intersección	Convencional	0.13807	6.352	0.6833	23.500	26.196	151.76	48.06	2.659	46.006	11662.0	0.0	11662.0	9611.8
	Strip. Reactor 1	0.12609	7.253	0.7748	25.405	28.744	148.68	33.49	2.875	48.375	11198.0	1021.8	12219.8	6116.6
	Strip. Reactor 2	0.11614	7.487	0.8299	27.647	31.187	145.07	24.68	3.129	50.304	10726.0	730.6	11456.6	4151.6
	Strip. Reactor 3	0.11636	7.452	0.7970	27.647	30.906	145.07	29.44	3.129	48.837	10432.7	568.7	11001.4	4962.6
	Strip. Reactor 4	0.10966	7.355	0.8169	29.375	32.627	142.28	26.05	3.324	49.477	9961.1	455.2	10416.3	4138.3
Mayor productividad	Convencional	0.28305	7.513	0.3528	11.463	13.034	171.19	110.80	1.297	26.543	13793.1	0.0	13793.1	45426.1
	Strip. Reactor 1	0.24345	8.029	0.4198	13.239	15.170	168.33	97.67	1.498	30.483	13624.0	643.9	14267.9	34441.3
	Strip. Reactor 2	0.23351	8.333	0.4395	13.824	15.838	167.38	93.82	1.564	31.689	13584.8	460.2	14045.1	31733.4
	Strip. Reactor 3	0.23372	8.382	0.4336	13.824	15.773	167.38	94.80	1.564	31.187	13382.0	363.2	13745.2	32094.2
	Strip. Reactor 4	0.23393	8.476	0.4307	13.824	15.749	167.38	95.29	1.564	31.056	13337.3	285.7	13623.0	32289.2
Mayor masa de etanol obtenido	Convencional	0.27615	7.513	0.3626	11.750	13.360	170.73	108.82	1.330	27.207	13792.9	0.0	13792.9	43529.4
	Strip. Reactor 1	0.27797	7.983	0.3625	11.605	13.289	170.96	108.98	1.313	26.856	13704.9	567.3	14272.1	43880.9
	Strip. Reactor 2	0.27493	8.258	0.3677	11.750	13.457	170.73	107.95	1.330	27.193	13725.2	394.9	14120.1	42987.3
	Strip. Reactor 3	0.28205	8.296	0.3544	11.463	13.084	171.19	110.53	1.297	26.191	13561.6	305.0	13866.6	45155.8
	Strip. Reactor 4	0.28225	8.389	0.3527	11.463	13.069	171.19	110.81	1.297	26.113	13531.3	240.2	13771.5	45302.8

Fuente: Elaboración propia

Por otro lado, tanto la aplicación de stripping al reactor 3 como al reactor 4 no pueden ser resultados factibles debido a que en ambos casos la conversión presenta valores por debajo de 0.9 siendo también que el volumen de etanol es aproximadamente de 400 L menor al obtenido en SR1 así mismo el mosto no consumido se ve incrementado de gran manera.

Por lo cual se podría considerar que el SR1 es el punto óptimo de funcionamiento a una dilución de 0.09157, que implica un incremento en la dilución del 20.58 % con relación al sistema convencional a la dilución global de operación, lo cual se encuentra en un rango aceptable considerando que los sistemas de fermentación se encuentran por debajo de la capacidad total de producción por lo cual el mismo podría permitir un incremento del 20.58% del flujo de alimentación lo cual también permitiría la optimización de producción.

Así también es importante recalcar que la producción de etanol se ve incrementada en un 31.85 % con relación al sistema convencional a la dilución de operación global de operación, lo cual representa un total de 2406 L de etanol.

4.3.2. Simulación a Concentración de sustrato en el mosto variable

Habiendo definido la elección del reactor y punto óptimo de funcionamiento, se determinó pertinente evaluar cuanto se podría aumentar la concentración de azúcares en el mosto, esto sin alterar las condiciones de operación incluida la dilución. Esto permitiría a la empresa tener un mayor rango de operación permitiendo trabajar con mayores concentraciones de mosto para obtener mayores cantidades de etanol, así mismo permitiría apreciar hasta qué punto se podría incrementar la concentración del mosto.

Para este caso se procedió a determinar los límites mínimos y máximos para los 5 casos de estudio dado que la estabilidad del sistema se veía comprometida a valores muy bajos y altos de concentraciones del mosto.

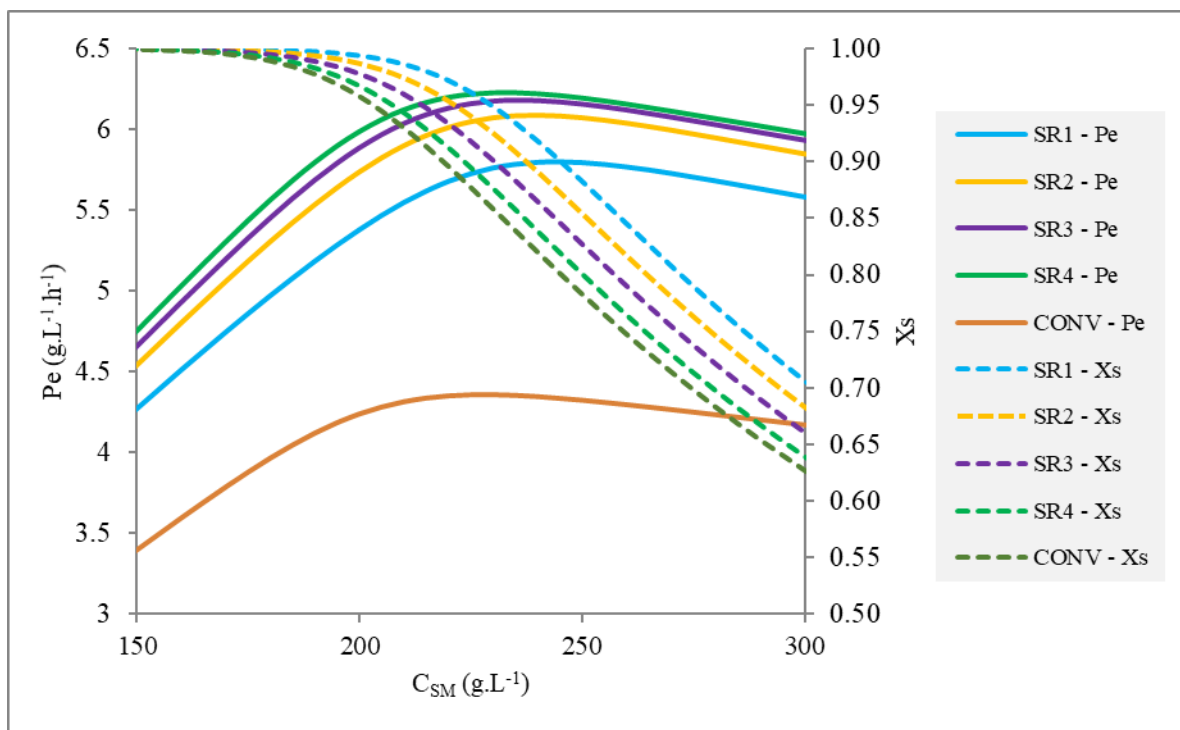
Para el análisis se determinó que las variables de análisis principales se concentraran en la conversión y productividad teniendo como base comparativa la Concentración del mosto.

Los resultados obtenidos se presentan en el Anexo F en base a los mismos se realizó la siguiente grafica para analizar como varia la conversión y productividad en los 5 casos de estudios.

Por otro lado, al trabajar con un flujo de alimentación fijo se pudo apreciar de mejor manera como el aumento o reducción de la C_{SM} contribuye en el proceso fermentativo.

La Figura 9 muestra que existe un C_{SM} máxima, que se encuentra por encima de la C_{SM} de operación (189.7 g.L^{-1}), para incrementar la P_e siendo que después la misma la P_e empieza a descender, por otro lado las X_s previas a la C_{SM} máxima mantiene valores por encima de 0.9 para los casos con aplicación de stripping siendo que solo en el caso del sistema convencional la C_{SM} máximo registra una conversión por debajo de 0.90.

Figura 9. Curva de Productividad y Conversión de sustrato en función de la concentración de sustrato en el mosto



Fuente: Elaboración propia

Para poder determinar el incremento de C_{SM} que podría realizarse al proceso se consideró solo X_s por encima de 0.90, así también se consideró una C_{SM} mínima que en este caso fue la C_{SM} de operación (189.7 g.L⁻¹) debido a que valores mínimos a este no son relevantes, en base a estas condiciones se construyó la Tabla 13, siendo que se pudo determinar que para todos los casos de aplicación de *stripping* a una $C_{SM}=190$ g.L⁻¹ se obtienen mejores valores de productividad en etanol (Pe) mostrando que el *stripping* efectivamente incrementa la producción de etanol, favoreciendo el crecimiento celular al reducir la inhibición por el etanol producido.

Por otro lado, al considerar, dentro de la Tabla 13, la X_s de operación es de 0.9775 como punto fijo para los estándares de operación de la planta se puede ver que SR1 permitiría el incremento más significativo de la C_{SM} siendo que la misma llega hasta 220 g.L⁻¹, lo que significa

un incremento del 15.79 % en base a la C_{SM} actual de la planta, permitiendo incrementar también la productividad en 37.93%. Para la SR2, SR3 y SR4 la C_{SM} solo aumento en 10.70 % para el primer caso y 5.42 % para el tercer y cuarto caso.

Así también si consideramos que al trabajar con el valor más elevado de $C_{SM}=240 \text{ g.L}^{-1}$ (SR1) esto nos permitiría alcanzar una conversión igual a 0.92 (Tabla 13), lo que implicaría un aumento del 26.31 %, en la C_{SM} y en el caso de la productividad se registraría un aumento del 10.80% en comparación con la fermentación convencional (FC).

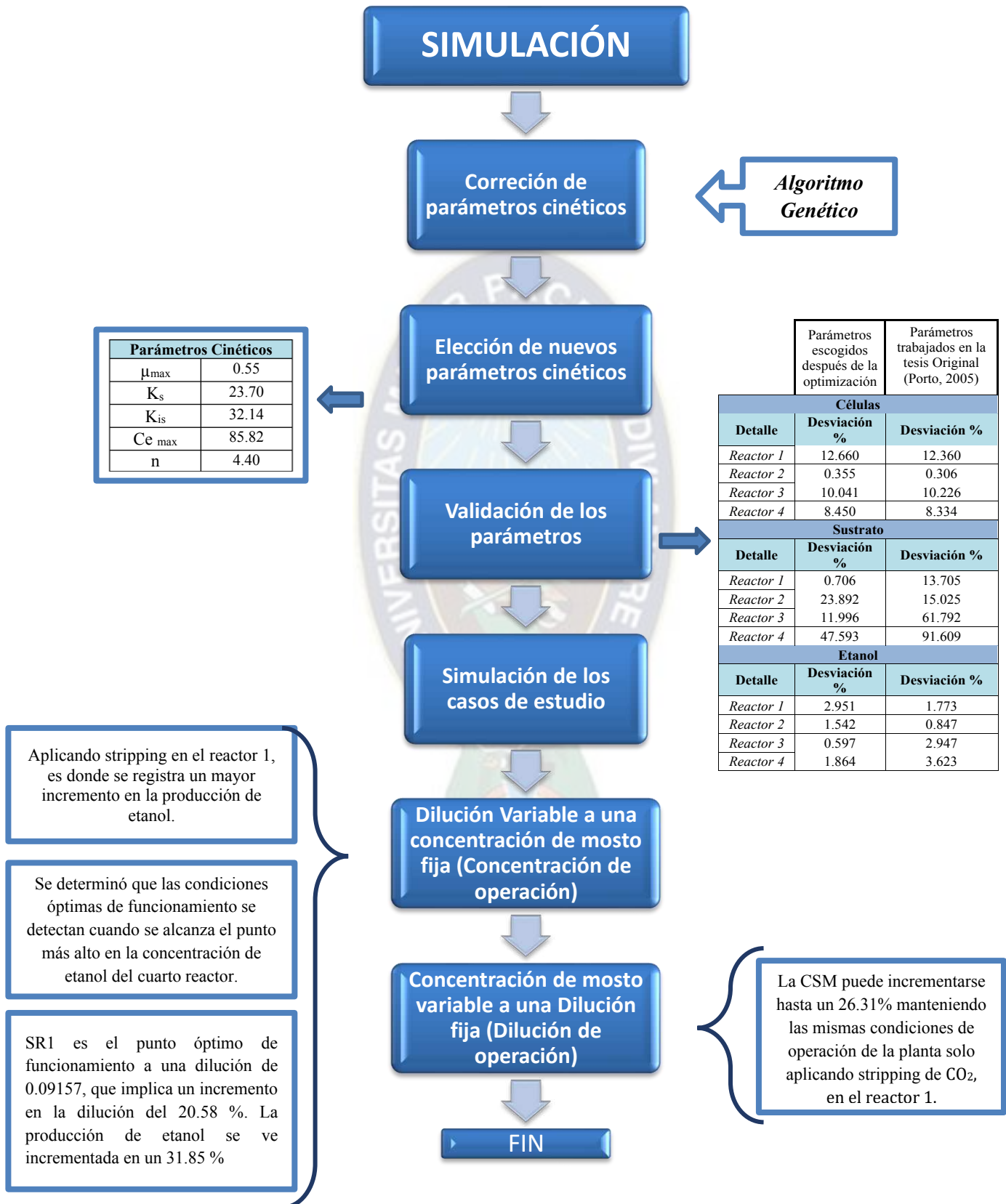
Tabla 13. Resultados obtenidos a la dilución de operación ($D = 0.07594 \text{ h}^{-1}$)

C_{SM} (g.L^{-1})	SR1		SR2		SR3		SR4		FC	
	Pe ($\frac{\text{g}}{\text{L h}}$)	Xs	Pe ($\frac{\text{g}}{\text{L h}}$)	Xs	Pe ($\frac{\text{g}}{\text{L h}}$)	Xs	Pe ($\frac{\text{g}}{\text{L h}}$)	Xs	Pe ($\frac{\text{g}}{\text{L h}}$)	Xs
190	5.1864	0.9974	5.5337	0.9938	5.6858	0.9889	5.7965	0.9828	4.1187	0.9775
200	5.3815	0.9939	5.7354	0.9868	5.8852	0.9778	5.9869	0.9670	4.2372	0.9579
210	5.5502	0.9862	5.8979	0.9741	6.0363	0.9597	6.1219	0.9433	4.3129	0.9302
220	5.6809	0.9719	6.0103	0.9536	6.1317	0.9338	6.1989	0.9124	4.3494	0.8961
230	5.7639	0.9491	6.0704	0.9253	6.1750	0.9014	6.2272	0.8767	4.3565	0.8586
240	5.7992	0.9185	6.0860	0.8912	6.1787	0.8650	6.2214	0.8388	4.3449	0.8205

Fuente: Elaboración propia

Finalmente, los resultados obtenidos se presentan de forma concreta en la Figura 10, donde se observan los resultados según el diagrama de flujo inicial planteado.

Figura 9. Diagrama de flujo con resultados



CAPÍTULO 5

CONCLUSIONES Y RESULTADOS

5.1. Conclusiones

- Se realizó la aplicación del modelado al sistema estudiado, siendo que se tuvo que ampliar el ecuacionamiento a dos nudos dado la recirculación existente. Así mismo, se tuvo que trabajar con un sistema de 12 ecuaciones tanto para el sistema convencional. En el caso del segundo sistema se tuvieron que replantear las ecuaciones para cada reactor donde se aplicaría stripping obteniéndose un sistema de 12 ecuaciones para cada de aplicación de stripping en los reactores 1 , 2 , 3 y 4.
- Se determinó que los nuevos parámetros cinéticos reducen la diferencia entre los datos simulados y reales siendo que la diferencia aun existente puede deberse a un problema con el muestreo de los reactores relacionado con la agitación y lugar de la toma de muestra, siendo que los datos reales no muestran una tendencia clara a lo largo del proceso sino valores variables. Por otro lado, a partir del modelo cinético se estableció que la simulación se asemeja a las condiciones de operación de la planta por lo cual el mismo pudo ser utilizado para ver las variaciones del sistema cuando se aplica stripping en cada uno de los reactores.
- Con las condiciones simuladas se pudo evaluar tres escenarios dominantes para evaluar la factibilidad de la aplicación de stripping, siendo los resultados los siguientes:
 - A una misma dilución global y concentración alimentación de azúcares en el mosto al sistema, se demostró que aplicando SR1 al primer reactor se incrementa la producción notablemente, así como la concentración celular

lo que demuestra que la inhibición fue reducida exitosamente. Por lo cual el SR1 implicaría una reducción de costo en la recuperación del etanol del producto final lo que compensaría los costos de alimentación de CO_2 .

- Se determinó que las condiciones óptimas de funcionamiento se detectan cuando en todos los sistemas se alcanza el punto más alto en la concentración de etanol del cuarto reactor. Dentro de los sistemas analizados se determinó que se alcanzará el punto óptimo de funcionamiento cuando se aplica stripping en el reactor 1 dado que en el mismo el volumen de etanol se incrementa notablemente con relación al sistema convencional siendo que el mosto no consumido y por ende la conversión, registran valores aceptables de funcionamiento así mismo la dilución solo se incrementa en un 20.58 % siendo que el etanol obtenido se incrementa en un 30 %, todo esto bajo las mismas condiciones de operación lo que implica una clara mejoría del proceso.
- Para todos los casos estudiados la implementación de stripping permite aumentar la C_{SM} , siendo que el aumento dependerá del reactor al cual aplicamos stripping. La C_{SM} puede incrementarse hasta un 26.31% manteniendo las mismas condiciones de operación de la planta solo aplicando stripping de CO_2 al proceso (SR1), siendo que de esta manera podría reducirse el volumen de agua a la entrada del proceso lo que permitiría disminuir los costos energéticos de la etapa de recuperación de etanol por destilación así también como el volumen de vinaza generado.
- Se pudo determinar que existe un aumento de productividad y conversión de sustrato para todos los casos sin importar en cuál reactor se aplique stripping,

demostrando por ende que la aplicación de dióxido de carbono durante el proceso de fermentación es altamente productiva.

- Dado la característica de un proceso continuo se determina que el stripping en un sistema continuo a escala industrial trae efectos positivos a la producción, por otro el presente estudio, al abarcar el proceso desde la determinación de los parámetros cinéticos hasta los resultados a ser obtenido por el stripping, es aplicable a la empresas Bolivianas que presentan un sistema similar de funcionamiento de reactores conectados en serie y fermentación continua como ser el caso de la empresa Guabirá, permitiendo de esta manera contribuir con la realidad boliviana que pretende realizar un incremento en la producción de etanol anhidro como biocombustible. (Chang, Kim, & Kang, 2010)
- Los resultados obtenidos fueron presentados en trabajos en el Congreso de Ingeniería Química de Brasil 2021, en conjunto a mis dos tutores de Proyecto, exponiéndose las conclusiones anteriormente presentadas en los trabajos:
 - EVALUACIÓN DEL STRIPPING DE ETANOL CON CO₂ EN UN PROCESO DE FERMENTACIÓN CONTINUA CON REACTORES EN SERIE: INCREMENTO DE LA CONCENTRACIÓN DE SUSTRATO EN EL MOSTO.
 - MODELAJE Y SIMULACIÓN DE UN PROCESO CONTINUO DE FERMENTACIÓN ALCOHÓLICA EXTRACTIVA APLICANDO STRIPPING CON CO₂ PARA UN SISTEMA DE REACTORES EN SERIE: ELECCIÓN DEL REACTOR PARA APLICACIÓN DE STRIPPING.

5.2. Recomendaciones

- Se recomienda emplear diferentes modelos cinéticos para la simulación realizada, pudiendo de esa manera mejorar la correlación inicial de los parámetros cinéticos, lo que permitiría a su vez una mejor aproximación con los datos operacionales.
- Por otro lado, sería bueno ampliar la simulación a varios otros sistemas de reactores en series que comercialmente puedan abarcar de tres a cinco reactores en serie con alimentación continua.
- Se recomienda realizar el análisis económico que supondría la instalación de stripping en los ingenios azucareros con el fin de ver la factibilidad real del proceso de optimización.



Bibliografía

- Acosta, C. (2012). *Evaluación de la fermentación alcohólica para la producción de hidromiel*. Bogotá: Universidad Nacional de Colombia.
- AIBA, S., SHODA, M., & NAGATANI, M. (1968). Kinetics of Product Inhibition in Alcohol. *Biotechnology and Bioengineering, Vol 10*, 845-864.
- Alves, L., Jarbas, H., & Cooke, R. (2018). . Water management for sugarcane and corn under future climate scenarios in Brazil. *Agric. Water Manag.*
- ANDREWS, J. (1968). Mathematical Model for the Continuous Culture of Microorganisms Utilizing Inhibitory Substrates. *Biotechnology and Bioengineering*, 707-723.
- ANDRIETTA, S. (1994). *Modelaje, simulaci[on y control de fermentación continua en escala industrial*. Campinas: Universidad Estadual de Campinas.
- ANDRIETTA, S. R. (1991). Otimização de Processos de Fermentação Alcoólica em. *Stab: Açúcar, Álcool e Subprodutos, v. 17*.
- BAILEY, J. E., & OLLIS, D. F. (1986). *Biochemical Engineering Fundamentals*. New York: McGraw-Hill Book Company,.
- BORZANI, W. (1960). Fermentación alcohólica continua. *Análisis de la semana de fermentación alcohólica*, 263-276.
- Buratti, S., & Benedetti, S. (2016). Alcoholic Fermentation Using Electronic Nose and Electronic Tongue Electronic Noses and Tongues in Food Science. *Elsevier*, 291-299.
- Burguete, V. (15 de Septiembre de 2018). Bolivia ingresa a la era de los biocombustibles con la promulgación de la Ley del Etanol. *La Voz de Tarija*, págs. 2-3.
- Cámara Nacional de Industrias. (2011). *Centro de Promoción de Tecnologías Sostenibles*. La Paz: Mayor productividad y rentabilidad con Producción Más Limpia- Estudio de Caso: Guabirá S.A.

- Camargos, C. V., Moraes, V. D., & Oliveira, L. (2020). High Gravity and Very High Gravity Fermentation of Sugarcane Molasses by Flocculating *Saccharomyces cerevisiae* Experimental Investigation and Kinetic Modeling. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 807-821.
- Cardona, C., & Sánchez, Ó. (2011). Simulación de los procesos de obtención de etanol a partir de caña de azúcar y maíz. *Scientia et Technia*, 187-192.
- Carlos, B., & Useda, Y. (2020). *Biorreactores, tipos y aplicaciones ne Biotecnología Ambiental*. Moquegua: Universidad Nacional de Moquegua.
- CARVALHO, J. (2001). Fermentación discontinua alimentada. *Biotecnología industrial*, 205-222.
- CARVALHO, J., & SATO, S. (2001). Fermentación discontinua. *Biotecnología industrial*, 193-204.
- CASANOVAS, J. (2002). *Utilización de combustibles alternativos en motores térmicos. Módulo I*. Medellín: Universidad Nacional de Colombia.
- Chang, H., Kim, N., & Kang, J. (2010). Multi-Stage high cell continuous fermentation for high productivity an titer. *Bioprocess Biosyst Eng.*, 419-431.
- Chisag, R. (2019). *Diseño y construcción de un biodigestor de polietileno para la obtención de biogás a partir de estiércol de ganado porcino*. Riobamba: ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DE CHIMBORAZO.
- CYSEWSKI, G., & WILKE, C. (1978). Proceso, diseño y estudio economico de metodos alternativos para la producción de etanol. *Biotecnologia y bioingenieria*, 1421-1444.
- De Azevedo, M., De Oliveira, R., & Magalhães, T. (2012). Produção de etanol no Brasil. *Bolsista de Valor*, 151-154.

- De la Vara, I. (2014). *Evaluación de tres cepas de levadura en la producción de etanol a partir de la melaza de caña*. Sonora: Universidad de Sonora.
- De Souza, N. (2019). Sugarcane ethanol and beef cattle integration in Brazil. *Biomass and Bioenergy*, 448-457.
- Demirbas, A. (2011). Competitive liquid biofuels from biomass. *Journal Applied Energy*, 17-28.
- Departamento Administrativo de Ciencia, Tecnología e Innovación (Colciencias). (2010). *Plan Nacional de investigación, desarrollo e innovación en biocombustibles (Plan Biocom - Versión 7)*. Bogotá: Ministerio de Minas y Energía.
- DUNN, I., & MOR, J. (1975). Variable - Volume Continuous Cultivation. *Biotechnology and Bioengineering*, 1805-1822.
- EDUARDO, J. (1991). Fermentación continua. *Azúcar, alcohol y subproductos*, 42-45.
- El Día. (16 de Septiembre de 2018). Ley de Etanol fue promulgada en el Norte. *El Día*.
- Escobar, R., & Méndez, D. (2018). *Efecto del grado de contaminación microbiana en los mostos utilizados en la producción de alcohol artesanal en los diferentes fábricas del sector La Maná*. Latacunga, Ecuador: Universidad Técnica de Cotopaxi (UTC).
- Estevéz, R. (2015). *Fermentación y destilación alcohólica*. Conferencia ICIDCA.
- EZEJI, T. C., QURESHI, N., & BLASCHEK, H. P. (2003). Production of acetone, butanol and ethanol by. *World Journal of Microbiology & Biotechnology*, V. 19, 595-603.
- EZEJI, T., QURESHI, N., & BLASCHEK, H. (2003). Production of acetone, butanol and ethanol by *Clostridium beijerinckii* BA 101 and in situ recovery by gas stripping. *World Journal of Microbiology & Biotechnology*, 595-603.
- FACCIOTTI, M. (2001). Fermetación Continua. *Bioteconología Industrial*, 223-246.

- FAO (Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura). (2013).
La bioenergía y los biocombustibles. *Vías de la sostenibilidad*, 1-4.
- García, J. (2013). Estrategias de obtención de proteínas recombinantes en *Escherichia coli*.
Vaccimonitor, 11-14.
- GROOT, W., VAN DER LANS, R., & K.CH., L. (1992). Technologies for butanol recovery
integrated with fermentations. *Process Biochemistry* 27, 61-75.
- Guilera, J. (2017). *Diseño de un biorreactor para la obtención de quitosán*. Catalunya:
Universitat Politècnica de Catalunya.
- Gutiérrez, A. (2015). Correlación entre depresión, hiperactividad y déficit de atención y el
abuso de sustancias. *Medicina e investigación*, 123-128.
- HALL, D., HOUSE, J., & SCRASE, I. (2005). Uso de la biomasa para producción de Energía
en la industria Brasileira. *Rosillo-Calle, Frank (Org)*, 25-67.
- HAN, K., & LEVENSPIEL, O. (1988). Exten Monod Kinetics for Substrate, Product and Cell
Inhibition. *Biotechnology and Bioengineering*, 430-437.
- Jatoi, A., Baloch, H., Mazari, S., Mubarak, N., Sabzoi, N., Aziz, S., & Soomro, S. (2021). A
review on extractive fermentation via ion exchange adsorption resins opportunities,
challenges, and future prospects. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 1-12.
- Kerbaui, I. (2023). *AVALIAÇÃO DA FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA EXTRATIVA EM
DIFERENTES TEMPERATURAS COM REMOÇÃO DE ETANOL POR ARRASTE
COM CO₂*. SÃO CARLOS: UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS.
- Lemos, D., Sonego, J., Cruz, A., & Badino, A. (2018). In situ extractive ethanol fermentation
in a drop column bioreactor. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*,
1381-1387.

- LEVENSPIEL, O. (1980). The Monod equation - a revisit and a generalization to product inhibition situations. *Biotechnology and Bioengineering*, 1671 - 1687.
- LIMA, L., & MARCONDES, A. (2002). *Álcool Carburante: Uma Estratégia Brasileira*. Curitiba: Editora UFPR.
- LIMA, U. d., BASSO, L. C., & AMORIM, H. V. (1985). Processos Fermentativos e Enzimáticos. *Biotecnologia Industrial*; v.3, 1-43.
- LIMA, U. d., BASSO, L. C., & AMORIM, H. V. (2001). Processos Fermentativos e Enzimáticos. *Biotecnologia Industrial*; v.3, 1-43.
- LOERA, P. (2003). *Simulación estocástica y control óptimo de procesos para el tratamiento de aguas residuales de excretas porcinas*. Hermosillo: Universidad de Sonora.
- LUONG, J. (1985). Kinetics of ethanol inhibition in alcohol fermentation. *Biotechnology and Bioengineering*, 280-285.
- MADDOX, T. (1988). The acetone-butanol-ethanol fermentation: recent progress in technology. *Biotechnology and Genetic Engineering Reviews* 7, 189-220.
- MARTÍNEZ, J. J. (2014). *Libro Electrónico de Bioquímica*. Aguas Calientes: Universidad de Aguas Calientes.
- Martins, T. (2021). *Estudo do desempenho de eliminadores de névoa fermentação alcoólica extrativa*. São Carlos: Universidade Federal de São Carlos.
- Melo, E., Sánchez, Y., Ferrer, N., & Ferrer, N. (2012). Evaluación de un motor de encendido por chispa trabajando con mezclas etanol-gasolina. *Energética*, 94-102.
- Monroy, A., Narváes, R., & Vera, B. (2017). Generación de bioetanol como combustible alternativo a partir de compuestos lignocelulósicos a nivel laboratorio. *Revista de Energía Química y Física*, 49-57.

- OMMETTO, J. (2001). Protocolo de Quioto e Mecanismo de. *Biomassa: Energia dos Trópicos em Minas Gerais.*, 262-268.
- O'NEIL, D., & LYBERATOIA, G. (1990). Dynamic Model Development for a Continuous Culture of *Saccharomyces cerevisiae*. *Biotechnology and Bioengineering*, 437-445.
- Othman, M., Ariff, A., Rios-Solis, L., & Halim, M. (2017). Extractive fermentation of lactic acid in lactic acid bacteria cultivation: A review. *Frontiers in Microbiology*, 1-7.
- PENNER, M., BAKER, A., & SCATTER, L. (1976). Physical an chemical pretreatment for enhancing cellulose sachariffication. *Biotech Bioeng.*
- Porto, L. (2005). Modelagem de processo industrial de fermentacao continua com reatores de mistura ligados em série. *Tesis de Doctorado*. Campinas: Universidade Estadual de Campinas.
- Puertas, M. (2018). *Efecto de la cinética de hidrólisis ácida de almidón de maíz (zea mays l.) en el rendimiento para la obtención de etanol*. Piura, Perú: Universidad Nacional de Piura.
- REPETTO, M. (1997). Toxicología del Alcohol Etílico. En *Toxicología Avanzada* (págs. 425-475). Madrid: Díaz de Santos.
- RIBAS, M., HURTADO, R., GARRIDO, N., & DÍAZ, M. (2006). Modelación matemática y simulación de procesos fermentativos. *Revista de Ingeniería Química*, 438.
- Rodrigues, K. (2019). *Fermentação Alcoólica Extrativa com Remoção de Etanol por Arraste com CO2 e Recuperação por Absorção*. SãoCarlos: . Universidade Federal de SãoCarlos.
- Rodrigues, K., Bernardo, A., & Bandino, A. (2016). MODELAGEM E SIMULAÇÃO DO PROCESSO CONTÍNUO DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA EXTRATIVA APLICANDO STRIPPING COM CO2.

- Rodrigues, K., Sonogo, J., Cruz, A., & Bernardo, A. (2018). Modeling and simulation of continuous extractive fermentation with CO₂ stripping for bioethanol production. *Chemical Engineering Research and Design*, 77-88.
- ROUTH, J., EYMAN, D., & BURTON, D. (1984). En *Compendio esencial de química general orgánica y bioquímica* (págs. 427-467). Reverté.
- SCHMIDELL, W., & FACCIOTTI, M. (2001). Biorreactores y procesos fermentativos. *Biotecnología industrial*, 179-192.
- Siliceo, M. (2014). *Análisis de la productividad industrial de bioetanol*. Xalapa: UNIVERSIDAD VERACRUZANA.
- Silva, C., Esperanza, M., Cruz, A., Moura, L., & Bandino, A. (2015). "Stripping of ethanol with CO₂ in bubble columns: Effects of operating conditions and modeling. *Chemical engineering research and design*, 150-160.
- SONEGO, J. L., LEMOS, D. A., RODRIGUEZ, G. Y., CRUZ, A. J., & BADINO, A. C. (2014). Extractive Batch Fermentation with CO₂ Stripping for Ethanol Production in a Bubble Column Bioreactor Experimental and Modeling. *Energy & Fuels*, v. 28, 7552-7559.
- Sonogo, J., Lemos, D., Cruz, A., & Badino, A. (2018). Optimization of Fed-Batch Fermentation with in Situ Ethanol Removal by CO₂ Stripping. *Energy and Fuels*, vol. 32, 954-960.
- Sonogo, J., Lemos, D., Pinto, C., Cruz, A., & Badino, A. (2016). Extractive Fed-Batch Ethanol Fermentation with CO₂ Stripping in a Bubble Column Bioreactor: Experiment and Modeling. *Energy and Fuels*, 748-757.
- STREMEL, D. P. (2001). *Desenvolvimento de Modelos Estruturados Alternativos para*. 2001: Tese (Doutorado em Engenharia Química).

- Suárez, C., Garrido, N., & Guevara, C. (2016). Levadura *Saccharomyces cerevisiae* y la producción de alcohol. *Sobre los Derivados de la Caña de Azúcar*, vol. 50, 20-28.
- TAYLOR, F., KURANTZ, M. J., GOLDBERG, N., & CRAIG, J. C. (1995). Continuous fermentation and stripping of ethanol. *Biotechnology Progress*, v. 11, 693 - 698.
- TAYLOR, F., KURANTZ, M. J., GOLDBERG, N., & CRAIG, J. C. (1996). Control of packed column fouling in the continuous fermentation and stripping of ethanol. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 51, 33-39.
- TAYLOR, F., KURANTZ, M., & CRAIG, J. (1998). Kinetics of continuous fermentation and stripping of ethanol. *Biotechnology Letters*, Vol 20, No 1, 67-72.
- TAYLOR, F., KURANTZ, M., & GOLDBERG, J. (1997). Effects of ethanol concentration and stripping temperature on continuous fermentation rate. *Appl Microbiol Biotechnol*, 311-316.
- THATIPALAMA, R., ROHANI, S., & HILL, G. (1992). Effects of High Product and Substrate. *Biotechnology and Bioengineering*, 289-297.
- TORIJA, M., ROZÉS, N., POBLET, M., & GUILLAMÓN, J. (2003). Effects of fermentation temperature on the strain population of *Saccharomyces cerevisiae*. *International Journal of Food Microbiology*, 47-53.
- TORRES, J., MOLINA, D., & PINTO, C. (2002). Estudio de la mezcla de gasolina con 10% de etanol anhidro. Evaluación de propiedades Fisicoquímicas. *Ciencia, Tecnología y Futuro*, 3-6.
- TREJOS, V., FONTALVO, J., & GÓMEZ, M. (2009). Descripción matemática y análisis de estabilidad de procesos fermentativos. *Dyna*, 111-121.

- Valdivieso, R. (2010). *Determinación del porcentaje de etanol adecuado a emulsionarse con la nafta para el parque automotor de la ciudad de Cuenca*. Cuenca, Ecuador: Universidad del Azuay.
- VIEGAS, M. C. (2003). *Otimização de Sistema de Fermentação Alcoólica Contínua Utilizando Reatores Tipo Torre e Leveduras com Características Floculantes*. Campinas-SP.: Tese (Doutorado em Engenharia Química).
- WHEALS, A., BASSO, L., & ALVES, D. (1999). Fuel ethanol after 25 years. *Tibtech*, 482-487.
- ZARPELOM, F., & ANDRIETTA, S. (1992). Fermentación continua para producción de alcohol. *STAB- Azúcar, alcohol e subproductos*, 23-28.

ABREVIACIONES

C_{xn} = Concentración de células en el reactor n (g.L^{-1})

C_{sn} = Concentración de sustrato en el reactor n (g.L^{-1})

C_{En} = Concentración de etanol en el reactor n (g.L^{-1})

$C_{X(n-1)}$ = Concentración de células a la entrada al reactor n (g.L^{-1})

$C_{S(n-1)}$ = Concentración de sustrato en la entrada al reactor n (g.L^{-1})

$C_{E(n-1)}$ = Concentración de etanol en la entrada al reactor n (g.L^{-1})

$F_{L(n-1)}$ = Flujo volumétrico de entrada (L. h^{-1})

F_{Ln} = Flujo volumétrico de salida (L. h^{-1})

FC = Fermentación convencional

SR1 = Aplicación de stripping en el reactor 1

SR2 = Aplicación de stripping en el reactor 2

SR3 = Aplicación de stripping en el reactor 3

SR4 = Aplicación de stripping en el reactor 4

V_{AP} = Volumen de alcohol total producido (L.h^{-1})

V_A = Volumen de alcohol producido (L.h^{-1})

D = Dilución (h^{-1})

ANEXO A: SIMULACIÓN PARA SISTEMA CONVENCIONAL

ANEXO A.1: Simulación de comandos centrales (SCE)

//Simulación del Sistema Convencional

clear
clc
getd

//Parámetros cinéticos utilizados

umax=0.5 // VALOR BIBLIOGRÁFICO
Ks=3
Kis=27
Cemax=92
an=5.3
Yxs=0.026 // VALOR DEFINIDO EXPERIMENTALMENTE
Yes=0.418 // VALOR DEFINIDO EXPERIMENTALMENTE
//ke=0.0390
//ka=0.0029
V1=541600 // L
V2=372400 // L
V3=298600 // L
V4=235900 // L

//Valores iniciales del proceso

// Alimentación en el mosto

Fm=70000 // L
Csm=189.7 // g/L
Cem=0 // g/L
Cxm=0 // g/L (Consideración hecha para el estado estacionario)

//Flujo de recicló

Fr=40000 //L
Cer=13.297 // g/L (Constante)
Cxr=117.5 // g/L (Constante)
Csr=0 // g/L

//Entrada directa al sistema (considerando la alimentación y el flujo de recicló)

Fe=Fm+Fr


```
F1=Fe
F2=F1
F3=F2
F4=F3
```

```
Cse=(Fm*Csm+Fr*CsR)/Fe
Cxe=(Fm*Cxm+Fr*Cxr)/Fe
Cee=(Fm*Cem+Fr*Cer)/Fe
```

```
tolf=1.d-4;
tolx=1.d-4;
Itmax=1000;
```

```
// Valores iniciales.
```

```
x=[44.939;130;40.396; 45.601;120;51.032; 45.815;110;54.48; 45.9;80;55.149];
```

```
[xres, fxres, niter]=Mnewton (x, tolf, tolx, Itmax)
```

```
//Cálculo para el reciclado utilizado
```

```
F5=F4-Fr
Ce5=(F4*xres(12)-Fr*Cer)/F5
Cs5=(F4*xres(11)-Fr*CsR)/F5
Cx5=(F4*xres(10)-Fr*Cxr)/F5
```

```
//Cálculo de productividad, considerando el volumen total del sistema y el volumen de flujo de entrada
```

```
Vt=V1+V2+V3+V4
Pe=(F4/Vt)*xres(12)
```

```
//Conversión del substrato
```

```
Xs=(Cse-xres(11))/Cse
D=F4/Vt
mprintf('\n Concentraciones de células')
mprintf('\n Cx1 = %f', xres(1))
mprintf('\n Cx2 = %f', xres(4))
mprintf('\n Cx3 = %f', xres(7))
mprintf('\n Cx4 = %f', xres(10))
mprintf('\n ')
mprintf('\n Concentraciones de substrato')
mprintf('\n Cs1 = %f', xres(2))
```

```
mprintf("\n Cs2 = %f", xres(5))
mprintf("\n Cs3 = %f", xres(8))
mprintf("\n Cs4 = %f", xres(11))
mprintf("\n ")
mprintf("\n Concentraciones de etanol')
mprintf("\n Ce1 = %f", xres(3))
mprintf("\n Ce2 = %f", xres(6))
mprintf("\n Ce3 = %f", xres(9))
mprintf("\n Ce4 = %f", xres(12))
mprintf("\n ")
mprintf("\n Flujo de salida=%f,F5)
mprintf("\n Ce saida=%f,Ce5)
mprintf("\n Cx saida=%f,Cx5)
mprintf("\n Cs saida=%f,Cs5)
mprintf("\n ")
mprintf("\n Productividad')
mprintf("\n Pe=%f,Pe)
mprintf("\n ")
mprintf("\n Conversion de substrato')
mprintf("\n Xs=%f,Xs)
```

ANEXO A.2: Sistema de ecuaciones programado Function (SCI)

```
function fx=funcx(x)
```

```
[nl,nc]=size(x);
```

```
N=nl;
```

```
fx = zeros(N,1); // dimensionando fx
```

```
// Ecuaciones para el reactor 1
```

```
u1= umax*x(2)/(Ks+x(2)+x(2)^2/Kis)*(1-x(3)/Cemax)^an
```

```
fx(1) = Fe/V1*Cxe-F1/V1*x(1)+u1*x(1);
```

```
fx(2) = Fe/V1*Cse-F1/V1*x(2)-u1*x(1)/Yxs
```

```
fx(3) = Fe/V1*Cee+Yes/Yxs*u1*x(1)-F1/V1*x(3)
```

```
// Ecuaciones para el reactor 2
```

```
u2= umax*x(5)/(Ks+x(5)+x(5)^2/Kis)*(1-x(6)/Cemax)^an
```

```
fx(4) = F1/V2*x(1)-F2/V2*x(4)+u2*x(4);
```

```
fx(5) = F1/V2*x(2)-F2/V2*x(5)-u2*x(4)/Yxs
```

```
fx(6) = F1/V2*x(3)+Yes/Yxs*u2*x(4)-F2/V2*x(6)
```

```
// Ecuaciones para el reactor 3
```

```
u3= umax*x(8)/(Ks+x(8)+x(8)^2/Kis)*(1-x(9)/Cemax)^an
```

```
fx(7) = F2/V3*x(4)-F3/V3*x(7)+u3*x(7);
```

```
fx(8) = F2/V3*x(5)-F3/V3*x(8)-u3*x(7)/Yxs
```

```
fx(9) = F2/V3*x(6)+Yes/Yxs*u3*x(7)-F3/V3*x(9)
```

```
// Ecuaciones para el reactor 4
```

```
u4= umax*x(11)/(Ks+x(11)+x(11)^2/Kis)*(1-x(12)/Cemax)^an
```

```
fx(10) = F3/V4*x(7)-F4/V4*x(10)+u4*x(10);
```

```
fx(11) = F3/V4*x(8)-F4/V4*x(11)-u4*x(10)/Yxs
```

```
fx(12) = F3/V4*x(9)+Yes/Yxs*u4*x(10)-F4/V4*x(12)
```

```
endfunction
```

ANEXO A.3: Método Newton Raphson (SCI)

// Método de Newton Raphson

```
function [xres, fxres, niter]=Mnewton(x, tolf, tolx, Itmax)
ok = 0;           // variable que indica criterio de parada do while
k = 0;           // contador de iteraciones
h = 1.0d-4;      // incremento usado en el cálculo de la derivada numérica
[nl,nc]=size(x);
N=nl;

Jac = zeros(N,N); // dimensionando la matriz Jacobiana

while ok == 0
    k=k+1;
    fx = funcx(x); //calcula el vector fx
    if norm(fx,'inf') <= tolf then // verificando convergencia en f(x)
        ok = 1;
        disp('fx <=tolf');
    else
        // Calcula la matriz Jacobiana
        for j=1:N
            xj = x(j); // guardando el valor de x(j)
            x(j) = x(j)+h; //incrementando el x(j) en h
            fxh = funcx(x);
            Jac(:,j)=(fxh-fx)/h;
            x(j) = xj;
        end
        [y]=eliminagauss(Jac,-fx);
        x = y + x; //x[k+1]
        if norm(y,'inf') <= tolx then // verificando convergencia en x
            ok = 2;
            disp('y = delta(x) <= tolx');
        elseif k >= Itmax then // verificando número de iteraciones
            ok = 3;
            disp('k>=Itmax');
        end
    end
end
niter=k;
xres=x;
fxres = funcx(xres);
endfunction
```

ANEXO A.4: Eliminación de Gauss (SCI)

//Elimación de Gauss

```
function [x]=eliminagauss(A, b)
funcprot(0);

// Verificando si la matriz A es cuadrada (nl=nc)
[nl,nc]=size(A);
if (nl <> nc) then
    x='Matriz A no es cuadrada';
    resume(x)
end
n=nl;

// Montando la matriz aumentada A=[A b]
A=[A b];
for i=1:(n-1),
    k=i;
    while (A(k,i) == 0),
        k=k+1;
        if (k > n) then
            x='Matriz A singular'
            resume(x)
        end,
    end,

    if (k <> i) then
        for j=1:(n+1),
            aprova=A(i,j);
            A(i,j)=A(k,j);
            A(k,j)=aprova;
        end,
    end,

    for j=i+1:n,
        if (A(j,i) <> 0) then

            coef=A(j,i)/A(i,i);

            for k=i+1:(n+1),
                A(j,k)=A(j,k) - coef*A(i,k);
            end,
        end,
    end,
end,
```

```

    end,
    end,
end,

if (A(n,n) == 0) then
    x='Matriz A singular'
    resume(x)
end,

x(n)=A(n,n+1)/A(n,n);

for i=(n-1):-1:1,
    soma=0.0;
    for j=i+1:n,
        soma=soma+A(i,j)*x(j);
    end,
    x(i)=(A(i,n+1)-soma)/A(i,i);
end

endfunction

```

ANEXO B: DATOS OPERACIONALES DE LA PLANTA CLEALCOS

Tabla 14: Resultados de muestreos de las concentraciones en los reactores

Detalle	ART (Sustrato) g/L	Células (g/L)	Etanol g/L
<i>Reactor 1-1</i>	33.55	37.358	39.277
<i>Reactor 2-1</i>	9.279	48.727	50.441
<i>Reactor 3-1</i>	5.692	42.449	52.091
<i>Reactor 4-1</i>	4.864	49.5	52.472
<i>Fermento</i>	0	118.333	13.118
<i>Mosto</i>	186.9	0	0
Detalle	ART (Sustrato) g/L	Células (g/L)	Etanol g/L
<i>Reactor 1-2</i>	31.052	39.245	41.041
<i>Reactor 2-2</i>	9.583	43.704	50.916
<i>Reactor 3-2</i>	6.186	40.741	52.479
<i>Reactor 4-2</i>	5.251	52	52.909
<i>Fermento</i>	0	117.209	13.227
<i>Mosto</i>	189	0	0
Detalle	ART (Sustrato) g/L	Células (g/L)	Etanol g/L
<i>Reactor 1-3</i>	31.394	43.333	42.113
<i>Reactor 2-3</i>	9.892	44.727	52.003
<i>Reactor 3-3</i>	5.998	41.481	53.795
<i>Reactor 4-3</i>	5.141	48.571	54.189
<i>Fermento</i>	0	116.957	13.547
<i>Mosto</i>	193.2	0	0

Fuente: (Porto, 2005)

ANEXO C: PROGRAMACIÓN DEL MÉTODO DE OPTIMIZACIÓN: ALGORITMO GENÉTICO

// Método de Optimización por Algoritmo Genético

clear

clf

global xres

```
datos = [  
    1 39.979 31.999 40.810  
    2 45.719 9.585 51.120  
    3 41.557 5.959 52.788  
    4 50.024 5.085 53.190];
```

// Alimentación en el mosto

Fm=70000 // L

Csm=189.7 // g/L

Cem=0 // g/L

Cxm=0 // g/L (*Consideración realizada para el estado estacionario*)

//Flujo de recicló

Fr=40000 //L

Cer=13.297 // g/L (*constante*)

Cxr=117.5 // g/L (*constante*)

Csr=0 // g/L

//Entrada directa al sistema (considerando la alimentación y el flujo de recicló)

Fe=Fm+Fr

F1=Fe

F2=F1

F3=F2

F4=F3

Cse=(Fm*Csm+Fr*Csr)/Fe

Cxe=(Fm*Cxm+Fr*Cxr)/Fe

Cee=(Fm*Cem+Fr*Cer)/Fe

V1=541600 // L

V2=372400

V3=298600

V4=235900


```
function fx=funcx(x)
```

```
[nl,nc]=size(x);
```

```
N=nl;
```

```
fx = zeros(N,1); // dimensionando fx
```

```
// Ecuaciones para el reactor 1
```

```
u1= umax*x(2)/(Ks+x(2)+x(2)^2/Kis)*(1-x(3)/Cemax)^an
```

```
fx(1) = Fe/V1*Cxe-F1/V1*x(1)+u1*x(1);
```

```
fx(2) = Fe/V1*Cse-F1/V1*x(2)-u1*x(1)/Yxs
```

```
fx(3) = Fe/V1*Cee+Yes/Yxs*u1*x(1)-F1/V1*x(3)
```

```
// Ecuaciones para el reactor 2
```

```
u2= umax*x(5)/(Ks+x(5)+x(5)^2/Kis)*(1-x(6)/Cemax)^an
```

```
fx(4) = F1/V2*x(1)-F2/V2*x(4)+u2*x(4);
```

```
fx(5) = F1/V2*x(2)-F2/V2*x(5)-u2*x(4)/Yxs
```

```
fx(6) = F1/V2*x(3)+Yes/Yxs*u2*x(4)-F2/V2*x(6)
```

```
// Ecuaciones para el reactor 3
```

```
u3= umax*x(8)/(Ks+x(8)+x(8)^2/Kis)*(1-x(9)/Cemax)^an
```

```
fx(7) = F2/V3*x(4)-F3/V3*x(7)+u3*x(7);
```

```
fx(8) = F2/V3*x(5)-F3/V3*x(8)-u3*x(7)/Yxs
```

```
fx(9) = F2/V3*x(6)+Yes/Yxs*u3*x(7)-F3/V3*x(9)
```

```
// Ecuaciones para el reactor 4
```

```
u4= umax*x(11)/(Ks+x(11)+x(11)^2/Kis)*(1-x(12)/Cemax)^an
```

```
fx(10) = F3/V4*x(7)-F4/V4*x(10)+u4*x(10);
```

```
fx(11) = F3/V4*x(8)-F4/V4*x(11)-u4*x(10)/Yxs
```

```
fx(12) = F3/V4*x(9)+Yes/Yxs*u4*x(10)-F4/V4*x(12)
```

```
endfunction
```

```
// Eliminación de Gauss
```

```

function [x]=eliminagauss(A, b)
funcprot(0);
[nl,nc]=size(A);
if (nl <> nc) then
    x='Matriz A nao eh quadrada!';
    resume(x)
end
n=nl;

A=[A b];

for i=1:(n-1),

    k=i;
    while (A(k,i) == 0),
        k=k+1;
        if (k > n) then
            x='Matriz A singular'
            resume(x)
        end,
    end,

    if (k <> i) then
        for j=1:(n+1),
            aprov=A(i,j);
            A(i,j)=A(k,j);
            A(k,j)=aprov;
        end,
    end,

    for j=i+1:n,
        if (A(j,i) <> 0) then

            coef=A(j,i)/A(i,i);

            for k=i+1:(n+1),
                A(j,k)=A(j,k) - coef*A(i,k);
            end,
        end,
    end,
end,

if (A(n,n) == 0) then

```

```

x='Matriz A singular'
resume(x)
end,

x(n)=A(n,n+1)/A(n,n);

for i=(n-1):-1:1,
    soma=0.0;
    for j=i+1:n,
        soma=soma+A(i,j)*x(j);
    end,
    x(i)=(A(i,n+1)-soma)/A(i,i);
end
endfunction

//Método de Newton Rhapson
function [xres, fxres, niter]=Mnewton(x, tolf, tolx, Itmax)
ok = 0;
k = 0;
h = 1.0d-4;

[nl,nc]=size(x);
N=nl;

Jac = zeros(N,N);

while ok == 0
    k=k+1;
    fx = funcx(x);
    if norm(fx,'inf') <= tolf then
        ok = 1;
        disp('fx <=tolf');
    else
        for j=1:N
            xj = x(j);
            x(j) = x(j)+h;
            fxh = funcx(x);
            Jac(:,j)=(fxh-fx)/h;
            x(j) = xj;
        end
        [y]=eliminagauss(Jac,-fx);
        x = y + x; //x[k+1]
        if norm(y,'inf') <= tolx then

```

```

        ok = 2;
        disp('y = delta(x) <= tolx');
    elseif k >= Itmax then
        ok = 3;
        disp('k>=Itmax');
    end
end
end
niter=k;
xres=x;
fxres = funcx(xres);
endfunction

function [Custo]=cost(par)
    global xres
    umax=par(1);
    Ks=par(2);
    Kis=par(3);
    Cemax=par(4);
    an=par(5);

    tolf=1.d-4;
    tolx=1.d-4;
    Itmax=1000;

    x=[44.939;130;40.396; 45.601;120;51.032; 45.815;110;54.48; 45.9;80;55.149];
    [xres, fxres, niter]=Mnewton (x, tolf, tolx, Itmax)

    E=[
        1 xres(1) xres(2) xres(3)
        2 xres(4) xres(5) xres(6)
        3 xres(7) xres(8) xres(9)
        4 xres(10) xres(11) xres(12)];

    o1 = sum((E(:,2)/max(dados(:,2))- dados(:,2)/max(dados(:,2))).^2)
    o2 = sum((E(:,3)/max(dados(:,3))- dados(:,3)/max(dados(:,3))).^2)
    o3 = sum((E(:,4)/max(dados(:,4))- dados(:,4)/max(dados(:,4))).^2)

    Custo=(o1+o2+o3);           // Funcao Objetivo

    disp ([par(1),par(2),par(3), par(4), par(5),Custo])

endfunction

```

```

umax=0.5;           // velocidad específica máxima de crecimiento (1/h)
Ks=24.1;           // constante de saturación (g/L)
Kis=30.6;          // constante de inhibición por el sustrato (g/L)
Cemax=87;          // concentración máxima de etanol (g/L)
an=4.3;            // constante del modelo (-)

```

//Parámetros cinéticos

```

Yxs=0.026;         // valor experimental de Yxs
Yes=0.418;         // valor experimental de Yxs
//Cpmax=85;        // concentración máxima de etanol (g/L)
//n=0.89;          // constante del modelo (-)
PopSize   = 100;
Proba_cross = 0.7;
Proba_mut  = 0.1;
NbGen     = 10;
NbCouples = 110;
Log       = %T;

```

```
ga_params = init_param();
```

// Parámetros para adaptar a la forma del problema de optimización// umax-Ks-Kis-Cemax- an

```

ga_params = add_param(ga_params,"minbound",[0.5;10;20;80;4]); // intervalo de
tolerancia para los parámetros - minima
ga_params = add_param(ga_params,"maxbound",[0.55;25;35;90;5.5]); // intervalo de
tolerancia para los parámetros - máxima
ga_params = add_param(ga_params,"dimension",3);
[pop_opt, fobj_pop_opt] = optim_ga(cost, PopSize, NbGen, Proba_mut, Proba_cross,
Log, ga_params);

```

// Display de estadísticas básicas

// min, mean and max function values of the population.

```
disp([min(fobj_pop_opt) mean(fobj_pop_opt) max(fobj_pop_opt)])
```

// Obtener el mínimo (Mejor aproximación de X) (i.e. the one which achieves the minimum function value)

```
[fmin ,k] = min(fobj_pop_opt)
```

```
xmin = pop_opt(k)
```

```
disp(xmin)
```

//Obtener el máximo (Peor aproximación de X)

```
[fmax ,k] = max(fobj_pop_opt)
```

```
xmax = pop_opt(k)
```

```
disp(xmax)
```

```
M=[0,1,2,3,4]
```

```
N=[42.72,xres(1),xres(4),xres(7),xres(10)]
```

```
O=[120.71,xres(2),xres(5),xres(8),xres(11)]
```

```
P=[8.46,xres(3),xres(6),xres(9),xres(12)]
```

```
scf(0);
```

```
plot(dados(:,1),dados(:,2),'ko',M,N,'k:')
```

```
xlabel("$Reactor$", "FontSize",3)
```

```
ylabel("$Cx (g/L)$", "FontSize",3)
```

```
xtitle("Cx en cada reactor")
```

```
scf(1);
```

```
plot(dados(:,1),dados(:,3),'ko',M,O,'k:')
```

```
xlabel("$Reactor$", "FontSize",3)
```

```
ylabel("$Cs (g/L)$", "FontSize",3)
```

```
xtitle("Cs en cada reactor")
```

```
scf(2);
```

```
plot(dados(:,1),dados(:,4),'ko',M,P,'k:')
```

```
xlabel("$Reactor$", "FontSize",3)
```

```
ylabel("$Ce (g/L)$", "FontSize",3)
```

```
xtitle("Cp en cada reactor")
```

ANEXO D: Simulaciones para la aplicación de stripping

Para todos los casos se utilizaron los mismos métodos numéricos descritos en el Anexo A.3 y Anexo A.4.

ANEXO D.1. Programación de aplicación de stripping en el Primer Reactor

Simulación de comandos centrales (SCE)

//STRIPPING EN EL PRIMER REACTOR

clear
clc
getd

//Parámetros cinéticos utilizados

umax=0.55
Ks=23.703231
Kis=32.142016
Cemax=85.81834
an=4.4005702
Yxs=0.026
Yes=0.418
ke=0.0390 //
ka=0.0029 //
V1=541600 // L
V2=372400
V3=298600
V4=235900
da=1000

//Valores iniciales del proceso

// Alimentación en el mosto

//Generando puntos

for i=1:250

Fm(i)=35000+(i-1)*10000

Csm(i)=189.7 // g/L

Cem(i)=0 // g/L

Cxm(i)=0 // g/L (*consideración hecha para el estado estacionario*)

//Flujo de recicló

```

Fr(i)=40000 //L
Cer(i)=13.297 // g/L (constante)
Cxr(i)=117.5 // g/L (constante)
Csr(i)=0 // g/L

// Entrada directa al sistema
Fe(i)=Fr(i)+Fm(i)

//Las concentraciones iniciales en el flujo de entrada al sistema seran constantes
considerando el modelo convencional del sistema
Cse(i)=(Fm(i)*Csm(i)+Fr(i)*Csr(i))/Fe(i)
Cxe(i)=(Fm(i)*Cxm(i)+Fr(i)*Cxr(i))/Fe(i)
Cee(i)=(Fm(i)*Cem(i)+Fr(i)*Cer(i))/Fe(i)

tolf=1.d-4;
tolx=1.d-4;
Itmax=1000;

// Valores iniciales.

x=[45.939;16;40.396; 45.601;4;51.032; 45.815;1;54.48; 45.9;0.1;55.149]

[xres, fxres, niter]=Mnewton (x, tolf, tolx, Itmax)

//Cálculo para el reciclado utilizado

F4(i)=Fe(i)-V1/da*(ke*x(3)+ka*(da-x(3)))

F5(i)=F4(i)-Fr(i)
Ce5(i)=(F4(i)*xres(12)-Fr(i)*Cer(i))/F5(i)
Cs5(i)=(F4(i)*xres(11)-Fr(i)*Csr(i))/F5(i)
Cx5(i)=(F4(i)*xres(10)-Fr(i)*Cxr(i))/F5(i)

//Cálculo da productividad, considerando el volumen total del sistema e el volumen da
flujo de entrada

VT=V1+V2+V3+V4
Pe(i)=(F4(i)/VT)*xres(12)+ke*xres(3)

//Conversion del substrato
Xs(i)=(Cse(i)-xres(11))/Cse(i)

//Consideraciones para el stripping en el reactor 4

```


$$Fv(i)=V1/da*(ke*xres(3)+ka*(da-xres(3)))$$

//dilución

$$D(i)=F4(i)/VT$$

// Concentraciones

$$Cx1(i)=xres(1)*1$$

$$Cs1(i)=xres(2)*1$$

$$Ce1(i)=xres(3)*1$$

$$Cx2(i)=xres(4)*1$$

$$Cs2(i)=xres(5)*1$$

$$Ce2(i)=xres(6)*1$$

$$Cx3(i)=xres(7)*1$$

$$Cs3(i)=xres(8)*1$$

$$Ce3(i)=xres(9)*1$$

$$Cx4(i)=xres(10)*1$$

$$Cs4(i)=xres(11)*1$$

$$Ce4(i)=xres(12)*1$$

end *// L*

mprintf('\n Concentraciones de células')

mprintf('\n Cx1 = %f', Cx1)

mprintf('\n Cx2 = %f', xres(4))

mprintf('\n Cx3 = %f', xres(7))

mprintf('\n Cx4 = %f', xres(10))

mprintf('\n ')

mprintf('\n Concentraciones de substrato')

mprintf('\n Cs1 = %f', xres(2))

mprintf('\n Cs2 = %f', xres(5))

mprintf('\n Cs3 = %f', xres(8))

mprintf('\n Cs4 = %f', xres(11))

mprintf('\n ')

mprintf('\n Concentraciones de etanol')

mprintf('\n Ce1 = %f', xres(3))

mprintf('\n Ce2 = %f', xres(6))

mprintf('\n Ce3 = %f', xres(9))

mprintf('\n Ce4 = %f', xres(12))

mprintf('\n ')

mprintf('\n Flujo de salida=%f',F5)

mprintf('\n Ce salida=%f',Ce5)

mprintf('\n Cx salida=%f',Cx5)

mprintf('\n Cs salida=%f',Cs5)

mprintf('\n ')

```

mprintf('\n Productividad')
mprintf('\n Pe=%f',Pe)
mprintf('\n ')
mprintf('\n Conversion del substrato')
mprintf('\n Xs=%f',Xs)
mprintf('\n ')
mprintf('\n Flujo volumetrico del stripping')
mprintf('\n Fv=%f',Fv)
mprintf('\n Dilución')
mprintf('\n D=%f',D)

```

```

x=D
y1=Pe
y2=Xs

```

```

// Axis y1
c=color("black");
k=color("green4");
plot2d(x,y1,style=k)
h1=gca();
h1.font_color=c;
h1.children(1).children(1).thickness = 2;
xlabel("$D(1/h)$", "FontSize",3)
ylabel("$Productividad$", "FontSize",3)
title("Aplicación de Stripping en el Reactor 1", "color", "blue", "FontSize",3)

```

```

//Axis y2
c=color("black");
k=color("green4");
h2=newaxes();
h2.font_color=c;
plot2d(x,y2,style=k)
h2.filled="off";
h2.axes_visible(1)="off";
h2.y_location="right";
h2.children(1).children(1).line_style = 2;
h2.children(1).children(1).thickness=1;
ylabel("$Conversión$", "FontSize",3, "color",c)

```

Comando Function (SCI) para SR1

```
function fx=funcx(x)
```

```
[nl,nc]=size(x);
```

```
N=nl;
```

```
fx = zeros(N,1); // dimensionando fx
```

```
//Ecuaciones para reactor 1 con stripping
```

```
u1= umax*x(2)/(Ks+x(2)+x(2)^2/Kis)*(1-x(3)/Cemax)^an
```

```
F1(i)=Fe(i)-V1/da*(ke*x(3)+ka*(da-x(3)))
```

```
fx(1) = Fe(i)/V1*Cxe(i)-F1(i)/V1*x(1)+u1*x(1);
```

```
fx(2) = Fe(i)/V1*Cse(i)-F1(i)/V1*x(2)-u1*x(1)/Yxs
```

```
fx(3) = Fe(i)/V1*Cee(i)+Yes/Yxs*u1*x(1)-F1(i)/V1*x(3)-ke*x(3)
```

```
// Ecuaciones para reactor 2
```

```
F2(i)=F1(i)
```

```
u2(i)= umax*x(5)/(Ks+x(5)+x(5)^2/Kis)*(1-x(6)/Cemax)^an
```

```
fx(4) = F1(i)/V2*x(1)-F2(i)/V2*x(4)+u2(i)*x(4);
```

```
fx(5) = F1(i)/V2*x(2)-F2(i)/V2*x(5)-u2(i)*x(4)/Yxs
```

```
fx(6) = F1(i)/V2*x(3)+Yes/Yxs*u2(i)*x(4)-F2(i)/V2*x(6)
```

```
// Ecuaciones para reactor 3
```

```
F3(i)=F1(i)
```

```
u3(i)= umax*x(8)/(Ks+x(8)+x(8)^2/Kis)*(1-x(9)/Cemax)^an
```

```
fx(7) = F2(i)/V3*x(4)-F3(i)/V3*x(7)+u3(i)*x(7);
```

```
fx(8) = F2(i)/V3*x(5)-F3(i)/V3*x(8)-u3(i)*x(7)/Yxs
```

```
fx(9) = F2(i)/V3*x(6)+Yes/Yxs*u3(i)*x(7)-F3(i)/V3*x(9)
```

```
// Ecuaciones para reactor 4
```

```
F4(i)=F1(i)
```

```
u4(i)= umax*x(11)/(Ks+x(11)+x(11)^2/Kis)*(1-x(12)/Cemax)^an
```

```

fx(10) = F3(i)/V4*x(7)-F4(i)/V4*x(10)+u4(i)*x(10);
fx(11) = F3(i)/V4*x(8)-F4(i)/V4*x(11)-u4(i)*x(10)/Yxs
fx(12) = F3(i)/V4*x(9)+Yes/Yxs*u4(i)*x(10)-F4(i)/V4*x(12)
endfunction

```

ANEXO D.2. Programación de aplicación de stripping en el Segundo Reactor

Simulación de comandos centrales (SCE)

//STRIPPING EN EL SEGUNDO REACTOR

```

clear
clc
getd

```

//Parametros cinéticos utilizados (Sonego et.al. 2014)

```

umax=0.55
Ks=23.703231
Kis=32.142016
Cemax=85.81834
an=4.4005702
Yxs=0.026
Yes=0.418
ke=0.0390 //
ka=0.0029 //
V1=541600 // L
V2=372400
V3=298600
V4=235900
da=1000

```

//Valores iniciales del proceso

// Alimentacion en el mosto

// Generando los puntos

```

for i=1:250
    Fm(i)=30000+(i-1)*10000 // L
    Csm(i)=189.7 // g/L
    Cem(i)=0 // g/L
    Cxm(i)=0 // g/L
end

```

//Flujo de reciclo

Fr(i)=40000 //L

Cer(i)=13.297 // g/L (constante)

Cxr(i)=117.5 // g/L (constante)

Csr(i)=0 // g/L

// Entrada directa al sistema

Fe(i)=Fr(i)+Fm(i)

F1(i)=Fe(i)

//Las concentraciones iniciales en el flujo de entrada al sistema seran constantes considerando el modelo convencional del sistema

Cse(i)=(Fm(i)*Csm(i)+Fr(i)*Csr(i))/Fe(i)

Cxe(i)=(Fm(i)*Cxm(i)+Fr(i)*Cxr(i))/Fe(i)

Cee(i)=(Fm(i)*Cem(i)+Fr(i)*Cer(i))/Fe(i)

tolf=1.d-4;

tolx=1.d-4;

Itmax=1000;

// Valores iniciales.

x=[45.939;16;40.396; 45.601;4;51.032; 45.815;1;54.48; 45.9;0.1;55.149]

[xres, fxres, niter]=Mnewton (x, tolf, tolx, Itmax)

//Cálculo para el reciclo utilizado

F4(i)=F1(i)-V2/da*(ke*x(6)+ka*(da-x(6)))

F5(i)=F4(i)-Fr(i)

Ce5(i)=(F4(i)*xres(12)-Fr(i)*Cer(i))/F5(i)

Cs5(i)=(F4(i)*xres(11)-Fr(i)*Csr(i))/F5(i)

Cx5(i)=(F4(i)*xres(10)-Fr(i)*Cxr(i))/F5(i)

//Cálculo de la productividad, realizado en el reactor 4

VT=V1+V2+V3+V4

Pe(i)=(F4(i)/VT)*xres(12)+ke*xres(6)

//Conversion del substrato

Xs(i)=(Cse(i)-xres(11))/Cse(i)

//Consideraciones para el stripping en el reactor 4

$F_v(i) = V_2 / da * (k_e * x_{res}(6) + k_a * (da - x_{res}(6)))$

//dilución

$D(i) = F_4(i) / VT$

$C_{x1}(i) = x_{res}(1) * 1$

$C_{s1}(i) = x_{res}(2) * 1$

$C_{e1}(i) = x_{res}(3) * 1$

$C_{x2}(i) = x_{res}(4) * 1$

$C_{s2}(i) = x_{res}(5) * 1$

$C_{e2}(i) = x_{res}(6) * 1$

$C_{x3}(i) = x_{res}(7) * 1$

$C_{s3}(i) = x_{res}(8) * 1$

$C_{e3}(i) = x_{res}(9) * 1$

$C_{x4}(i) = x_{res}(10) * 1$

$C_{s4}(i) = x_{res}(11) * 1$

$C_{e4}(i) = x_{res}(12) * 1$

end

mprintf('\n Concentraciones de células')

mprintf('\n Cx1 = %f', xres(1))

mprintf('\n Cx2 = %f', xres(4))

mprintf('\n Cx3 = %f', xres(7))

mprintf('\n Cx4 = %f', xres(10))

mprintf('\n ')

mprintf('\n Concentraciones de substrato')

mprintf('\n Cs1 = %f', xres(2))

mprintf('\n Cs2 = %f', xres(5))

mprintf('\n Cs3 = %f', xres(8))

mprintf('\n Cs4 = %f', xres(11))

mprintf('\n ')

mprintf('\n Concentraciones de etanol')

mprintf('\n Ce1 = %f', xres(3))

mprintf('\n Ce2 = %f', xres(6))

mprintf('\n Ce3 = %f', xres(9))

mprintf('\n Ce4 = %f', xres(12))

mprintf('\n ')

mprintf('\n Flujo de salida=%f',F5)

mprintf('\n Ce salida=%f',Ce5)

mprintf('\n Cx salida=%f',Cx5)

mprintf('\n Cs salida=%f',Cs5)

mprintf('\n ')

```

mprintf('\n Productividad')
mprintf('\n Pe=%f',Pe)
mprintf('\n ')
mprintf('\n Conversion del substrato')
mprintf('\n Xs=%f',Xs)
mprintf('\n ')
mprintf('\n Flujo volumetrico del stripping')
mprintf('\n Fv=%f',Fv)

```

```

x=D
y1=Pe
y2=Xs
// Axis y1
c=color("black");
k=color("tomato");
plot2d(x,y1,style=k)
h1=gca();
h1.font_color=c;
h1.children(1).children(1).thickness = 2;
xlabel("$D(1/h)$", "FontSize",3)
ylabel("$Productividad$", "FontSize",3)
title("Aplicación de Stripping en el Reactor 2", "color", "blue", "FontSize",3)

//Axis y2
c=color("black");
k=color("tomato");
h2=newaxes();
h2.font_color=c;
plot2d(x,y2,style=k)
h2.filled="off";
h2.axes_visible(1)="off";
h2.y_location="right";
h2.children(1).children(1).line_style = 2;
h2.children(1).children(1).thickness=1;
ylabel("$Conversión$", "FontSize",3, "color",c)

```

Comando Function (SCI) para SR2

```
function fx=funcx(x)
```

```
[nl,nc]=size(x);
```

```
N=nl;
```

```
fx = zeros(N,1); // dimensionando fx
```

```
// Ecuacion por el reactor 1
```

```
u1(i)= umax*x(2)/(Ks+x(2)+x(2)^2/Kis)*(1-x(3)/Cemax)^an
```

```
fx(1) = Fe(i)/V1*Cxe(i)-F1(i)/V1*x(1)+u1(i)*x(1);
```

```
fx(2) = Fe(i)/V1*Cse(i)-F1(i)/V1*x(2)-u1(i)*x(1)/Yxs
```

```
fx(3) = Fe(i)/V1*Cee(i)+Yes/Yxs*u1(i)*x(1)-F1(i)/V1*x(3)
```

```
// Ecuacion por el reactor 2 con stripping
```

```
u2(i)= umax*x(5)/(Ks+x(5)+x(5)^2/Kis)*(1-x(6)/Cemax)^an
```

```
F2(i)=F1(i)-V2/da*(ke*x(6)+ka*(da-x(6)))
```

```
fx(4) = F1(i)/V2*x(1)-F2(i)/V2*x(4)+u2(i)*x(4);
```

```
fx(5) = F1(i)/V2*x(2)-F2(i)/V2*x(5)-u2(i)*x(4)/Yxs
```

```
fx(6) = F1(i)/V2*x(3)+Yes/Yxs*u2(i)*x(4)-F2(i)/V2*x(6)-ke*x(6)
```

```
// Ecuacion por el reactor 3
```

```
F3(i)=F2(i)
```

```
u3(i)= umax*x(8)/(Ks+x(8)+x(8)^2/Kis)*(1-x(9)/Cemax)^an
```

```
fx(7) = F2(i)/V3*x(4)-F3(i)/V3*x(7)+u3(i)*x(7);
```

```
fx(8) = F2(i)/V3*x(5)-F3(i)/V3*x(8)-u3(i)*x(7)/Yxs
```

```
fx(9) = F2(i)/V3*x(6)+Yes/Yxs*u3(i)*x(7)-F3(i)/V3*x(9)
```

```
// Ecuacion por el reactor 4
```

```
F4(i)=F2(i)
```

```
u4(i)= umax*x(11)/(Ks+x(11)+x(11)^2/Kis)*(1-x(12)/Cemax)^an
```



```

fx(10) = F3(i)/V4*x(7)-F4(i)/V4*x(10)+u4(i)*x(10);
fx(11) = F3(i)/V4*x(8)-F4(i)/V4*x(11)-u4(i)*x(10)/Yxs
fx(12) = F3(i)/V4*x(9)+Yes/Yxs*u4(i)*x(10)-F4(i)/V4*x(12)
endfunction

```

ANEXO D.3. Programación de aplicación de stripping en el Tercer Reactor

Simulación de comandos centrales (SCE)

```
//STRIPPING EN EL TERCER REACTOR
```

```
clear
clc
getd
```

```
//Parametros cinéticos utilizados (Sonego et.al. 2014)
```

```

umax=0.55
Ks=23.703231
Kis=32.142016
Cemax=85.81834
an=4.4005702
Yxs=0.026
Yes=0.418
ke=0.0390
ka=0.0029
V1=541600 // L
V2=372400
V3=298600
V4=235900
da=1000

```

```
//Valores iniciales del proceso
```

```
// Alimentacion en el mosto
```

```
// Generando los puntos
```

```

for i=1:250
    Fm(i)=30000+(i-1)*10000 // L
    Csm(i)=189.7 // g/L
    Cem(i)=0 // g/L
    Cxm(i)=0 // g/L
end

```

//Flujo de reciclo

Fr(i)=40000 //L

Cer(i)=13.297 // g/L (constante)

Cxr(i)=117.5 // g/L (constante)

Csr(i)=0 // g/L

// Entrada directa al sistema

Fe(i)=Fr(i)+Fm(i)

F1(i)=Fe(i)

F2(i)=F1(i)

//Las concentraciones iniciales en el flujo de entrada al sistema seran constantes considerando el modelo convencional del sistema

Cse(i)=(Fm(i)*Csm(i)+Fr(i)*Csr(i))/Fe(i)

Cxe(i)=(Fm(i)*Cxm(i)+Fr(i)*Cxr(i))/Fe(i)

Cee(i)=(Fm(i)*Cem(i)+Fr(i)*Cer(i))/Fe(i)

tolf=1.d-4;

tolx=1.d-4;

Itmax=1000;

// Valores iniciales.

x=[45.939;16;40.396; 45.601;4;51.032; 45.815;1;54.48; 45.9;0.1;55.149]

[xres, fxres, niter]=Mnewton (x, tolf, tolx, Itmax)

//Cálculo para el reciclo utilizado

F4(i)=Fe(i)-V3/da*(ke*x(9)+ka*(da-x(9)))

F5(i)=F4(i)-Fr(i)

Ce5(i)=(F4(i)*xres(12)-Fr(i)*Cer(i))/F5(i)

Cs5(i)=(F4(i)*xres(11)-Fr(i)*Csr(i))/F5(i)

Cx5(i)=(F4(i)*xres(10)-Fr(i)*Cxr(i))/F5(i)

//Cálculo de la productividad, realizado en el reactor 4

VT=V1+V2+V3+V4

Pe(i)=(F4(i)/VT)*xres(12)+ke*xres(9)

//Conversion del substrato

Xs(i)=(Cse(i)-xres(11))/Cse(i)

//Consideraciones para el stripping en el reactor 4

$Fv(i) = V3/da * (ke * xres(3) + ka * (da - xres(3)))$

//dilución

$D(i) = F4(i)/VT$

$Cx1(i) = xres(1) * 1$

$Cs1(i) = xres(2) * 1$

$Ce1(i) = xres(3) * 1$

$Cx2(i) = xres(4) * 1$

$Cs2(i) = xres(5) * 1$

$Ce2(i) = xres(6) * 1$

$Cx3(i) = xres(7) * 1$

$Cs3(i) = xres(8) * 1$

$Ce3(i) = xres(9) * 1$

$Cx4(i) = xres(10) * 1$

$Cs4(i) = xres(11) * 1$

$Ce4(i) = xres(12) * 1$

end

mprintf('\n Concentraciones de células')

mprintf('\n Cx1 = %f', xres(1))

mprintf('\n Cx2 = %f', xres(4))

mprintf('\n Cx3 = %f', xres(7))

mprintf('\n Cx4 = %f', xres(10))

mprintf('\n ')

mprintf('\n Concentraciones de substrato')

mprintf('\n Cs1 = %f', xres(2))

mprintf('\n Cs2 = %f', xres(5))

mprintf('\n Cs3 = %f', xres(8))

mprintf('\n Cs4 = %f', xres(11))

mprintf('\n ')

mprintf('\n Concentraciones de etanol')

mprintf('\n Ce1 = %f', xres(3))

mprintf('\n Ce2 = %f', xres(6))

mprintf('\n Ce3 = %f', xres(9))

mprintf('\n Ce4 = %f', xres(12))

mprintf('\n ')

mprintf('\n Flujo de salida=%f', F5)

mprintf('\n Ce salida=%f', Ce5)

mprintf('\n Cx salida=%f', Cx5)

mprintf('\n Cs salida=%f', Cs5)

mprintf('\n ')

```

mprintf('\n Productividad')
mprintf('\n Pe=%f',Pe)
mprintf('\n ')
mprintf('\n Conversion del substrato')
mprintf('\n Xs=%f',Xs)
mprintf('\n ')
mprintf('\n Flujo volumetrico del stripping')
mprintf('\n Fv=%f',Fv)

x=D
y1=Pe
y2=Xs
// Axis y1
c=color("black");
k=color("mediumorchid4");
plot2d(x,y1,style=k)
h1=gca();
h1.font_color=c;
h1.children(1).children(1).thickness = 2;
xlabel("$D(1/h)$", "FontSize",3)
ylabel("$Productividad$", "FontSize",3)
title("Aplicación de Stripping en el Reactor 3", "color", "blue", "FontSize",3)

//Axis y2
c=color("black");
k=color("mediumorchid4");
h2=newaxes();
h2.font_color=c;
plot2d(x,y2,style=k)
h2.filled="off";
h2.axes_visible(1)="off";
h2.y_location="right";
h2.children(1).children(1).line_style = 2;
h2.children(1).children(1).thickness=1;
ylabel("$Conversión$", "FontSize",3, "color",c)

```

Comando Function (SCI) para SR3

```

function fx=funcx(x)

[nl,nc]=size(x);

```

N=nl;

fx = zeros(N,1); // dimensionando fx

// Ecuacion por el reactor 1

$u1(i) = u_{max} * x(2) / (K_s + x(2) + x(2)^2 / K_{is}) * (1 - x(3) / C_{max})^n$

fx(1) = Fe(i)/V1*Cxe(i)-F1(i)/V1*x(1)+u1(i)*x(1);

fx(2) = Fe(i)/V1*Cse(i)-F1(i)/V1*x(2)-u1(i)*x(1)/Yxs

fx(3) = Fe(i)/V1*Cee(i)+Yes/Yxs*u1(i)*x(1)-F1(i)/V1*x(3)

// Ecuacion por el reactor 2

$u2(i) = u_{max} * x(5) / (K_s + x(5) + x(5)^2 / K_{is}) * (1 - x(6) / C_{max})^n$

fx(4) = F1(i)/V2*x(1)-F2(i)/V2*x(4)+u2(i)*x(4);

fx(5) = F1(i)/V2*x(2)-F2(i)/V2*x(5)-u2(i)*x(4)/Yxs

fx(6) = F1(i)/V2*x(3)+Yes/Yxs*u2(i)*x(4)-F2(i)/V2*x(6)

// Ecuacion por el reactor 3 con stripping

$F3(i) = F2(i) - V3 / (d_a * (k_e * x(9) + k_a * (d_a - x(9))))$

$u3(i) = u_{max} * x(8) / (K_s + x(8) + x(8)^2 / K_{is}) * (1 - x(9) / C_{max})^n$

fx(7) = F2(i)/V3*x(4)-F3(i)/V3*x(7)+u3(i)*x(7);

fx(8) = F2(i)/V3*x(5)-F3(i)/V3*x(8)-u3(i)*x(7)/Yxs

fx(9) = F2(i)/V3*x(6)+Yes/Yxs*u3(i)*x(7)-F3(i)/V3*x(9)-ke*x(9)

// Ecuacion por el reactor 4

$F4(i) = F3(i)$

$u4(i) = u_{max} * x(11) / (K_s + x(11) + x(11)^2 / K_{is}) * (1 - x(12) / C_{max})^n$

fx(10) = F3(i)/V4*x(7)-F4(i)/V4*x(10)+u4(i)*x(10);

fx(11) = F3(i)/V4*x(8)-F4(i)/V4*x(11)-u4(i)*x(10)/Yxs

fx(12) = F3(i)/V4*x(9)+Yes/Yxs*u4(i)*x(10)-F4(i)/V4*x(12)

endfunction

ANEXO D.4. Programación de aplicación de stripping en el Cuarto Reactor

Simulación de comandos centrales (SCE)

//STRIPPING EN EL CUARTO REACTOR

clear

clc

getd

//Parametros cinéticos utilizados (Sonego et.al. 2014)

umax=0.55

Ks=23.703231

Kis=32.142016

Cemax=85.81834

an=4.4005702

Yxs=0.026

Yes=0.418

ke=0.0390

ka=0.0029

V1=541600 // L

V2=372400

V3=298600

V4=235900

da=1000

//Valores iniciales del proceso

// Alimentacion en el mosto

// Generando los puntos

for i=1:250

Fm(i)=30000+(i-1)*10000 // L

Csm(i)=189.7 // g/L

Cem(i)=0 // g/L

Cxm(i)=0 // g/L

//Flujo de recicló

Fr(i)=40000 //L

Cer(i)=13.297 // g/L (constante)

Cxr(i)=117.5 // g/L (constante)

Csr(i)=0 // g/L

// Entrada directa al sistema

$$Fe(i) = Fr(i) + Fm(i)$$

$$F1(i) = Fe(i)$$

$$F2(i) = F1(i)$$

$$F3(i) = F2(i)$$

// Las concentraciones iniciales en el flujo de entrada al sistema serán constantes considerando el modelo convencional del sistema

$$Cse(i) = (Fm(i) * Csm(i) + Fr(i) * Csr(i)) / Fe(i)$$

$$Cxe(i) = (Fm(i) * Cxm(i) + Fr(i) * Cxr(i)) / Fe(i)$$

$$Cee(i) = (Fm(i) * Cem(i) + Fr(i) * Cer(i)) / Fe(i)$$

$$tolf = 1.d-4;$$

$$tolx = 1.d-4;$$

$$Itmax = 1000;$$

// Valores iniciales.

$$x = [45.939; 16; 40.396; 45.601; 4; 51.032; 45.815; 1; 54.48; 45.9; 0.1; 55.149]$$

$$[xres, fxres, niter] = Mnewton(x, tolf, tolx, Itmax)$$

// Cálculo para el reciclado utilizado

$$F4(i) = Fe(i) - V4 / da * (ke * x(12) + ka * (da - x(12)))$$

$$F5(i) = F4(i) - Fr(i)$$

$$Ce5(i) = (F4(i) * xres(12) - Fr(i) * Cer(i)) / F5(i)$$

$$Cs5(i) = (F4(i) * xres(11) - Fr(i) * Csr(i)) / F5(i)$$

$$Cx5(i) = (F4(i) * xres(10) - Fr(i) * Cxr(i)) / F5(i)$$

// Cálculo de la productividad, realizado en el reactor 4

$$VT = V1 + V2 + V3 + V4$$

$$Pe(i) = (F4(i) / VT) * xres(12) + ke * xres(12)$$

// Conversión del sustrato

$$Xs(i) = (Cse(i) - xres(11)) / Cse(i)$$

// Consideraciones para el stripping en el reactor 4

$$Fv(i) = V4 / da * (ke * xres(3) + ka * (da - xres(3)))$$

// dilución

$$D(i) = F4(i) / VT$$

$$Cx1(i) = xres(1) * 1$$

```

Cs1(i)=xres(2)*1
Ce1(i)=xres(3)*1
Cx2(i)=xres(4)*1
Cs2(i)=xres(5)*1
Ce2(i)=xres(6)*1
Cx3(i)=xres(7)*1
Cs3(i)=xres(8)*1
Ce3(i)=xres(9)*1
Cx4(i)=xres(10)*1
Cs4(i)=xres(11)*1
Ce4(i)=xres(12)*1
end
mprintf('\n Concentraciones de células')
mprintf('\n Cx1 = %f', xres(1))
mprintf('\n Cx2 = %f', xres(4))
mprintf('\n Cx3 = %f', xres(7))
mprintf('\n Cx4 = %f', xres(10))
mprintf('\n ')
mprintf('\n Concentraciones de substrato')
mprintf('\n Cs1 = %f', xres(2))
mprintf('\n Cs2 = %f', xres(5))
mprintf('\n Cs3 = %f', xres(8))
mprintf('\n Cs4 = %f', xres(11))
mprintf('\n ')
mprintf('\n Concentraciones de etanol')
mprintf('\n Ce1 = %f', xres(3))
mprintf('\n Ce2 = %f', xres(6))
mprintf('\n Ce3 = %f', xres(9))
mprintf('\n Ce4 = %f', xres(12))
mprintf('\n ')
mprintf('\n Flujo de salida=%f',F5)
mprintf('\n Ce salida=%f',Ce5)
mprintf('\n Cx salida=%f',Cx5)
mprintf('\n Cs salida=%f',Cs5)
mprintf('\n ')
mprintf('\n Productividad')
mprintf('\n Pe=%f',Pe)
mprintf('\n ')
mprintf('\n Conversion del substrato')
mprintf('\n Xs=%f',Xs)
mprintf('\n ')
mprintf('\n Flujo volumetrico del stripping')
mprintf('\n Fv=%f',Fv)

```



```

mprintf('\n dil')
mprintf('\n D=%f',D)

x=D
y1=Pe
y2=Xs
// Axis y1
c=color("black");
k=color("darkgoldenrod");
plot2d(x,y1,style=k)
h1=gca();
h1.font_color=c;
h1.children(1).children(1).thickness = 2;
xlabel("$D(1/h)$", "FontSize",3)
ylabel("$Productividad$", "FontSize",3)
title("Aplicación de Stripping en el Reactor 4", "color", "blue", "FontSize",3)

//Axis y2
c=color("black");
k=color("darkgoldenrod");
h2=newaxes();
h2.font_color=c;
plot2d(x,y2,style=k)
h2.filled="off";
h2.axes_visible(1)="off";
h2.y_location="right";
h2.children(1).children(1).line_style = 2;
h2.children(1).children(1).thickness=1;
ylabel("$Conversión$", "FontSize",3, "color",c)

```

Comando Function (SCI) para SR4

```

function fx=funcx(x)

[nl,nc]=size(x);
N=nl;

fx = zeros(N,1); // dimensionando fx

// Ecuacion por el reactor 1 com stripping

```

$$u1(i) = u_{max} * x(2) / (K_s + x(2) + x(2)^2 / K_{is}) * (1 - x(3) / C_{max})^{an}$$

$$f_x(1) = F_e(i) / V_1 * C_{xe}(i) - F_1(i) / V_1 * x(1) + u_1(i) * x(1);$$

$$f_x(2) = F_e(i) / V_1 * C_{se}(i) - F_1(i) / V_1 * x(2) - u_1(i) * x(1) / Y_{xs}$$

$$f_x(3) = F_e(i) / V_1 * C_{ee}(i) + Y_{es} / Y_{xs} * u_1(i) * x(1) - F_1(i) / V_1 * x(3)$$

// Ecuacion por el reactor2

$$u2(i) = u_{max} * x(5) / (K_s + x(5) + x(5)^2 / K_{is}) * (1 - x(6) / C_{max})^{an}$$

$$f_x(4) = F_1(i) / V_2 * x(1) - F_2(i) / V_2 * x(4) + u_2(i) * x(4);$$

$$f_x(5) = F_1(i) / V_2 * x(2) - F_2(i) / V_2 * x(5) - u_2(i) * x(4) / Y_{xs}$$

$$f_x(6) = F_1(i) / V_2 * x(3) + Y_{es} / Y_{xs} * u_2(i) * x(4) - F_2(i) / V_2 * x(6)$$

// Ecuación por el reactor 3

$$u3(i) = u_{max} * x(8) / (K_s + x(8) + x(8)^2 / K_{is}) * (1 - x(9) / C_{max})^{an}$$

$$f_x(7) = F_2(i) / V_3 * x(4) - F_3(i) / V_3 * x(7) + u_3(i) * x(7);$$

$$f_x(8) = F_2(i) / V_3 * x(5) - F_3(i) / V_3 * x(8) - u_3(i) * x(7) / Y_{xs}$$

$$f_x(9) = F_2(i) / V_3 * x(6) + Y_{es} / Y_{xs} * u_3(i) * x(7) - F_3(i) / V_3 * x(9)$$

// Ecuación por el reactor 4 con stripping

$$F_4(i) = F_3(i) - V_4 / da * (k_e * x(12) + k_a * (da - x(12)))$$

$$u4(i) = u_{max} * x(11) / (K_s + x(11) + x(11)^2 / K_{is}) * (1 - x(12) / C_{max})^{an}$$

$$f_x(10) = F_3(i) / V_4 * x(7) - F_4(i) / V_4 * x(10) + u_4(i) * x(10);$$

$$f_x(11) = F_3(i) / V_4 * x(8) - F_4(i) / V_4 * x(11) - u_4(i) * x(10) / Y_{xs}$$

$$f_x(12) = F_3(i) / V_4 * x(9) + Y_{es} / Y_{xs} * u_4(i) * x(10) - F_4(i) / V_4 * x(12) - k_e * x(12)$$

endfunction

ANEXO D.5. Programación de sistema de fermentación convencional

Simulación de comandos centrales (SCE)

// Sistema de Fermentación Convencional

clear

clc

getd

//Parametros cinéticos utilizados

umax=0.55 *// VALOR BIBLIOGRAFICO*
Ks=23.703231
Kis=32.142016
Cemax=85.81834
an=4.4005702
Yxs=0.026 *// VALOR DEFINIDO EXP*
Yes=0.418 *// VALOR DEFINIDO EXP*
V1=541600 *// L*
V2=372400
V3=298600
V4=235900

//Valores iniciales do proceso

// Alimentacion en el mosto

//Generando puntos

for i=1:250

Fm(i)=30000+(i-1)*10000

Csm(i)=189.7 *// g/L*

Cem(i)=0 *// g/L*

Cxm(i)=0 *// g/L (consideração feita para o estado estacionário)*

//Flujo de reciclo

Fr(i)=40000 *//L*

Cer(i)=13.297 *// g/L (constante)*

Cxr(i)=117.5 *// g/L (constante)*

Csr(i)=0 *// g/L*

// // Entrada directa al sistema (considerando la alimentacion y el flujo de reciclo)

Fe(i)=Fm(i)+Fr(i)

F1(i)=Fe(i)

F2(i)=F1(i)

F3(i)=F2(i)

F4(i)=F3(i)

Cse(i)=(Fm(i)*Csm(i)+Fr(i)*Csr(i))/Fe(i)

Cxe(i)=(Fm(i)*Cxm(i)+Fr(i)*Cxr(i))/Fe(i)

Cee(i)=(Fm(i)*Cem(i)+Fr(i)*Cer(i))/Fe(i)

tolf=1.d-4;

```
tolx=1.d-4;  
Itmax=1000;
```

```
// Valores iniciales.
```

```
x=[45.939;16;40.396; 45.601;4;51.032; 45.815;1;54.48; 45.9;0.1;55.149];
```

```
[xres, fxres, niter]=Mnewton (x, tolf, tolx, Itmax)
```

```
//Cálculo para el reciclado utilizado
```

```
F5(i)=F4(i)-Fr(i)  
Ce5(i)=(F4(i)*xres(12)-Fr(i)*Cer(i))/F5(i)  
Cs5(i)=(F4(i)*xres(11)-Fr(i)*Csr(i))/F5(i)  
Cx5(i)=(F4(i)*xres(10)-Fr(i)*Cxr(i))/F5(i)
```

```
//Cálculo da produtividade, considerando el volumen total del sistema e el volumen da  
flujo de entrada
```

```
Vt=V1+V2+V3+V4  
Pe(i)=(F4(i)/Vt)*xres(12)
```

```
//Conversion del substrato  
Xs(i)=(Cse(i)-xres(11))/Cse(i)
```

```
//dilución  
D(i)=F4(i)/Vt
```

```
// Concentraciones
```

```
Cx1(i)=xres(1)*1  
Cs1(i)=xres(2)*1  
Ce1(i)=xres(3)*1  
Cx2(i)=xres(4)*1  
Cs2(i)=xres(5)*1  
Ce2(i)=xres(6)*1  
Cx3(i)=xres(7)*1  
Cs3(i)=xres(8)*1  
Ce3(i)=xres(9)*1  
Cx4(i)=xres(10)*1  
Cs4(i)=xres(11)*1  
Ce4(i)=xres(12)*1
```

```
end
```

```

mprintf("\n Concentraciones de células')
mprintf("\n Cx1 = %f', xres(1))
mprintf("\n Cx2 = %f', xres(4))
mprintf("\n Cx3 = %f', xres(7))
mprintf("\n Cx4 = %f', xres(10))
mprintf("\n ')
mprintf("\n Concentraciones de substrato')
mprintf("\n Cs1 = %f', xres(2))
mprintf("\n Cs2 = %f', xres(5))
mprintf("\n Cs3 = %f', xres(8))
mprintf("\n Cs4 = %f', xres(11))
mprintf("\n ')
mprintf("\n Concentraciones de etanol')
mprintf("\n Ce1 = %f', xres(3))
mprintf("\n Ce2 = %f', xres(6))
mprintf("\n Ce3 = %f', xres(9))
mprintf("\n Ce4 = %f', xres(12))
mprintf("\n ')
mprintf("\n Flujo de salida=%f',F5)
mprintf("\n Ce salida=%f',Ce5)
mprintf("\n Cx salida=%f',Cx5)
mprintf("\n Cs salida=%f',Cs5)
mprintf("\n ')
mprintf("\n Productividad')
mprintf("\n Pe=%f',Pe)
mprintf("\n ')
mprintf("\n Conversion de substrato')
mprintf("\n Xs=%f',Xs)

x=D
y1=Pe
y2=Xs

// Axis y1
c=color("black");
k=color("blue");
plot2d(x,y1,style=k)
h1=gca();
h1.font_color=c;
h1.children(1).children(1).thickness = 2;
xlabel("$D(1/h)$", "FontSize",3)
ylabel("$Productividad$", "FontSize",3)
title("Sistema convencional", "color", "blue", "FontSize",3)

```

```

//Axis y2
c=color("black");
k=color("blue")
h2=newaxes();
h2.font_color=c;
plot2d(x,y2,style=k)
h2.filled="off";
h2.axes_visible(1)="off";
h2.y_location="right";
h2.children(1).children(1).line_style = 2;
h2.children(1).children(1).thickness=1;
ylabel("$Conversión$", "FontSize",3, "color",c)

```

Comando Function (SCI) para FC

```
function fx=funcx(x)
```

```

[nl,nc]=size(x);
N=nl;

```

```
fx = zeros(N,1); // dimensionando fx
```

```
// Ecuaciones para el reactor 1
```

```
u1(i)= umax*x(2)/(Ks+x(2)+x(2)^2/Kis)*(1-x(3)/Cemax)^an
```

```

fx(1) = Fe(i)/V1*Cxe(i)-F1(i)/V1*x(1)+u1(i)*x(1);
fx(2) = Fe(i)/V1*Cse(i)-F1(i)/V1*x(2)-u1(i)*x(1)/Yxs
fx(3) = Fe(i)/V1*Cee(i)+Yes/Yxs*u1(i)*x(1)-F1(i)/V1*x(3)

```

```
// Ecuaciones para el reactor 2
```

```
u2(i)= umax*x(5)/(Ks+x(5)+x(5)^2/Kis)*(1-x(6)/Cemax)^an
```

```

fx(4) = F1(i)/V2*x(1)-F2(i)/V2*x(4)+u2(i)*x(4);
fx(5) = F1(i)/V2*x(2)-F2(i)/V2*x(5)-u2(i)*x(4)/Yxs
fx(6) = F1(i)/V2*x(3)+Yes/Yxs*u2(i)*x(4)-F2(i)/V2*x(6)

```

```
// Ecuaciones para el reactor 3
```

$$u3(i) = u_{max} * x(8) / (K_s + x(8) + x(8)^2 / K_{is}) * (1 - x(9) / C_{max})^n$$

$$f_x(7) = F_2(i) / V_3 * x(4) - F_3(i) / V_3 * x(7) + u_3(i) * x(7);$$

$$f_x(8) = F_2(i) / V_3 * x(5) - F_3(i) / V_3 * x(8) - u_3(i) * x(7) / Y_{xs}$$

$$f_x(9) = F_2(i) / V_3 * x(6) + Y_{es} / Y_{xs} * u_3(i) * x(7) - F_3(i) / V_3 * x(9)$$

// Ecuaciones para el reactor 4

$$u4(i) = u_{max} * x(11) / (K_s + x(11) + x(11)^2 / K_{is}) * (1 - x(12) / C_{max})^n$$

$$f_x(10) = F_3(i) / V_4 * x(7) - F_4(i) / V_4 * x(10) + u_4(i) * x(10);$$

$$f_x(11) = F_3(i) / V_4 * x(8) - F_4(i) / V_4 * x(11) - u_4(i) * x(10) / Y_{xs}$$

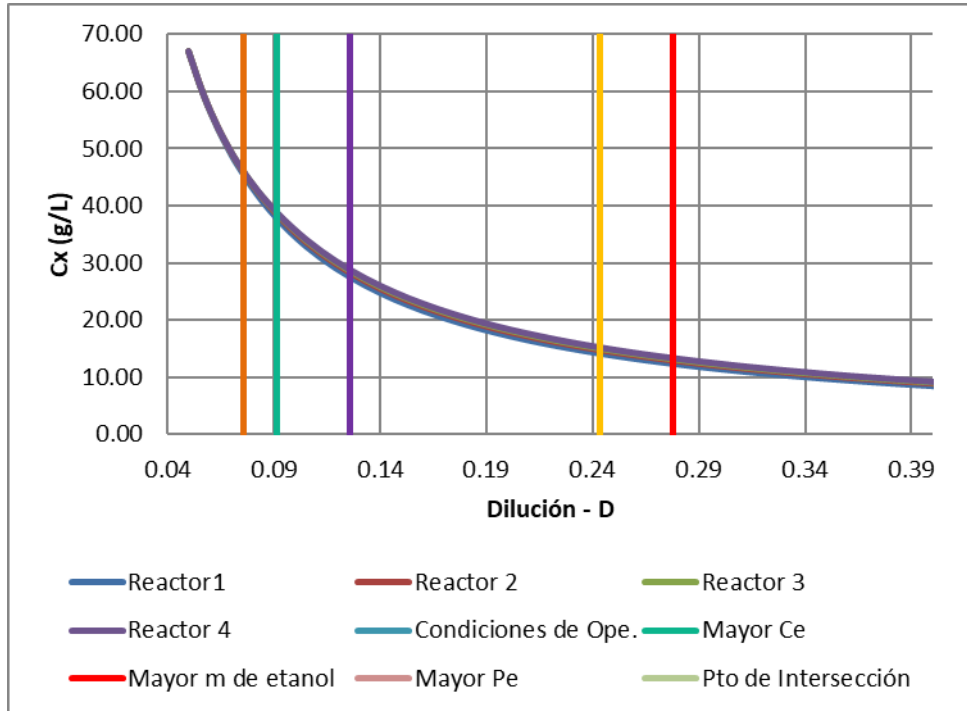
$$f_x(12) = F_3(i) / V_4 * x(9) + Y_{es} / Y_{xs} * u_4(i) * x(10) - F_4(i) / V_4 * x(12)$$

endfunction

ANEXO E: Tablas secundarias de Concentraciones de etanol, sustrato y etanol con los 5 escenarios de análisis

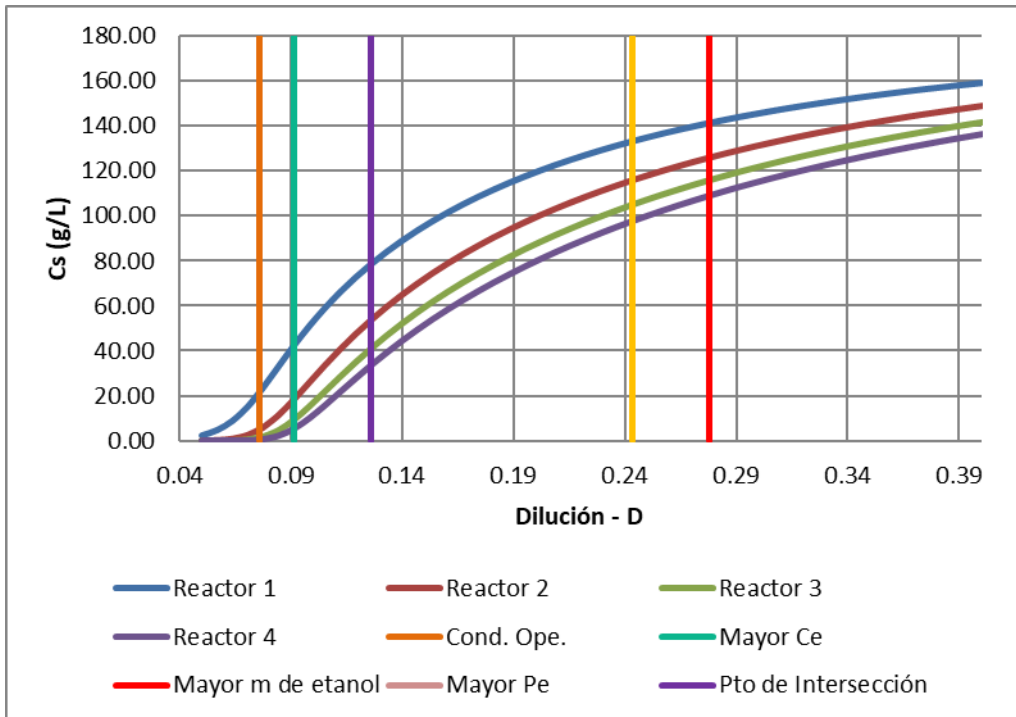
ANEXO E.1: Sistema con Aplicación de Stripping en el reactor 1

Figura 10. SR1: Cx vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



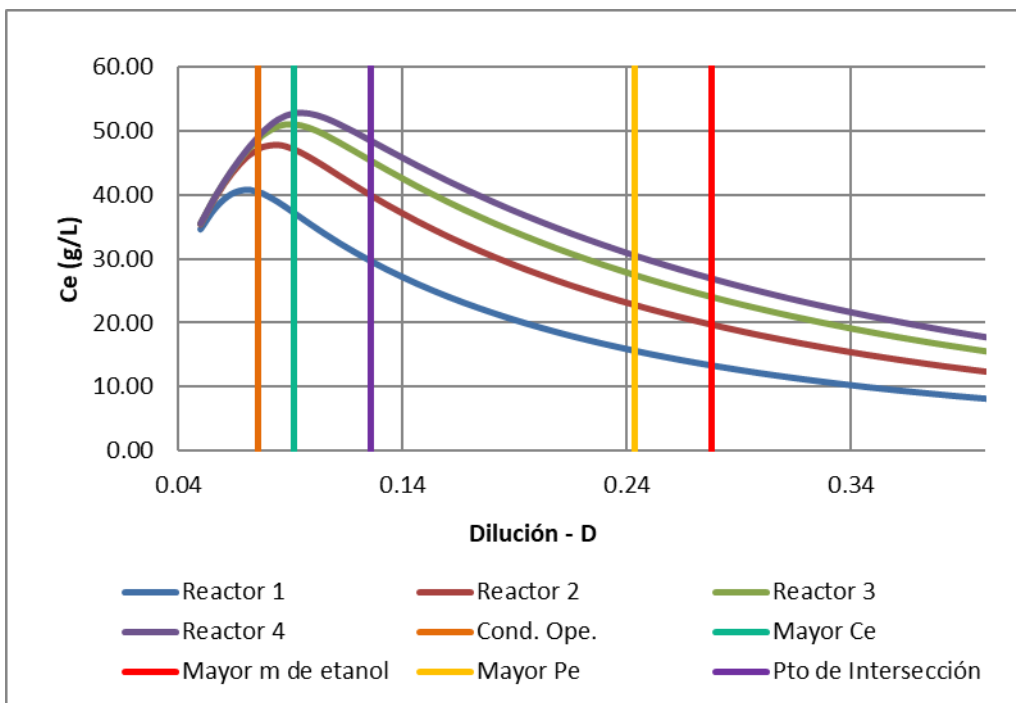
Fuente: Elaboración Propia

Figura 11. SR1: Cs vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



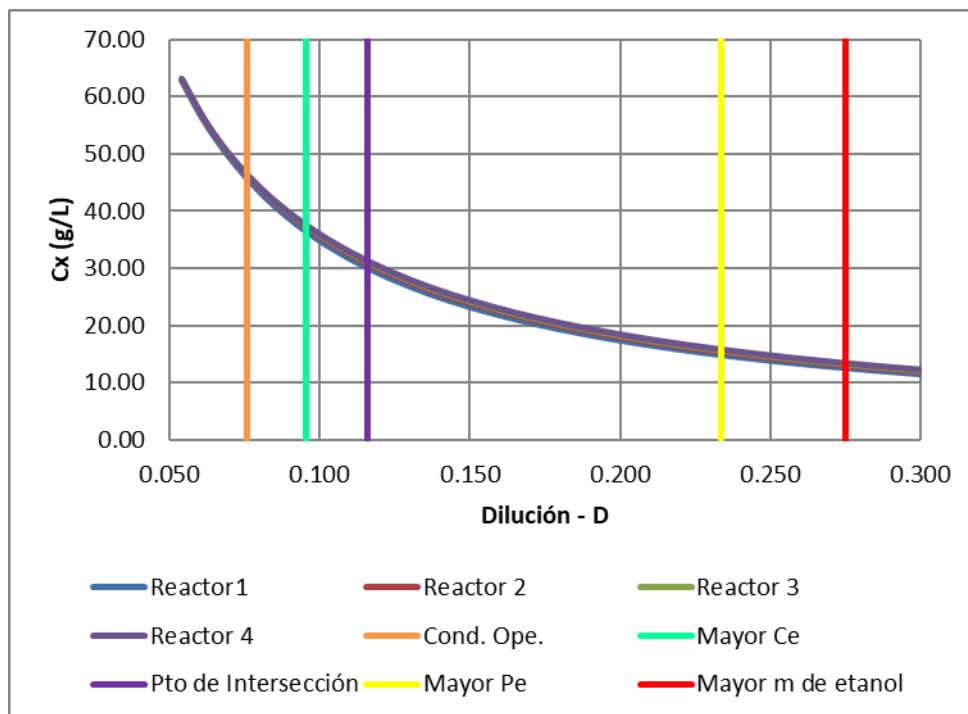
Fuente: Elaboración Propia

Figura 12. SR1: Ce vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



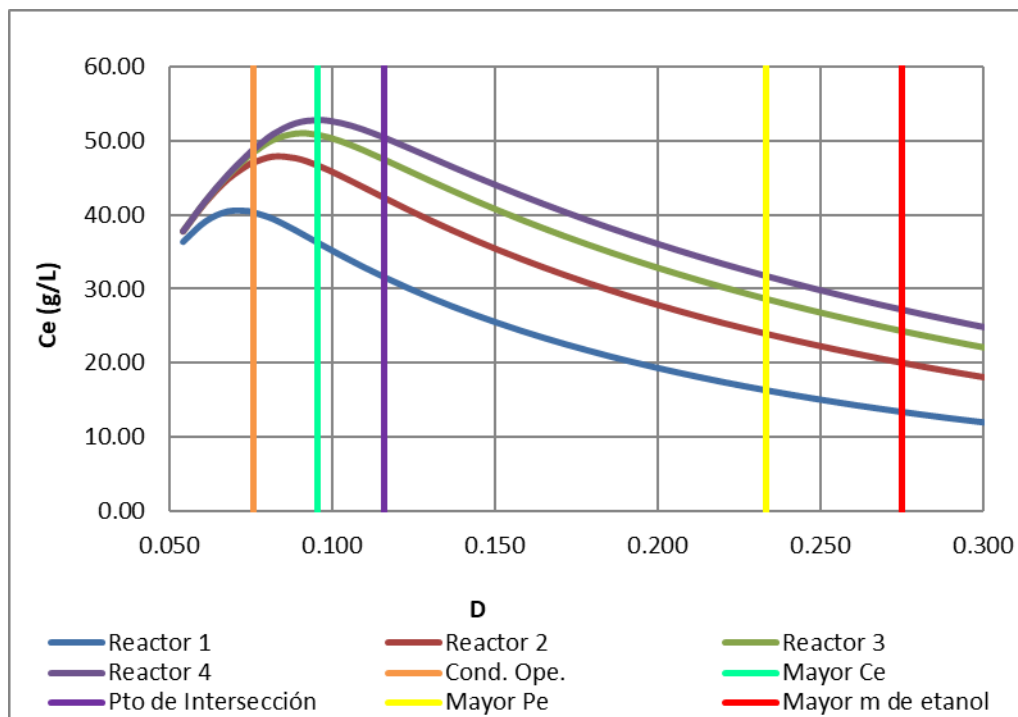
Fuente: Elaboración Propia

Figura 13. SR2: C_X vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



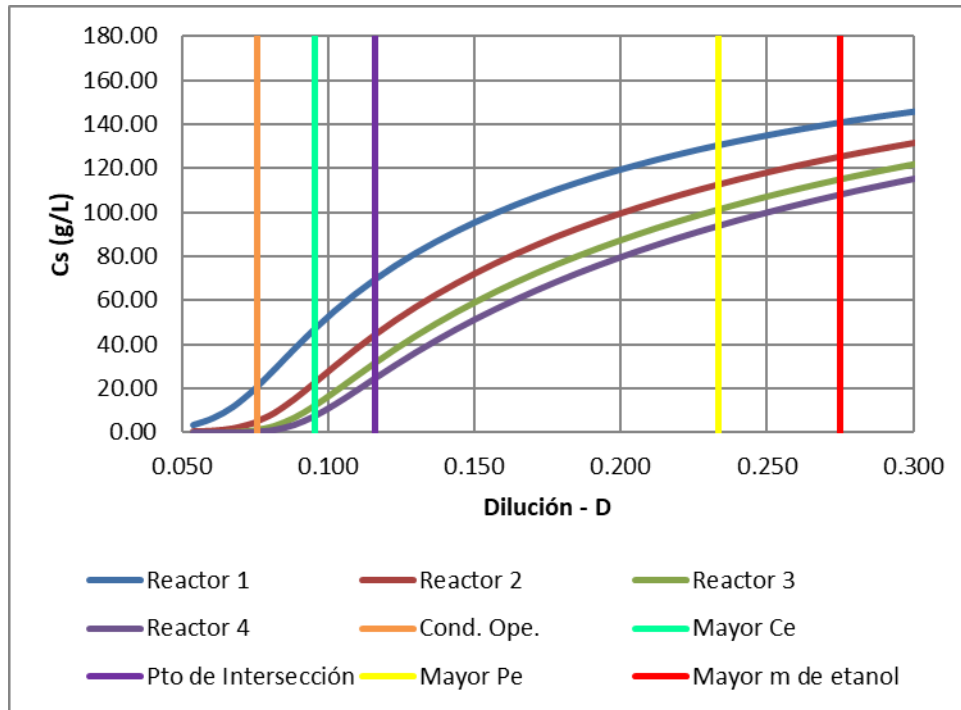
Fuente: Elaboración Propia

Figura 14. SR2: C_E vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



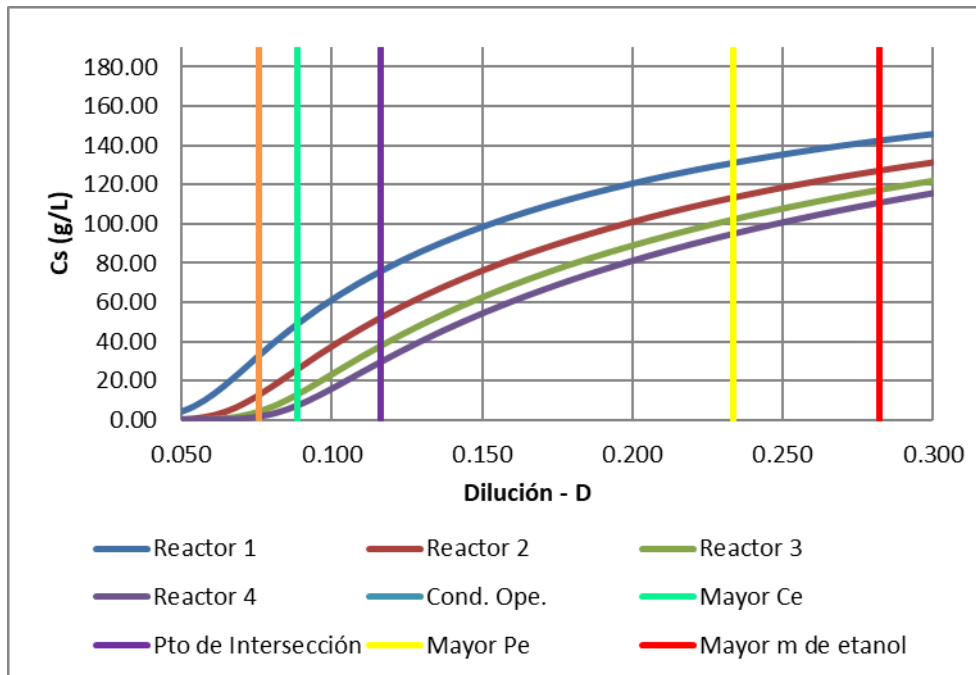
Fuente: Elaboración Propia

Figura 15. SR2: C_S vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



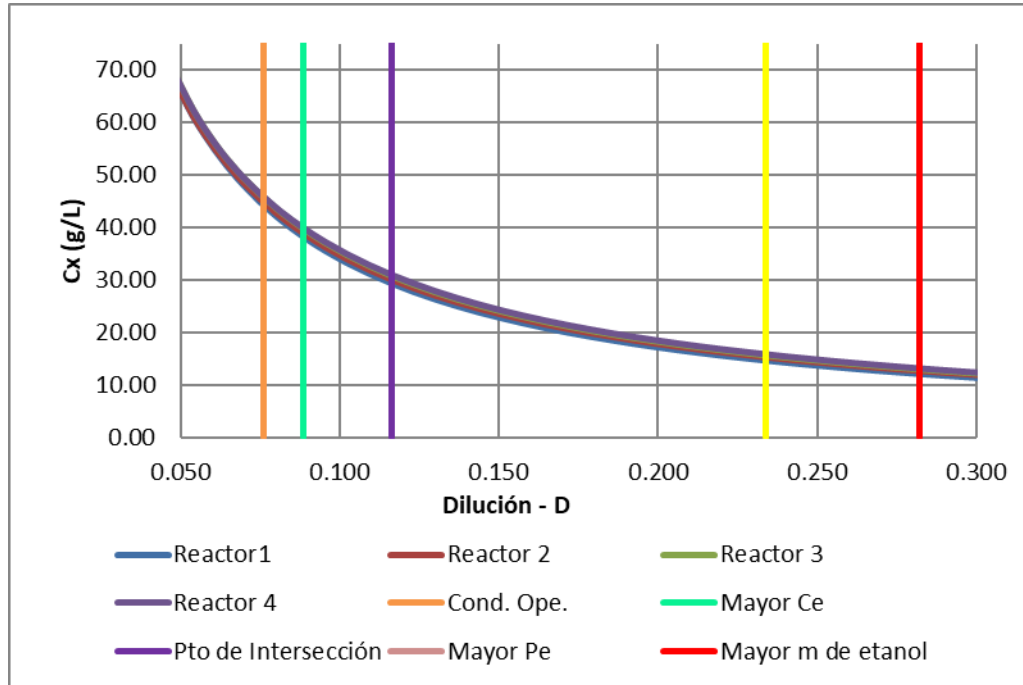
Fuente: Elaboración Propia

Figura 16. SR3: C_S vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



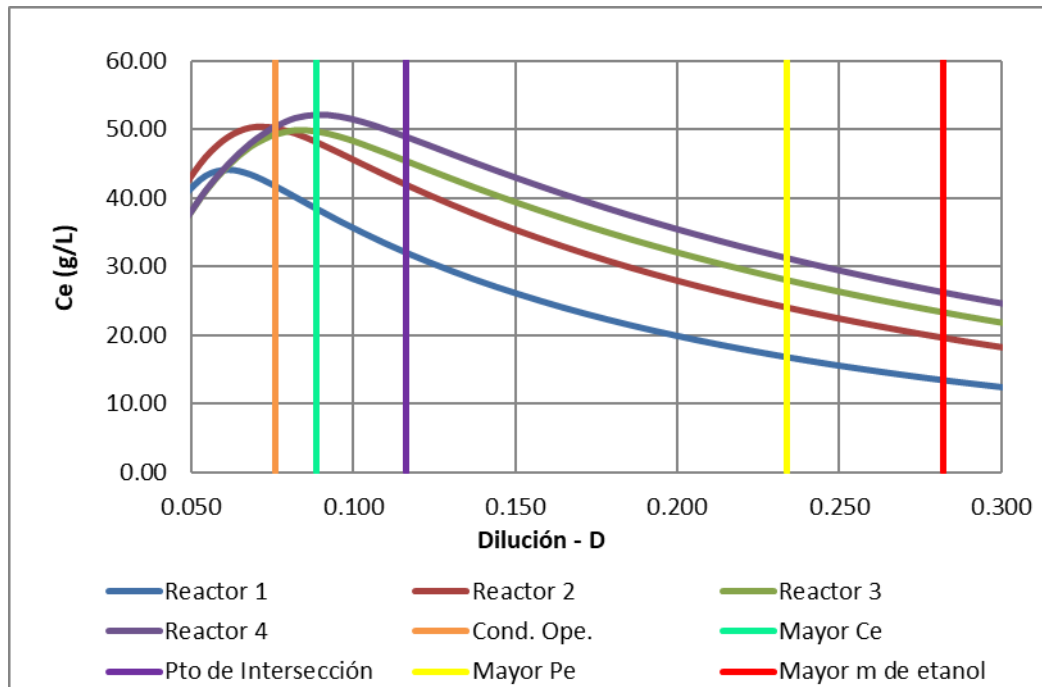
Fuente: Elaboración Propia

Figura 17. SR3: C_X vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



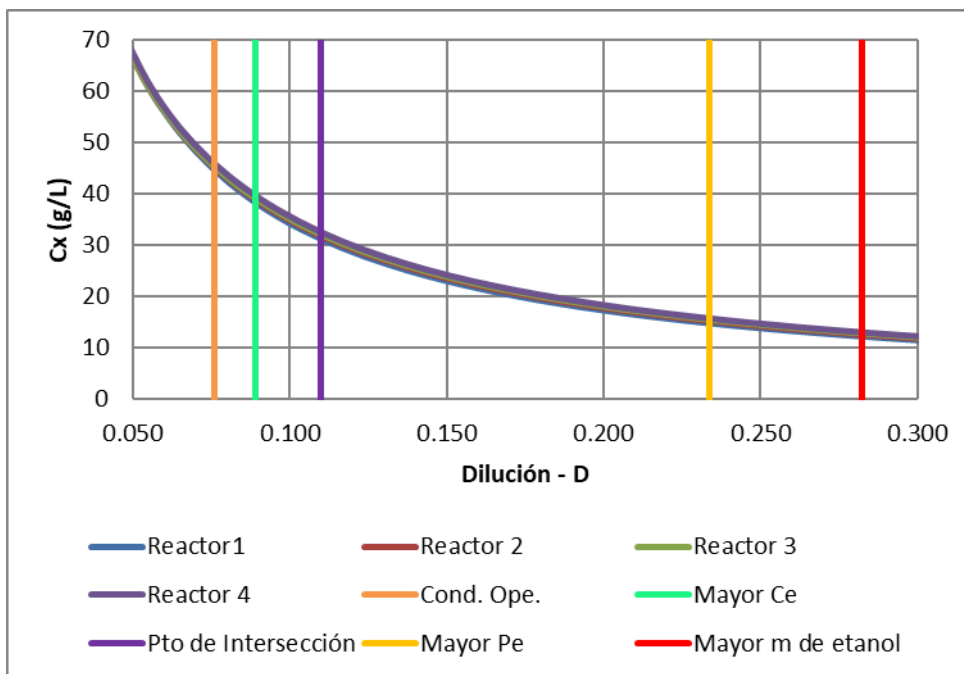
Fuente: Elaboración Propia

Figura 18. SR3: C_E vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



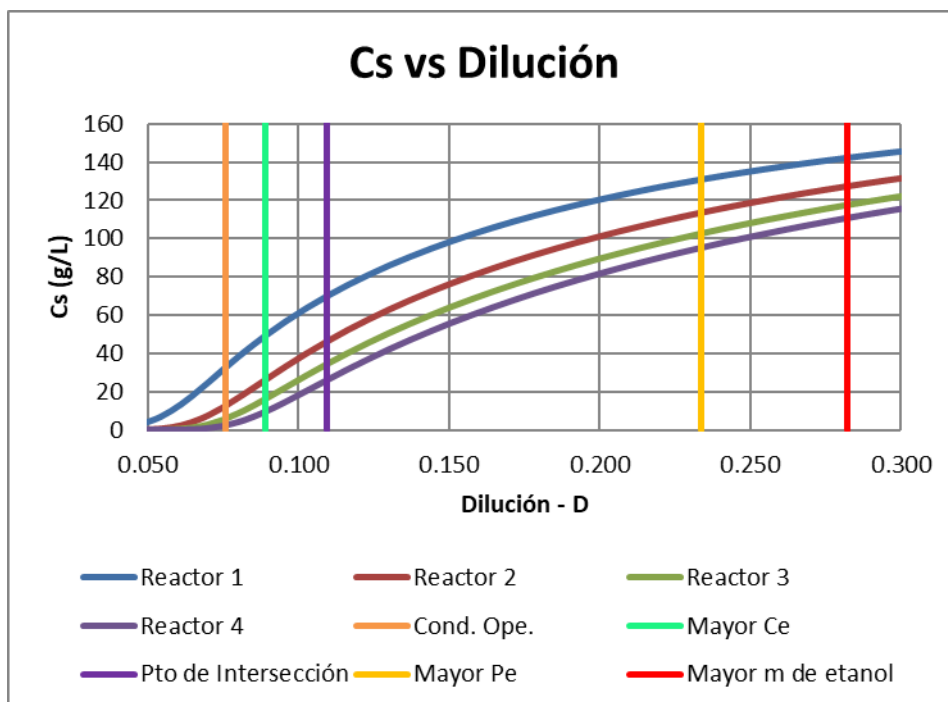
Fuente: Elaboración Propia

Figura 19. SR4: C_X vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



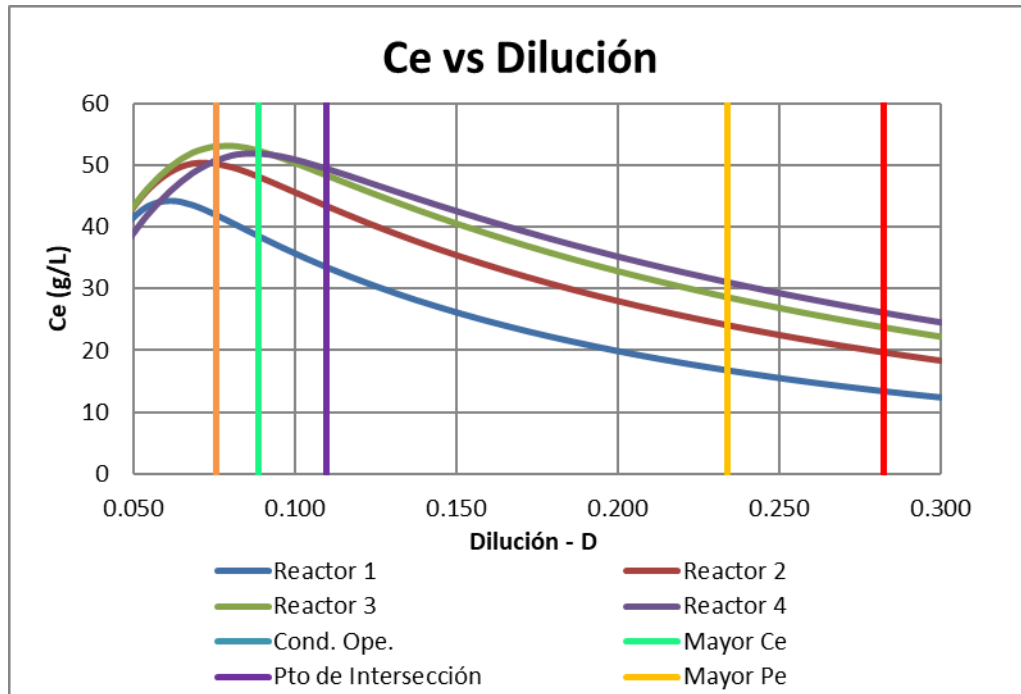
Fuente: Elaboración Propia

Figura 20. SR4: C_S vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



Fuente: Elaboración Propia

Figura 21. SR4: C_E vs Dilución – Consideración de los 5 puntos de análisis



Fuente: Elaboración Propia

ANEXO F: Resultados de las simulaciones a concentración de mosto inicial variable

Tabla 15. Resultados comparativos a concentración de mosto inicial variable

Aplicación de strip. Reactor 1			Aplicación de strip. Reactor 2			Aplicación de strip. Reactor 3			Aplicación de strip. Reactor 4			Sistema Convencional		
Csm	Pe	Xs	Csm	Pe	Xs	Csm	Pe	Xs	Csm	Pe	Xs	Csm	Pe	Xs
110	3.275781	0.999995	110	3.464884	0.999990	110	3.547691	0.999986	110			110	2.589164	0.999977
120	3.528236	0.999991	120	3.735210	0.999980	120	3.825115	0.999968	120	3.903380	0.999956	120	2.791087	0.999946
130	3.779047	0.999981	130	4.004927	0.999955	130	4.102421	0.999927	130	4.186398	0.999896	130	2.992878	0.999870
140	4.027559	0.999960	140	4.273488	0.999900	140	4.379311	0.999830	140	4.469146	0.999750	140	3.194320	0.999681
150	4.272848	0.999914	150	4.539946	0.999772	150	4.655106	0.999596	150	4.751009	0.999390	150	3.394825	0.999208
160	4.513607	0.999806	160	4.802692	0.999472	160	4.928304	0.999035	160	5.030431	0.998508	160	3.592883	0.998037
170	4.747993	0.999550	170	5.059094	0.998776	170	5.195770	0.997726	170	5.303737	0.996429	170	3.784967	0.995265
180	4.973447	0.998929	180	5.304955	0.997198	180	5.451555	0.994820	180	5.563347	0.991853	180	3.963977	0.989204
190	5.186387	0.997419	190	5.533682	0.993773	190	5.685825	0.988852	190	5.796458	0.982778	190	4.118742	0.977465
200	5.381465	0.993879	200	5.735448	0.986827	200	5.885222	0.977800	200	5.986932	0.967011	200	4.237186	0.957909
210	5.550174	0.986250	210	5.897880	0.974093	210	6.036277	0.959708	210	6.121877	0.943327	210	4.312943	0.930153
220	5.680865	0.971895	220	6.010340	0.953648	220	6.131684	0.933828	220	6.198895	0.912423	220	4.349357	0.896067
230	5.763919	0.949080	230	6.070386	0.925346	230	6.175032	0.901381	230	6.227155	0.876664	230	4.356459	0.858636
240	5.799239	0.918493	240	6.086048	0.891211	240	6.178699	0.865004	240	6.221351	0.838836	240	4.344937	0.820483
250	5.796929	0.882898	250	6.070882	0.854197	250	6.156842	0.827364	250	6.194872	0.801096	250	4.322776	0.783276
260	5.770416	0.845368	260	6.037360	0.816758	260	6.120480	0.790310	260	6.157036	0.764708	260	4.294994	0.747860
270	5.730498	0.808080	270	5.994104	0.780384	270	6.076651	0.754836	270	6.113508	0.730268	270	4.264518	0.714574
280	5.684027	0.772217	280	5.946275	0.745801	280	6.029454	0.721375	280	6.067523	0.697979	280	4.232995	0.683480
290	5.634892	0.738294	290	5.896777	0.713282	290	5.981169	0.690039	290	6.020886	0.667839	290	4.201347	0.654509
300	5.585208	0.706470	300	5.847182	0.682860	300	5.933050	0.660789	300	5.974593	0.639751	300	4.170085	0.627533
310	5.536080	0.676720	310	5.798338	0.654461	310	5.885769	0.633513	310	5.929178	0.613578	310	4.139482	0.602403

Fuente: Elaboración Propia

ANEXO G: Cambio de comando entre la simulación a dilución variable y concentración de mosto variable

La simulación realizada para el caso con concentración de mosto variable es la misma que se encuentra descrita en el Anexo D, sin embargo, se debe considerar que existe un cambio de comando.

El siguiente comando utilizado en la simulación de dilución variable:

```
// Alimentación en el mosto  
//Generando puntos  
for i=1:250  
    Fm(i)=35000+(i-1)*10000  
    Csm(i)=189.7           // g/L  
    Cem(i)=0              // g/L  
    Cxm(i)=0              // g/L
```

Debe ser reemplazado por la siguiente codificación para los casos donde se trabaje a Concentración de mosto variable:

```
// Alimentación en el mosto  
//Generando puntos  
for i=1:25  
    Csm(i)=(i-1)*10+110  
    Fm(i)=70000           // g/L  
    Cem(i)=0              // g/L  
    Cxm(i)=0              // g/L
```


ANEXO H: Resultados gráficos de la evaluación de parámetro cinéticos

Figura 22: Resultado de la Iteración 1 - Concentración de células en cada reactor

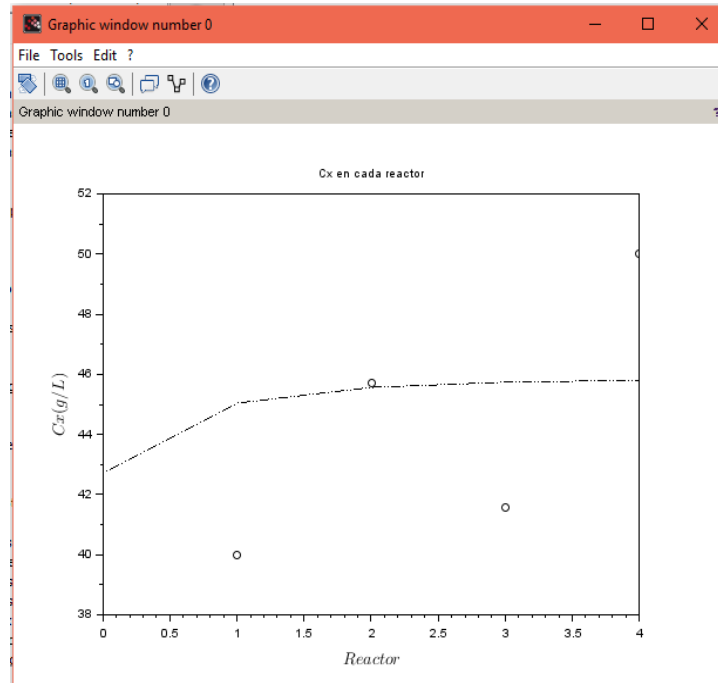


Figura 23: Resultado de la Iteración 1 - Concentración de sustrato en cada reactor

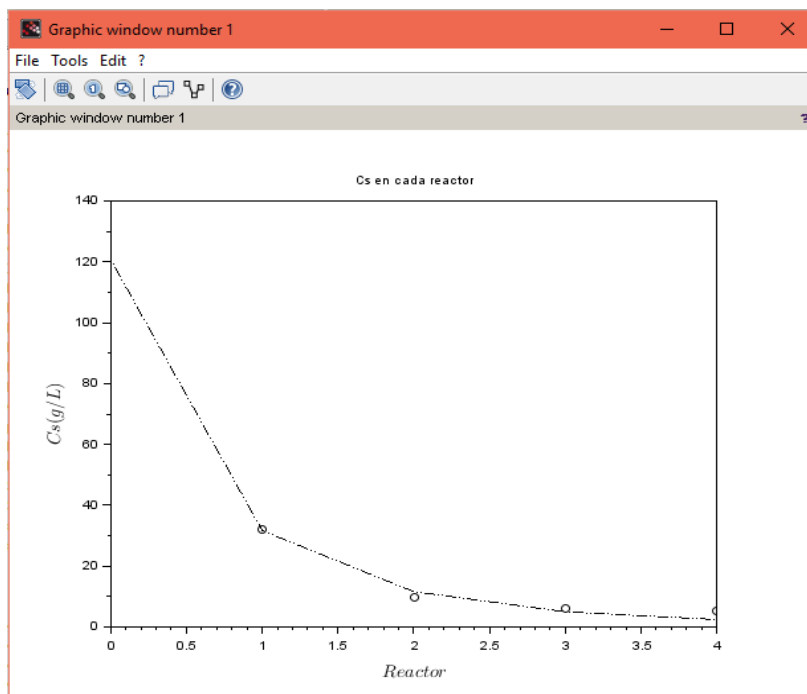
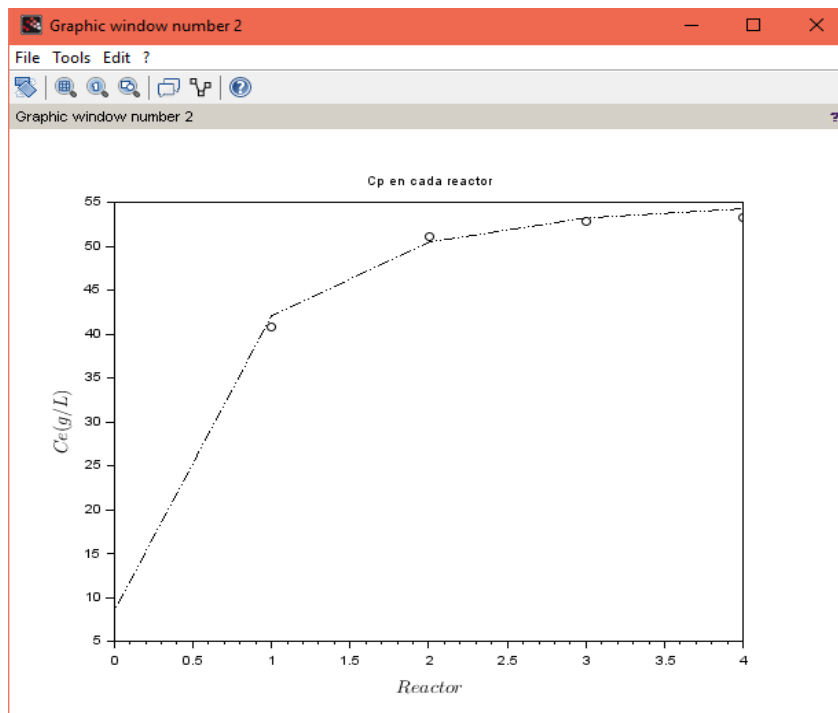


Figura 24: Resultado de la Iteración 1 - Concentración de etanol en cada reactor



Fuente: Elaboración Propia

ANEXO I: RESULTADOS GRÁFICOS DEL PROCESO DE FERMENTACIÓN

Los resultados obtenidos se muestran a continuación:

- *Sistema convencional sin aplicación de stripping*

Figura 25. Sistema Convencional: P_e vs D_G – X_s vs D_G

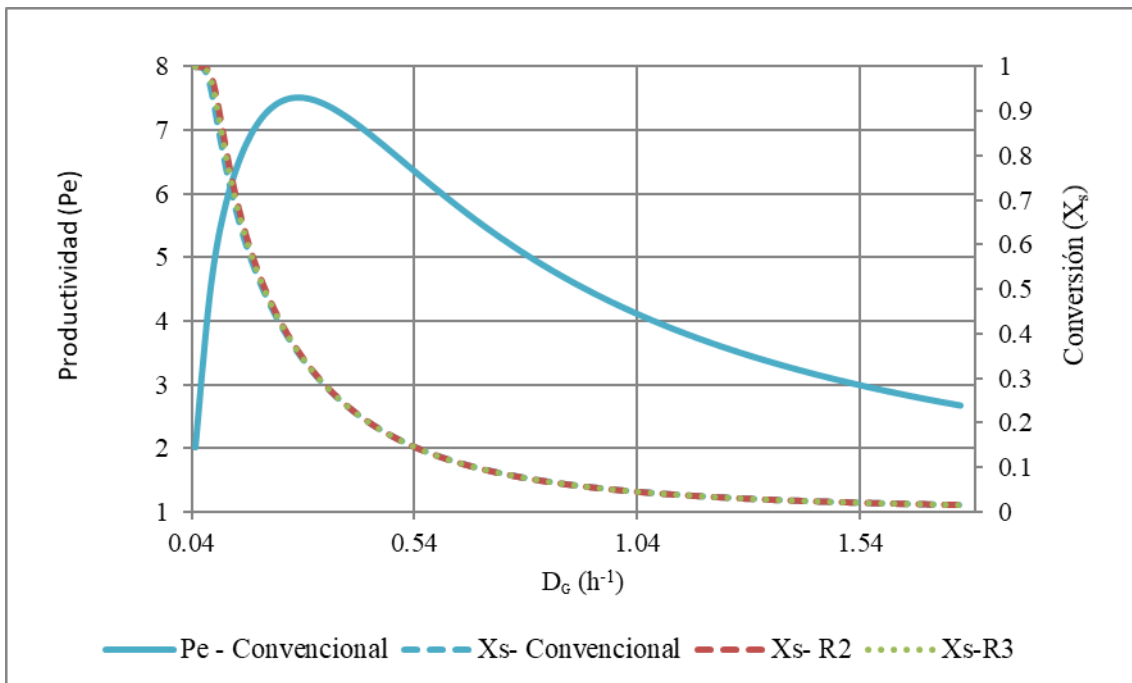


Figura 26. Sistema Convencional: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)

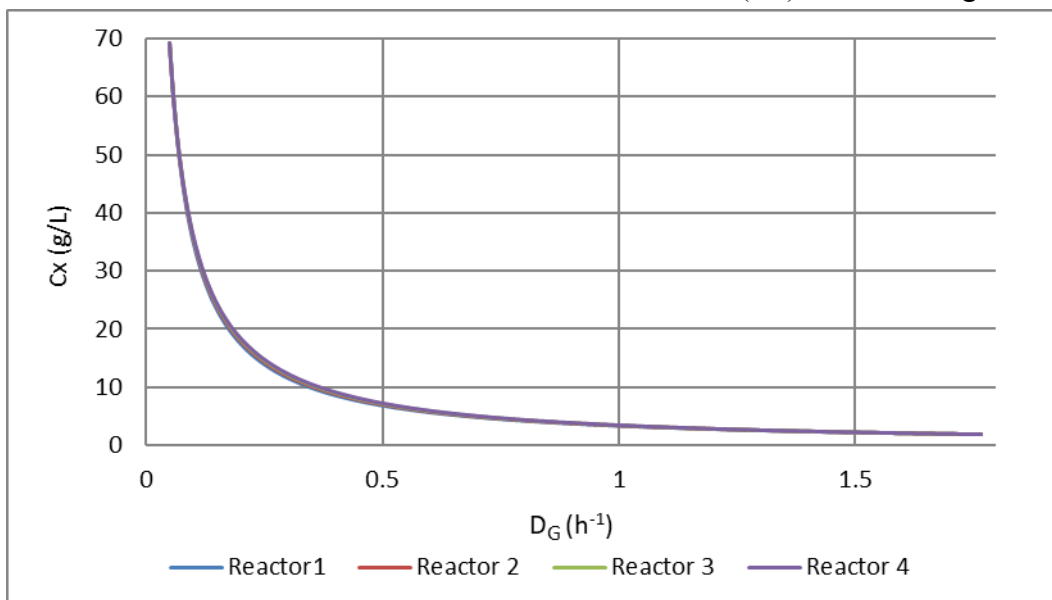


Figura 27. Sistema Convencional: Concentración de sustrato (C_S) vs Dilución global (D_G)

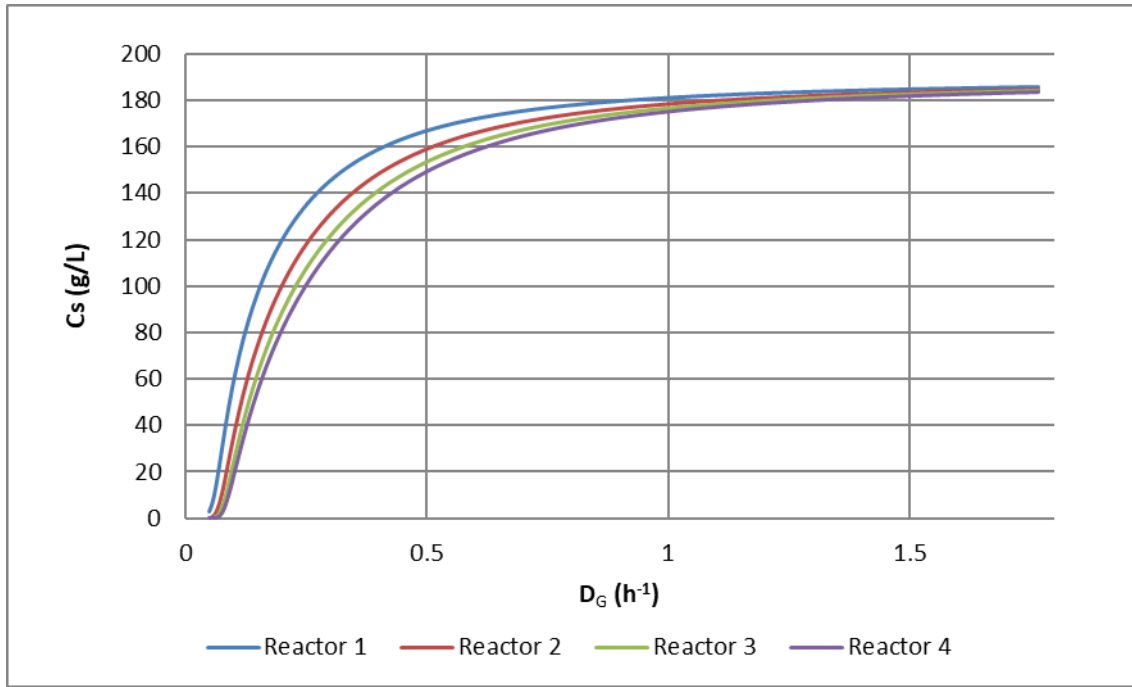
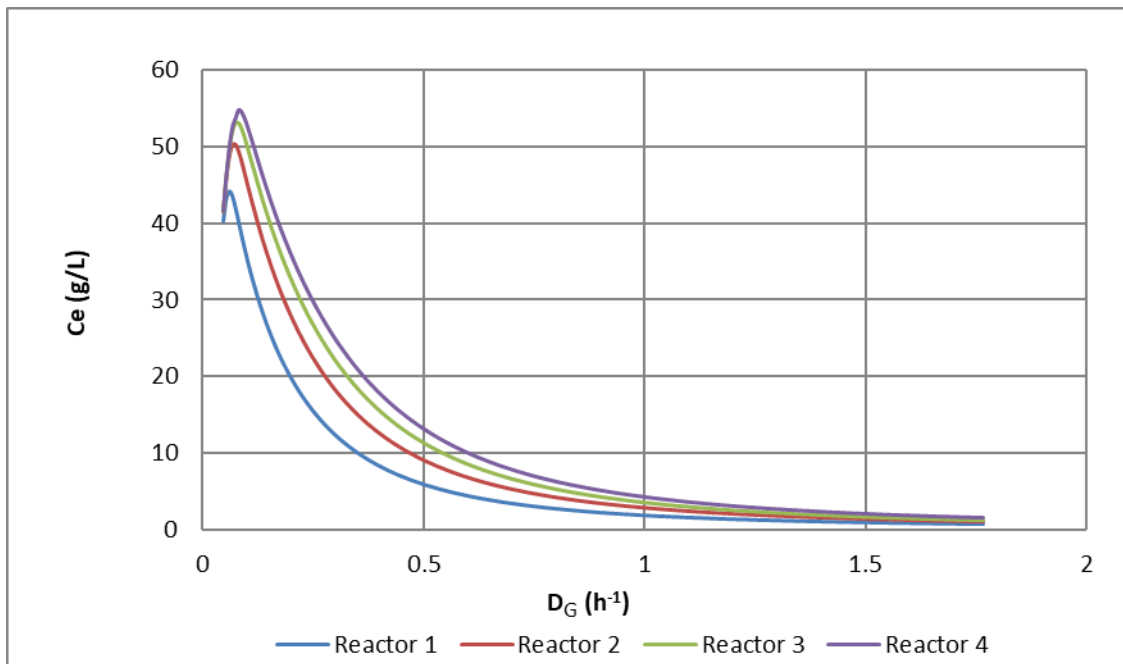


Figura 28. Sistema Convencional: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G)



- *Sistema con aplicación de stripping en el primer reactor*

Figura 29. SR1: P_e vs D_G – X_s vs D_G

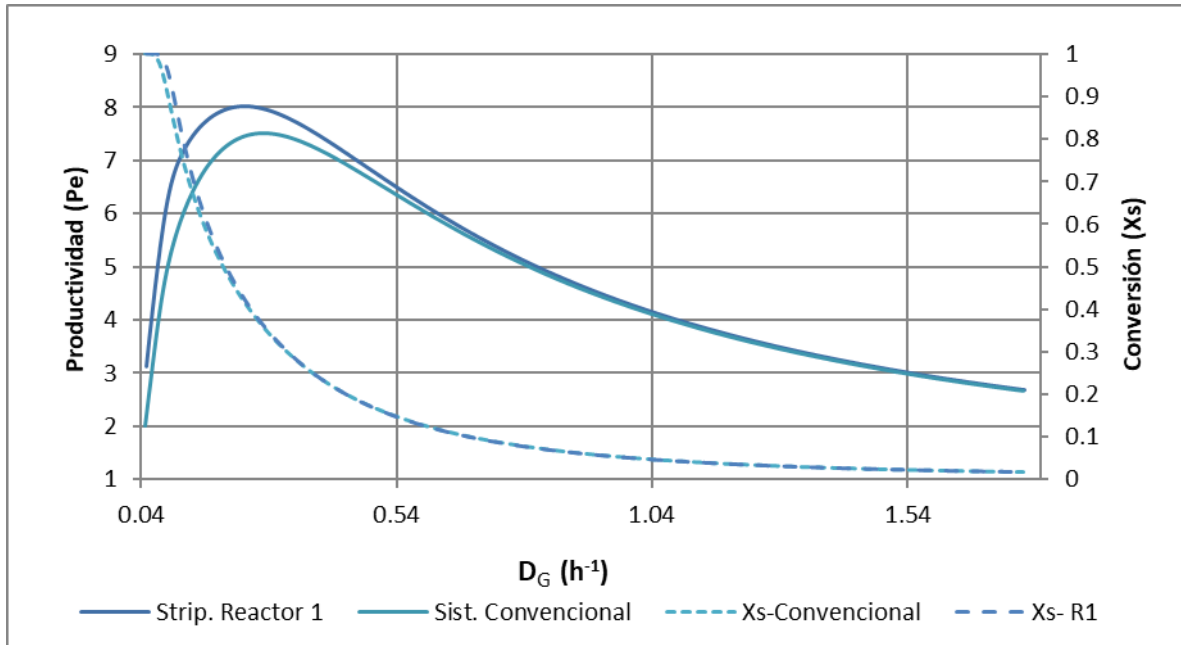


Figura 30. SR1: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)

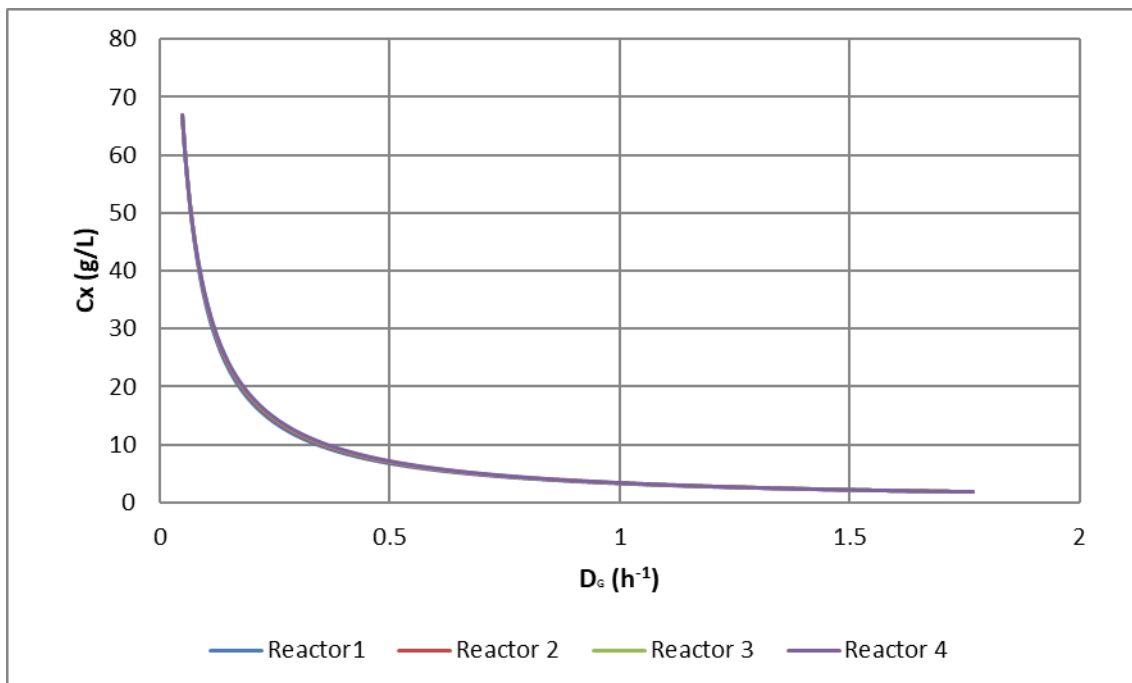


Figura 31. SR1 Concentración de sustrato (C_S) vs Dilución global (D_G)

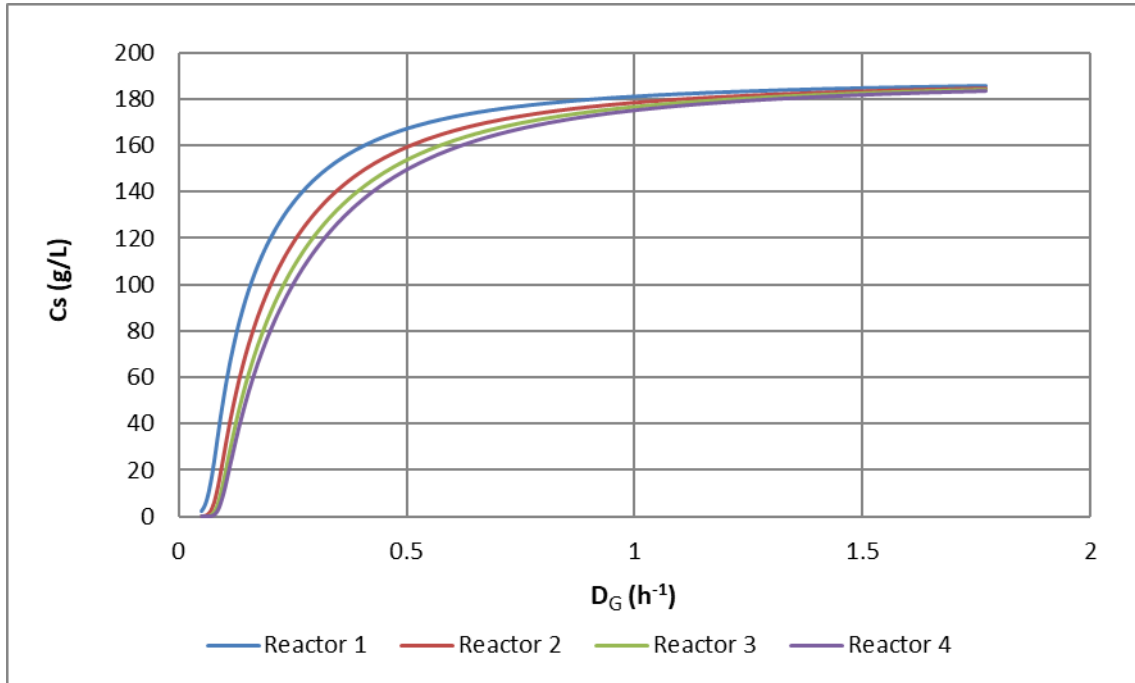
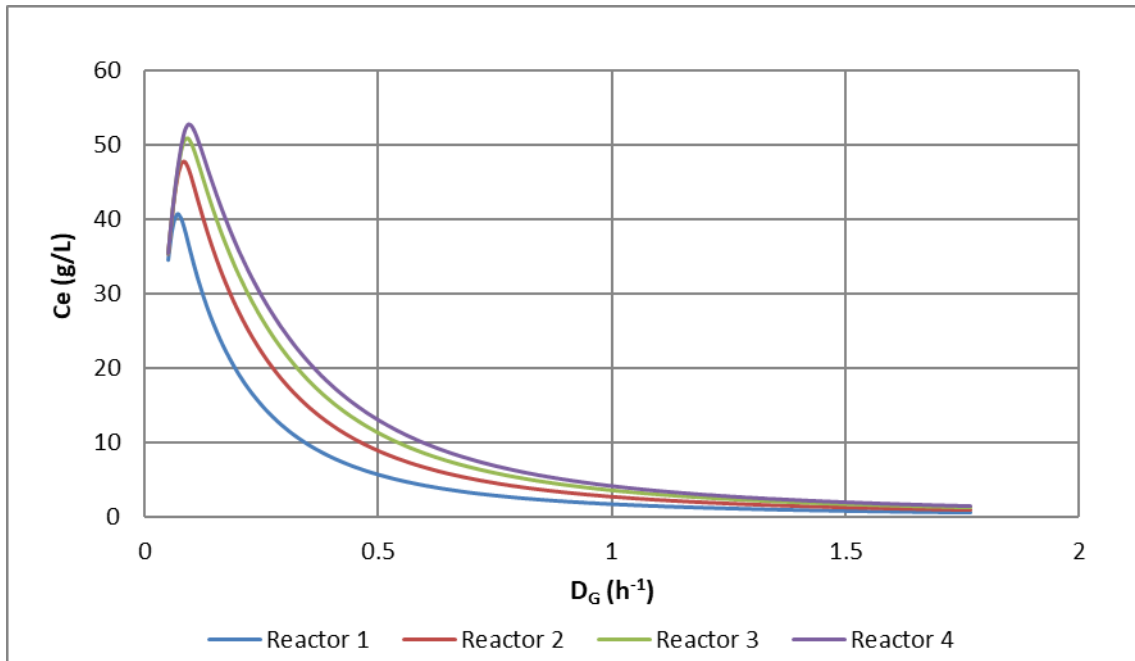


Figura 32. SR1: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G)



- *Sistema con aplicación de stripping en el segundo reactor*

Figura 33. SR2: P_e vs D_G – X_s vs D_G

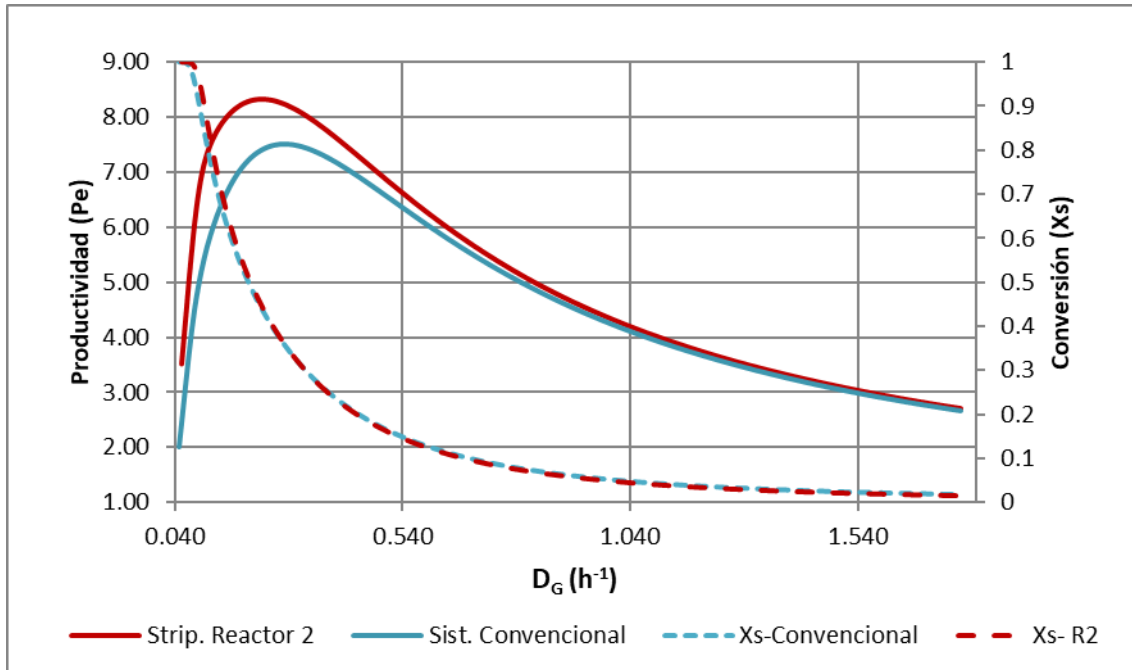


Figura 34. SR2: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)

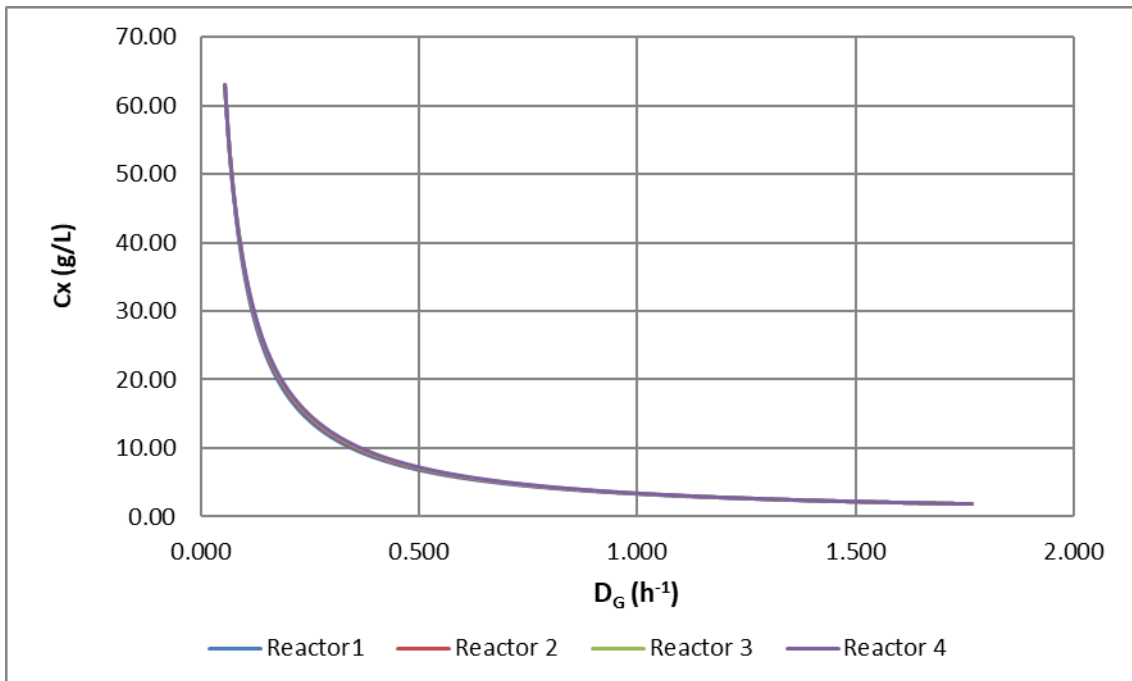


Figura 35. SR2: Concentración de sustrato (C_S) vs Dilución global (D_G)

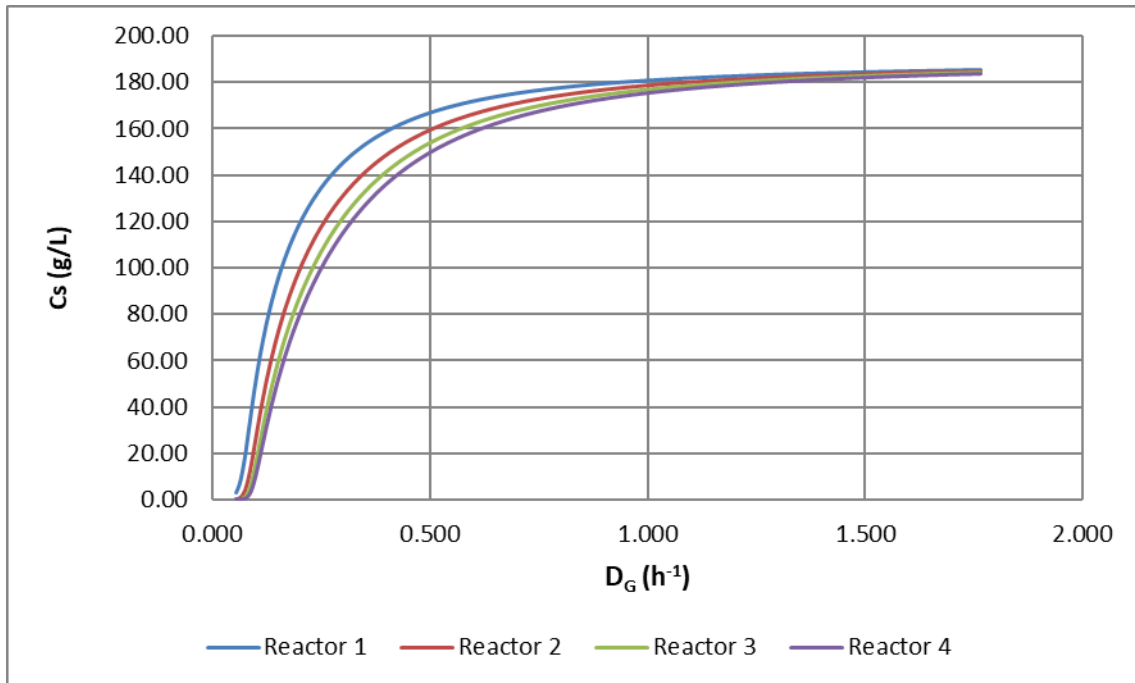
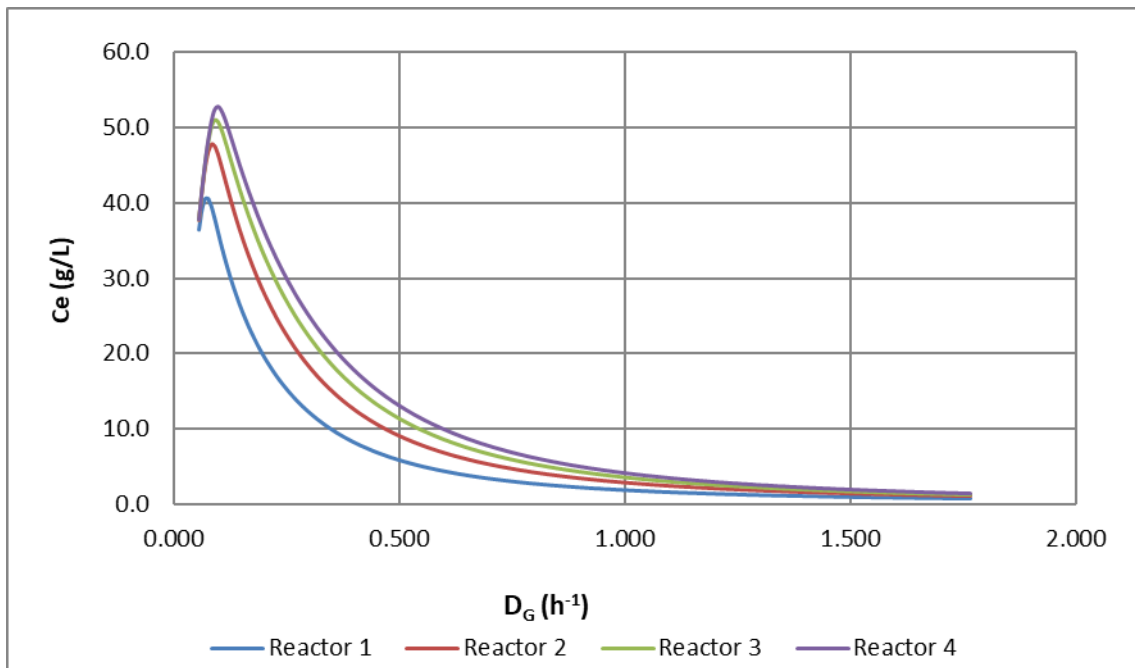


Figura 36. SR2: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G)



- Sistema con aplicación de stripping en el tercer reactor

Figura 37. SR3: Pe vs D_G – Xs vs D_G

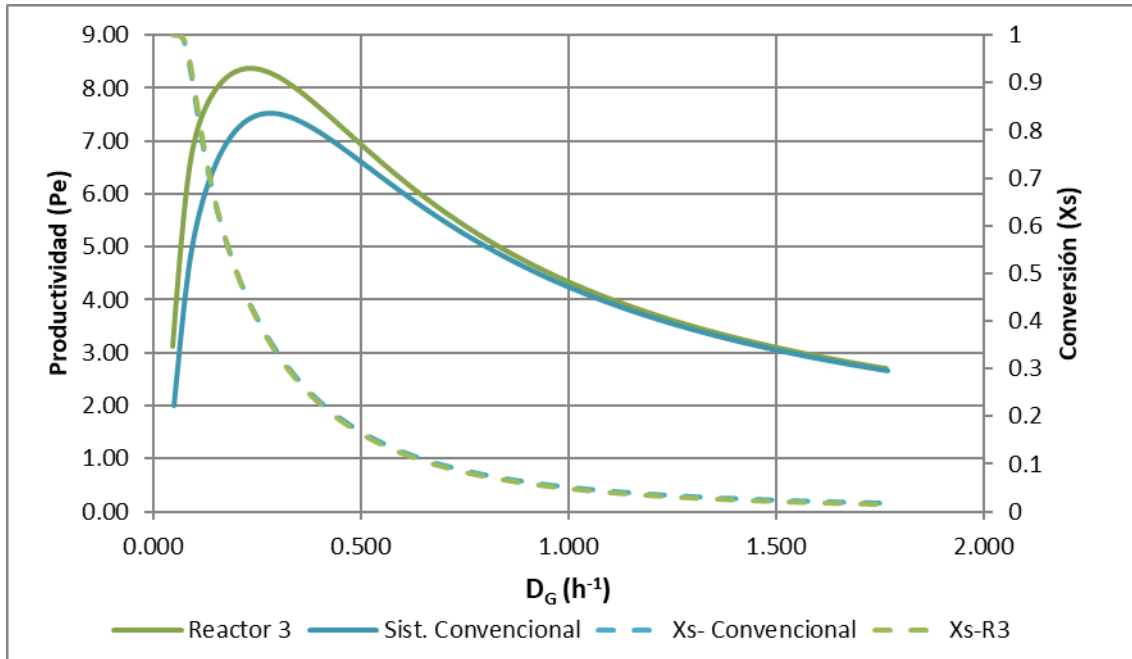


Figura 38. SR3: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)

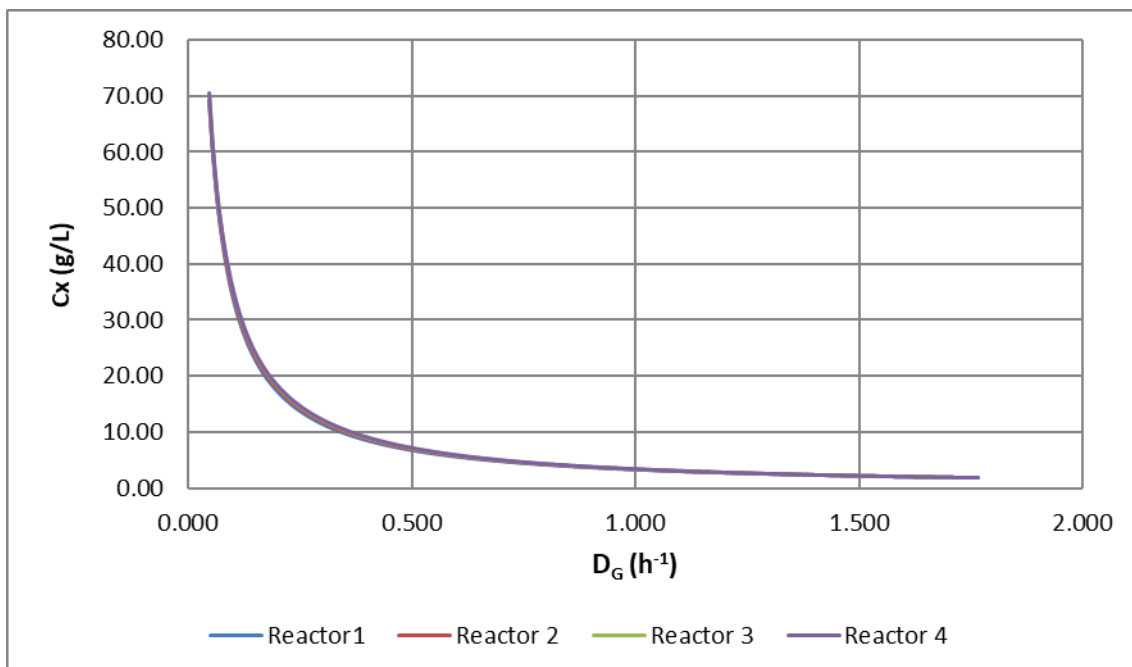


Figura 39. SR3: Concentración de sustrato (C_S) vs Dilución global (D_G)

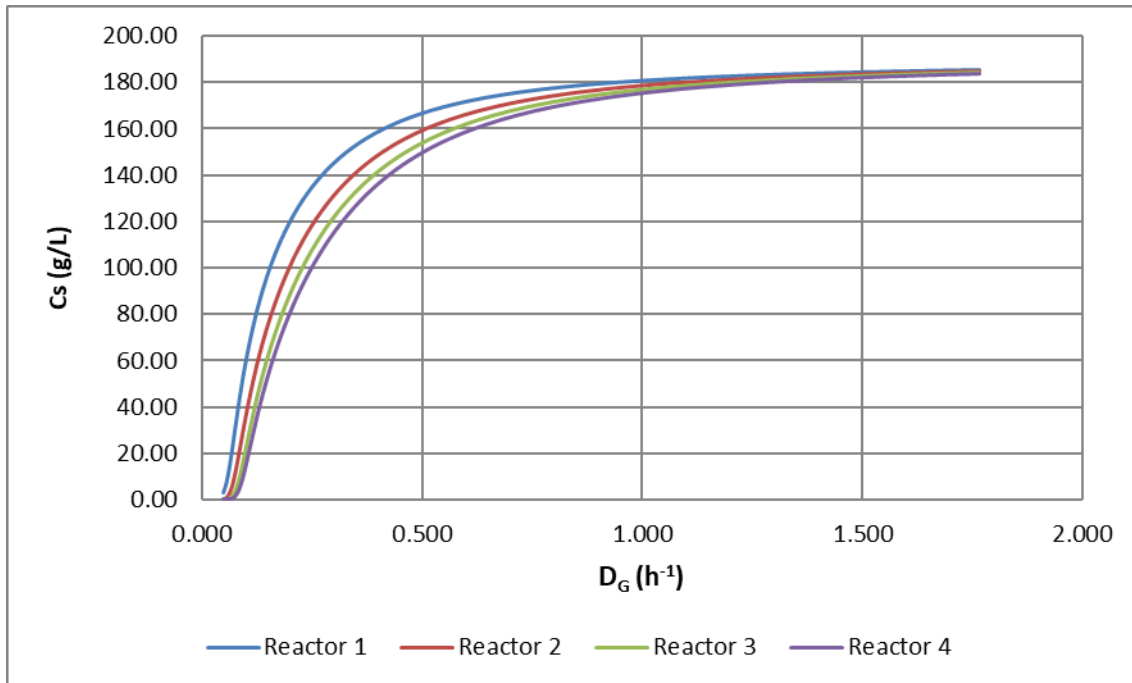
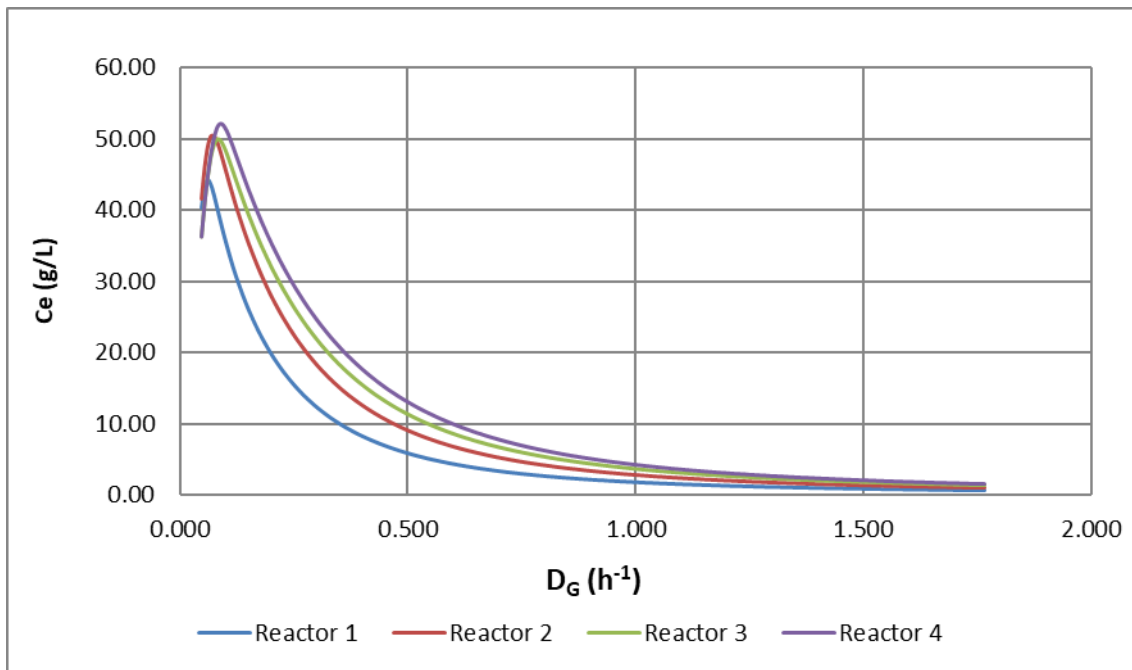


Figura 40. SR3: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G)



- *Sistema con aplicación de stripping en el cuarto reactor*

Figura 41. SR4: Pe vs D_G – Xs vs D_G

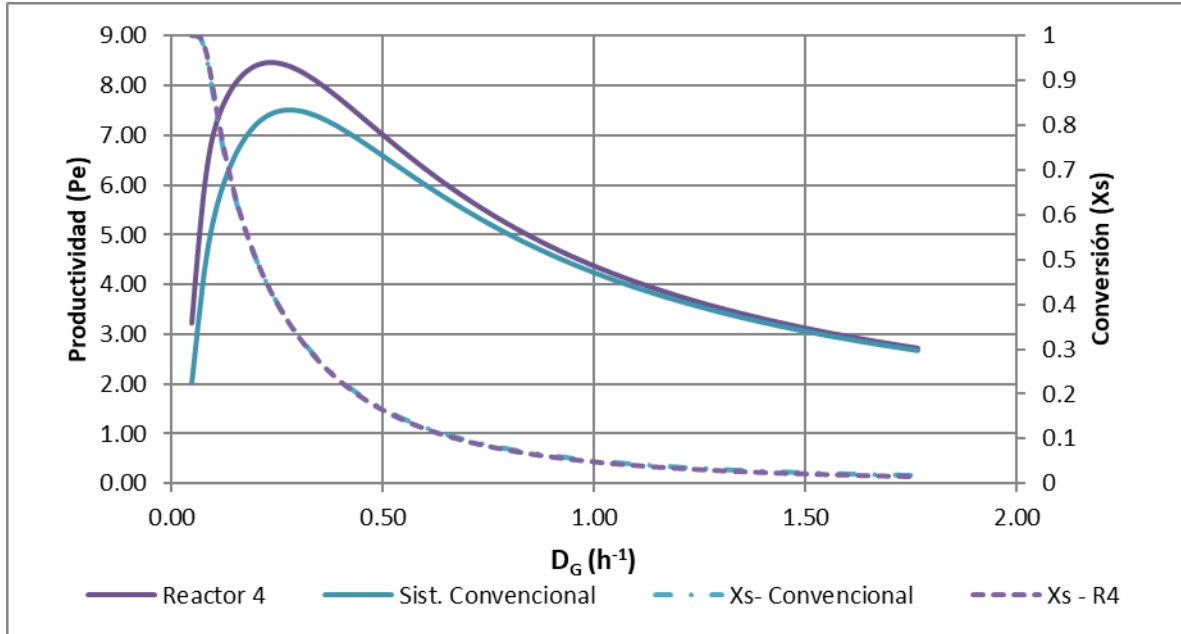


Figura 42. SR4: Concentración de Células (C_x) vs Dilución global (D_G)

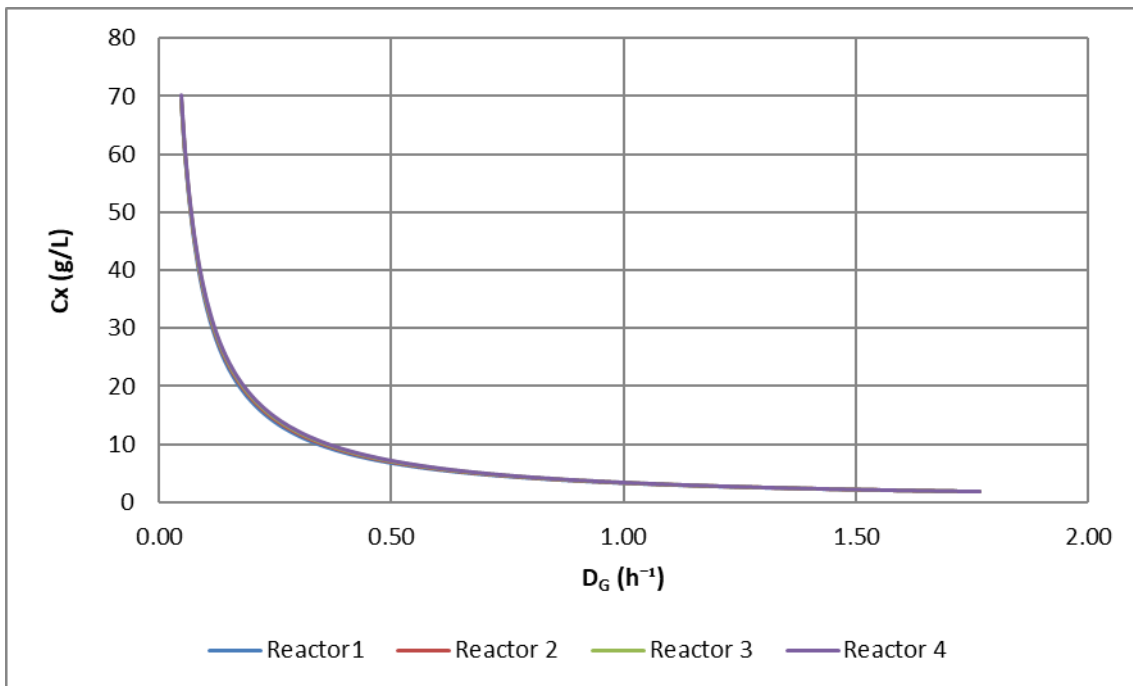


Figura 43. SR4 Concentración de sustrato (C_S) vs Dilución global (D_G)

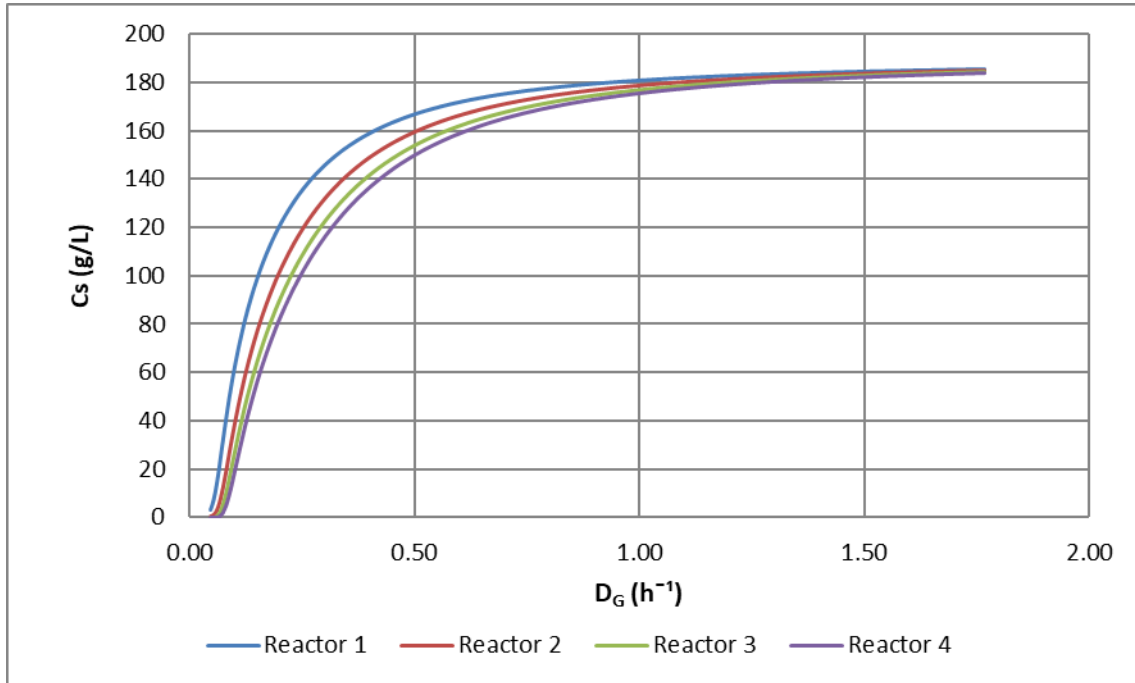
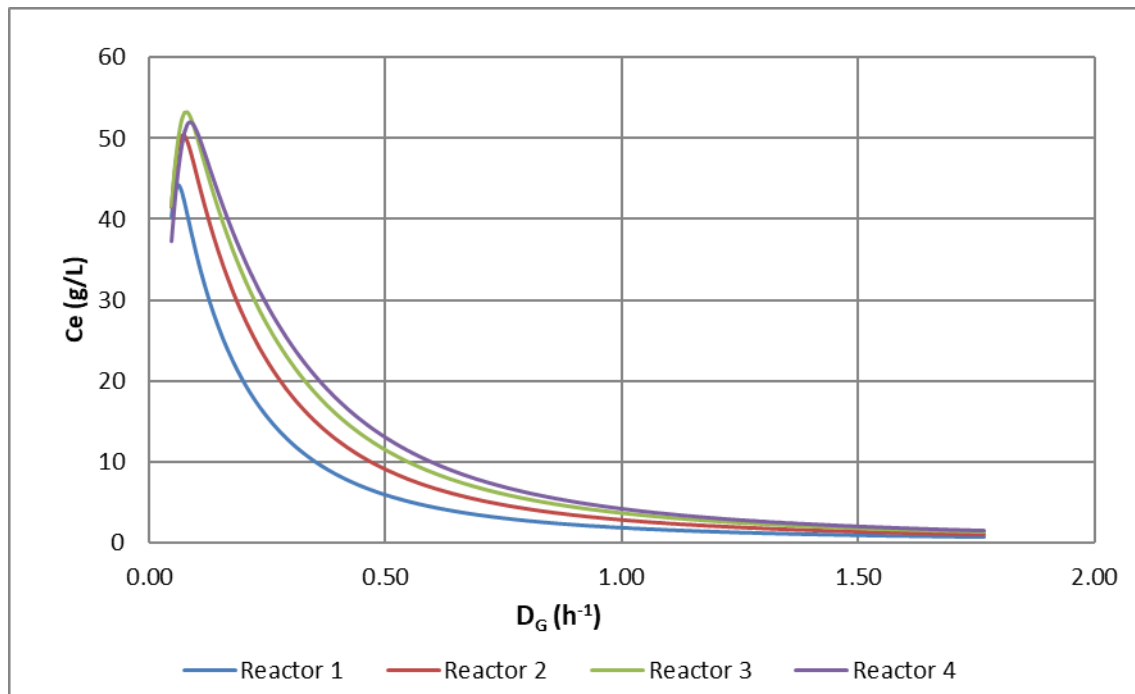


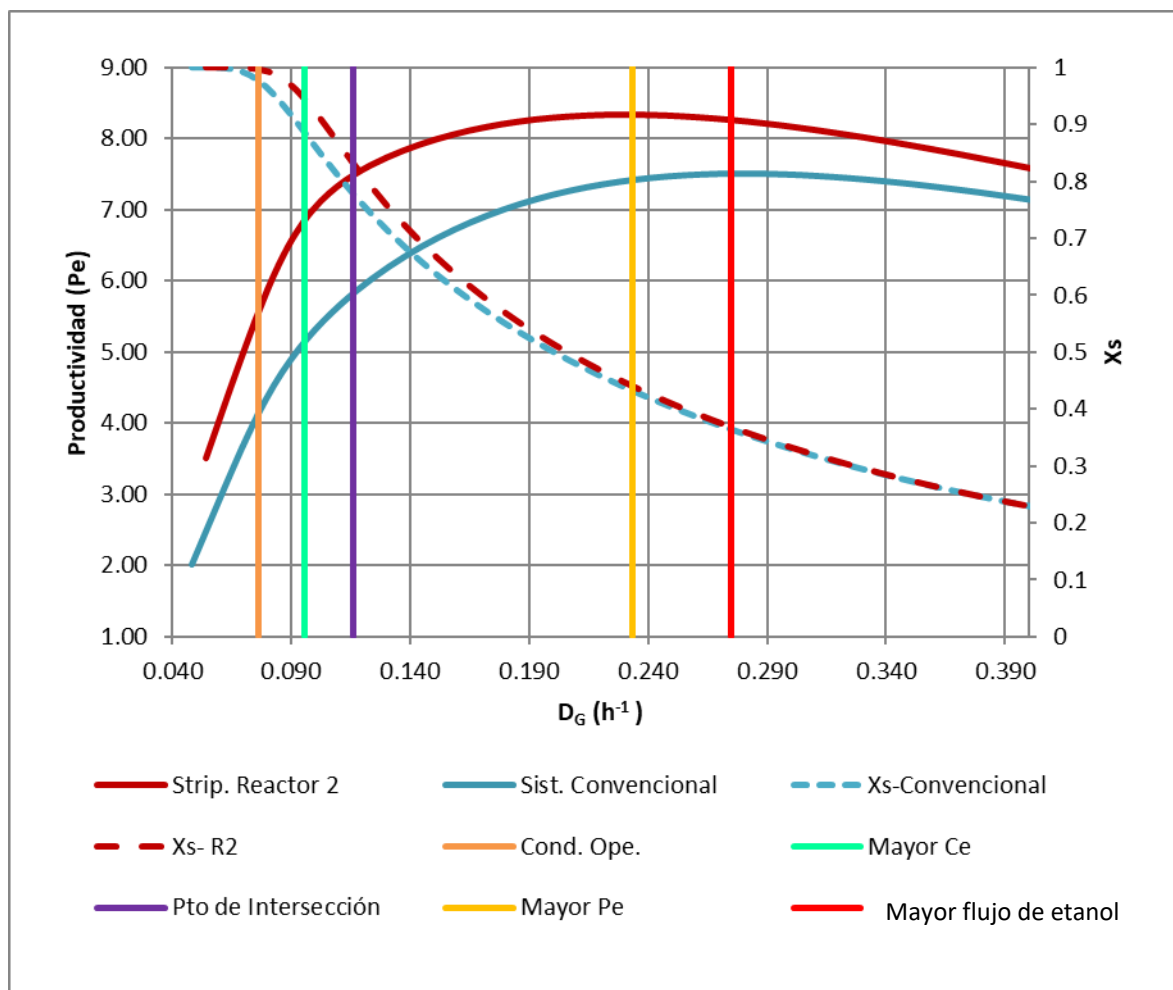
Figura 44. SR4: Concentración de etanol (C_E) vs Dilución global (D_G)



Fuente: Elaboración Propia

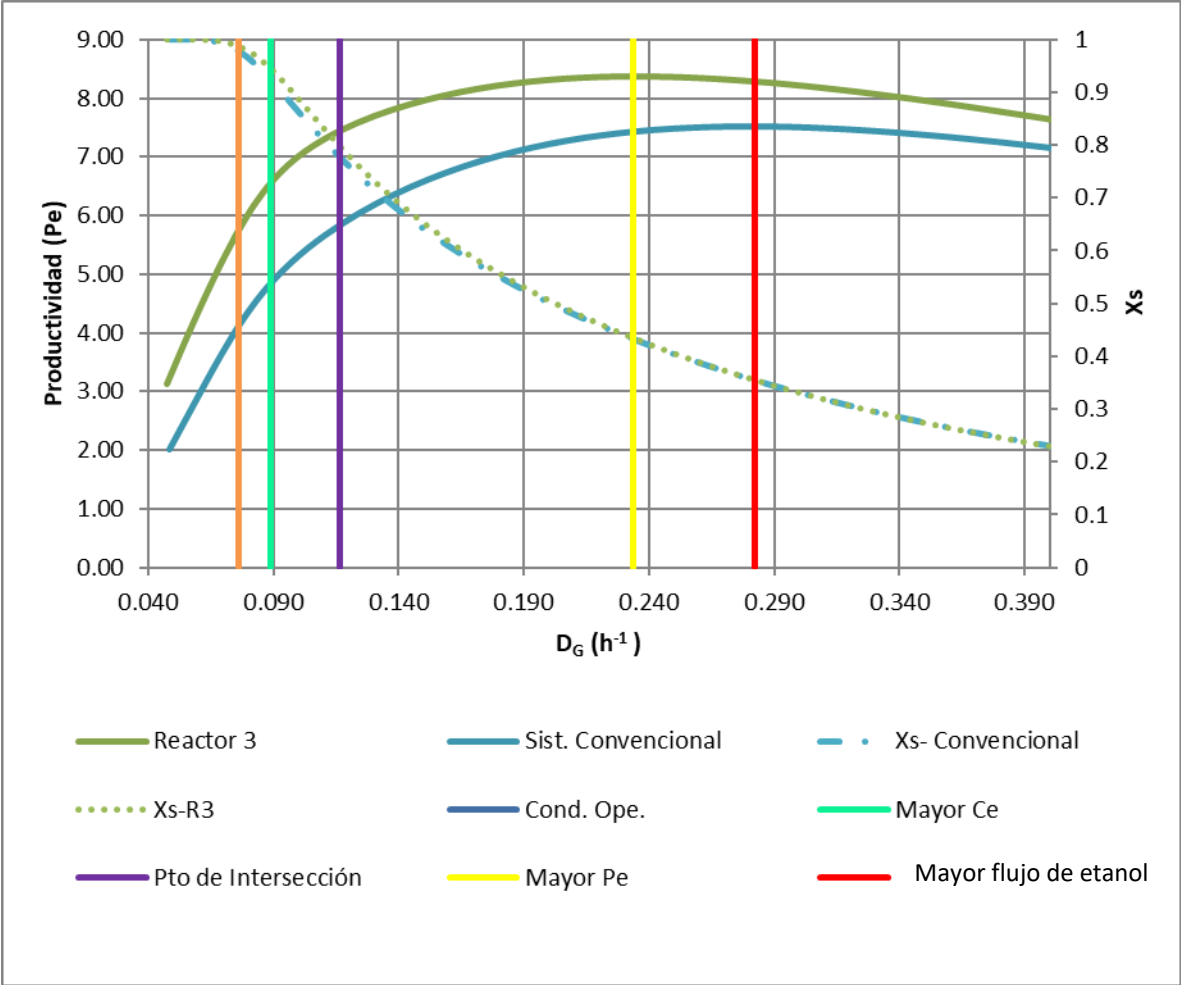
ANEXO J: RESULTADOS DE APLICACIÓN DE STRIPPING EN FUNCIÓN DE LA PRODUCTIVIDAD, CONVERSIÓN Y DILUCIÓN

Figura 45. Aplicación de Stripping Reactor 2 - Pe vs D - Xs vs D, gráfica comparativa de puntos análisis a diferentes diluciones



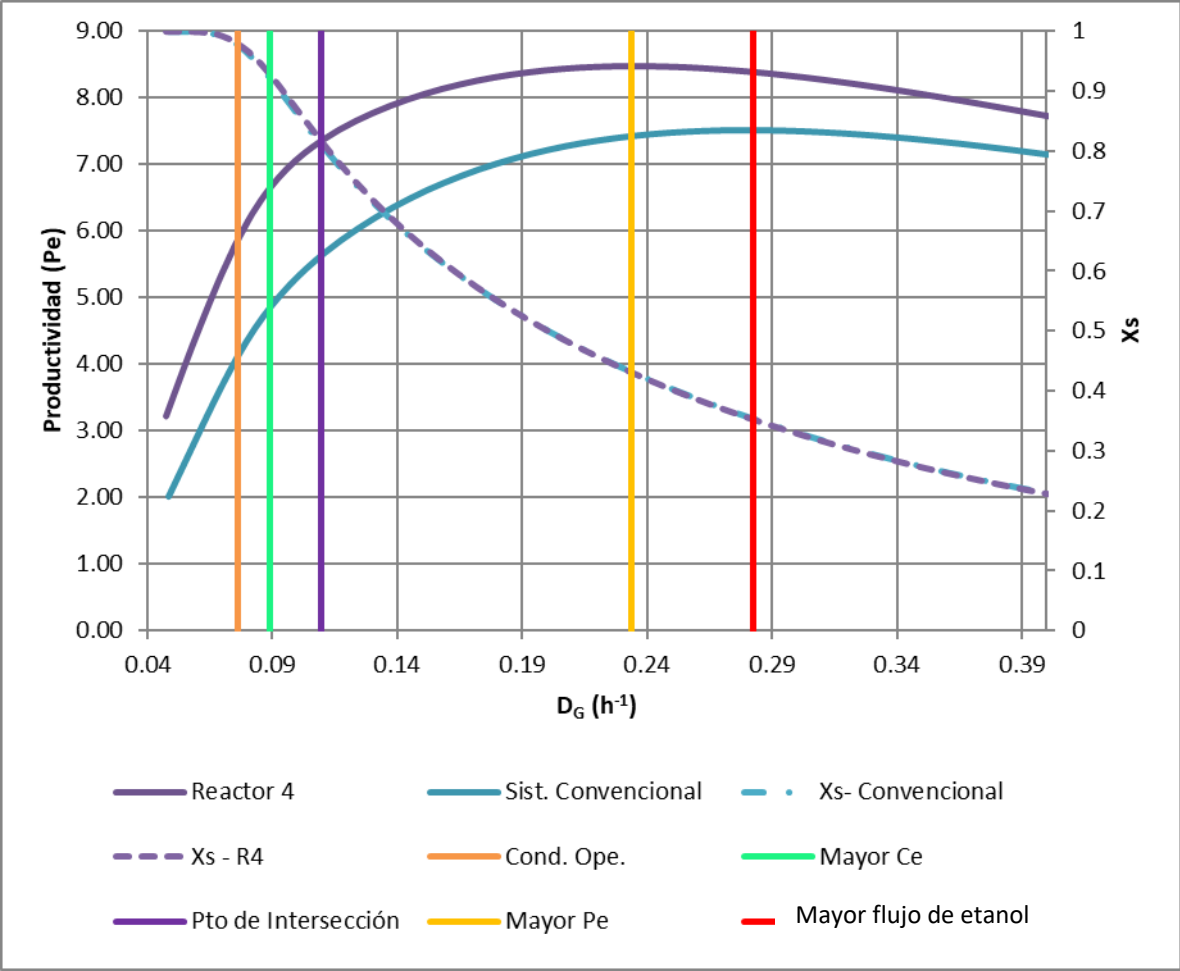
Fuente: Elaboración Propia

Figura 46. Aplicación de Stripping Reactor 3 - Pe vs D - Xs vs D, gráfica comparativa de puntos análisis a diferentes diluciones



Fuente: Elaboración Propia

Figura 47. Aplicación de Stripping Reactor 4 - Pe vs D - Xs vs D, gráfica comparativa de puntos análisis a diferentes diluciones



Fuente: Elaboración Propia

Stephany Lidia Mendoza Conde

Correo: stephany_705@hotmail.com

Celular: 70517735



MINISTERIO DE DESARROLLO PRODUCTIVO Y ECONOMÍA PLURAL



DIRECCIÓN DE DERECHO DE AUTOR Y DERECHOS CONEXOS
RESOLUCIÓN ADMINISTRATIVA NRO. 1-1562/2024
La Paz, 27 de mayo de 2024

VISTOS:

La solicitud de Inscripción de Derecho de Autor presentada en fecha 21 de mayo de 2024, por STEPHANY LIDIA MENDOZA CONDE con C.I. N° 5987378 LP, con número de trámite DA 873/2024, señala la pretensión de inscripción del Proyecto de Grado titulado: "APLICACIÓN DEL MODELADO Y SIMULACIÓN PARA UN PROCESO INDUSTRIAL DE FERMENTACIÓN ALCOHÓLICA CONTINUA CON APLICACIÓN DE STRIPPING CON CO2 - CASO DE ESTUDIO: EMPRESA CLEALCOS", cuyos datos y antecedentes se encuentran adjuntos y expresados en el Formulario de Declaración Jurada.

CONSIDERANDO:

Que, en observación al Artículo 4° del Decreto Supremo N° 27938 modificado parcialmente por el Decreto Supremo N° 28152 el "Servicio Nacional de Propiedad Intelectual SENAPI, administra en forma desconcentrada e integral el régimen de la Propiedad Intelectual en todos sus componentes, mediante una estricta observancia de los regímenes legales de la Propiedad Intelectual, de la vigilancia de su cumplimiento y de una efectiva protección de los derechos de exclusiva referidos a la propiedad industrial, al derecho de autor y derechos conexos; constituyéndose en la oficina nacional competente respecto de los tratados internacionales y acuerdos regionales suscritos y adheridos por el país, así como de las normas y regímenes comunes que en materia de Propiedad Intelectual se han adoptado en el marco del proceso andino de integración".

Que, el Artículo 16° del Decreto Supremo N° 27938 establece "Como núcleo técnico y operativo del SENAPI funcionan las Direcciones Técnicas que son las encargadas de la evaluación y procesamiento de las solicitudes de derechos de propiedad intelectual, de conformidad a los distintos regímenes legales aplicables a cada área de gestión". En ese marco, la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos otorga registros con carácter declarativo sobre las obras del ingenio cualquiera que sea el género o forma de expresión, sin importar el mérito literario o artístico a través de la inscripción y la difusión, en cumplimiento a la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, Ley de Derecho de Autor N° 1322, Decreto Reglamentario N° 23907 y demás normativa vigente sobre la materia.

Que, la solicitud presentada cumple con: el Artículo 6° de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, el Artículo 26° inciso a) del Decreto Supremo N° 23907 Reglamento de la Ley de Derecho de Autor, y con el Artículo 4° de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina.

Que, de conformidad al Artículo 18° de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor en concordancia con el Artículo 18° de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina, referentes a la duración de los Derechos Patrimoniales, los mismos establecen que: "la duración de la protección concedida por la presente ley será para toda la vida del autor y por 50 años después de su muerte, a favor de sus herederos, legatarios y cesionarios"

Que, se deja establecido en conformidad al Artículo 4° de la Ley N° 1322 de Derecho de Autor, y Artículo 7° de la Decisión 351 Régimen Común sobre Derecho de Autor y Derechos Conexos de la Comunidad Andina que: "...No son objeto de protección las ideas contenidas en las obras literarias, artísticas, o el contenido ideológico o técnico de las obras científicas ni su aprovechamiento industrial o comercial"

Que, el artículo 4, inciso e) de la ley N° 2341 de Procedimiento Administrativo, instituye que: "... en la relación de los particulares con la Administración Pública, se presume el principio de buena fe"



Oficina Central - La Paz
Av. Montes, N° 375,
entre Cuzco Uruguay y
C. Batallón Olimpia.
Telfs: 2115300
2114376 - 2119251

Oficina - Santa Cruz
Av. Uruguay, Calle
prolongación Quijano,
N° 29, Edif. Bicentenario.
Telfs: 2121752 - 7204393

Oficina - Cochabamba
Calle Bolívar, N° 737,
entre 16 de Julio y Artaza.
Telfs: 4141480 - 7204292

Oficina - El Alto
Av. Juan Paball, N° 2560
Edif. Multicentro El Cebo
Uda, Pto 2, Of. 5B.
Zona 16 de Julio.
Telfs: 2441001 - 3204329

Oficina - Chuquisaca
Calle Ejército 7, N° 366
casillas, Urriagola,
Zona Foz de Bolívar.
Telf: 73005873

Oficina - Tarija
Av. La Paz, entre
Calle Cuzco Trigo y Avaroa
Edif. Santa Clara, N° 343.
Telf: 72076266

Oficina - Oruro
Calle 4 de Octubre N° 5187L,
entre Apatacho
y Junín, Galería Central,
Of. 14.
Telf: 67031188

Oficina - Potosí
Av. Villazón entre calles
Wenceslao Albo y San Alberto,
Edif. Av. Salinas N° 242,
Primer Piso, Of. 11.
Telf: 72019160

www.senapi.gob.bo



MINISTERIO DE DESARROLLO PRODUCTIVO Y ECONOMÍA PLURAL

fe. La confianza, la cooperación y la lealtad en la actuación de los servidores públicos y de los ciudadanos ...", por lo que se presume la buena fe de los administrados respecto a las solicitudes de registro y la declaración jurada respecto a la originalidad de la obra.

POR TANTO:

El Director de Derecho de Autor y Derechos Conexos sin ingresar en mayores consideraciones de orden legal, en ejercicio de las atribuciones conferidas.

RESUELVE:

INSCRIBIR en el Registro de Tesis, Proyectos de Grado, Monografías y Otras Similares de la Dirección de Derecho de Autor y Derechos Conexos, el Proyecto de Grado titulado: **"APLICACIÓN DEL MODELADO Y SIMULACIÓN PARA UN PROCESO INDUSTRIAL DE FERMENTACIÓN ALCOHÓLICA CONTINUA CON APLICACIÓN DE STRIPPING CON CO2 - CASO DE ESTUDIO: EMPRESA CLEALCOS"** a favor de la autora y titular: **STEPHANY LIDIA MENDOZA CONDE** con **C.I. N° 5987378 LP**, quedando amparado su derecho conforme a Ley, salvando el mejor derecho que terceras personas pudieren demostrar.

Regístrese, Comuníquese y Archívese.

CASA/Im

Firmado Digitalmente por:

Servicio Nacional de Propiedad Intelectual - SENAPI
CARLOS ALBERTO SORUCO ARROYO
DIRECTOR DE DERECHO DE AUTOR Y DERECHOS CONEXOS
LA PAZ - BOLIVIA

Firma:



FF0De6jR3Df52F

PARA LA VALIDACIÓN DEL PRESENTE DOCUMENTO INGRESAR A LA PÁGINA WEB www.senapi.gob.bo/verificacion Y COLOCAR CÓDIGO DE VERIFICACIÓN O ESCANEAR CÓDIGO QR.



Oficina Central - La Paz
Av. Montes, N° 375,
entre Cuzco Uruguay y
C. Batallón Olimares,
Telfs: 2115100
2114175 - 2119251

Oficina - Santa Cruz
Av. Uruguay, Calle
prolongación Quijano,
N° 29, Edif. Bicentenario,
Telfs: 3121151 - 7204193

Oficina - Cochabamba
Calle Bolívar, N° 737,
entre 16 de Julio y Antezana,
Telfs: 4111410 - 7204292

Oficina - El Alto
Av. Juan Pabla I, N° 2560
Edif. Multicentro El Cebo
Lda, Piso 2, Of. 5B,
Zona 16 de Julio,
Telfs: 2441001 - 3264039

Oficina - Chuquisaca
Calle Kilometro 7, M. 36a
casillas, Urribagallén,
Zona Parque Bolívar,
Telf: 73005873

Oficina - Tarija
Av. La Paz, entre
Calle 6 de Octubre y Avaroa
Edif. Santa Clara, N° 243,
Telf: 7205266

Oficina - Oruro
Calle 6 de Octubre N° 5431,
entre Apazacho
y Junín, Galería Central,
Of. 14,
Telf: 6231180

Oficina - Potosí
Av. Villazón entre calles
Wenceslao Alba y San Alberto,
Edif. AM, Salinas N° 242,
Primer Piso, Of. 11,
Telf: 7231010

www.senapi.gob.bo

