

UNIVERSIDAD DE COSTA RICA
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA

Diseño de un proceso de secado para los lodos centrifugados provenientes del sistema de tratamiento de lodos de la Planta de Tratamiento de Agua Residual Los Tajos.

Proyecto de graduación sometido a la consideración de la Escuela de Ingeniería Química como requisito final para optar al grado de Licenciatura en Ingeniería Química

Mauricio Morera Rodríguez

Ciudad Universitaria Rodrigo Facio
San José, Costa Rica
2018

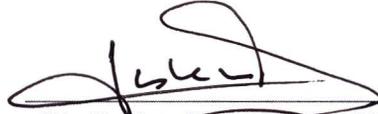
Informe de proyecto de graduación sometido a la consideración de la Escuela de Ingeniería Química como requisito final para optar al grado de Licenciatura en Ingeniería Química

Sustentante:

Mauricio Morera Rodríguez

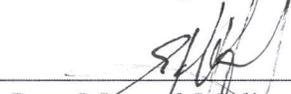
Aprobado por:

Presidente del tribunal



Ph.D Esteban Durán Herrera
Director de la escuela y profesor
catedrático
Escuela de Ingeniería Química, UCR

Director del proyecto



Ing. Manuel Molina Cordoba
Profesor asociado
Escuela de Ingeniería Química, UCR

Lectora del proyecto



Lic. Ilena Vega Guzmán
Encargada Laboratorio y Procesos
PTAR Los Tajos
Instituto Costarricense de Acueductos y
Alcantarillados

Lector del proyecto



Ing. Esteban Gamboa Gamboa
Profesor Interino
Escuela de Ingeniería Química, UCR

Miembro invitado



Ing. Natalia Montero Rambla
Profesora Interina
Escuela de Ingeniería Química, UCR

Ciudad Universitaria Rodrigo Facio

2018

Of all the disturbing living factors, man is the greatest. He sets mighty changes going, destroying forests, upturning the sleeping prairies, flooding the deserts, deflecting the courses of the rivers, building great cities. He operates consciously and increasingly with plan aforethought; and therefore he carries heavy responsibility.

L.H. Bailey, The Holy Earth

Dedicatoria

Le dedico este proyecto de graduación a mis padres,mi hermana, mis familiares, mis amigos y a la preservación del medio ambiente nacional por medio de la ingeniería y la tecnología.

Agradecimientos

Agradezco profundamente a mis padres por todo el apoyo y el esfuerzo para que tuviera la mejor educación posible.

A Rocio por apoyarme en cada momento y ser la persona más importante en este episodio de mi vida.

A mis amigos de vida Tuti, Ale, Josué y Jorge por acompañarme en mi paso por Ingeniería Química y aceptarme como amigo.

Al Ing. Manuel Molina por ser mi guía y dirección en el quehacer académico y profesional.

A la M.Sc. Yamileth Astorga, Directora del AyA, por valorar mi interés por las aguas residuales y darme la oportunidad de realizar mi trabajo de graduación en la PTAR Los Tajos.

A la Lic. Ilena Vega y al Ing. Olman Jiménez por recibirme en la PTAR y hacer todo lo que estuviera a su alcance para concluir mis objetivos de trabajo.

Al personal de la PTAR Los Tajos, en especial a los asistentes de laboratorio de la PTAR, por hacerme sentir parte del equipo y apoyarme con todos sus recursos y experiencias en este proceso.

Al Ing. Esteban Gamboa por apoyarme en la dirección del proyecto y escucharme cuanto tuve problemas.

A todos los profesores de la escuela y compañeros que me ayudaron de una u otra manera en convertirme en un profesional en Ing. Química

Y finalmente quiero agradecer a la UCR en su totalidad por ampararme bajo su techo de sabiduría y humanismo.

Resumen

En este proyecto se planteó diseñar un proceso de secado para los lodos centrifugados provenientes del sistema de tratamiento de lodos de la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (PTAR) Los Tajos, la más grande del país y Centroamérica y que no cuenta con sistema de secado de lodos.

Como etapa preliminar de diseño, se estudió la cinética de secado de lodos deshidratado de la PTAR y se estimó el flujo de lodos para diseñar el proceso de secado. En el estudio cinético se concluye que la cinética de secado se puede ajustar al modelo desarrollado por Levenspiel (1999), donde la reacción es controlada por la superficie del material. La energía de activación del lodo se estima en 48,63 kJ/mol, la cual está dentro del rango aceptable para biosólidos de aguas residual y a partir de las curvas de flux de secado construídas, se encontró que la velocidad de secado decrece asintóticamente cercano los 0,015 kg/kg

Respecto al flujo de lodos para diseñar el proceso, se encuentra partiendo de un aumento de producción de lodos constante, que el valor de 118,28 t/d es adecuado para dimensionar el proceso de secado. Bajo la condición de producción de biogas encontrada se estima, además, una cantidad de energía térmica no aprovechada del sistema de cogeneración de 9595 Mcal/d, para consumo medio de biogas en la PTAR y 1086 Mcal/d para consumo máximo.

Partiendo de estos escenarios energéticos y de flujo se concluye que el sistema más adecuado para secar los lodos es un sistema de secado con bandas de mediana temperatura. De acuerdo al dimensionamiento del proceso, se obtiene un secador de dos pisos de 23,7 m de largo, dividido en 10 secciones de secado, con una capacidad evaporativa de 3560 kg/h. La energía necesaria para el calentamiento del aire de secado a la entrada del secador se estima en 3893 kWh y 495 kWh de energía eléctrica para el movimiento de las bandas y el funcionamiento de los ventiladores. Tomando como punto de partida un análisis de costos basados en una cotización de la empresa SÜLZLE Klein se establecen los costos fijos en \$6 617 000. y se estima que mantener el proceso cuesta al año entre \$2 445 153,35, si se utiliza toda la energía eléctrica del sistema de cogeneración y se utiliza parte de la energía térmica residual y \$3 491 623,28 ,si se utiliza toda la energía necesaria tanto térmica como eléctrica de fuentes externas. Se concluye que aunque es necesario reducir los costos energéticos para justificar el proyecto, este estudio propone un escenario prometedor para una siguiente etapa de pre-factibilidad técnica, partiendo de que la inversión inicial del proceso es considerablemente pequeña respecto a la inversión realizada para la primera etapa de la PTAR y dada la repercusión social y ambiental de la PTAR Los Tajos para el país.

Índice general

Resumen	ix
Introducción	1
1. Marco Teórico	3
1.1. Sistemas de tratamiento de lodos	4
1.2. Deshidratación de Lodos	5
1.3. Lodos y biosólidos	10
1.4. Características reológicas de los lodos	12
1.5. Características cinéticas y modelado matemático del secado de lodos . .	16
1.5.1. Resumen del desarrollo matemático de Reyes et al.(2004)	17
1.5.2. Resumen del desarrollo matemático de Qian et al. (2011) basado en Levenspiel (1999)	20
1.5.3. Curvas de Krischner	25
1.6. El encogimiento y agrietamiento	27
1.7. Secado térmico de lodos	29
1.7.1. Mecanismos de transferencia de calor en secadores.	29
1.7.2. Categorización y tecnologías de secadores de lodo	31
1.8. Experiencia en secado de lodos para países latinoamericanos.	42
1.8.1. PTAS en Managua Nicaragua	42
1.8.2. PTAR Bello y San Fernando en Medellín	42
1.8.3. PTAR Dulces Nombres en Nuevo León, México	43
1.9. Usos y disposición de biosólidos	44
1.9.1. Incineración	45
1.9.2. Uso como abono orgánico y fertilizante	47
1.9.3. Procesos alternativos	48
2. Descripción del sistema de tratamiento de lodos de la PTAR Los Tajos	51
2.1. Tratamiento de lodos PTAR Los Tajos	52
2.1.1. Entrada al sistema de tratamiento de lodos	52
2.1.2. Tamizado	53
2.1.3. Espesamiento y homogenización	54
2.1.4. Digestión	55
2.1.5. Tampón	56
2.1.6. Deshidratación	58

3. Metodología	61
3.1. Análisis cinético del lodo	61
3.2. Determinación del flujo de entrada al sistema de secado	64
3.3. Selección de la tecnología	65
3.4. Diseño del Secador	66
4. Análisis cinético del lodo deshidratado de la PTAR y determinación del flujo de entrada al sistema de secado	67
4.1. Análisis cinético del lodo deshidratado	67
4.1.1. Selección del modelo cinético	69
4.1.2. Cálculo de la energía de activación	69
4.1.3. Elaboración de curvas de velocidad de secado	72
4.2. Estimación del flujo de entrada al sistema de secado	74
4.2.1. Flujo de entrada al tratamiento de lodos	77
4.2.2. Variación en contenido de sólidos secos a la entrada del sistema de tratamiento	79
4.2.3. Análisis de parámetros en operaciones unitarias restantes en el proceso de tratamiento de lodos	80
5. Selección de la tecnología de secado	91
5.1. Producción y Consumo de Biogas	91
5.2. Sistema de cogeneración en la planta	95
5.3. Condiciones de partida para selección de la tecnología de secado para la PTAR los Tajos	95
5.4. Preselección de la tecnología	100
5.5. Selección de la tecnología	101
6. Diseño del proceso de secado de lodos	111
6.1. El secador seleccionado	111
6.2. Componentes del secador	111
6.3. Modelado del proceso	114
6.3.1. Dimensiones del secador y velocidad de las bandas	120
6.3.2. Dimensionamiento de los ventiladores	122
6.4. Dimensionamiento del condensador	124
6.5. Consideraciones de partida para el diseño del secador	126
6.6. Cálculo de las dimensiones geométricas del secador	132
6.7. Cálculo de la capacidad evaporativa	133
6.8. Cálculo del flujo de aire del sistema y humedad de salida del aire de secado	134
6.9. Cálculo de dimensionamiento de los ventiladores	137
6.10. Posibilidad de recuperación de energía dentro del proceso	141
6.11. Cálculo del condensador	143

7. Costeo del Secador Seleccionado	145
7.1. Cálculo de costo de operación	149
7.2. Ahorro económico en el transporte de lodos deshidratados	155
8. Conclusiones y recomendaciones	157
8.1. Análisis cinético del lodo deshidratado de la PTAR	157
8.2. Determinación del flujo de entrada al sistema de secado	158
8.3. Producción y consumo de Biogas	159
8.4. Selección de tecnología	159
8.5. Diseño del proceso de secado seleccionado	159
8.6. Costeo del Secador	160
8.7. Conclusiones Finales	161
Nomenclatura	163
Bibliografía	167
Apéndices	176
A. Datos experimentales	177
A.1. Datos para la determinación de sólidos secos totales	177
A.2. Datos de pruebas de secado en balanza de humedad	177
A.3. Datos de la temperatura y humedad ambiente promedio en la PTAR Los Tajos para el año 2017	190
B. Resultados intermedios	191
C. Muestra de cálculo	205
C.1. Cálculo del porcentaje de sólidos secos	205
C.2. Incertidumbre del cálculo de porcentaje de sólidos secos	205
C.3. Cálculos para la selección del modelo cinético	207
C.4. Cálculo del tiempo de secado	207
C.5. Cálculos para la estimación de flujo de entrada al sistema de lodos . . .	208
C.5.1. Antes del espesador	208
C.5.2. Después del digestor	210
C.5.3. Después de la centrífuga	210
C.5.4. Densidad de diseño del secador	211
C.6. Cálculos para la estimación de la capacidad energética de la planta . .	211

Índice de figuras

1.1. Porcentaje de concentración de sólidos totales que puede ser obtenida por distintos procesos a lo largo del tratamiento (Flaga, 2005, p.75) . .	6
1.2. Distribución de a) Agua libre, b) Agua Intersticial,c) Agua Superficial y d) Agua ligada químicamente (Smollen, 1990, p.155)	8
1.3. Transición de fases usuales entre zonas de secado para lodos (Tomado de Léonard et al., 2011)	13
1.4. Primera estrategia para control de la fase gomosa (Tomado de Peeters, 2014)	15
1.5. Segunda estrategia para control de la fase gomosa (Tomado de Peeters, 2014)	15
1.6. Tercera estrategia para control de la fase gomosa(Tomado de Peeters, 2014)	16
1.7. Avance de dos tipos de reacción entre un fluido y un sólido en el tiempo según la posición radial de una partícula esférica (Tomado de Levenspiel, 1999)	22
1.8. Curva típica para el secado de lodos (Tomado de Bennamoun 2012) . .	26
1.9. Curvas de Krischer para cinco lodos deshidratados de diferentes PTARs(Tomado de Léonard et al. 2004)	27
1.10. Imágenes de lodo antes y después de secado convectivo a 84 °C durante 181 minutos (Tao et al., 2005)	28
1.11. Esquema usual de un secador directo (Tomado de Metcalf & Eddy, Inc, 2004)	32
1.12. Isométrico de un equipo de secado flash con un horno de lodos acoplado.(Tomado de Reybold, 1939)	34
1.13. Esquema usual de un secador indirecto.(Tomado de Metcalf & Eddy, Inc 2004)	36
1.14. Proceso de secado indirecto utilizando un secador de discos marca Waterleau Hydrogone (Tomado de Waterleau, 2014)	38
1.15. Secador de discos marca Waterleau Hydrogone®(Tomado de Waterleau, 2014)	38
1.16. Línea de secado de lodos utilizando un secador indirecto de paletas marca Andritz Gouda (Gouda Processing Solutions, 2017)	39
1.17. Vista esquemática de un invernadero solar con colectores solares (Kamil Salihoglu et al., 2007)	41

1.18. Diagrama de flujo de la planta de incineración de lodos secos en Round-Hill (Werther and Ogada, 1999)	46
1.19. Principales rutas para la co-combustión de biosólidos con desechos municipales (Werther and Ogada, 1999)	47
2.1. Diagrama de flujo para línea de lodos.Fuente: PTAR Los Tajos (2017) .	57
2.2. Diagrama de flujo para línea de deshidratación.Fuente: PTAR Los Tajos (2017)	59
4.1. Isotermas de secado a tres temperaturas utilizando una balanza de humedad	68
4.2. Gráficas de J (conversión de secado) contra θ para tres temperaturas distintas	70
4.3. Regresión lineal de acuerdo al modelo cinético de control de superficie para partículas sólidas	71
4.4. Regresión lineal de acuerdo al modelo cinético de control de superficie para partículas sólidas	72
4.5. Área de secado para pruebas con lodo deshidratados de silos provenientes de la PTAR Los Tajos	74
4.6. Flux de secado frente a la humedad en base seca	75
4.7. Comparación entre la variación de caudales a la entrada de la PTAR y en la purga de sedimentadores (PTAR Los Tajos, 2017)	78
4.8. Variación de sólidos secos en la purga de sedimentación primaria en muestras de 24 h durante 4 días (Laboratorio PTAR Los Tajos, 2017) . . .	80
4.9. Comparación entre la variación de materia seca y volátil a la salida del Tanque Homogenizador(Laboratorio PTAR Los Tajos, 2017)	82
4.10. Comparación entre la variación de materia seca ala salida del Digestor 1 y 2 (Laboratorio PTAR Los Tajos, 2017)	84
4.11. Comparación entre la variación de materia volátil a la salida del Digestor 1 y 2 (Laboratorio PTAR Los Tajos, 2017)	85
4.12. Diagrama de cajas y bigotes para la variación de la materia seca a lo largo del proceso de tratamiento de lodos	86
4.13. Diagrama de cajas y bigotes para la variación de la materia volátil a lo largo del proceso de tratamiento de lodos	87
5.1. Flujo de biogas a Gasómetros durante los primeros 8 meses del 2017 . .	92
5.2. Posible ubicación de la planta de secado de lodos deshidratados	99
6.1. Secador de mediana temperatura de la marca alemana HUBER. Tomado de Huber Technology Inc. (2018b)	112
6.2. Balance de masa y energía general para secador continuo (Geankoplis and Geankoplis, 2003)	114

6.3.	Balance de masa y energía para secador de bandas con recirculación . .	116
6.4.	Calentamiento del aire de secado con sistema de recirculación basado en lo planteando por Maroulis and Saravacos (2003)	119
6.5.	Balance de masa y energía para condensador/enfriador. Tomado de Zamfirescu (2016)	125
6.6.	Ejemplo de extrusor de lodos considerado para el presente diseño del sistema de secado de lodos con bandas a mediana de temperatura (Redco Sludge Technologies, 2014)	130
6.7.	Comparación de proceso de calentamiento de aire para secador de bandas con y sin aprovechamiento de la corriente de gases calientes a la salida del secador	142

Índice de cuadros

1.1. Límites permisibles para los parámetros de análisis obligatorio de los biosólidos de tipo ordinario según su disposición final (Decreto 39316-S, 2015)	11
1.2. Zona gomosa en lodos con distintos contenidos de sólidos orgánicos (Kiang, 2016)	14
1.3. Característica de 5 PTARs escogidas para análisis con curvas de secado (Tomado de A. Léonard et al., 2004)	27
1.4. Criterios de selección para secadores indirectos (Tomado de Mujumdar, 2015)	40
1.5. Producción de biosólido Xolotlan (PTAS Managua, 2016)	43
1.6. Funcionalidad de los biosólidos respecto a su nivel de secado (Flaga, 2005)	45
1.7. Restricciones en condiciones de aplicación de biosólidos de acuerdo a la norma de los EUA 305 (EPA, 1994)	48
2.1. Variaciones de caudal de entrada de diseño a la PTAR Los Tajos de acuerdo a la etapa de construcción del proyecto	52
2.2. Características generales de bombas de lodo sedimentado a tratamiento de lodos	53
2.3. Características de diseño de los tamices del sistema de tratamiento de lodos	54
2.4. Valores de diseño para condiciones de operación de los espesadores con flujo máximo de lodos para la I Etapa	55
2.5. Valores de diseño para condiciones de operación del depósito tampón con flujo máximo de lodos para la I Etapa	58
4.1. Balance de masa realizado por ACCIONA utilizando parámetros supuestos de diseño	76
4.2. Caudales máximo, mínimo y promedio de entrada a la PTAR para los primeros ocho meses del 2018 (PTAR Los Tajos, 2017)	79
4.3. Comparación de caudal de entrada de agua y salida de lodos deshidratados de diferentes PTARs latinoamericanas	89
4.4. Balance de masa estimado a partir de los parámetros operativos y considerados en el análisis anterior	90
5.1. Producción y uso del biogas en la planta los Tajos estimado por la empresa diseñadora de la PTAR	93

5.2.	Estimación de tiempo de duración de digestores en aumentar la eliminación sólidos volátiles considerando la variación lineal del promedio de flujo de biogas para los primeros 8 meses del 2017	94
5.3.	Principales características del sistema de cogeneración de la PTAR Los Tajos	96
5.4.	Balance de energía con recuperación energética considerando estimado de producción de gas de ACCIONA y estimado utilizando parámetros de operación para flujo máximo y caracterización Fisico-Química del Laboratorio PTAR Los Tajos (2017)	96
5.5.	Selección de tecnología de secado adecuada para la PTAR Los Tajos . .	110
6.1.	Escenarios de consumo de aire de secado y requerimiento energético para distintos cambios de temperatura a lo largo del secador de banda de mediana temperatura del presente diseño considerando una temperatura inicial de 130 °C	138
6.2.	Escenarios de consumo de aire de secado y requerimiento energético para distintos cambios de temperatura a lo largo del secador de banda de mediana temperatura del presente diseño considerando una temperatura inicial de 90 °C	139
6.3.	Parámetros para cálculo de caída de presión utilizando la Ecuación de Ergún	139
7.1.	Comparación entre diseño efectuado en el presente trabajo y el cotizado por la empresa SÜLZLE Klein	146
7.2.	Cálculo del costo de la inversión de capital fija para el secador de bandas de mediana temperatura y equipos auxiliares	150
7.3.	Costo de la energía eléctrica del proceso considerando consumo eléctrico exclusivamente externo	151
7.4.	Costo de la energía eléctrica del proceso considerando consumo eléctrico exclusivamente de sistema de cogeneración	152
7.5.	Costo de la energía eléctrica del proceso considerando un consumo eléctrico en partes iguales del sistema externo y sistema de cogeneración . . .	153
7.6.	Costo de la energía térmica del proceso considerando como fuente de energía para calentamiento del aire solamente Diesel Industrial	153
7.7.	Costo de la energía térmica del proceso considerando como fuente de energía para calentamiento del aire una mezcla de energía térmica residual del sistema de cogeneración y el restante con Diesel Industrial . .	154
7.8.	Costo estimado de la mano de obra respecto a la operación del proceso de secado diseño	154
7.9.	Diferencia de costo en el transporte de lodo considerando el secado térmico	156
A.1.	Tarado de cápsulas utilizadas para determinación de sólidos secos totales	177

A.2. Determinación de masa de muestras de lodo deshidratado en balanza analítica para determinación de sólidos secos totales	177
A.3. Datos de prueba de secado a 100 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado	178
A.4. Datos de prueba de secado a 115 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado	181
A.5. Datos de prueba de secado a 125 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado	186
A.6. Datos de la temperatura y humedad ambiente promedio en la PTAR Los Tajos para el año 2017, tomado de los boletines meteorológicos del Instituto Meteorológico Nacional (2017)	190
B.1. Porcentaje de sólidos secos totales para lodo de silos	191
B.2. Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 100 °C	191
B.3. Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 115 °C	195
B.4. Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 125 °C	200

Introducción

La Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Los Tajos es parte del *Proyecto de Mejoramiento Ambiental del Área Metropolitana de San José*, el cual tiene como iniciativa primordial rehabilitar el sistema de redes de alcantarillados de los 11 cantones principales de San José y dar tratamiento a estas aguas, con el fin de disminuir la contaminación que es vertida directamente a los ríos y quebradas del Área Metropolitana.

La parte de planta que está construida actualmente está limitada a la primera fase del proyecto que incluye; pretratamiento, tratamiento primario y tratamiento de lodos. El sistema de tratamiento de lodos finaliza en un decantador centrífugo al que se le adiciona un polímero catiónico, donde se logra obtener biosólidos con 30 % de masa seca que luego son transportados y vertidos en un relleno sanitario por una empresa externa a la planta.

Para el año 2017 se tenía una producción de biosólidos deshidratados promedio de 1,29 ton/día, y se espera que éste aumente considerablemente, tomando en cuenta que el caudal de entrada actual es de apenas 15 % el caudal promedio de diseño y a que todavía falta acoplar a la planta el tratamiento secundario, el cuál todavía no se ha construido. Dado este aumento en la producción de biosólidos, el manejo de estos se vuelve complejo y costoso, más aún en una planta de estas dimensiones.

A nivel mundial, la deshidratación mecánica para PTARs de estas dimensiones como operación unitaria final en el tratamiento de lodos no es suficiente, ya que se sabe que cuanto más se seque lodo, su uso como materia prima en otras aplicaciones energéticas y agrícolas incrementa. Además, la reducción de volumen hace que su manejo y dispo-

sición se vuelve más sencilla y desde el punto de vista ambiental y de salud pública, se logra disminuir drásticamente la naturaleza contaminante que significan los lodos provenientes de aguas sanitarias.

Tomando en cuenta esto, surge la necesidad de Los Tajos como PTAR de incluir un sistema de secado de lodos, que le permita consolidar el proceso de tratamiento de lodos para que este sea consecuente de forma integral con el mejoramiento ambiental de San José.

Este proyecto se enfoca en proponer un proceso de secado para los lodos centrífugados de la PTAR, considerando las características propias del lodo, la situación energética de la planta y evaluando distintas tecnologías para secado de lodos de aguas residuales.

Capítulo 1

Marco Teórico

Uno de los retos más importante de la ingeniería ambiental y del tratamiento de aguas es el manejo de los lodos producidos por las plantas de tratamiento de aguas residuales (Lu et al., 2013). Los sistemas de tratamiento tienen como objetivo principal estabilizar biológicamente el lodo en tanto se consigan los siguientes puntos (Ramalho, 1993):

1. Reducción de compuestos orgánicos y volátiles.
2. Reducción del volumen de líquido o masa de sólidos a tratar en operaciones sucesivas.
3. Reducción de microorganismos patógenos.

Las características del lodo dependen en gran medida de la parte del proceso de tratamiento del agua de donde provienen (pretratamiento, tratamiento primario y secundario) y su respectivo tratamiento se selecciona generalmente basándose en criterios económicos (Dobersek et al., 2012). Los lodos que resultan únicamente de procesos de separación sólido-líquido, es decir del pretratamiento (desbaste) y tratamiento primario (sedimentación y flotación), consisten en partículas sólidas de naturaleza orgánica y se conocen como primarios. Los lodos secundarios (provenientes de procesos biológicos) son fundamentalmente biomasa en exceso producida por los procesos biológicos (Ramalho, 1993, p.531).

1.1. Sistemas de tratamiento de lodos

El diseño de los sistemas de tratamiento de lodos, por lo menos en las primeras operaciones, es menos riguroso a la hora de proponer alternativas de tratamiento específicas respecto a los sistemas de tratamiento de agua. Según Ramalho (1993) «Otro planteamiento en el tratamiento de lodos consiste en aumentar el contenido de sólidos del lodo antes de su evacuación final [...]» (532).

Dentro de las operaciones preliminares básicas se encuentran la molienda, el desbaste, el desarenado, la mezcla y el almacenamiento. Todos estos buscan homogeneizar los distintos lodos que se reciben, eliminar partículas excesivamente grandes, y como se mencionó anteriormente, según Ramalho (1993), disminuir la cantidad de agua y aumentar el contenido de sólidos. A continuación se describe el propósito último de cada operación en el tratamiento (Metcalf & Eddy, Inc, 2004, p. 1482–1486):

- **Molienda:** Cortar partículas grandes contenidas en el lodo para prevenir obstrucción en los equipos.
- **Desbaste:** Eliminar material en el lodo, normalmente inorgánico como polímeros o metálicos, que se filtró por el desbaste del sistema de tratamiento de aguas y representa materia inútil para la digestión bacteriana.
- **Desarenado:** Es un paso optativo que se utiliza para eliminar arenas y partículas pequeñas cuando no existe un desarenado luego de los tanques de sedimentación primaria o cuando existen picos de arena en el agua residual.
- **Mezclado:** Terminar de homogeneizar los lodos para su posterior tratamiento biológico. Esta etapa es especialmente importante para tener tiempos de retención cortos en el digester, la deshidratación, el tratamiento térmico y la incineración.
- **Almacenamiento:** Controlar fluctuaciones en el flujo de lodos o durante periodos

que no se está procesando.

Luego del pretratamiento se busca espesar los lodos para aumentar el contenido de sólidos y remover parte del líquido sobrenadante. Después del espesado, se consigue aumentar el contenido de sólidos de un 3 a un 4% y se reduce considerablemente el volumen. De acuerdo a los requerimientos de espesado se utilizan filtros por gravedad, flotación, centrifugación y tambores rotacionales. Esta reducción de volumen es especialmente importante para los procesos de digestión, deshidratación, secado y combustión.

El uso de la digestión anaerobia de lodos tiene varios objetivos, entre las cuales se pueden citar: producción de biogas como fuente de energía renovable, reducción de olor en el lodo (parte del proceso de digestión tiene como objetivo balancear el proceso de metanogénesis con el de acidogénesis que llevan a cabo las bacterias con el fin de reducir la presencia de ácidos orgánicos volátiles que producen el mal olor), reducción de patógenos (las condiciones de competencia bacteriana del digestor generan la muerte de otros microorganismos que son más escasos) y mejora en la capacidad de deshidratación del lodo para su posterior uso (Metcalf & Eddy, Inc, 2004; Wilkie, 2005). Todo el diseño de proceso después de la digestión se concentra en remover la humedad restante del lodo por razones de almacenamiento, higiene, valor energético y control ambiental.

1.2. Deshidratación de Lodos

La deshidratación es la remoción de agua, humedad, en un sólido, por medios mecánicos, químicos y térmicos. Como operación unitaria específica, en el caso del tratamiento de lodos, la deshidratación y el secado están separados operacionalmente, respecto al estado de humedad que tenga el lodo.

Si se considera que el lodo es una suspensión que tiene entre 3 y 4% de contenido de sólidos

dos secos (Herwijn, 1996, p.8), se puede estimar que luego del espesado, la concentración de sólidos secos aumenta en aproximadamente 6 % (como se citó anteriormente). Posteriormente una etapa de deshidratación aumentaría el contenido de sólidos secos hasta un 32 % y el restante 62 % se ha de conseguir finalmente en una etapa de secado (Flaga, 2005, p.74).

En la Figura 1.1 se ejemplifica visualmente el contenido de sólidos secos en el lodo de acuerdo a la fase de tratamiento correspondiente. Esto da una idea del requerimiento energético y operativo que debe tener cada fase, respecto al contenido de agua que se tiene que eliminar.

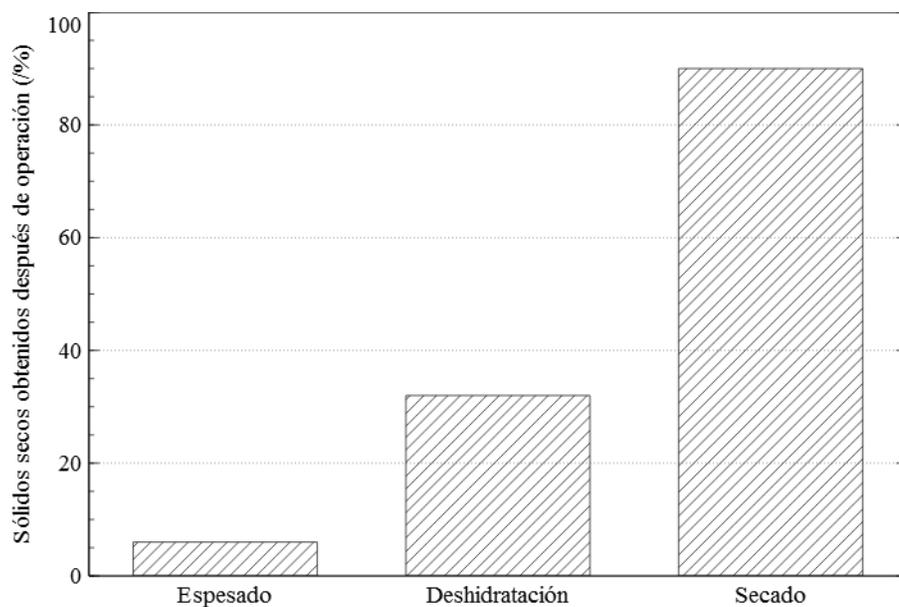


Figura 1.1. Porcentaje de concentración de sólidos totales que puede ser obtenida por distintos procesos a lo largo del tratamiento (Flaga, 2005, p.75)

El porcentaje de humedad que se puede eliminar en cada proceso está relacionado, además, con la forma en la que el agua se ocluye en el sólido, ya que de esto dependen las características mecánicas y químicas del proceso de remoción y la sucesión de las

operaciones unitarias que se mencionaron. Usualmente, se dice que el agua está presente en el lodo en las siguientes forma (Flaga, 2005);

- **Agua libre:** Agua que rodea los flocs de lodo pero que no se mueve dentro de los sólidos. Se encuentra subordinada a la gravedad y es la que se elimina, principalmente, en la etapa de espesado.
- **Agua intersticial o semi-ligada físicamente:** Se define como el agua que está atrapada dentro del floc y se mueve con el floc. Es retenida por fuerzas capilares y de tensión entre las partículas de sólido.
- **Agua capilar o de superficie:** Agua que se retiene alrededor de la superficie del sólido por fuerzas capilares y que no se puede eliminar por medios mecánicos sin el uso de químicos (como en los procesos de centrifuga con polímeros añadido).
- **Agua ligada:** Agua unida a las partículas constituyentes del lodo. Solamente puede ser removida por destrucción termoquímica de las partículas. Se puede dividir además en (Flaga, 2005, p.74);
 - **Biológica:** El agua que forma parte de las células de los organismos presentes en el lodo. Está ligada por fuerzas moleculares en la fase constante del lodo.
 - **Química:** Agua ligada a las moléculas en la estructura cristalina de las moléculas que componen el lodo.
 - **Física:** Unida a la superficie en forma coloidal por fuerzas de tensión al borde de las fases.

Todos los procesos de deshidratado de lodos tienen por finalidad eliminar al menos el agua capilar que no se puede eliminar por simple separación gravitatoria. Existen varias

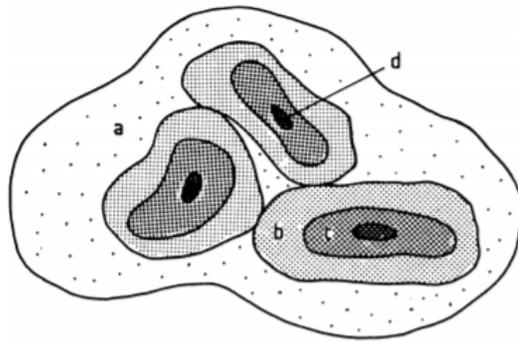


Figura 1.2. Distribución de a) Agua libre, b) Agua Intersticial, c) Agua Superficial y d) Agua ligada químicamente (Smollen, 1990, p.155)

formas de lograr deshidratar el lodo, pero como se mencionó anteriormente es necesario acondicionarlo o agregarle un agente externo que logre desestabilizar la unión física del agua en la superficie del lodo. El acondicionamiento puede ser antes o durante el proceso de deshidratación. Algunos ejemplos de acondicionamiento según (Metcalf & Eddy, Inc, 2004, p. 1556-1558) son:

- **Acondicionamiento químico:** Se adiciona cloruro de hierro, cal, alúmina o polímeros orgánicos con el fin de lograr un proceso de coagulación de los sólidos y la separación del agua absorbida. Este proceso se utiliza antes de un proceso de deshidratación mecánica como las centrifugas, los filtro prensa de banda y los filtro prensa a presión. En general, cuando se añade un polímero no aumenta la cantidad de sólidos secos, pero cuando se agrega cal o sales de hierro se pueden aumentar los sólidos de un 20 a 30 %.
- **Acondicionamiento térmico:** Se calienta el lodo por tiempos cortos bajo presión. Durante el proceso se logra la coagulación de los sólidos, se rompe la estructura pastosa y se reduce la afinidad del agua.

- **Acondicionamiento de congelado-descongelado:** Cuando el lodo se congela, lo primero en congelarse es el agua libre, mientras el agua se va cristalizando, busca más agua para crecer y va empujando los flocs sólidos. Cuando toda el agua libre se congela, el agua intersticial es sacada por difusión y transferida a la estructura cristalina. Este acondicionamiento no es viable económicamente a gran escala.

De manera general, algunas de los equipos comunes de deshidratación que se utilizan en las líneas de tratamiento de lodo son (Metcalf & Eddy, Inc, 2004, p. 1559-1565);

- **Centrifuga de carcasa sólida:** El lodo es alimentado a un tambor rotatorio que separa la torta densa de sólidos de lodo de una corriente diluida (que se devuelve al sistema de tratamiento). Finalmente, un tornillo sin fin descarga la torta de lodos, que contiene entre 70 y 80 % de humedad, a una banda transportadora o a una tolva. Generalmente se añade un polímero a la corriente de entrada que promueve la separación de la torta y la corriente diluida.
- **Centrífuga de alto torque:** Son similares a las centrifugas de carcasa sólida pero tienen una carcasa más grande para promover una mayor separación de la torta y la corriente diluida. También tienen una velocidad diferencial de la carcasa más baja para incrementar el tiempo de residencia. Pueden alcanzar tortas de lodos con 30 % de contenido de sólidos secos pero generalmente ocupan bastante polímero.
- **Filtro prensa de banda:** Usan el principio de condicionamiento químico, escurrido por gravedad y presión mecánica aplicada para deshidratar el lodo. Se obtienen lodos entre 12 y 30 % de contenido de sólidos secos.

- **Filtro prensa de placas:** El lodo es pasado a presión por una serie de placas rectangulares que sujetan un filtro. Las ventajas de este método es que se obtienen tortas de lodos con altas concentraciones de sólidos secos y filtrados con alta claridad. La desventaja principal frente a los otros métodos es la vida útil del filtro y que puede requerirse el uso de químicos para facilitar la formación de la torta.
- **Bolsas geotextiles de deshidratado:** Son bolsas o tubos de tamaños entre 1 y 3000 m³ hechas de un material poroso que permite escurrir el agua de los lodos y aumentar el contenido de sólidos secos entre 22 y 25 % en periodos de tiempo bastante cortos. Tienen la ventaja de ser fáciles de instalar, económicas y de bajo impacto ambiental (ya que contienen y consolidan el material con consumo energético nulo) (Fowler et al., 1996). En la práctica se han implementado bolsas más grandes que escurren el agua de los lodos sobre extensos terrenos, con buenos resultados (Martelain and Bertrand, 2012).

1.3. Lodos y biosólidos

Después del proceso de deshidratado, el cual se considera generalmente como la fase final del proceso de tratamiento de lodos para muchas plantas de tratamiento de agua residual, el que hacer con los lodos representa, según la legislación de cada país una obligación sanitaria en el manejo de los lodos. Todas las acciones posteriores de acondicionamiento de los lodos, post-tratamiento, están dirigidas a lograr encontrar mejores condiciones de manejo del material, aprovechamiento energético y comercial en forma de fertilizante o algún tipo de agregado (Todas estas opciones se van a desarrollar más adelante).

Dentro de este marco, la legislación costarricense en el *Reglamento para el manejo*

y disposición final de lodos y biosólidos 2015 una vez deshidratados han de llamarse biosólidos en cuanto su contenido de nutrientes y materia orgánica puedan ser aprovechados. Obligatoriamente, se precisa de una humedad máxima de 75 % en masa para biosólidos ordinarios y 70 % para biosólidos de tipo especial si estos quieren ser dispuestos en rellenos sanitarios.

Además de lo anterior, se hace una distinción específica para los biosólidos y se subclasifican según el tipo de biosólidos que sean. Esta subclasificación está delimitada a partir de condiciones de humedad, inocuidad, contenido metálico y uso final en los biosólidos. Los biosólidos clase A son aquellos que están dispuestos en terrenos en contacto con el público, y los clase B son aquellos que son dispuestos en terrenos donde no hay contacto directo con el público (en terrenos agrícolas la disposición debe cesar dos semanas antes de la cosecha y debe evitarse el pastoreo durante los quince días siguientes a la finalización de la disposición) (Decreto 39316-S, 2015).

Cuadro 1.1. Límites permisibles para los parámetros de análisis obligatorio de los biosólidos de tipo ordinario según su disposición final (Decreto 39316-S, 2015)

Parámetro	Relleno Sanitario	Tipo de biosólidos	
		Tipo A	Tipo B
Humedad máxima/(%)	75	75	75
Coliformes fecales máximas/ (UFC/g)	-	2000	2×10^6
pH (rango)	5-12	5-12	5-12
Huevos de helmintos/ (UFC/ g sólidos totales)	-	1	10

A nivel mundial, al igual que en Costa Rica, se hace esta distinción específica. El caso concreto de Estados Unidos es importante mencionarlo, ya que además de la clasifica-

ción de los biosólidos se especifica cuales son los tratamientos mínimos. En una guía elaborada por la EPA (Agencia de Protección Ambiental de EUA por sus siglas en inglés), según la regulación estadounidense 40 CFR 503, se establece que los biosólidos clase A son aprobados para casi cualquier aplicación en la que se quiera incorporar el uso de lodos como por ejemplo: uso residencial (jardines), vertidos de contacto con zonas públicas, uso agrícola y ganadero (EPA, 1994).

Estos biosólidos de alta calidad requieren que la densidad de coliformes fecales en el biosólido sea menor a 2000 unidades formadoras de colonias (UFC) por g total de sólidos o que la densidad de *Salmonella spp*, sea menor a 3 UFC por 4 g de sólidos totales. Algunos de los tratamientos mínimos necesarios que se especifican para obtener estas condiciones son; compostaje (manteniendo una temperatura de 55 °C o mayor por al menos 3 días), secado térmico (contacto directo o indirecto con gases para reducir el contenido de humedad al menos en un 10 %), tratamiento térmico intensivo (biosólidos líquidos se calientan a 180 °C por 30 min), radiación beta o gamma controlada y pasteurización (manteniendo la temperatura de los biosólidos a 55 °C o más por al menos 30 min) (EPA, 1994).

1.4. Características reológicas de los lodos

El lodo es ciertamente un material reológico complejo de estudiar. Durante el secado, el lodo pasa por varias fases de transición, que van desde líquido, pasando por pastoso hasta llegar al sólido (Léonard et al., 2004). Lowe (1995), describe estas fases de la siguiente forma;

- **La fase fluida o húmeda:** donde el lodo se mueve libremente y puede esparcirse uniformemente en el tubo de secado.
- **La zona viscosa :** Donde el lodo se vuelve pastoso.

- **La zona granular:** Donde el lodo se vuelve desmoronadizo y se puede manejar mucho más libremente.

Para cada lodo, las zonas dependen de la naturaleza química y biológica del mismo, las condiciones de pretratamiento (antes de la deshidratación y el secado) y los sistemas de bombeo y almacenamiento (Léonard et al., 2011). Como se mencionó anteriormente según Flaga (2005), el lodo deshidratado llegaría hasta cerca 32 % de sólidos secos, que según la Figura 1.3 (para efectos prácticos esta figura representa un comportamiento usual, pero específicamente es una aproximación muy forzada) se trata de lodos en la zona viscosa.

→ Aumento de secado →					
(% Sólidos Secos)	<10	10-40	40-60	60-90	>90
Estado	Líquido	Líquido Viscoso-Pastoso	Gomoso	Sólido Granular	Sólido Seco

Figura 1.3. Transición de fases usuales entre zonas de secado para lodos (Tomado de Léonard et al., 2011)

Peeters (2014), especifica en su investigación que el comportamiento gomoso del lodo está relacionado, además, con el porcentaje de sólidos orgánicos y el porcentaje de agua inicial del lodo. Para efectos de su estudio, se tomaron cinco muestras de lodo activado con distintos porcentajes de sólidos orgánicos y se realizó una prueba de esfuerzo cortante para determinar en qué porcentaje humedad en el lodo existía la zona gomosa, los resultados obtenidos se resumen en el Cuadro 1.2

Este comportamiento se explica, según Peeters (2014) , si se piensa en el lodo activado como una cadena larga de biopolímeros (matriz biopolimérica) donde los microorganismos están atrapados. Durante la deshidratación y el secado, los biopolímeros se

Cuadro 1.2. Zona gomosa en lodos con distintos contenidos de sólidos orgánicos (Kiang, 2016)

Muestra de lodo	% de Sólidos Orgánicos	% Másico de agua	
		Inicia zona gomosa	Termino de zona gomosa
1	49	79	62
2	47	76	62
3	35	65	42
4	35	64	45
5	30	55	42

concentran más y más, hasta que se consigue una consistencia gomosa. El cambio del estado gomoso al estado seco granular se puede atribuir a las cavidades que se forman en la superficie de contacto entre el lodo y el equipo de secado. Estas cavidades son producto de la concentración del biopolímero en la solución a tal punto (zona crítica) que no se puede dispersar más en la pared del secador y por lo tanto decrece su capacidad adhesiva (Peeters, 2014).

Ahora, la relación del contenido orgánico con la aparición y extensión de la fase gomosa se puede explicar igualmente con la analogía de la cadena biopolimérica, ya que a mayor contenido de sólidos menos cadena polimérica por unidad másica de lodo, lo que implica una aparición más pronta y una extensión más larga de la fase gomosa, ya que tarda más en esparcirse a lo largo del equipo de secado (Peeters, 2014). Todo esto tiene una especial importancia a la hora de seleccionar el proceso de secado; según Peeters et al. (2011) , el hecho de que el lodo se pegue en las paredes, altera la hidrodinámica y causa problemas operativos, como la reducción de la capacidad del secador y alteraciones en el torque durante el proceso de centrifugado. Según Peeters (2014), se pueden implementar tres estrategias de control de la zona gomosa para la aplicación industrial.

1. Incrementar y controlar el nivel de secado de sólidos al inicio del proceso de

secado, añadiendo un reciclo de lodos secos a la entrada del secador (torta de lodos deshidratados), para aumentar el contenido de sólidos más allá de la zona gomosa antes de entrar al proceso de secado. El proceso se ejemplifica visualmente de acuerdo al contenido de sólidos secos en la Figura 1.4.



Figura 1.4. Primera estrategia para control de la fase gomosa (Tomado de Peeters, 2014)

2. Bajar el contenido de sólidos al inicio del estado del secador, disminuyendo el contenido de sólidos secos en el sistema de deshidratación, con el objetivo de evitar la fase gomosa al inicio del proceso, en especial cuando se utilizan secadores flash. El proceso se ejemplifica visualmente de acuerdo al contenido de sólidos secos en la Figura 1.5.

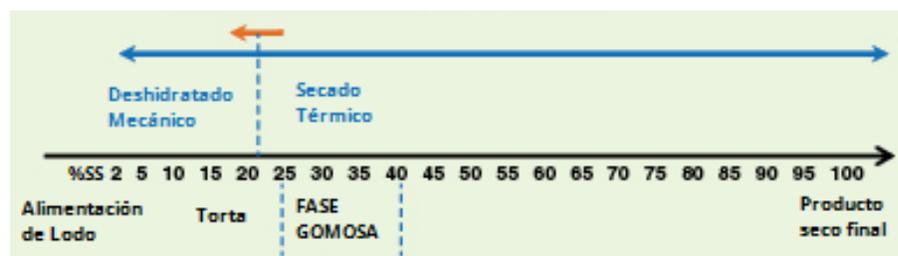


Figura 1.5. Segunda estrategia para control de la fase gomosa (Tomado de Peeters, 2014)

3. Reducir la fase gomosa agregando un aditivo como el Cloruro de polialuminio

(PACIs), el cual elimina por completo la fase gomosa del lodo. Esto generará gastos extra, por lo que se tiene que realizar una factibilidad económica. El proceso se ejemplifica visualmente de acuerdo al contenido de sólidos secos en la Figura 1.6.

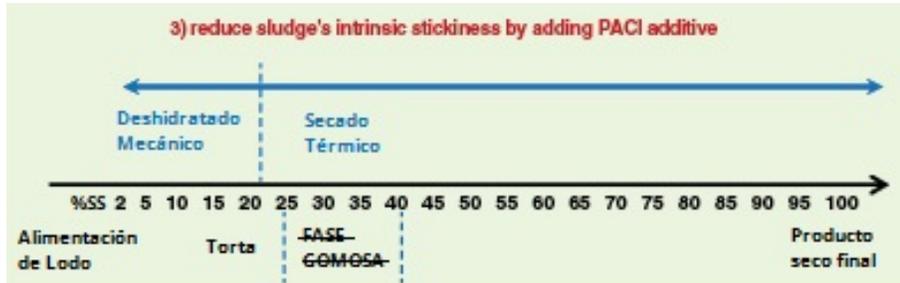


Figura 1.6. Tercera estrategia para control de la fase gomosa (Tomado de Peeters, 2014)

1.5. Características cinéticas y modelado matemático del secado de lodos

Un paso necesario si se desea hacer una adecuada selección de un secador de lodos es conocer su cinética de secado. Esta depende directamente del origen del lodo y las condiciones de tratamiento que se le den al lodo antes de ser secado (Reyes et al., 2004).

El modelado matemático del proceso de secado de lodos municipales no ha sido estudiado tan extensamente; dentro de los acercamientos más importantes de este fenómeno están los artículos de: Ferrasse et al. (2002); Léonard et al. (1999, 2004); Reyes et al. (2004).

Para describir la zona donde la tasa de humedad comienza a decrecer se han propuesto varios mecanismos de cinética de secado, basándose en el fenómeno de transferencia de masa de la humedad a través del lodo, que ocurre cuando este se somete a una tempe-

ratura constante. Para efectos de este trabajo se mencionarán los dos que se consideran más importantes, el desarrollado por Reyes et al. (2004) (basado en el concepto de difusividad efectiva y la ley de Fick) y el implementado por Qian et al. (2011) y Choi et al. (2010) basado en el desarrollo de Levenspiel (1999), acerca de las reacciones cinéticas entre una fase sólida estacionaria y un fluido.

1.5.1. Resumen del desarrollo matemático de Reyes et al.(2004)

Este desarrollo matemático parte del concepto de difusividad efectiva como mecanismo principal del movimiento de la humedad a través del lodo . Se considera la ley de Fick como la ecuación principal del proceso, la cuál se menciona seguidamente,

$$\frac{\partial \dot{X}}{\partial \theta} = \nabla(D_{eff} \nabla \dot{X}) \quad (1.1)$$

Donde:

\dot{X} = Contenido de humedad en base seca, kg kg^{-1}

D_{eff} = Difusividad efectiva, m s^{-2}

θ = Tiempo de secado efectivo, min

El contenido de humedad en base seca se puede calcular de los datos de secado experimental de la forma;

$$X = \frac{m - m_{\infty}}{m_{\infty}} \quad (1.2)$$

Donde:

m_0 = masa humedad inicial, kg

m = masa en un θ , kg

m_{∞} = masa final después de secado completo, kg

La ecuación 1.1, se puede integrar para distintas geometrías, condiciones iniciales y de frontera, como se muestra en las ecuaciones 1.3, 1.4 , 1.5. Reyes et al. (2004), considera (según la configuración experimental usada en su experimento) que la variación en el grosor de la capa de lodo deshidratado secado, representa geoméricamente una condición de frontera.

$$\dot{X} = X_0 \quad \theta = 0 \quad \forall Z \leq L \quad (1.3)$$

$$\frac{\partial \dot{X}}{\partial Z} = 0 \quad Z = 0 \quad \forall \theta > 0 \quad (1.4)$$

$$D_{eff} \rho_s \frac{\partial \dot{X}}{\partial Z} = k_y (Y_L - Y^0) \quad Z = L \quad \forall \theta > 0 \quad (1.5)$$

Donde:

k_y = Coeficiente de transferencia de masa , $\text{kg s}^{-1} \text{m}^{-2}$

Z = Altura de la masa de lodo húmeda , m

\dot{X} = Contenido de humedad en base seca, kg kg^{-1}

X_0 = Contenido de humedad inicial en base seca, kg kg^{-1}

Y_L = Humedad del aire en la superficie de la muestra, kg kg^{-1}

Y^0 = Humedad de la masa de aire que rodea la muestra, kg kg^{-1}

ρ_s = Densidad de los sólidos secos, kg m^{-3}

La solución de la Ecuación 1.1 para las condiciones de frontera mencionadas anteriormente, en termino del contenido de humedad relativa X y el número de Fourier ($F_o = D_{eff}\theta/L^2$) se resume en la Ecuación 1.6.

$$\frac{X - X_{eq}}{X_0 - X_{eq}} = \Psi(\theta) = \sum_{n=1}^{\infty} \frac{2 \sin^2(\lambda_n)}{\lambda_n^2 + \lambda_n \sin(\lambda_n) \cos(\lambda_n)} \exp(-\lambda_n^2 F_0) \quad (1.6)$$

Donde los eigenvalores están dado por el número de Biot según la ecuación 1.7

$$Bi = \frac{k_y m_d L}{D_{eff} \rho_s} = \lambda_n \quad (1.7)$$

La ecuación 1.6 se puede reducir a la ecuación 1.8

$$\Psi(\theta) = \frac{2 \sin^2(\lambda_n)}{\lambda_n^2 + \lambda_n \sin(\lambda_n) \cos(\lambda_n)} \exp\left(\lambda_n^2 \frac{D_{eff}}{L^2} \theta\right) \quad (1.8)$$

Donde:

Bi = Número de Biot, adm

F_o = Número de Fourier, adm

m_d = Pendiente de la isoterma de desorción, kg kg^{-1}

X_{eq} = Contenido de humedad en el equilibrio (base seca), kg kg^{-1}

X = Contenido de humedad en un θ (base seca), kg kg^{-1}

λ_n = Primera raíz de las eigencondiciones, adm

Si se conoce Ψ vs θ de una prueba de secado a temperatura constante se puede ajustar el modelo (Ecuación 1.8) y estimar los valores de λ y de D_{eff}/L^2 .

Una vez conocido D_{eff} a distintas temperaturas se puede utilizar la ecuación de Arrhenius (Ecuación 1.9) Para despejar el D_o (Factor preexponencial) y la energía de activación E_o del proceso de secado.

$$D_{eff} = D_o \exp\left(-\frac{E_o}{RT_a}\right) \quad (1.9)$$

Donde:

D_o = Difusividad efectiva, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$

E_0 = Energía de activación, kJ kmol^{-1}

T_a = Temperatura de secado, $^{\circ}\text{C}$

R = Constante universal de los gases. $\text{kJ kmol}^{-1} \text{K}^{-1}$

En la parte experimental del artículo se calculan valores de difusividad efectiva de $D_0 = 41,726 \times 10^{-8} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$ para un lodo deshidratado primario con una capa de espesor de 5 mm y se obtuvo una $E_0 = 30,07 \text{ kJ kmol}^{-1}$. Otros datos de difusividad efectiva y de energía de activación se mencionan a continuación como referente;

1. Arlabosse et al. (2003), encontró valores de difusividad efectiva para distintos lodos primarios deshidratados y menciona que los valores para lodos secundarios no varían tanto. Los valores obtenidos fueron $D_0 = 3,8 \times 10^{-9} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$ para un espesor de 0,5 mm y $D_0 = 5,7 \times 10^{-9} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$ para un espesor de 1 mm
2. Zhou and Jin (2016), encontró valores de difusividad entre $0,17 \times 10^{-8}$ y $1,33 \times 10^{-8} \text{ m}^2 \text{ s}^{-1}$, para lodos deshidratados de distintas PTARs de Beijing y obtuvo una E_0 de $34,92 \text{ kJ kmol}^{-1}$ para un espesor de 2 mm.

El siguiente método es bastante útil si se puede controlar el espesor de forma uniforme en la capa inicial de muestra de lodo que se desea secar. De lo contrario el cálculo de la difusividad no va a ser significativo.

1.5.2. Resumen del desarrollo matemático de Qian et al. (2011) basado en Levenspiel (1999)

El desarrollo de Levenspiel (1999) parte de que las reacciones no catalíticas de partículas con algún fluido circundante se pueden acoplar a dos modelos idealizados: el modelo

de *conversión-progresiva* y el modelo de *encogimiento* hasta un núcleo final que no reacciona. En la Figura 1.7a y la Figura 1.7b se muestra como difieren ambos modelos, según el avance de la reacción en el tiempo.

La diferencia principal entre ambos modelos es que en el de *conversión-progresiva*, la partícula sólida mantiene su geometría constante a lo largo de la reacción, mientras que en la de *encogimiento*, la reacción se produce en un estrecho frente que se va moviendo hacia el centro de la partícula conforme la reacción avanza.

Según la evidencia general de las reacciones de este tipo (especialmente el secado), se indica que el modelo de *encogimiento* se aproxima más a la realidad que el modelo de *conversión-progresiva*, haciendo la salvedad que el fluido puede ser tanto un gas como un líquido.

Qian et al. (2011), propone en su artículo, que el modelo de *encogimiento* de Levenspiel (1999), es una buena forma de describir el secado de lodo si se supone que las partículas se aproximan a una geometría esférica.

Para Qian et al. (2011) el secado ocurre en las partículas de lodo de la capa más externa de la partícula hasta la más interna. La humedad se difunde desde los poros de la partícula hasta la capa de gas sobre la superficie externa.

El modelo de *encogimiento* de Levenspiel (1999) propone que la reacción se puede dar por tres pasos controlantes; 1) controla la superficie de reacción, 2) controla la difusión a través de la capa de ceniza, 3) controla la difusión a través de la capa de gas externa.

Para cada un de estos pasos se puede hacer el desarrollo matemático que relacione el tiempo de secado con el radio de la partícula. El radio se puede relacionar a su vez con la conversión de la reacción de la forma;

$$J = 1 - \left[\frac{r_c}{R_p} \right]^3 = \frac{m_0 - m}{m_0 - m_\infty} \quad (1.10)$$

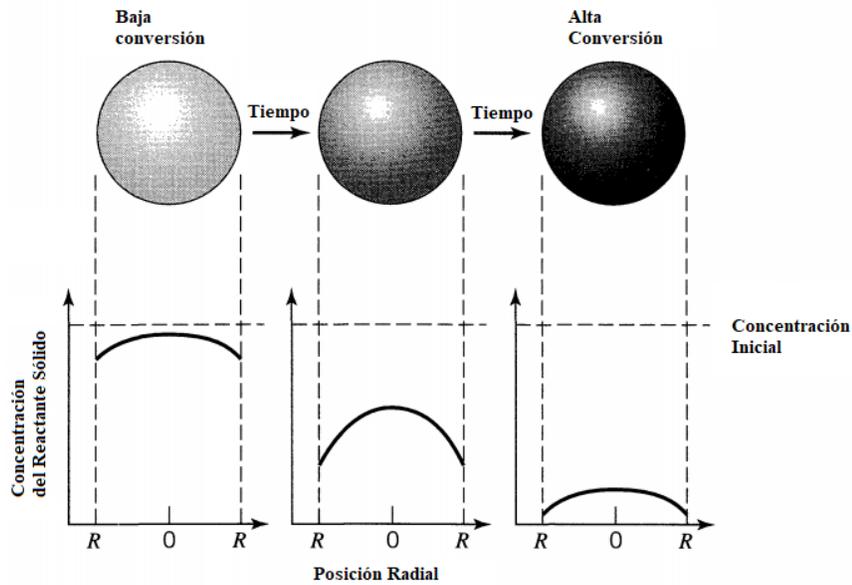
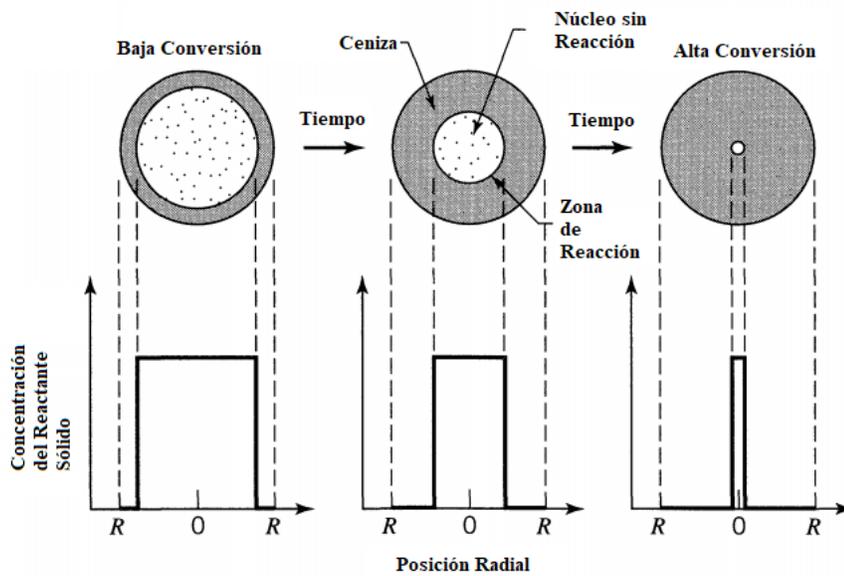
(a) Modelo de *conversión-progresiva*(b) Modelo de *encogimiento*

Figura 1.7. Avance de dos tipos de reacción entre un fluido y un sólido en el tiempo según la posición radial de una partícula esférica (Tomado de Levenspiel, 1999)

Donde:

m_0 = masa humedad inicial, kg

m = masa en un θ , kg

m_∞ = masa final después de secado completo, kg

r_c = Radio del núcleo de la partícula que ya no reacciona, m

R_p = Radio inicial de la partícula, m

J = Conversión de la reacción θ (base seca), kg kg^{-1}

A continuación se menciona cada una de las relaciones de θ contra J , cuya demostración se explica exhaustivamente en el Capítulo 25 de Levenspiel (1999).

1) Cuando controla la superficie de la reacción

$$\theta = \tau[1 - (1 - J)^{1/3}] \quad (1.11)$$

Para

$$\tau = \frac{\rho_B R_p}{k_s} \quad (1.12)$$

2) Cuando controla la difusión a través de la capa de ceniza

$$\theta = \tau[1 - 3(1 - J)^{2/3} + 2(1 - J)] \quad (1.13)$$

Para

$$\tau = \frac{\rho_B R_p^2}{6D_e C_{BC}} \quad (1.14)$$

3) Cuando controla la difusión a través de la capa de gas

$$\theta = \tau J \quad (1.15)$$

Para

$$\tau = \frac{\rho_B R_p}{3k_g C_{BS}} \quad (1.16)$$

Donde:

C_{BC} = Contenido de humedad de la fase gas sobre el radio del núcleo que ya no reacciona. kg kg^{-1}

C_{BS} = Contenido de humedad de la fase gas sobre la superficie de la partícula, kg kg^{-1}

D_e = Difusividad efectiva en la capa de ceniza, $\text{m}^2 \text{s}^{-1}$

k_g = Coeficiente de transferencia de masa del vapor, m s^{-1}

k_s = Tasa de secado por unidad de superficie por tiempo, $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$

ρ_B = Contenido inicial de agua por volumen de muestra, kg m^{-3}

Basándose en estas tres ecuaciones, (Qian et al., 2011) propone que si se conoce J y se grafica de las formas: $[1 - (1 - J)^{1/3}]$, J ó $[1 - 3(1 - J)^{2/3} + 2(1 - J)]$ contra θ se puede comparar cuál de las gráficas presenta un mejor ajuste lineal y tomar la decisión de cuál de los tres mecanismos representados por las Ecuaciones 1.11, 1.13 ó 1.15 modela el comportamiento del lodo ante un proceso de secado.

Dado este método, (Qian et al., 2011), realiza un trabajo experimental para tres lodos deshidratados de distintas PTARs de Corea, con el fin de mostrar cuál de estos modelos se acopla mejor a condiciones de secado isotérmicas. Como conclusión, obtiene que el mejor ajuste lo obtiene cuando se considera que la reacción es controlada por la superficie para el caso indistinto del origen del lodo.

Una vez obtenido el τ para del control de la reacción por superficie para al menos tres temperaturas, procede a relacionar este valor con la energía de activación, E utilizando la Ecuación de Arrhenius linealizada la cual se plantea a continuación. Esto es pertinente ya que el τ implícitamente tiene contenida la constante de reacción para cada temperatura.

$$\ln(\tau) = \ln(Z) + \frac{E}{RT} \quad (1.17)$$

Donde:

E = Energía de activación, kJ kmol^{-1}

R = Constante ideal de los gases , $\text{kJ kmol}^{-1} \text{K}^{-1}$

T = Temperatura de secado, K

Z = Factor preexponencial, min

El valor promedio de E para este experimento fue de $17,30 \text{ kJ kmol}^{-1}$, el cual se considera inferior a los reportados por ejemplo por Arlabosse et al. (2003), pero se recalca que el valor se encuentra dentro del rango experimental de E para el secado de lodos deshidratados el cual va de $2,98$ a $58,9 \text{ kJ kmol}^{-1}$.

Con el valor de Z y de E se puede calcular, entonces, la variación de la conversión con respecto al tiempo para varias temperaturas, como se muestra en la Ecuación 1.18

$$\frac{dJ}{d\theta} = \frac{3e^{-\frac{E}{RT}}}{Z}(1 - J)^{2/3} \quad (1.18)$$

1.5.3. Curvas de Krischner

Uno de los elementos que brinda más información a la hora de estudiar el comportamiento del lodo frente al proceso de secado son las curvas de secado, conocidas también como curvas de Krischner (flux de evaporacion $\text{kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ vs. contenido de humedad kg kg^{-1}) . Las curvas han sido ampliamente estudiadas y su comportamiento usual se muestra en la Figura 1.8.

Esta curva consta de 4 partes, el secado constante, las disminuciones en las tasas de secado (correspondientes a los diferentes tipos de agua presentes en el lodo explicados

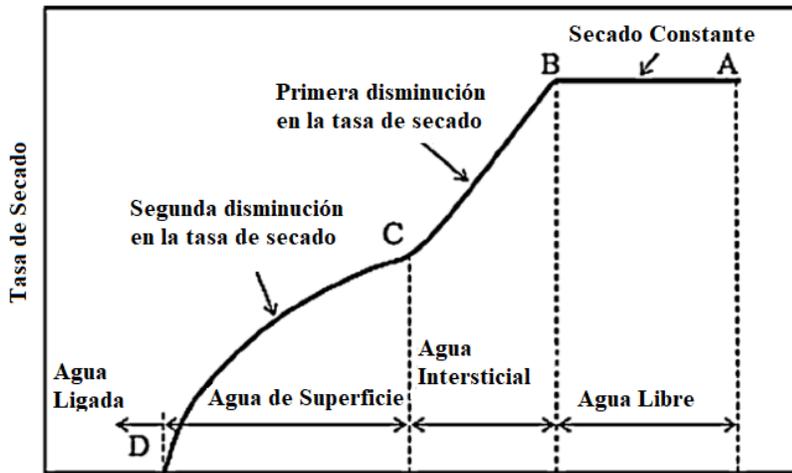


Figura 1.8. Curva típica para el secado de lodos
(Tomado de Bennamoun 2012)

anteriormente) y el último periodo de la curva, donde el agua ligada se remueve y se logra alcanzar la humedad de equilibrio.

En el estudio de (Léonard et al., 2004) , se sugiere que el comportamiento del lodo frente al secado depende del tipo de lodo y concluye que en los lodos con tratamientos de deshidratación, no se puede determinar la zona de secado constante ya que no hay presencia de agua libre. La parte experimental de su trabajo consistió en el estudio de cinco lodos deshidratados de diferentes PTARs con diferentes tratamientos de lodos. Para cada una se realizaron las curvas de secado utilizando un «micro secador convectivo» a una temperatura de 160 °C y con una velocidad superficial de 3 m s⁻¹, hasta llegar a un contenido de sólidos secos de 90 %, los resultados se muestran en el Cuadro 1.3 y en la Figura 1.9 Con los datos obtenidos en las curvas se puede determinar la capacidad de evaporación del lodo, Ecuación 1.19, el cuál es un parámetro sumamente útil para el diseño de secadores.

Cuadro 1.3. Característica de 5 PTARs escogidas para análisis con curvas de secado (Tomado de A. Léonard et al., 2004)

PTAR	Hogares Estimados	Tipo de Efluente	Tratamiento terciario	Otros	%SS	%SV
A	8000	Doméstico	-	Espesado y filtro de banda	14,9	58,7
B	9000	Doméstico	-	Espesado y filtro de banda	14,3	57,4
C	1800	Industrial (Agroindustria)	-	Espesado, digestión y filtro de banda	12,7	66,4
D	27000	Doméstico	Nitrificación y desnitrificación	Espesado y filtro de banda	16,9	68,9
E	110000	Doméstico y industrial	Nitrificación desnitrificación y fosfatación	Espesado y centrifuga	21,4	74,7

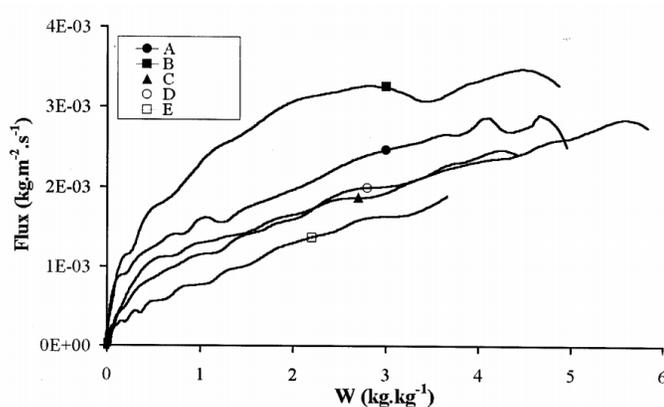


Figura 1.9. Curvas de Krischer para cinco lodos deshidratados de diferentes PTARs(Tomado de Léonard et al. 2004)

$$C_{evap} = \frac{0,9(m_0 - m)}{A_0\tau} \quad (1.19)$$

Donde:

m_0 = masa humedad inicial, kg

m = masa en un θ , kg

A_0 = área de secado, m²

τ = tiempo de secado s

1.6. El encogimiento y agrietamiento

Los mecanismos de secado son complejos no solo por las distintas fases de secado sino por fenómenos que ocurren durante el proceso de secado. Estos fenómenos se conocen

como agrietamiento y encogimiento, los cuales promueven la formación de una capa superficial que atrapa la humedad en el núcleo de las partículas. Se ha observado, además, que estos procesos (donde se aumenta la porosidad del lodo antes que se forme la capa superficial), hacen que mejoren las capacidades de secado (Hsu et al., 2010). En su investigación Tao et al. (2005), utilizó un escaner TC para ver el cambio del volumen del lodo y la formación de grietas de una torta de lodos deshidratados con una humedad entre 18 y 20 %, en un secador convectivo durante 181 minutos de secado. Después del secado se nota en la Figura 1.10, que el volumen de la torta disminuyó y que se formaron grietas internas y externas.

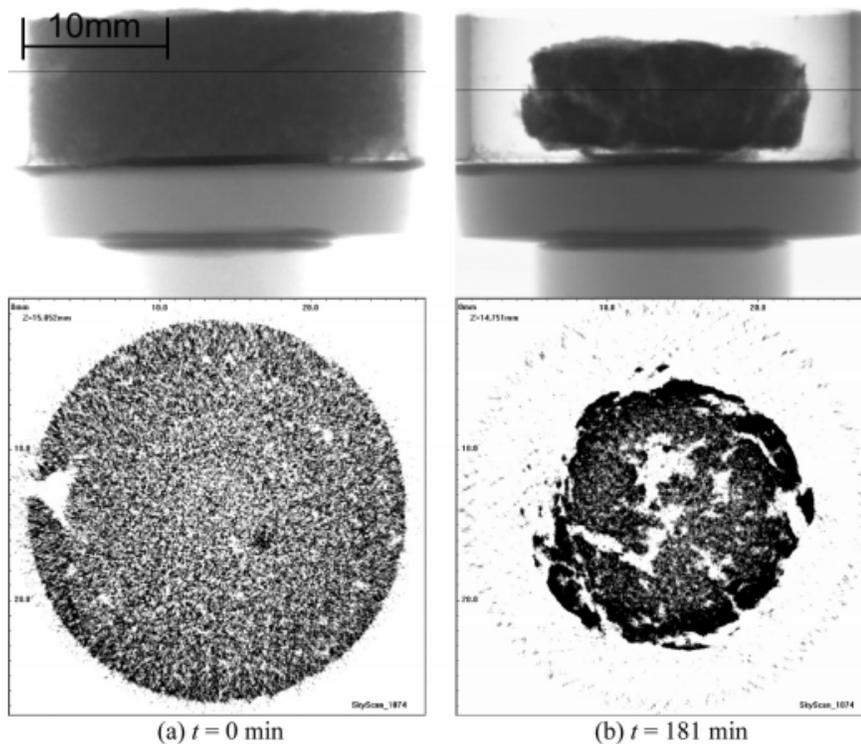


Figura 1.10. Imágenes de lodo antes y después de secado convectivo a 84 °C durante 181 minutos (Tao et al., 2005)

1.7. Secado térmico de lodos

A partir de lo anterior, se puede decir que el secado térmico es una operación que tiene como finalidad la consolidación total de los lodos con respecto a su contenido microbiológico para su posterior uso y para facilitar su manejo.

Según Flaga (2005), los objetivos principales de este proceso son;

- Eliminar el agua restante en los biosólidos para disminuir su volumen (de 4 a 7 veces) con la finalidad de abaratar el transporte y facilitar su manejo y almacenamiento.
- Incrementar la capacidad calorífica de los biosólidos para procesos posteriores de combustión y aprovechamiento energético.
- Hacer de los biosólidos un material higiénico y libre de patógenos peligrosos.
- Alcanzar la estabilidad bioquímica, acortando la actividad del agua a valores cercanos a 0 (niveles de secado de más de 90 % de sólidos secos).
- Mejorar la estructura de los biosólidos (pelletizado) para aplicaciones agrícolas.
- Convertir los biosólidos en fertilizantes o acondicionadores de suelo sin peligro de contaminación cruzada.

1.7.1. Mecanismos de transferencia de calor en secadores.

La clasificación de los secadores de lodos (al igual que en los secadores no específicos), se basa en el método de transferencia de calor a los sólidos. Estos métodos son conducción, convección y radiación o una mezcla de estos. A continuación se describen estos métodos enfocados en el caso específico del secado de lodos (Metcalf & Eddy, Inc, 2004);

Convección: Principio fundamental de los secadores de tipo directo donde los lodos entran en contacto directo con los gases calientes. En condiciones de equilibrio de secado

constante: la transferencia de masa es proporcional al área de la superficie húmeda expuesta, la diferencia entre el contenido de agua del aire de secado y la humedad de saturación a la temperatura de bulbo húmedo de la interfaz aire-lodo y otros factores como la velocidad y la turbulencia del aire expresado en el coeficiente de transferencia de masa. Este coeficiente se puede obtener a partir de hojas de fabricante del secador específico o en estudios pilotos.

$$q_{conv} = h_c A (T_g - T_s) \quad (1.20)$$

Donde:

q_{conv} = tasa de transferencia de calor convectiva, kJ/h

h_c = coeficiente de transferencia de calor convectivo, kJ/(m² h °C)

A = Área de la superficie de calentamiento, m²

T_g = temperatura del gas, °C

T_s = temperatura de la interfase gas/lodo, °C

Conducción: Principio fundamental de los secadores indirectos donde una pared separa el lodo húmedo con el medio de transferencia de calor (vapor o fluido de calentamiento). El coeficiente global de transferencia de calor se puede obtener a partir de hojas de fabricante del secador específico o en estudios pilotos.

$$q_{cond} = U A (T_m - T_s) \quad (1.21)$$

Donde:

q_{cond} = tasa de transferencia de calor conductiva, kJ/h

U = coeficiente global de transferencia de calor, kJ/(m² h °C)

A = Área de la superficie expuesta al gas, m²

T_m = temperatura del medio de calentamiento, °C

T_s = temperatura del lodo en la superficie de calentamiento, °C

Radiación: Se utiliza para el secado de lodos la radiación infrarroja directamente del sol, de lamparas infrarrojas o resistencia eléctricas. La radiación incide en el lodo húmedo y evapora el agua retenida.

$$q_{rad} = C_s A \sigma (T_r^4 - T_s^4) \quad (1.22)$$

Donde:

q_{rad} = Tasa de transferencia de calor por radiación, kJ/h

C_s = Emisividad de la superficie de secado, adm

A = Área de la superficie expuesta a la fuente de radiación, m²

σ = Constante de Stefan-Boltzmann, 2.41×10^{-8} kJ/(m² h K)

T_r = Temperatura de la fuente de calentamiento, K

T_s = Temperatura del lodo en la superficie de calentamiento, K

1.7.2. Categorización y tecnologías de secadores de lodo

En condiciones ideales se necesita cerca de 2595 kJ o 0,72 kW de energía para evaporar 1 kg de agua. Para secar directamente el lodo se utiliza aire caliente o gases de combustión y de forma indirecta vapor saturado o algún fluido de calentamiento a través de una carcasa. La energía para calentar estos fluidos puede venir de fuentes como combustibles fósiles, gas natural o biogas, incineración de lodo seco, electricidad o usando radiación solar directa o a través de colectores (Lowe, 1995).

1.7.2.1. Secadores Directos

Como se mencionó anteriormente el mecanismo de transferencia de los secadores directos es por convección a través del contacto del lodo con gases calientes. Estos son la tecnología de preferencia cuando se quiere obtener producto para uso agrícola (ya que los biosólidos de salida de los secadores directos son por lo general uniformes en tamaño y textura por lo que no es necesario acoplar otros procesos posteriores) (EPA, 2006). Según lo explicado anteriormente, respecto a la fase gomosa del lodo, en los secadores directos se suele hacer una recirculación de material para aumentar el contenido de sólidos. El diseño de estos sistemas suele ser similar a la Figura 1.11 , considerando un sistema posterior de separación de finos para evitar explosiones (Metcalf & Eddy, Inc, 2004).

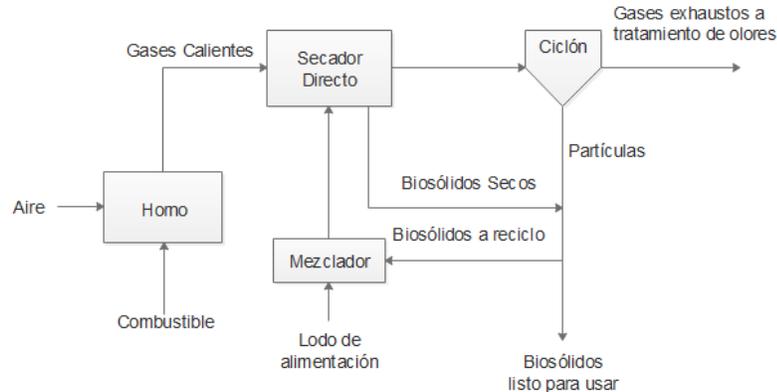


Figura 1.11. Esquema usual de un secador directo (Tomado de Metcalf & Eddy, Inc, 2004)

El tratamiento del gas de salida en estos sistemas representa una obligación ambiental, ya que puede ser un foco de alta contaminación dependiendo del combustible que se use. En estos sistemas es común que después del ciclón (sistema de separación) se recicle

el aire de calentamiento. La recirculación del aire de calentamiento tiene tres beneficios principales (Water Environment Federation, 2014)):

1. Aumenta la eficiencia global del sistema térmico.
2. Minimiza el contenido de aire que necesita tratamiento contra la contaminación atmosférica APC (Air Pollution Control)
3. Limita la concentración de oxígeno del sistema (condición de control), lo que reduce el riesgo de explosión.

Específicamente, los sistemas APC consisten de un sistema externo de remoción de partículas pequeñas y un sistema de regeneración térmica oxidativa que elimina olores y compuestos orgánicos volátiles. En los sistemas actuales se recircula entre el 70 y 90 % del flujo de aire del secador (Water Environment Federation, 2014).

A continuación se mencionan los secadores directos más comunes utilizados en plantas de tratamiento de lodos alrededor del mundo.

- **Secador flash:** Antes del secador flash, se mezclan lodos reciclados con lodos deshidratados en un molino. Esta mezcla junto con una corriente de gases calientes son forzados a pasar por un ducto, lo suficiente largo para que la transferencia de masa de la humedad del lodo a los gases ocurra. Justamente después, la mezcla lodos-gas es pasada por un ciclón que separa el gas húmedo de los biosólidos secos (Metcalf & Eddy, Inc, 2004). En el diseño de la Figura 1.12 una parte de los biosólidos es separada para uso como fertilizante y otra para quemarlo en el horno para calentar el aire. Con esta operación se pueden obtener niveles de humedad entre 8 y 10 %.
- **Secadores Rotatorios:** Consisten de un carcasa cilíndrica ligeramente inclinada y sostenida por dos anillos de rodadura que funcionan en un mecanismo de rodillos. El movimiento del lodo en la cámara interna mejora cuando se agregan

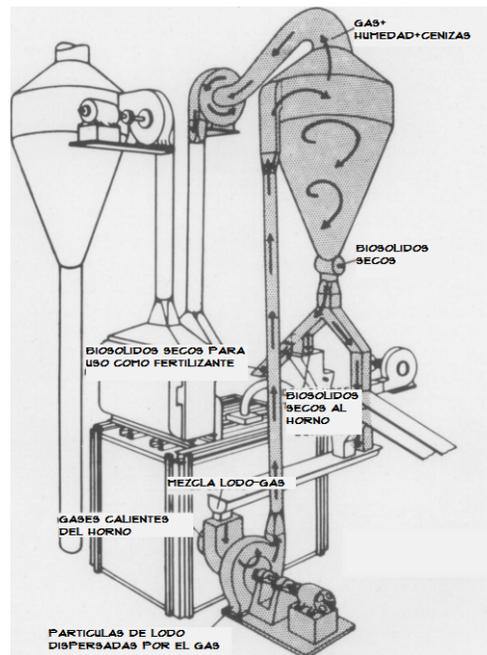


Figura 1.12. Isométrico de un equipo de secado flash con un horno de lodos acoplado. (Tomado de Reybold, 1939)

mamparas axiales que producen un movimiento en cascada y esto a su vez mejora el contacto del lodo con los gases caliente, disminuye el tiempo de secado y reduce la fase gomosa del lodo. El producto son biosólidos con porcentaje de sólidos secos de 90 a 95 % (Metcalf & Eddy, Inc, 2004). Algunos modelos mejorados de secadores rotatorios agregan dentro del cilindro un eje rotatorio con paletas que mejoran aun más el contacto lodo-gas caliente, este diseño es especialmente útil cuando se tiene lodos muy viscosos (Chun et al., 2012). Los secadores rotatorios tienen la ventaja, que existen suficiente estudios en cuanto a su diseño, dimensionamiento y modelado de la cinética de secado (Chun et al., 2012; Putranto and Chen, 2014; Sarbanis and Grigoropoulos, 2011).

- **Secadores de lecho fluidizado:** Los secadores de lecho fluidizado pueden modelarse como un secador en spray (Vander, 2000) o como un reactor de lecho

fluidizado (Metcalf & Eddy, Inc, 2004). Para ambos casos, los lodos deshidratados se introducen por la parte superior del secador en contra corriente con una alimentación de gases calientes, normalmente recirculados, y calentados ya sea con vapor, o en un horno que funcione con biogás o incineración de los mismos lodos. Tienen de ventaja en cuanto a los secadores rotatorios en que son más económicos energéticamente (Vander, 2000) y producen lodos con menos olor (Metcalf & Eddy, Inc, 2004).

- **Secadores de túnel con bandas:** Se diseñan como un túnel cerrado con bandas transportadoras que van cargando el lodo a través de la longitud del secador. El lodo previamente extruído se distribuye a lo largo de la banda, y se le inyecta una corriente de aire perpendicular a 65-80 °C, impulsado por un sistema de ventilación. Este proceso es de baja temperatura y la dispersión del lodo en la banda reduce la generación de polvos, por lo que generalmente es un proceso más seguro (Aqualogy, 2015).

1.7.2.2. Secadores Indirectos

Funcionan principalmente por la conducción o contacto de calor a través de una carcasa y producen biosólidos con porcentajes de humedad entre 5 y 8 % y tamaños de partículas entre 2 y 4 mm (Metcalf & Eddy, Inc, 2004). Son muy estudiados como alternativa de los secadores directos ya que (Ferrasse et al., 2002);

- No se da contaminación cruzada por el medio de calentamiento.
- El control de olor está mejor controlado por el confinamiento.
- Se presenta una reducción de compuestos orgánicos volátiles en la corriente de gas.
- Se reduce el riesgo de explosión por finos.

Su mayor problema radica en que la eficiencia es menor y el tiempo de secado es mayor con respecto a la de un secador directo. Un proceso usual de un secador indirecto se puede observar en la Figura 1.13 . En algunos casos, deja de ser necesario el tratamiento del gas de salida respecto a los finos.

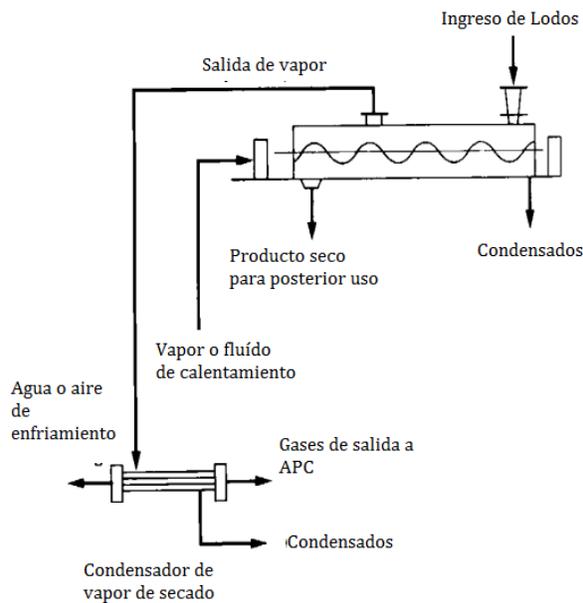


Figura 1.13. Esquema usual de un secador indirecto. (Tomado de Metcalf & Eddy, Inc 2004)

En términos generales, el diseño de los secadores indirectos es similar (una carcasa cilíndrica vertical o horizontal con una chaqueta concéntrica, dentro de la cual se monta un eje con uno o varios diseños de paletas, discos o tornillos que rotan y mueven los biosólidos a través del secador). La agitación mecánica en estos sistemas renueva continuamente la superficie de contacto entre la pared caliente y el lodo, mejorando con-

siderablemente la transferencia de calor y previniendo el ensuciamiento en el sistema (Metcalf & Eddy, Inc, 2004).

Al igual que en los secadores directos, la fase gomosa del lodo representa un problema operativo, por lo que el reciclado de biosólidos secos sigue siendo una necesidad. Para los secadores indirectos con lodos gomosos, el coeficiente de transferencia de calor debe ser mayor que para la zona granular. Algunos diseños de secadores continuos han sobrellevado este problema dividiendo el secador en dos partes: la zona pastosa donde el lodo se empaca en todo el secador ($\frac{1}{3}$ del secador) y la zona granular donde el lodo se llena a la mitad del volumen ($\frac{2}{3}$ del secador).

Con respecto al diseño, es importante que además de considerar el coeficiente global de transferencia de calor entre la pared y el lodo, se contemple el torque que se necesita para revolver el lodo (indiferentemente del tipo de secador indirecto) de forma que se complete el diseño mecánico (Ferrasse et al., 2002). En cuanto a investigación ingenieril y científica existen muchos artículos donde se estiman coeficientes de transferencia global en distintos tipos de secadores indirectos, cinética de secado y modelos predictivos de mecanismos físico químicos (Arlabosse et al., 2005; Chen et al., 2016; Deng et al., 2013; Kim et al., 2005; Milhé et al., 2015).

A continuación se mencionaran algunos de los secados indirectos más comunes para secar lodos de PTAR. Los secadores indirectos más comunes son los de disco, por encima de los secadores de paleta o los de capa fina.

- **Secadores de disco:** Consisten de un rotor hueco donde se acoplan una serie de discos giratorios, Figura 1.15. Por el rotor, se hace pasar vapor saturado o algún fluido de calentamiento y se puede poner una chaqueta externa de calentamiento. La escogencia del fluido de calentamiento tiene que ver con la disponibilidad en operación y la posibilidad de cogeneración energética (Waterleau, 2014). En la

Figura 1.14 se muestra un diseño de proceso de secado con una pelletizadora de biosólidos acoplada.

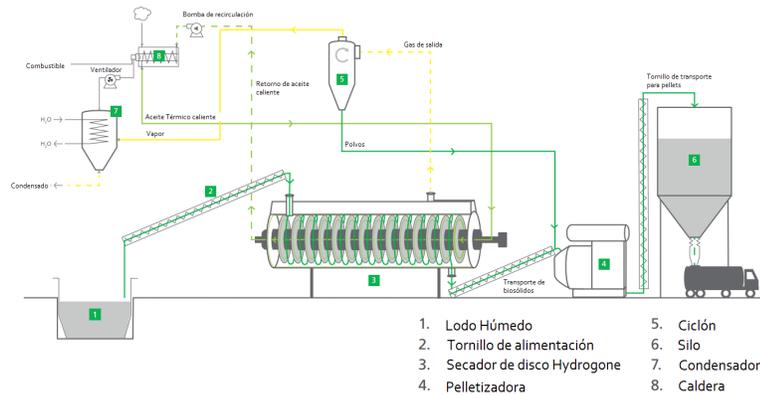


Figura 1.14. Proceso de secado indirecto utilizando un secador de discos marca Waterleau Hydrogone (Tomado de Waterleau, 2014)

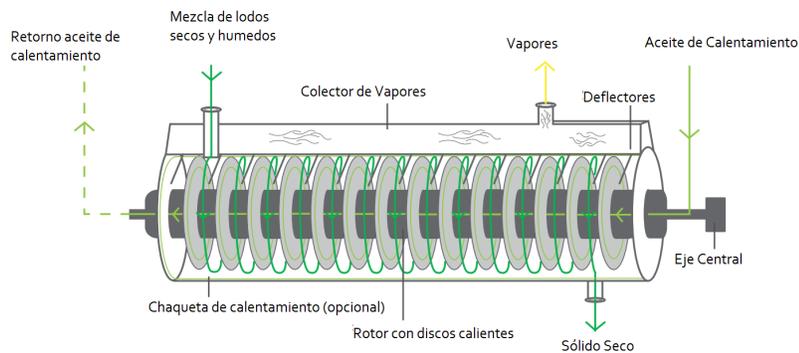


Figura 1.15. Secador de discos marca Waterleau Hydrogone® (Tomado de Waterleau, 2014)

- **Secador de paletas:** Los secadores de paletas son utilizados actualmente por su utilidad a la hora de operar en continuo en condiciones reológicas adversas. Pueden encontrarse con uno o dos ejes por donde circula el fluido de calentamiento. El uso de los dos ejes en general mejora el mezclado en dirección radial y flujo tapón en

dirección axial, además la limpieza no es necesaria por el movimiento intercalado de los dos ejes. Una de las mejores características es que usualmente no se necesita de recirculación de lodos, ya que por la dinámica del sistema, los problemas con la fase gomosa se disminuyen (Gouda Processing Solutions, 2017). En la Figura 1.16 se muestra un proceso de secado donde se incorpora un equipo de paletas. Existen otras tecnologías de secado de tipo directo, indirecto o directo-directo pero no es tan común su comercialización y disponibilidad para el tratamiento de lodos. En el Cuadro 1.4 se comparan diversas tecnologías de secado indirecto y se clasifican según varios criterios, donde 0 es no apto, 1 algunas veces apto, 2 apto, 3 ideal.

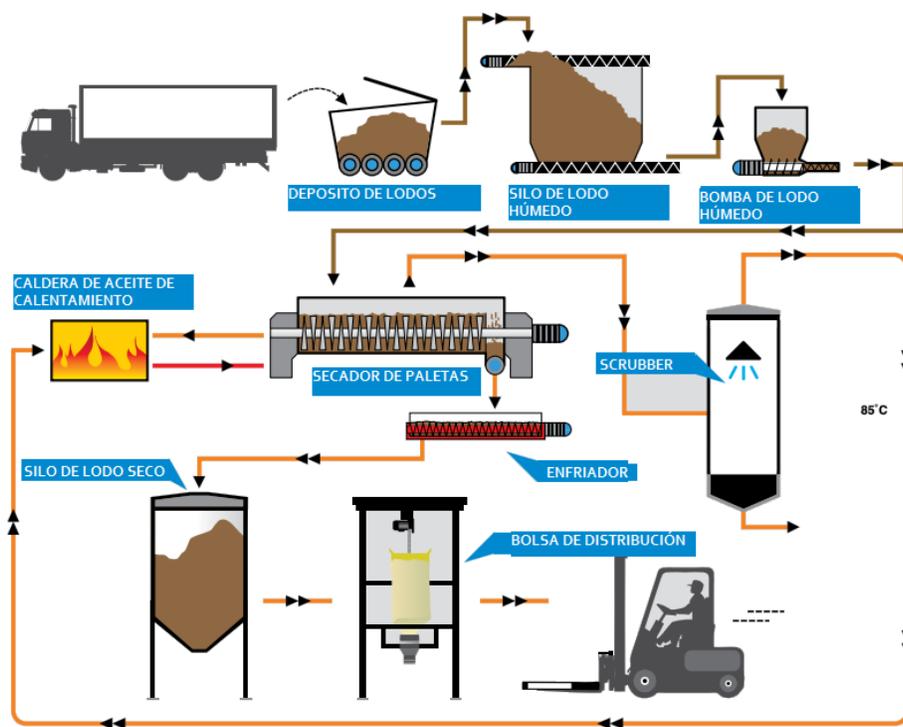


Figura 1.16. Línea de secado de lodos utilizando un secador indirecto de paletas marca Andritz Gouda (Gouda Processing Solutions, 2017)

Cuadro 1.4. Criterios de selección para secadores indirectos (Tomado de Mujumdar, 2015)

Tipo de secador	Platos (Discos)	Tambor	Tumbling	Vibrante	Cónico	Superficie delgada	Paletas	Mezclador-Amasador
Requerimiento								
Continuo	3	3	0	3	0	3	3	3
Discontinuo	0	0	3	0	3	0	3	3
Vacío	3	2	3	3	3	3	3	3
Superficie de secado alta	2	1	1	1	2	2	2	3
Capacidad específica alta	2	3	1	3	2	3	2	3
Materiales								
Quebradizo	3	0	3	3	3	2	3	3
Fluido	0	3	0	0	0	3	1	3
Viscoso/pastoso	0	3	0	0	0	0	1	3
Con corteza	0	3	0	0	0	1	2	3
Procesamiento								
Mecánico	3	3	3	1	3	2	2	2
Térmico	2	1	1	2	2	3	1	1

1.7.2.3. Secadores Solares

Como en muchos escenarios ingenieriles actuales, usar el sol como fuente de calentamiento resulta una opción importante a considerar, tanto desde el punto de vista económico como de impacto ambiental. A pesar de esto, contrario a los otros métodos de secado anteriormente citados donde las condiciones de secado son constantes, la cinética de secado solar presenta variaciones importantes, ya que las condiciones de operación cambian con el tiempo (Bennamoun, 2012).

El diseño de los secadores solares para lodo se basa en un invernadero de cierto largo y altura con una superficie diseñada para soportar las cargas mecánicas específicas. El secador puede ser o no techado; respecto a esto, un estudio hecho por Kamil Salihoğlu et al. (2007), sugiere que los secadores solares techados tienen ventaja frente a los no techados, tanto en verano como en invierno, ya que se controla la propagación de patógenos y se contienen los lodos en un área más aislada. En el trabajo de Slim et al.

(2008) , se propone la construcción de un invernadero para secado de lodos con un sistema de calentamiento externo para potenciar el secado especialmente en el periodos de condiciones climáticas no favorables. El sistema de calentamiento consiste de dos procesos: calentamiento de una corriente de aire antes de la entrada a los ventiladores del invernadero y calentamiento de suelo del invernadero usando agua de la misma planta residual. Otro alcance sobre el tema del calentamiento externo lo presenta Kamil Salihoglu et al. (2007), donde utiliza para calentar el suelo del invernadero, agua, calentada a partir de dos colectores solares.

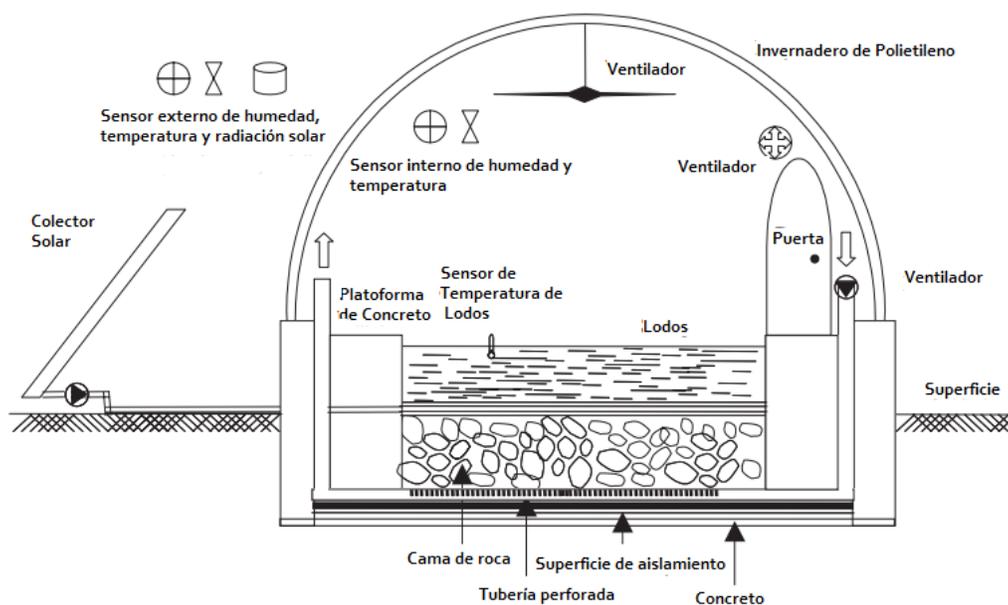


Figura 1.17. Vista esquemática de un invernadero solar con colectores solares (Kamil Salihoglu et al., 2007)

1.8. Experiencia en secado de lodos para países latinoamericanos.

En Estados Unidos, Europa y Asia donde la mayoría de tecnologías de tratamiento de lodos se desarrollan, es usual encontrar un proceso de tratamiento térmico de lodos para su posterior aprovechamiento en sus diversas formas (Lu et al., 2012). A continuación se mencionan algunas de las más recientes aplicaciones de secado de lodos en PTARs latinoamericanas.

1.8.1. PTAS en Managua Nicaragua

La Planta de Tratamiento de Aguas Servidas (PTAS) en Managua tiene como objetivo principal tratar las aguas servidas de Managua y sus alrededores para entregar agua tratada al lago Managua y detener la contaminación del mismo. El caudal promedio de diseño de la planta es de 2113 L/s y el caudal instantáneo hasta de 3441 L/s. El sistema de tratamiento de lodos, trata lodo primario y secundario (proveniente del sistema de filtros percoladores). Después de un deshidratado mecánico (que lleva los lodos a un contenido de sólidos secos de mínimo+ 28 %) se envían los lodos a 5 naves de secado solar, donde se secan los lodos por períodos entre 14-22 días dependiendo de la estación en la que se encuentren. El producto que se recupera es biosólido clase A, según la normativa EPA (2006) para biosólidos provenientes de plantas depuradoras y la planta lo comercializa como un mejorador de suelos bajo la marca Biósólido Xolotlan (PTAS Managua, 2016)

1.8.2. PTAR Bello y San Fernando en Medellín

En el 2015 se emitió un cartel de licitación para el proyecto de instalar un secador térmico para los lodos de las PTAR municipales de Medellín y San Fernando cuya

Cuadro 1.5. Producción de biosólido Xolotlan (PTAS Managua, 2016)

	Entrada Lodos	Salida de Biosólido
% SS	30	96
m ³ /mes	2300	800
t d ⁻¹	107	37,3

producción de lodo deshidratado es de 310 ton/día y 90 ton/día respectivamente. El lodo es una mezcla de lodo primario y secundario con una cantidad promedio de sólidos secos 28 %. Se espera que el lodo quede con al menos 90 % de sólidos secos para conseguir biosólidos Clase A. La empresa Alemana HUBER (a la que se le adjudicó la construcción del proyecto) propuso un sistema de secado directo en banda. El sistema es un acople en paralelo de tres líneas de dos bandas cada una, y funciona a bajas temperaturas. El suministro de energía para calentar el aire es por medio de hornos de biogas y recuperación energética en la misma planta (HUBER Latinoamérica, 2017). El sistema aún está en proceso de construcción.

1.8.3. PTAR Dulces Nombres en Nuevo León, México

Esta planta se encuentra ubicada en el kilómetro 2.5 de la carretera Pesquería-Dulces Nombres en el municipio Pesquería de Nuevo León México. Su operación fue iniciada en 1996 y recientemente tuvo una ampliación en su capacidad operativa, aumentando el flujo de 5000 a 7000 L/s (Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey, 2014). El día 12 de noviembre del 2013 se tomó el acuerdo de emitir una convocatoria pública abierta para la construcción y operación de una planta de secado de lodos térmica de baja temperatura adecuada para la disposición final de los biosólidos (Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey, 2014) . La empresa a la que se le adjudicó la construcción se llama BIEECO. Ésta, propuso un sistema de secado directo en banda transportadora con pelletizadora al final del túnel. El sistema utiliza para calentar el aire, biogas y

recuperación energética de la misma planta. Está diseñada para tratar 400 ton diarias de lodo al día (Herrera, 2017). La planta aún no está construida.

1.9. Usos y disposición de biosólidos

Según el *Reglamento para el manejo y disposición final de lodos y biosólidos* (2015) Decreto Ejecutivo N° 39316-S, el tratar los lodos previo a su disposición es la obligación última de toda planta o proceso de saneamiento de aguas que produzca biosólidos. El uso y la disposición de estos biosólidos se presenta como una condición controlada dentro del marco legal, más supone una decisión técnica y económica, no vinculante, para los productores de biosólidos. En el decreto se señalan los posibles usos que se le pueden dar a los biosólidos (que representan el común denominador actual para el uso de biosólidos mundial): disposición en rellenos sanitarios, acondicionamiento de suelos y como combustible alterno.

Lo cierto es que en el país, el uso, se restringe casi exclusivamente a la disposición de lodos en rellenos sanitarios (principalmente por el costo involucrado en la producción de biosólidos clase A para aplicaciones agrícolas o en la inversión de plantas de producción energética que usen biosólidos, incluidas las regulaciones específicas en la generación de gases). Aún así, a nivel mundial es conocido que, el potencial de la incorporación de los biosólidos en aplicaciones fuera de la disposición en rellenos sanitarios, representa un gran potencial para el desarrollo humano, tecnológico y sobre todo para el mejoramiento ambiental. Es por esto, que muchos países han optado por invertir en usar los biosólidos y no limitarse a disponerlos (Fytili and Zabaniotou, 2008).

En el Cuadro 1.6 , se muestra a grandes rasgos, el nivel de rentabilidad en el uso de los biosólidos en diferentes aplicaciones con respecto a su nivel de secado.

Se dice que el mayor problema de disponer biosólidos en rellenos sanitarios tiene que

Cuadro 1.6. Funcionalidad de los biosólidos respecto a su nivel de secado (Flaga, 2005)

Método de Utilización	30-40 %	60-90 %	Arriba 90 %
Agricultura	No rentable	Rentable	Rentable
Incineración	Rentable 30-35 %	No Rentable	Rentable si se mezcla con lodo deshidratado
Co-Incineración	No rentable	Rentable	Rentable

ver con el hecho que la capacidad de los rellenos de aceptar los biosólidos disminuye con el tiempo; y buscar lugares adecuados donde se puedan construir nuevos rellenos son limitados y siempre significa un costo ambiental alto (Werther and Ogada, 1999).

1.9.1. Incineración

La incineración se mantiene como uno de los métodos más atractivos frente a la disposición en rellenos sanitarios. Un proceso común de incineración se muestra en la Figura 1.18. Esta tecnología, en términos de ingeniería, eficiencia energética e integración al proceso de tratamiento ha avanzado mucho en los últimos años (Fytily and Zabaniotou, 2008).

Dentro de las ventajas de incineración se pueden citar (Fytily and Zabaniotou, 2008).

- Reducción del volumen del hasta en un 10 % del lodo seco.
- Destrucción térmica de compuestos orgánicos tóxicos.
- Producción energética viable, ya que el poder calorífico de los biosólidos es comparable con el del lignito.
- Se elimina casi por completo la generación de olor.

Aún así se dice que el proceso de incineración no constituye una solución completa ya que alrededor del 30 % de los biosólidos secos se termina convirtiendo en ceniza, que es necesario verterla en un relleno sanitario y puede significar un foco de contaminación importante y es necesario invertir en un control estricto de emisión de gases (Fytili and Zabaniotou, 2008).

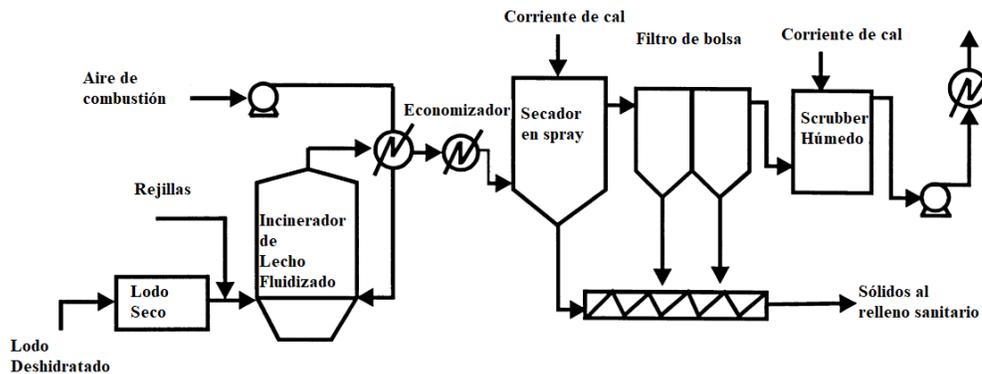


Figura 1.18. Diagrama de flujo de la planta de incineración de lodos secos en RoundHill (Werther and Ogada, 1999)

1.9.1.1. Tecnologías de incineración-combustión

- **Mono-incineradores:** Son los más comunes, pueden ser hornos de lecho fluidizado o horno de pisos verticales (*Multiple-Hearth Furnace*). Las dimensiones de los hornos de pisos para mono-incineración de biosólidos suelen ser de 8 m de diámetro y 14 m de altura con 14 pisos. Tienen como desventaja que usualmente necesitan una fuente de energía externa para la combustión del material.
- **Co-incineración:** Es posible co-incinerar o co-combustionar lodos con desechos municipales, carbón, biomasa y otros residuos orgánicos. Puede ser una opción viable, cuando diseñar un sistema específico para lodos puede significar muchos costos para la planta. Algunas de las rutas más comunes para este proceso se

muestran en la Figura 1.19.

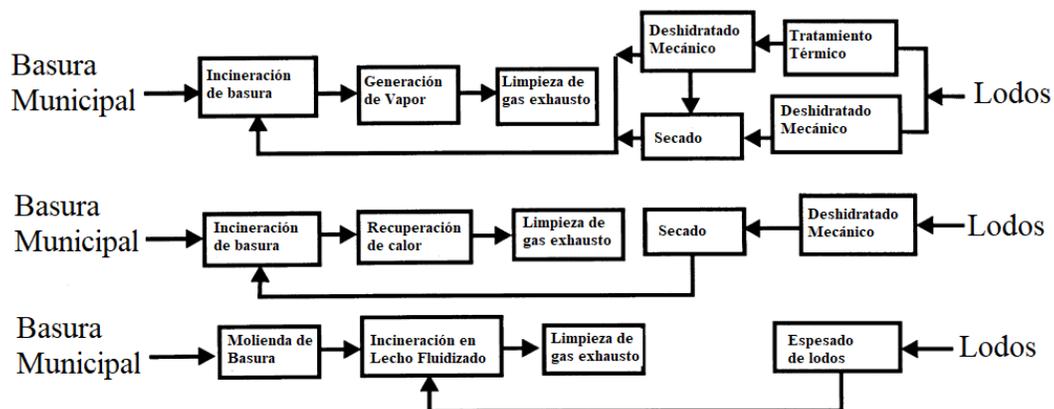


Figura 1.19. Principales rutas para la co-combustión de biosólidos con desechos municipales (Werther and Ogada, 1999)

1.9.2. Uso como abono orgánico y fertilizante

La aplicación de biosólidos en terrenos agrícolas como abono orgánico se mantiene como la opción más común de utilizar los biosólidos frente al vertido en rellenos sanitarios. Se conoce desde hace mucho tiempo que el lodo de aguas residuales es rico en nitrógeno y fósforo (como resultado de los procesos naturales de nitrificación y desnitrificación del tratamiento de aguas), lo que lo convierte en un fertilizante beneficioso. A pesar de esto, la regulación con respecto a la composición del lodo para aplicación en suelos agrícolas ha de ser estricta ya que el lodo puede contener elementos metálicos que pueden ser perjudiciales si entran en la cadena alimenticia humana (Metcalf & Eddy, Inc, 2004). Un inconveniente técnico del uso de biosólidos radica en la estacionalidad de las cosechas, que requieren que los biosólidos se almacenen, lo que evidentemente añade un costo más al proceso (Fytili and Zabaniotou, 2008).

Existen muchas normas alrededor del mundo en las que se especifican ciertas condiciones a la hora de usar biosólidos como abono orgánico. Las recomendaciones principales son con base en: la permeabilidad del suelo, la profundidad del manto freático, la pendiente del terreno, el pH y la capacidad de intercambio catiónico (Salazar et al., 2003). Según la norma 305 de aplicación de biosólidos en los Estados Unidos, las diferentes restricciones de aplicación de biosólidos en terrenos de cultivo y recreativo tiene que ver con el nivel de contacto de los biosólidos con productos de consumo humano. En el Cuadro 1.7, se muestran distintas situaciones con su restricción específica en el uso de biosólidos.

Cuadro 1.7. Restricciones en condiciones de aplicación de biosólidos de acuerdo a la norma de los EUA 305 (EPA, 1994)

Situación	Restricción
Frutos con partes comestibles en contacto con la mezcla suelo-biosólidos	Cosechar después de 14 meses de aplicación de biosólidos.
Frutos con partes comestibles en aplicación subterránea	Si la incorporación se realiza a los 4 meses o más después de la aplicación de los biosólidos: Cosechar después de 20 meses de la aplicación. Si la incorporación se realiza antes de los 4 meses después de la aplicación de los biosólidos: Cosechar después de 38 meses de la aplicación.
Cultivos comestibles, forrajes y fibras	Cosechar después de 30 días de aplicados los biosólidos.
Pastos para forraje	Pastar ganando después después de 30 días de aplicados los biosólidos.
Sitios con alto potencial de acceso público(parques)	Restringir el acceso por un año después de aplicados los biosólidos.
Sitios con bajo potencial de acceso público (tierras de cultivo)	Restringir el acceso por 30 días después de la aplicación de los biosólidos.

1.9.3. Procesos alternativos

Algunos procesos alternativos de uso de biosólidos se realizan a escala piloto o se manejan como posibilidades en el marco de la investigación académica. Dentro de los más estudiados están (Fytili and Zabaniotou, 2008):

- **Oxidación húmeda:** Se toma el lodo húmedo y se somete a un proceso intensivo de temperatura y presión, que resulta finalmente en la degradación de la materia

orgánica. La cual se hidroliza, oxida y se convierte en dióxido de carbono, agua y nitrógeno.

- **Pirólisis:** El lodo seco se calienta a altas temperaturas, 300 - 900 °C en una atmósfera inerte. Frente a la incineración y combustión presenta ventajas en cuanto a la producción de gases no condensables en menor concentración y menor generación de cenizas con posible contaminación de metales pesados.
- **Gasificación:** Proceso en el cuál el contenido de carbono de los biosólidos secos se convierte en un gas combustible con alta eficiencia. Normalmente se acopla al proceso de pirólisis, como el aprovechamiento del gas producido, para producción eléctrica.
- **Uso de cenizas de biosólidos como agregado a mezclas de concreto:** Varios estudios han demostrado la mejora de las propiedades mecánicas de concretos al que se le adicionan cenizas de biosólidos (producto de la incineración) , así como el uso de biosólidos secos como combustible alternativo para el horno de clinker (Kääntee et al., 2004).

Capítulo 2

Descripción del sistema de tratamiento de lodos de la PTAR Los Tajos

La Planta de Tratamiento de Aguas Residuales Los Tajos es parte del *Proyecto de Mejoramiento Ambiental del Área Metropolitana de San José*, el cual tiene como iniciativa primordial rehabilitar el sistema de redes de alcantarillados de los 11 cantones principales de San José (con más de 200 km de nuevas interconexiones) y dar tratamiento a estas aguas, con el fin de disminuir la contaminación que es vertida directamente a los ríos y quebradas del Área Metropolitana. Los Tajos se encuentra ubicada diagonal a SINART en la Uruca, sobre la entrada principal a la Carpio. El diseño y la puesta en marcha de la planta se le adjudicó a la empresa española de ingeniería Acciona Agua S.A.U. (FuturENVIRO, 2015).

A partir del 1 de agosto del 2015 Acueductos y Alcantarillados asumió la operación de la línea de aguas y el 3 de marzo del 2016 la línea de lodos.

Específicamente, el planeamiento de la construcción de la planta se dividió en tres etapas;

- **I Etapa (La que opera actualmente):** Incluye pretratamiento (remoción de sólidos gruesos, finos, arena y grasas y aceites), tratamiento primario (sedimentadores lamelares) y tratamiento de lodos.
- **Etapa Intermedia (Aún no construida):** Se diseñó un sistema de lodos activados en tanques rectangulares como tratamiento biológico y un sistema de

espesamiento para los lodos biológicos de purga. Su construcción deberá estar finalizada para el 2025.

- **II Etapa:** Consistirá en duplicar las unidades de la primera etapa, para sobrellevar el aumento en el caudal de entrada.

Cuadro 2.1. Variaciones de caudal de entrada de diseño a la PTAR Los Tajos de acuerdo a la etapa de construcción del proyecto

Caudal	Etapa I	Etapa Intermedia	Etapa II
Caudal promedio diario / (m ³ /s)	2,81	2,81	4,26
Caudal máximo diario/(m ³ /s)	3,45	3,45	5,22
Caudal máximo horario/ (m ³ /s)	4,86	4,86	7,35

Para efectos de este proyecto se hará, exclusivamente, una descripción de la línea de tratamiento de lodos ya que representa el objeto de esta investigación.

2.1. Tratamiento de lodos PTAR Los Tajos

Según los estimados de diseño hechos por la empresa Acciona Agua el sistema de tratamiento tiene una capacidad de espesar un caudal de lodos de 1 689,8 m³/d o 44 244 kg/d para la primera etapa. El sistema se conforma de una zona de tamizaje, dos espesadores, un depósito de homegenización de lodos, dos digestores anaerobios, un tanque tampón, tres centrifugas de deshidratación de lodos y dos silos de almacenamiento (FuturENVIRO, 2015).

2.1.1. Entrada al sistema de tratamiento de lodos

El flujo de lodos que entra al sistema proviene de los sedimentadores . En el fondo de estos equipos, el lodo sedimentado se concentra por medio de rasquetas en un decantador

de 20 m de diámetro. Una parte del lodo primario decantado se recircula al sistema para mejorar el funcionamiento de los sedimentadores. Para recircular se cuentan con tres bombas centrífugas horizontales cuyo caudal unitario es de $330 \text{ m}^3/\text{d}$ y están provistas de un variador de frecuencia. Actualmente la recirculación no se utiliza por el bajo flujo de agua que ingresa a la planta.

El lodo restante (o en exceso) se envía al tratamiento de lodos por medio de cuatro bombas de tornillo de la marca Netzsch. Las características de estas bombas se especifican en el Cuadro 2.2 .

Cuadro 2.2. Características generales de bombas de lodo sedimentado a tratamiento de lodos

Característica	Etapa I	Etapa II
Unidades	4	6
Unidades de reserva	2	3
Caudal unitario $/(m^3/s)$	60	60
Altura de impulsión	20	20

2.1.2. Tamizado

Los lodos primarios que se bombean, se alimentan inmediatamente a un equipo de tamizado. El tamizado o desbaste de lodos, como se mencionó en el capítulo anterior, tiene como finalidad eliminar sólidos y fibras que puedan afectar al proceso subsiguiente, especialmente la digestión bacteriana. En la planta se cuenta con tres tamices marca HUBER, modelo Stainpress en paralelo (uno por cada bomba de tornillo), a cada tamiz se alimenta el flujo de lodos por una boca en la parte inferior del equipo y a la salida se tienen dos flujos, uno de lodos tamizados (que continua hacia los espesadores) y otro de sólidos retenidos, los cuales son transportados por un tornillo hasta la zona de prensado donde se recolectan y se depositan en un contenedor para su disposición final. Algunas

características de diseño de los tamices se especifican en el Cuadro 2.3.

Cuadro 2.3. Características de diseño de los tamices del sistema de tratamiento de lodos

Característica	Valor de diseño
Capacidad	30-60 m ³ /s
Contenidos de sólidos secos de entrada	3-5 %
Máxima presión interna permisible	300 kPa
Máxima presión de operación	120 kPa
Diámetro de tambor	1000 mm
Paso de malla	5 mm

Los tamices de la planta tienen la particularidad que pueden trabajar en continuo ya que el material es separado a presión (no siendo necesaria la limpieza periódica del equipo) y el tornillo prensa se acciona de acuerdo a la resistencia de la torta, lo que permite trabajar con lodos que tengan variaciones significativas en el % SS. Se cuida que el equipo no sobrepase un contenido de sólidos secos de 5 % a la entrada de los tamices para lograr condiciones de operación mecánicamente y energéticamente estables.

2.1.3. Espesamiento y homogenización

La planta cuenta con dos espesadores de 17 m de diámetro y 967 m³ de volumen efectivo de la marca Prammar. Cada espesador es un tanque agitado por una rasqueta con descenso progresivo automatizado (esto con el fin de evitar problemas a la hora de posibles aumentos en la concentración del lodo espesado). Los tanques tienen una cúpula esférica de lámina de aluminio que tiene una conexión directa al sistema de tratamiento de olores, con el fin de evitar malos olores en la planta. Respecto a las condiciones de operación de diseño, estas se resumen en el Cuadro 2.4.

Del espesador se extraen los lodos por gravedad hacia un depósito de homogenización a través de tubería 150 mm de diámetro. Se estima que la purga diaria desde espesadores (

Cuadro 2.4. Valores de diseño para condiciones de operación de los espesadores con flujo máximo de lodos para la I Etapa

Característica	Valor de diseño
Superficie de espesamiento	454 m ²
Carga hidráulica	1 m ³ /(h m ²)
Carga másica	3-5 kgSS/m ² d
Máxima presión interna permisible	300 kPa
Concentración promedio de lodos de salida	6 %
Tiempo de retención por espesador	27 h

trabajando 7 días a la semana) es de 18 h. El depósito de homogenización es otro tanque agitado con un volumen de 166,4 m³. La agitación del depósito se realiza mediante un agitador sumergible marca Sulzer tipo hélice/turbina. Se estima que el tiempo de retención de diseño en el depósito es de 5,7 d (para la I Etapa). Cuando se complete la II Etapa el depósito recibirá tanto lodos espesados primarios como secundarios para su homogenización. Del espesador los lodos se bombean por tres bombas que introducen el lodo a los dos digestores. Estas bombas son de tipo helicoidal de alto rendimiento marca NETZSCH, con un caudal unitario de 16,6 m³/h .

2.1.4. Digestión

Los digestores anaerobios son de geometría esbelta con cúpula y base troncopiramidal, la cual tienen como ventaja principal frente a otras geometrías, que evita superficies de contacto y problemas de estancamiento del gas producido. Cada uno de los digestores tiene 22,5 m de diámetro y 24,9 m de altura total. El volumen efectivo de cada digestor es de 7100 m³ y cuentan con «*manholes*» de 800 mm de diámetro para facilitar el ingreso a ellos (FuturENVIRO, 2015).

Respecto a la operación del digestor, se estima una reducción de sólidos volátiles de

45% y un tiempo de residencia aproximado de 21 días en operación continua. Para homogeneizar los lodos en el digestor se requiere insuflar gas a presión a través de lanzas dentro del equipo. El caudal de gas de diseño necesario para la agitación de los digestores en condiciones de operación continua con el flujo máximo de entrada al sistema de tratamiento de lodos es de $668 \text{ m}^3/\text{h}$ para cada digestor. En este caso el gas se bombea utilizando compresores de gas de alta presión que inyectan el gas a través de 16 lanzas dentro de cada digestor con diámetros de cañas de 30 mm.

Para efectos de control del proceso, todas las operaciones hasta la digestión se conocen como línea de lodos. El diagrama de flujo de la línea de lodos se muestra en la Figura 2.1.

Lo que sigue a la línea de lodos, se conoce como línea de deshidratación e incluye el tampón, las centrífugas y los silos de almacenamiento.

2.1.5. Tampón

Este tanque recibe los lodos digeridos y sirve como tanque de espera entre la digestión y el proceso de deshidratación. El tampón es un tanque de 22,5 m de diámetro con una altura total de 6,78 m y un volumen efectivo de 2505 m^3 . Para mantener la consistencia del lodo y homogeneizar el contenido de sólidos secos una vez finalizada la digestión, se instalaron 3 agitadores en la base del tanque. Al igual que los espesadores, el tanque cuenta con una cubierta esférica de aluminio conectada al sistema de tratamiento de olores. Respecto al flujo máximo de diseño para la primera etapa en condiciones continuas se resumen los siguientes valores de operación para el Tampón en el Cuadro 2.5

Del tanque tampón el lodo se bombea a través de una tubería de purga de 200 mm hacia el proceso de deshidratación. Para esto se cuenta con tres bombas de rotor helicoidal

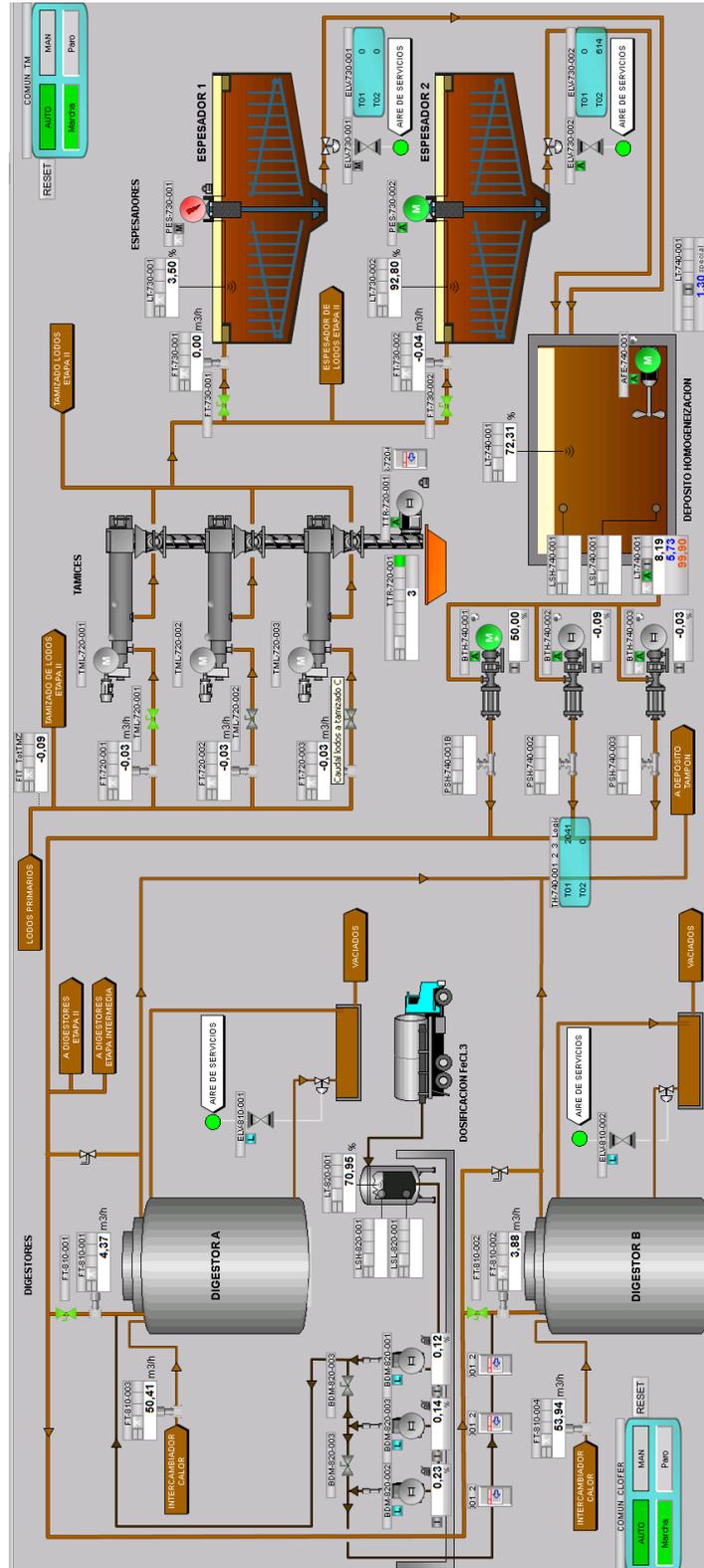


Figura 2.1. Diagrama de flujo para línea de lodos. Fuente: PTAR Los Tajos (2017)

Cuadro 2.5. Valores de diseño para condiciones de operación del depósito tampón con flujo máximo de lodos para la I Etapa

Característica	Valor de diseño
Tiempo de retención	85,4 h
Potencia para cada agitador	14 W/m ³

de alto rendimiento de la marca NETZSCH. El caudal mínimo de diseño de la bomba es de 20 m³/h. El proceso de deshidratación se programa para que funcione 18 horas por día.

2.1.6. Deshidratación

Para la deshidratación se cuenta con tres centrifugas en paralelo. Antes de la deshidratación se acondiciona el lodo químicamente con un polielectrolito catiónico para mejorar la separación del agua y los sólidos. El polielectrolito se prepara antes de mezclarlo con el lodo en un equipo automatizado, donde inicialmente se mezcla el polímero con agua, luego se madura y finalmente se dosifica a la entrada de la centrifuga. El equipo cuenta con dos agitadores sumergibles Marca Sulzer modelo RW650 y la bomba de dosificación del polímero preparado es una bomba centrifuga con un caudal máximo de 1,68 m³/h . Las centrifugas son de marca Alfa Laval, modelo Aldec G2-75, de acero inoxidable (AISI 316). Tienen una longitud de rotor de 1760 mm, 440 mm de diámetro y una velocidad máxima de rotación de 3800 rpm. Luego del deshidratado, el lodo se transporta a dos silos de almacenamiento de lodo deshidratado de 170 m³ de capacidad. Para el transporte del lodo se utiliza un tornillo transportador que lleva el lodo desde la centrifuga hasta los silos. Cada silo cuenta con una salida acoplada con tajaderas motorizadas que favorecen la extracción del lodo del silo hacia el camión recolector.

El diagrama de flujo de proceso que incluye el tanque tampón y las centrifugas se muestra en la Figura 2.2

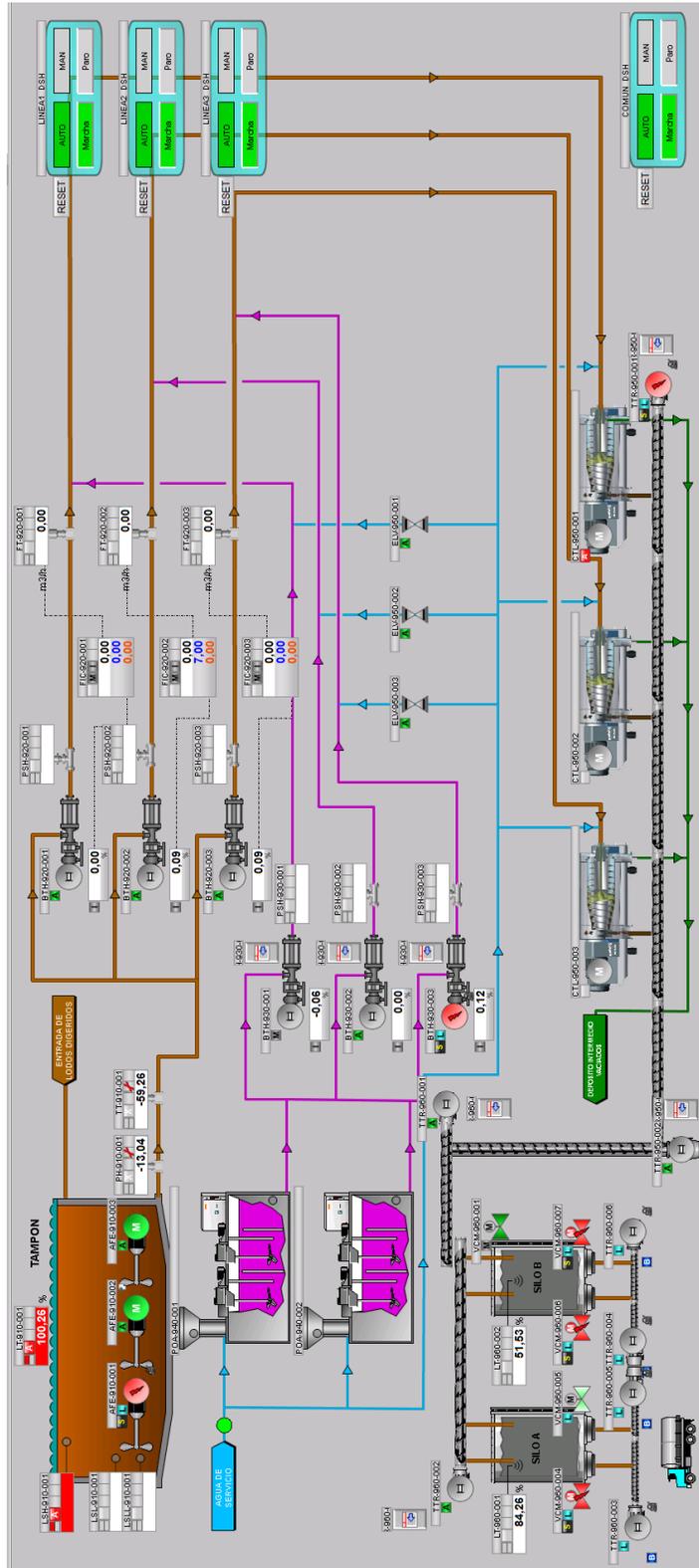


Figura 2.2. Diagrama de flujo para línea de deshidratación. Fuente: PTAR Los Tajos (2017)

Capítulo 3

Metodología

Para efectuar el diseño del secador se decide dividir el trabajo en cuatro partes esenciales:

1. Análisis cinético del lodo
2. Determinación del flujo de entrada al proceso de secado por diseñar
3. Selección de la tecnología
4. Diseño del secador

El análisis cinético del lodo, consiste en pruebas fisicoquímicas realizadas a muestras de lodo deshidratado de la PTAR Los Tajos. Estas pruebas se realizarán en el Laboratorio de la PTAR los Tajos y en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Universidad de Costa Rica. Respecto a la determinación del flujo de entrada al sistema de secado por diseñar, se utilizarán las bases de datos de los resultados de los análisis fisicoquímicos de la línea de lodos del Laboratorio y del sistema de Supervisión, Control y Adquisición de Datos (SCADA) de la PTAR Los Tajos. A continuación se plantean para cada parte esencial las rutas metodológicas a seguir:

3.1. Análisis cinético del lodo

1. Recolección de muestras

Para la toma de muestras en el silo de lodo deshidratado se busca obtener una

muestra representativa , por lo que se sigue un procedimiento de muestreo de la siguiente forma;

- a) Abrir el silo de deshidratación.
- b) Tomar al menos cuatro muestras de este, distanciadas en al menos 15 min cada muestra.
- c) En el Laboratorio de la PTAR Los Tajos, homogeneizar todas las muestras obtenidas y separar la mezcla homogeneizada en cuatro partes iguales (utilizando bolsas rotuladas).
- d) De las cuatro bolsas se utiliza una para la determinación del contenido de sólidos totales.

2. Determinación del contenido de sólidos totales del lodo

Este paso se realiza con la intención de tener un punto de comparación de la cantidad de sólidos máximos que puede alcanzar el eventual proceso de secado térmico.

Para determinar el contenido total de sólidos en el lodo deshidratado, se decide utilizar el procedimiento estandarizado de determinación del porcentaje de sólidos secos en el lodo (% SS) del Laboratorio de la PTAR. De forma resumida se especifican los pasos para efectuar la determinación.

- Llevar a masa constante tres cápsulas de porcelana, utilizando un horno a 105 °C, Marca: J.P. Selecta, Modelo: 2001242, teniendo como punto final una diferencia de ± 5 mg en el último decimal de la masa medida. La masa de las cápsulas se debe de tomar, utilizando una balanza analítica de al menos 4 cifras significativas (Se utiliza una balanza Marca: Sartorius, Mo-

delo: Practum224-1s) y antes de realizar cada medición se debe esperar a que la cápsula se enfríe en un desecador para evitar errores en la balanza por convección.

- Una vez establecido un valor certero de masa constante para cada cápsula, agregar la muestra de lodo deshidratado a la que se le quieren calcular los sólidos totales. Para esto se utiliza una espátula y se agregan aproximadamente 10 g a cada cápsula, medir la masa por diferencia en una balanza analítica.
- Una vez agregadas las tres muestras en las cápsulas colocar las tres al mismo tiempo en un horno de secado a 105 °C y dejar al menos 12 h.
- Una vez pasado el tiempo de secado, sacar del horno, esperar a que se enfríen y medir la masa por diferencia en la balanza analítica.
- El porcentaje final de sólidos secos se reporta como

$$\%SS = \frac{m_{\infty}}{m_0} \times 100 \quad (3.1)$$

Donde:

m_0 = masa humedad inicial, kg

m_{∞} = masa final después de secado completo, kg

- La incertidumbre del método se calculará utilizando la metodología planteada por Chacón Solano (2010, pp. 41-50).

3. Determinación de curvas de humedad

Para determinar las curvas de humedad y tener datos para ajustar el modelo cinético de acuerdo a la teoría antes mencionada, se planea utilizar la balanza de humedad de la Escuela de Ingeniería Química. Marca: Ohaus, Modelo: MB200.

- Para comparar el contenido final de sólidos secos y determinar el punto final del experimento, se ha de utilizar 10 g de la misma muestra de lodos a que se le determinó el % SS.
- Colocar muestra en la bandeja de aluminio de la balanza, con cuidado de distribuirla de forma uniforme en la superficie.
- Setear la balanza de tal manera que se corran tres experimentos distintos, a tres temperaturas distintas: 100, 115 y 120 °C hasta alcanzar masa constante visible en la prueba.

4. Selección del modelo cinético

A partir de las tres curvas de disminución de masa contra el tiempo a las tres temperaturas antes descritas, se ha de acoplar algunos de los modelos antes descritos según el criterio teórico antes mencionado con el objetivo de determinar la tasa de secado por unidad de área.

3.2. Determinación del flujo de entrada al sistema de secado

Para determinar el flujo de entrada de secado se decide hacer una comparación entre el balance de masa que realizó la empresa que diseñó la planta y un balance de masa general en el sistema de tratamiento de lodos, pero tomando en cuenta las condiciones operativas de la PTAR y resultados de análisis-físico químicos realizados por el Laboratorio de la PTAR Los Tajos en el período de enero a agosto del 2017. Para correr el balance de masa se considera adecuado utilizar la metodología planteada por (Romero Rojas, 2004, p. 758-768). A continuación se describe puntualmente cada uno de los pasos para la determinación del flujo de entrada.

1. Plantear los resultados de el balance de masa de diseño a partir de la memoria de

cálculo de la empresa diseñadora de la planta, suministrada por la dirección de la PTAR.

2. Realizar una estimación del flujo de entrada al sistema de tratamiento de lodos y compararlo con el esperado en el diseño previamente planteado. Para esto se utilizaran valores suministrados por el SCADA de la PTAR.
3. Analizar la variación de contenidos de sólidos secos y volátiles de los lodos a la entrada del sistema de tratamiento y a lo largo de los equipos del proceso y compararlo con lo esperado por la empresa de diseño. Tanto los valores medidos de sólidos secos y sólidos volátiles son parámetros que se tomaran de los resultados físico-químicos realizados por el Laboratorio de la PTAR durante los primeros 8 meses del 2017.
4. Dada la conclusión acerca del comportamiento del sistema de tratamiento de lodos, comparada con lo esperado por la empresa diseñadora, se vuelve a plantear el balance de masa pero considerando las variaciones específicas.

3.3. Selección de la tecnología

A partir de las condiciones de la PTAR incluida: la caracterización fisicoquímica del lodo, la capacidad energética, condiciones operativas, recurso humano, técnico, el análisis de flujo anterior y la bibliografía descrita se selecciona el secador más apto para la condición de la PTAR. Para la selección además se construirá un cuadro de puntuación para los mejores secadores y se calificaran algunas de las características más importantes que se consideren para seleccionar el equipo. La puntuación para cada característica será del 1 al 5 (donde 1 es inaceptable para el caso de la PTAR Los Tajos, 2 es poco adecuado para el caso de la PTAR Los Tajos, 3 es medianamente adecuado para el caso

la PTAR Los Tajos, 4 suficiente para el caso la PTAR Los Tajos y 5 óptimo para el caso la PTAR Los Tajos). Como no se tienen datos de la capacidad adquisitiva de la PTAR, al venir de una entidad estatal, se concentrará buscar el diseño más adecuado en términos: tecnológicos y de ahorro energético se eximirá por el momento de comparar económicamente las alternativas.

3.4. Diseño del Secador

Una vez seleccionado el secador se ha realizar el diseño del proceso seleccionado, utilizando tanto condiciones operativas presentes en la planta y suposiciones de diseño pertinentes. Cuando no se tengan parámetros reales se han de tomar valores adecuados según la literatura.

Capítulo 4

Análisis cinético del lodo deshidratado de la PTAR y determinación del flujo de entrada al sistema de secado

En el diseño de Ingeniería es conocido que los parámetros de operación de las plantas distan bastante de los supuestos de diseño. Por lo anterior, en este capítulo se pretende realizar: un análisis cinético de los lodos deshidratados con el fin de tener una caracterización más completa del material de entrada al sistema de secado y una estimación del flujo de salida de lodo deshidratado, a partir de un balance de masa general en el sistema de tratamiento de lodos de la PTAR, tomando en cuenta los parámetros físico-químicos de entrada del lodo analizados durante la operación de los primeros ocho meses del 2017.

4.1. Análisis cinético del lodo deshidratado

Como se especificó en la metodología, se determinó el contenido de sólidos secos totales para la muestra de lodo tomada de los silos de almacenamiento por triplicado, con esto se obtuvo un contenido promedio de sólidos secos de $(29,72 \pm 0,02) \%$ (en el cual la incertidumbre reportada es una incertidumbre expandida, calculada usando un factor de cobertura de 2, lo cual da un nivel de confianza de aproximadamente 95 %) , cálculo que se especifica en el Anexo C .

Utilizando este % de sólidos secos como porcentaje final de sólidos secos alcanzable para

las muestras de lodos tomadas de los silos, se realizaron las pruebas para determinación de las isotermas de secado en una balanza de humedad. Con esto se obtienen las tres isotermas presentadas en la Figura 4.1.

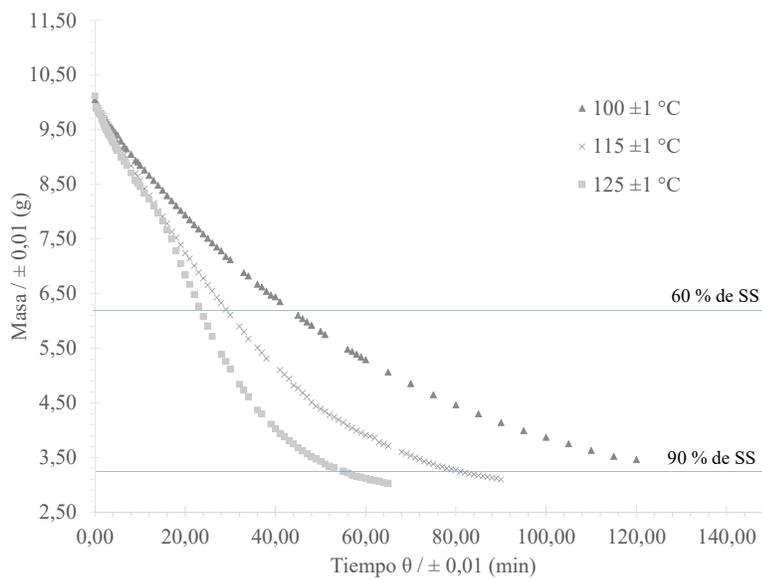


Figura 4.1. Isotermas de secado a tres temperaturas utilizando una balanza de humedad

Estas tres curvas muestran un comportamiento típico para las isotermas de secado. Se nota en el gráfico que para las tres curvas, cuando se alcanza aproximadamente el 60% de sólidos secos, la velocidad de secado disminuye hasta cercano a los 90% donde prácticamente el secado se mantiene constante. Este comportamiento coincide con las isotermas de secados de lodos de agua residual ordinaria realizadas por Zhu et al. (2012) en su estudio de eficiencia térmica de secado de lodos de agua residual ordinaria.

4.1.1. Selección del modelo cinético

Según las condiciones planteadas en la metodología para la prueba de secado realizada en la balanza de humedad, se prefirió utilizar el método de Qian et al. (2011) basado en el desarrollo de Levenspiel (1999) para determinar el mecanismo dominante en el secado y la energía de activación (Ecuaciones 1.10 a 1.18). El método de Reyes et al. (2004) se descartó ya que el control del espesor de la capa fue complicado en las condiciones de experimentación con las que se contaba.

En la Figura 4.2 se muestran que para las tres temperaturas de secado del lodo deshidratado, el modelo que presenta un mejor ajuste lineal es donde la reacción es controlada por la superficie, esto concuerda con el resultado obtenido por Qian et al. (2011).

4.1.2. Cálculo de la energía de activación

Con el modelo seleccionado, se prosiguió a realizar la regresión lineal respectiva del modelo de control de la reacción de superficie con el fin de determinar un valor experimental de τ . En la Figura 4.3 se muestran las regresiones para cada una de las temperaturas, la pendiente en este caso representa τ .

Una vez determinadas las τ respectivas se prosigue a ajustar la Ecuación 1.17, Figura 4.4, para poder establecer un valor experimental de la energía de activación E .

Ajustando el modelo, se encuentra que el valor de E es de 48,63 kJ/gmol y el de Z es de $3,09 \times 10^{-5}$ min. Este valor de E es un valor está 13 kJ/gmol y 18 kJ/gmol por encima de los reportados, respectivamente, por Zhou and Jin (2016) y Qian et al. (2011), mas está dentro del rango reportado para lodos deshidratados de PTARs que está normalmente entre 2,98 y 58,9 kJ/gmol según Qian et al. (2011). En su artículo Zhou and Jin (2016) menciona además que este valor depende del tipo de tratamiento que se le de al agua residual de donde provienen los lodos, lo cual influye en la comparación acá planteada ya

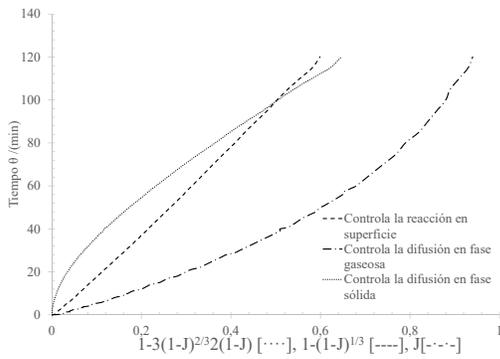
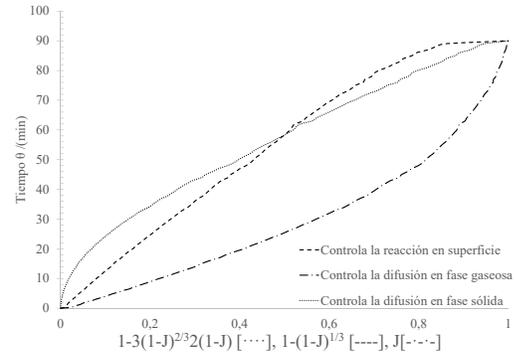
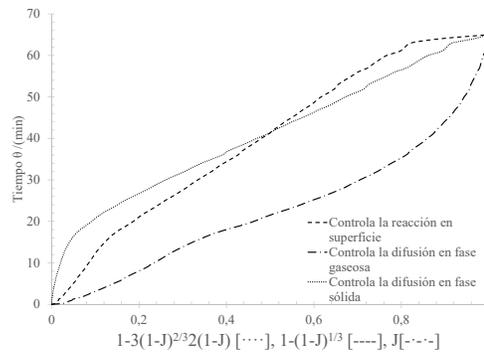
(a) Prueba de secado a $100 \pm 1^\circ\text{C}$ (b) Prueba de secado a $115 \pm 1^\circ\text{C}$ (c) Prueba de secado a $125 \pm 1^\circ\text{C}$

Figura 4.2. Gráficas de J (conversión de secado) contra θ para tres temperaturas distintas

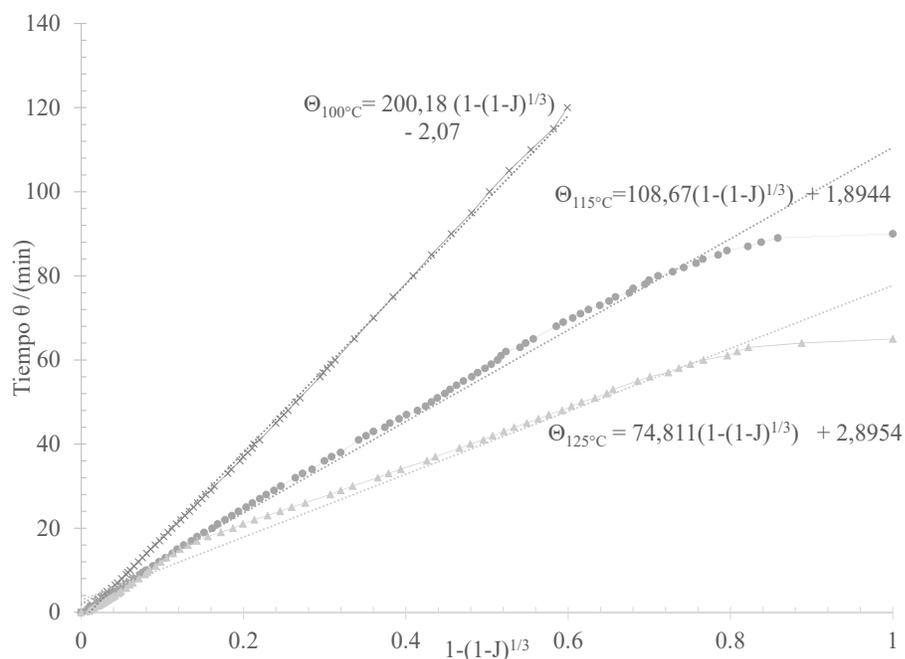


Figura 4.3. Regresión lineal de acuerdo al modelo cinético de control de superficie para partículas sólidas

que ambos trabajos consideran mezclas de lodos primarios y secundarios provenientes de PTARs municipales de aguas residuales ordinarias y no se tiene una referencia de energía de activación para lodos exclusivamente primarios de PTARs municipales de aguas ordinarias.

Respecto a las suposiciones del modelo, se considera que a pesar de que se ha probado por Qian et al. (2011) que el lodo se puede modelar como esferas, se cree que se necesitan más argumentos para poder afirmar esta aseveración (partiendo de que todo el desarrollo del modelo se basa en la geometría de las partículas). Para este caso específico, el parámetro de la difusividad a través de la capa fina, del modelo del Reyes et al.

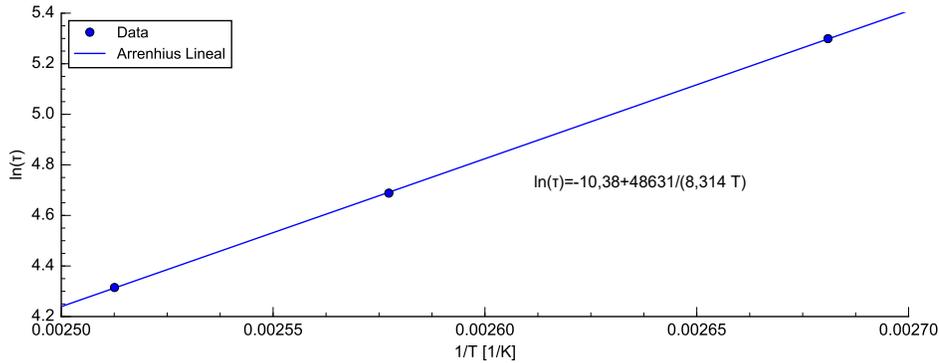


Figura 4.4. Regresión lineal de acuerdo al modelo cinético de control de superficie para partículas sólidas

(2004) podría ser un dato valioso para la confirmación del modelo escogido. Aún así se considera que el valor de E encontrado es suficiente para el alcance de este capítulo.

4.1.3. Elaboración de curvas de velocidad de secado

Con el modelo del control de superficie ajustado, y a partir del cálculo de E y Z de la regresión lineal de la Figura 4.4, se puede calcular la velocidad con la que disminuye la conversión J con el tiempo utilizando la Ecuación 1.18.

Como J no es una variable tan usual en el análisis de la velocidad de secado, se propuso expresar el modelo en términos de X (humedad en base seca) para poderlo analizar según lo planteado en la Sección 1.5.3. El valor de J , el cual se definió en la Ecuación 1.10, se puede correlacionar con X (definido según la Ecuación 1.2) de la forma;

$$J = - \left(\frac{X}{\frac{m_0 - m_\infty}{m_\infty}} - 1 \right) \quad (4.1)$$

Si se toma que;

$$\alpha = \frac{m_0 - m_\infty}{m_\infty} \quad (4.2)$$

La Ecuación 4.1, se expresa como;

$$J = -\left(\frac{X}{\alpha} - 1\right) \quad (4.3)$$

Ahora, expresando la Ecuación 1.11 y derivándola respecto a X se obtiene la siguiente derivada

$$\frac{d\theta}{dX} = -\frac{\tau}{3\alpha} \left(\frac{X}{\alpha}\right)^{-2/3} \quad (4.4)$$

Con esto se tiene que la inversa de la derivada en la Ecuación 4.4 (Anexo ??) es entonces;

$$\frac{dX}{d\theta} = -\frac{3\alpha}{\tau} \left(\frac{X}{\alpha}\right)^{2/3} \quad (4.5)$$

Si a la Ecuación 4.5, se divide entre el área de secado (la cual se calculó a partir del escalamiento de la Figura 4.5 y es cercana a $0,001379 \text{ m}^2$) y si se toman los valores calculados de $E= 48,63 \text{ kJ/gmol}$, $Z=3,09 \times 10^{-5} \text{ min}$, $m_{\text{inf}}=2,98 \times 10^{-3} \text{ kg}$ y $\alpha= 2,36$, se pueden tener valores el flux de variación de humedad en base seca vs X para cada temperatura de secado.

En la Figura 4.6, se observa que entre más alta la temperatura la pendiente de la curva es más pronunciada, lo que indica una velocidad de secado mayor conforme aumenta la temperatura. La forma de las curvas coincide con las descritas por Léonard et al. (2004), donde no existe período de secado constante, ni de decrecimiento lineal, debido a que al tratarse de lodos deshidratados, toda el agua libre ya fue eliminada por la centrífuga. Se muestra además que cercano a $0,015 \text{ kg/kg}$ sólidos secos, el flux de secado decrece

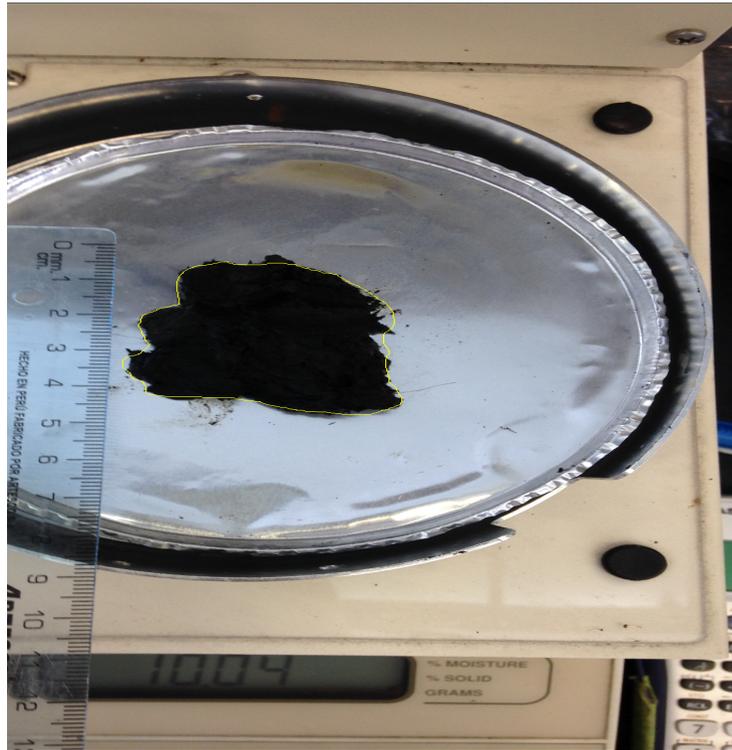


Figura 4.5. Área de secado para pruebas con lodo deshidratados de silos provenientes de la PTAR Los Tajos

casi asintóticamente por lo que se toma esta como la humedad en el equilibrio.

4.2. Estimación del flujo de entrada al sistema de secado

Como se mencionó anteriormente, en marzo del 2016 el AyA asumió la operación del sistema de tratamiento de lodos de la PTAR Los Tajos, antes de esta fecha se encontraban en etapa de puesta en marcha y transferencia de conocimiento por parte de ACCIONA . Esto implica que desde este momento se tienen datos operativos y de control respecto al lodo en cada una de las etapas del proceso.

Cabe recalcar que aunque el sistema de lodos esté terminado, el flujo de entrada de agua a la PTAR presenta aumentos paulatinos respecto a las conexiones de tuberías

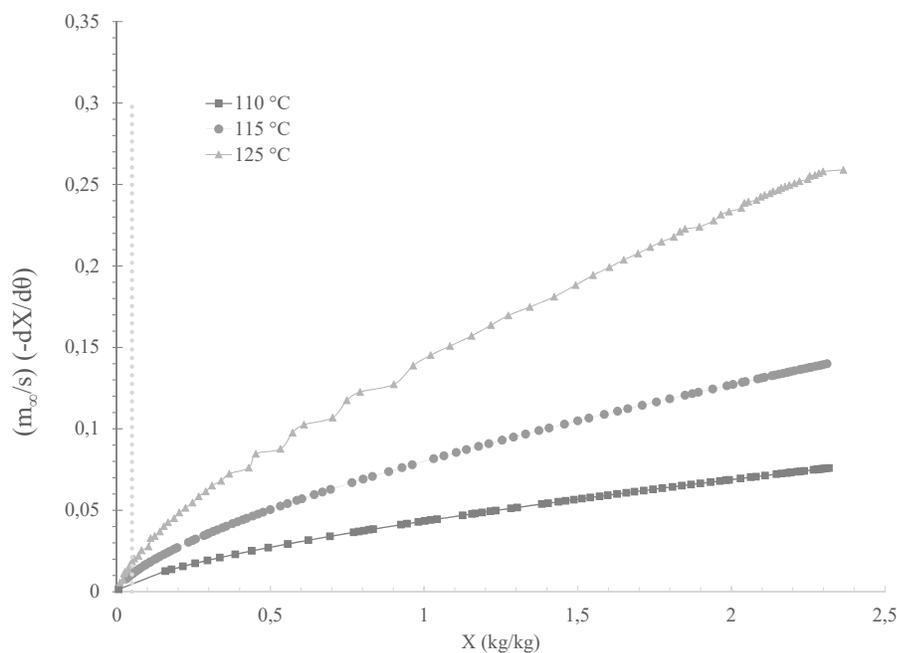


Figura 4.6. Flux de secado frente a la humedad en base seca

que se hacen a la nueva red de alcantarillados. Para efectos de diseño de la planta, ACCIONA, realizó sus cálculos partiendo de suposiciones respecto a las condiciones de entrada de agua esperadas en la planta y ajustando el dimensionamiento a los valores máximos. En el Cuadro 4.1, se presenta el balance de masa del sistema de tratamiento de lodos con los parámetros de diseño asumidos por la empresa constructora.

Tomando como base el balance de masa presentado anteriormente se consideró que, comparativamente, lo más adecuado es analizar los parámetros operativos con el fin de contrastarlos con los supuestos estimados en el Cuadro 4.1,

El análisis a continuación parte de los datos operativos obtenidos de enero a agosto del 2017, ya que en conjunto representan una base de datos más constante y completa. Se

Cuadro 4.1. Balance de masa realizado por ACCIONA utilizando parámetros supuestos de diseño

Parámetro	Valor supuesto por ACCIONA
Flujo de diseño entrada al espesador /(m ³ /d)	1689,75
Porcentaje de sólidos volátiles/(%)	66,67
Densidad relativa del lodo primario	1
Porcentaje de humedad/(%)	97,50
Flujo másico de Sólidos Volátiles/(kg/d)	28 165
Flujo másico de Sólidos Fijos/ (kg/d)	14 080
Flujo másico de Sólidos Totales/ (kg/d)	42 245
Después del espesador	
Porcentaje de humedad/(%)	94
Flujo de espesados/(m ³ /d)	704
Flujo de líquido sobrenadante/(m ³ /d)	986
Después del digestor	
Porcentaje de sólidos volátiles de salida/(%)	45
Flujo másico de Sólidos Volátiles eliminados/(kg/d)	12 674
Flujo másico de Sólidos Volátiles restantes/(kg/d)	15 491
Flujo másico de Sólidos Totales/(kg/d)	26 571
Porcentaje de humedad a la salida del digestor/(%)	95,8
Después de la centrifuga	
Humedad de salida según diseño/(%)	75
Flujo másico de sólidos de salida/(kg/d)	118 280
Flujo másico de sólidos de salida/(t/d)	118,280

analizaran puntualmente los siguientes aspectos de operación para estimar el balance de masa:

- Flujo de entrada al tratamiento de lodos.

- Variación en el contenido de sólidos a la entrada del tratamiento.
- Variación en contenido de sólidos secos y volátiles en el Tanque de Homegenización, Digestores y Tanque Tampón.

4.2.1. Flujo de entrada al tratamiento de lodos

En la Figura 4.7a y Figura 4.7b se muestra, respectivamente, la variación de caudal promedio a la entrada de la PTAR y el flujo promedio de purga al sistema de tratamiento de lodos. Respecto a las variaciones a lo largo de los meses queda claro que en el mes de mayo, el caudal sufrió un aumento drástico de casi $1500 \text{ m}^3/\text{h}$ (que en la purga se representó como un cambio cercano a $1 \text{ m}^3/\text{h}$). Si se observa el Cuadro 4.2, para el historial de datos máximos, promedio y mínimo de caudal de entrada a la PTAR, se nota que en realidad los caudales máximos sobrepasan incluso el caudal de diseño de la PTAR ($10\,080 \text{ m}^3/\text{h}$), las razones principales de estos aumentos drásticos de caudal se creen se deben a: conexiones ilícitas al sistema y aumento de las infiltraciones de agua llovida, que de hecho coincide con la llegada de la época lluviosa en mayo.

Como en el mes de mayo el caudal promedio de entrada fue mayor, se espera que la altura del agua en los sedimentadores sea mayor, por lo que es razonable pensar que se debe purgar más flujo de agua hacia los espesadores para mantener la estabilidad del sistema. Se puede decir que los siguientes pequeños aumentos en el flujo de la purga de espesadores van en función de que la operación trabaja siempre buscando la estabilización del sistema de acuerdo al contenido de % SS en la purga y los picos de lluvia que puedan existir en el sistema, que como se nota, nuevamente en el Cuadro 4.2, a partir del mes de mayo pueden ser muy altos.

Aún así si se nota, en la Figura 4.7b, que el flujo máximo de purga de los sedimentadores datado en esta investigación fue en el mes de agosto (Aproximadamente $54 \text{ m}^3/\text{h}$ ó 1304

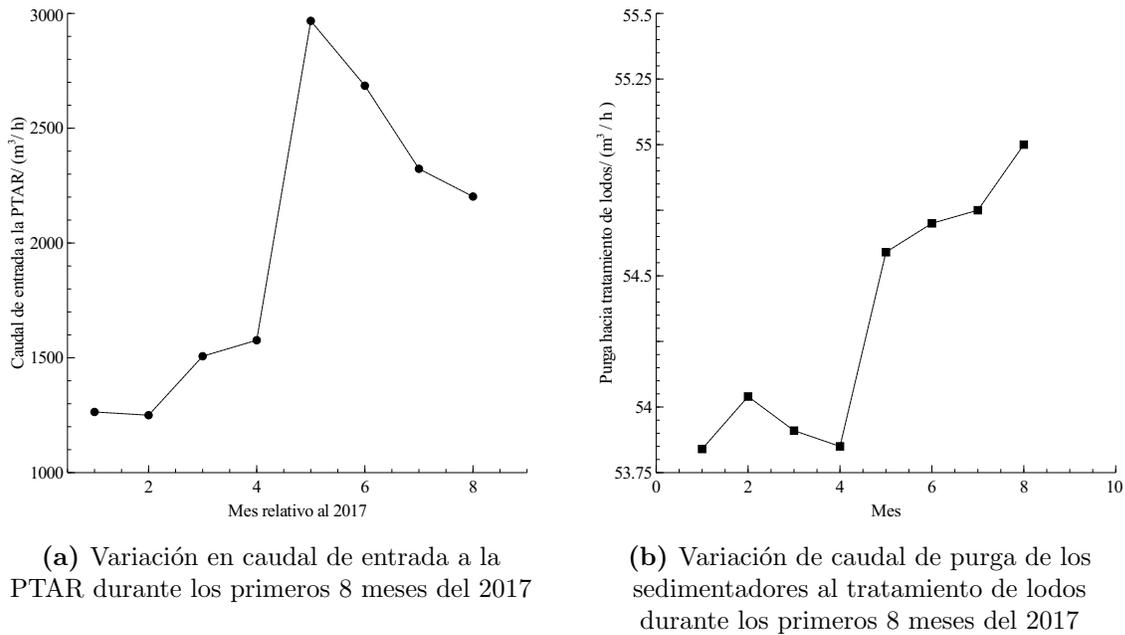


Figura 4.7. Comparación entre la variación de caudales a la entrada de la PTAR y en la purga de sedimentadores (PTAR Los Tajos, 2017)

m^3/d) el cual está por debajo del esperado por la empresa de diseño para la entrada al sistema de tratamiento de lodos ($1689,75 \text{ m}^3/\text{d}$).

Dado que la última conexión de agua residual propiamente de un colector, fue realizada a la PTAR antes de llevar a cabo esta investigación, no se podría hacer una correlación propiamente del aumento de flujo en la purga con respecto al aumento de caudal a la PTAR, pero se considera que como el sistema ya se ha visto sometido a caudales incluso mayores que el de diseño, para efectos prácticos de este cálculo, es apropiado utilizar el flujo de diseño de $1689,75 \text{ m}^3/\text{d}$ supuesto por la empresa que diseñó la planta.

Cuadro 4.2. Caudales máximo, mínimo y promedio de entrada a la PTAR para los primeros ocho meses del 2018 (PTAR Los Tajos, 2017)

Mes/Año	Minimo/ (m ³ /d)	Promedio/ (m ³ /d)	Maximo/ (m ³ /d)
1-2017	2,03	1 264,21	3 344,04
2-2017	413,19	1 250,10	3 269,10
3-2017	214,70	1 506,91	5 335,07
4-2017	601,56	1 576,58	8 786,46
5-2017	668,40	2 842,74	14 309,89
6-2017	1 184,90	2 685,14	16 872,11
7-2017	147,86	2 323,24	15 427,95
8-2017	74,94	2 440,85	21 680,55

4.2.2. Variación en contenido de sólidos secos a la entrada del sistema de tratamiento

Luego de que el lodo primario pasa por los tamices, entra al espesador. En la purga de sedimentación primaria, Figura 4.8, se nota que después de las 7 de la mañana el contenido de sólidos presenta un salto casi de forma escalonada a un valor máximo que se mantiene por la mañana y la tarde hasta que vuelve a caer al mínimo después de las 9 de la noche. Este comportamiento coincide con el horario usual de generación pico de aguas residuales, para el cual de forma análoga se esperaría que el flujo venga más cargado de sólidos en horas de generación.

Para extender el análisis, se tomaron cuatro días de enero y uno de octubre (aunque se saliera del tiempo de análisis) y se demuestra que la variación de sólidos secos en este punto del proceso parece mantenerse constante a lo largo de los meses. Donde el promedio de diario de materia seca en los 4 días es de aproximadamente 1,0%.

Con este resultado, se espera entonces un máximo de sólidos secos de 2% a la entrada del espesador considerando la disminución entre las horas pico y valle.

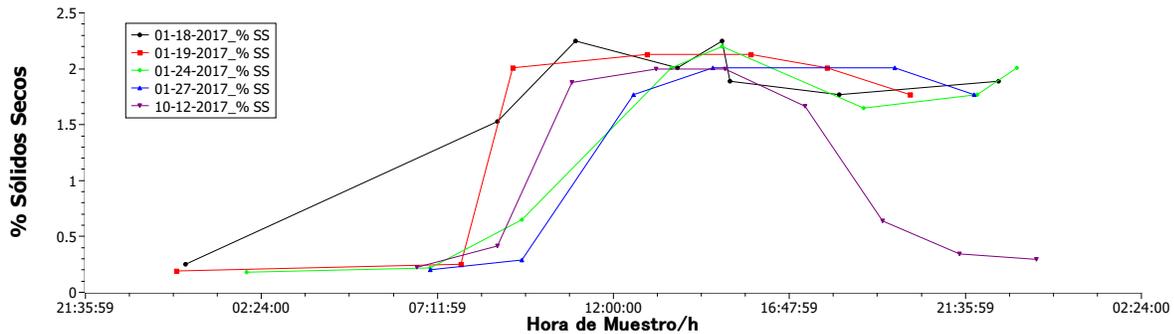


Figura 4.8. Variación de sólidos secos en la purga de sedimentación primaria en muestreos de 24 h durante 4 días (Laboratorio PTAR Los Tajos, 2017)

4.2.3. Análisis de parámetros en operaciones unitarias restantes en el proceso de tratamiento de lodos

Siguiendo con el análisis se tomaron los datos de materia seca y de materia volátil en los equipos donde ocurren cambios importantes en alguno de estos parámetros durante el periodo considerado y se elaboraron utilizando gráficas de control tipo x-barra a un 95% de confianza y con límites superior e inferior iguales a 3σ , para notar las variaciones respecto al promedio. La siguiente zona de muestreo usual en el proceso es en el tanque homogenizador.

Como se ha mencionado, el tanque recibe los lodos espesados y los homogeniza por medio de agitación. En el diseño se espera que los lodos primarios espesados lleguen a contenido de sólidos de 6,0%. En la Figura 4.9a y Figura 4.9b, se nota la inestabilidad del proceso y se muestra que el sistema de espesamiento no está aún en estado estacionario. Esta inestabilidad se atribuye a dos razones: el comportamiento variable del % SS en la purga de alimentación y como se mencionó anteriormente posiblemente por infiltración de lluvia y conexiones ilícitas al sistema. Sin embargo, la PTAR Los Tajos opera bajo estas condiciones buscando la estabilización permitida para el correcto

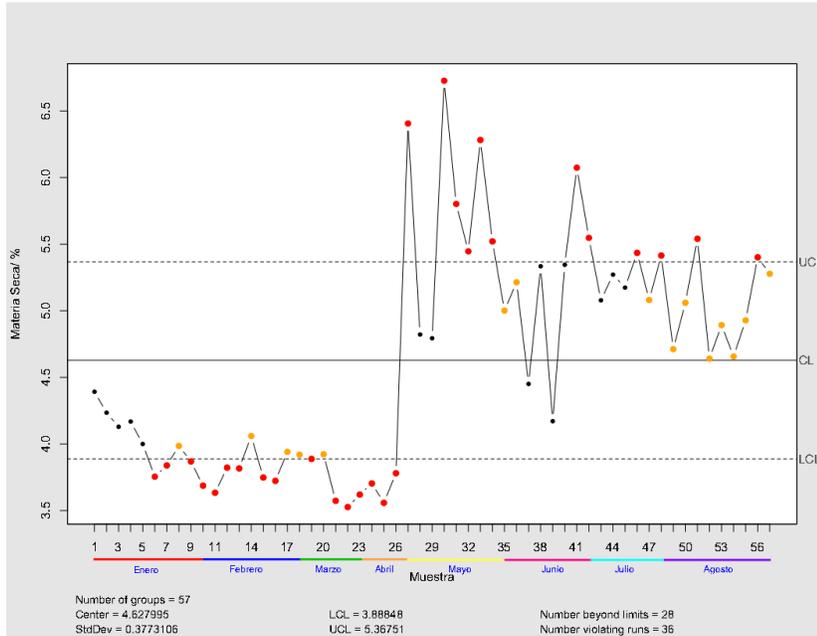
funcionamiento del espesador.

Aunque en la Figura 4.9a, se observan picos de variación importantes, en general se nota un incremento con el tiempo de la cantidad de materia seca, pasando de un aproximado de 3,5 % según el límite inferior de control a cerca de 5,5 % para los últimos meses según el límite superior de control. Se concluye que el sistema está cerca de alcanzar el valor esperado de diseño (estado estable), por lo que se se toma la decisión de utilizar el valor de diseño de 6,0 % como adecuado para el cálculo que se pretende estimar.

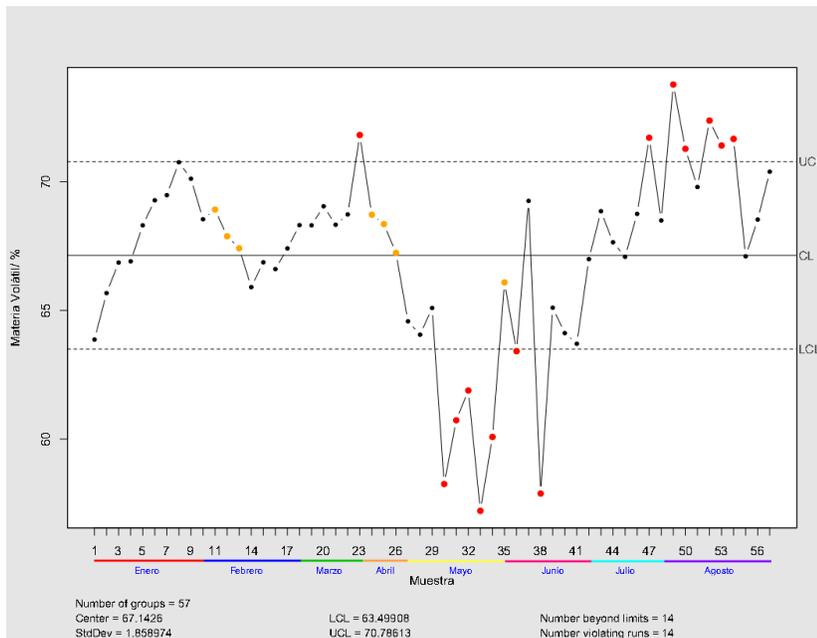
Respecto a la materia volátil, en la Figura 4.9b se nota una variación fuera de los límites de control en 13 mediciones. Este comportamiento no constante se debe principalmente a que el T_r (tiempo de retención) en el Tanque Homegenizador es variable por el hecho de que la PTAR aún no recibe un caudal de diseño. Como las variaciones son de menos de 15 % entre mediciones se considera adecuado tomar el valor promedio de 67 %.

En el digestor, lo más importante es el efecto de la digestión anaerobia, que reduce el contenido de sólidos volátiles. Según ACCIONA, los volátiles finales deberían ser mínimo de 45 % y la disminución de materia seca de 2 % respecto al valor del espesamiento.

En la Figura 4.11a y 4.10a se observa el comportamiento de materia seca y volátil a la salida del digestor 1, y en la Figura 4.11b y 4.10b el del digestor 2. Para ambos digestores se nota una correspondencia de 13 % en la disminución promedio de los volátiles con el tiempo. Como la variación entre los valores mínimos y máximos no es tanta para ambos digestores, se propone utilizar el valor promedio de sólidos volátiles más bajo, que en este caso sería en el digestor 1 cuyo promedio es de 54,27 %. Este valor todavía esta 10 % por encima del valor de diseño, el cuál considera un parámetro crítico respecto a la suposición de cálculo. Aún así hay que considerar que el estado estacionario aún no se logra establecer y se conoce por experiencia operativa que el digestor tiene un exceso de agua, debido a que los tanques fueron aforados con agua como prueba hidráulica



(a) Variación del porcentaje de materia seca a la salida del Tanque Homogenizador en un periodo de 8 meses



(b) Variación del porcentaje de materia volátil a la salida del Tanque Homogenizador en un periodo de 8 meses

Figura 4.9. Comparación entre la variación de materia seca y volátil a la salida del Tanque Homogenizador(Laboratorio PTAR Los Tajos, 2017)

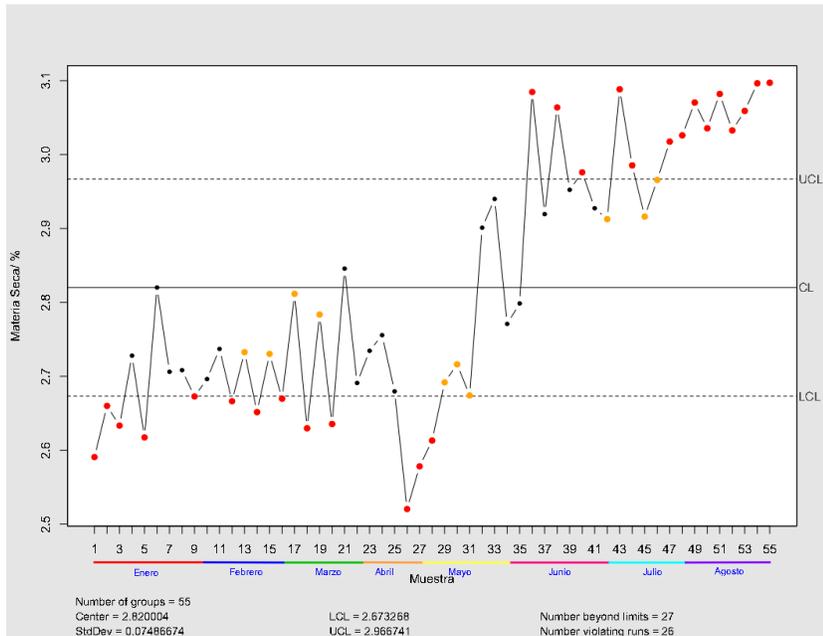
antes de poner en operación el sistema y esto creó condiciones de dilución que al 2017 no se logra eliminar.

Respecto al contenido de materia seca, se espera que el contenido de sólidos pase de 6,0 % en espesados a 4,2 % en digestión. En la Figura 4.10a y 4.10b, se nota que el contenido de sólidos aumenta de forma relativa a la cantidad de sólidos de entrada, que corresponde a la materia seca medida en el homogenizador, Figura 4.9a. Aún así se tienen valores máximos de salida sólidos secos de 3,1 y 3,0 % para ambos digestores, lo que confirma la presencia de agua en el sistema. Para efectos del cálculo vale la pena tomar el valor máximo de sólidos secos alcanzados, ya que esto supone la tendencia esperada.

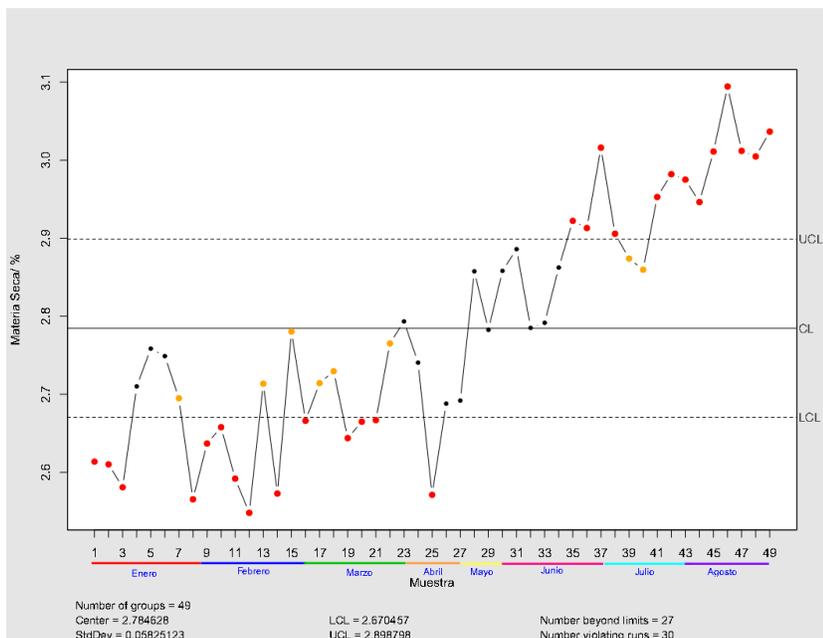
De acuerdo a lo planteado en el Capítulo 1, el objetivo último del tratamiento de lodos es ir aumentando el contenido de materia seca y disminuyendo los sólidos volátiles a lo largo del proceso. Para plantear de forma gráfica esta variación a lo largo del proceso se construyeron los diagramas de cajas y bigotes para cada una de las operaciones.

En la Figura 4.12, se muestra que el aumento en contenido de sólidos secos de la entrada espesador al tanque de homogenización está 1 % por debajo del valor esperado en la suposición hecha por ACCIONA. Por el otro lado, para los digestores, como se especificó anteriormente la disminución de en la materia seca de 3 %, en lugar del 1,8 % esperado en los supuestos de diseño de ACCIONA, se debe al efecto de dilución del agua de aforo que todavía no se ha eliminado.

Para el caso del depósito tampón, solamente 6 datos, debido a que el muestreo en el Tampón se realizaba según la operación de la centrífuga que no es continua, ante estos resultados operación rota la profundidad de los agitadores para mantener un % SS en el tiempo para poder centrifugar (esto explica la variabilidad entre los datos); aún así se puede notar que la concentración promedio tanto de volátiles como de sólidos secos

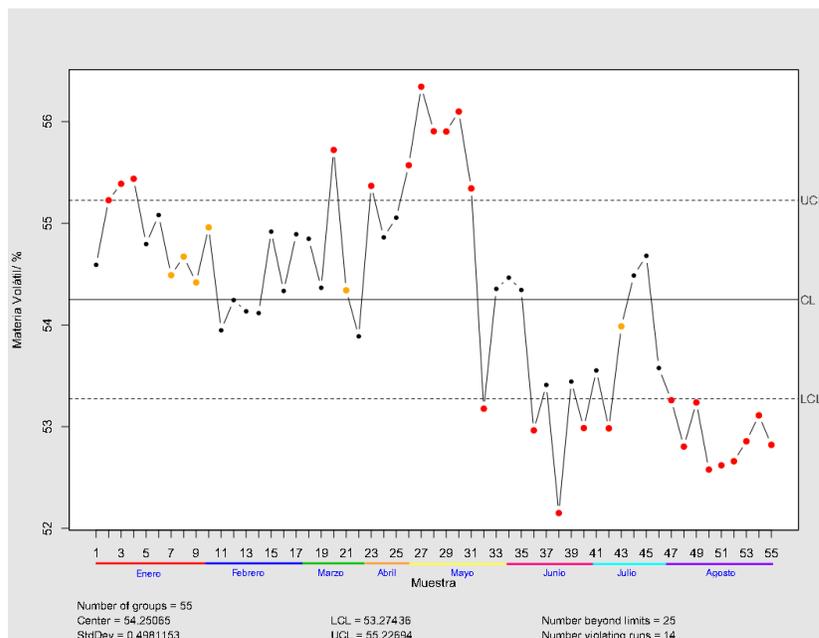


(a) Variación de la materia seca a la salida del Digestor 1 en un periodo de 8 meses

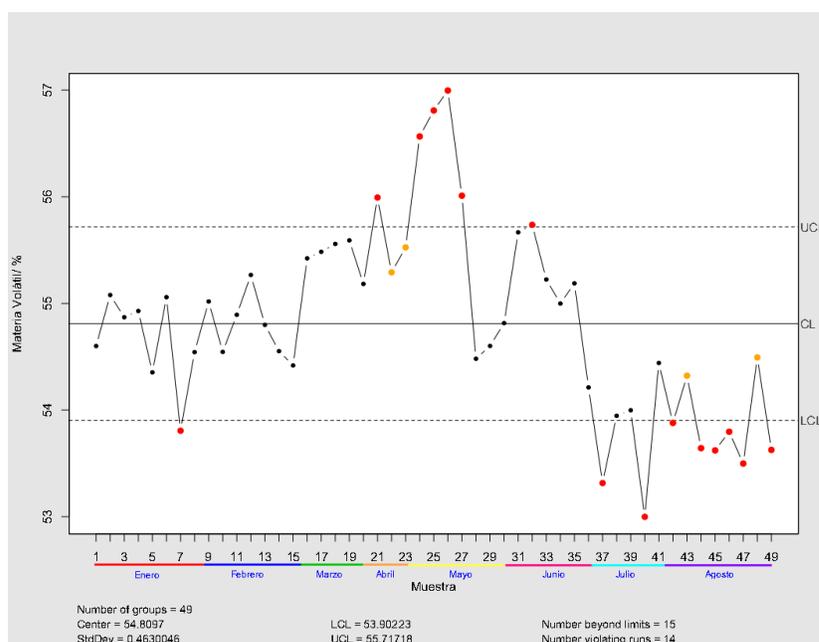


(b) Variación de la materia seca a la salida del Digestor 2 en un periodo de 8 meses

Figura 4.10. Comparación entre la variación de materia seca ala salida del Digestor 1 y 2 (Laboratorio PTAR Los Tajos, 2017)



(a) Variación de la materia volátil a la salida del Digestor 1 en un periodo de 8 meses



(b) Variación de la materia volátil a la salida del Digestor 2 en un periodo de 8 meses

Figura 4.11. Comparación entre la variación de materia volátil a la salida del Digestor 1 y 2 (Laboratorio PTAR Los Tajos, 2017)

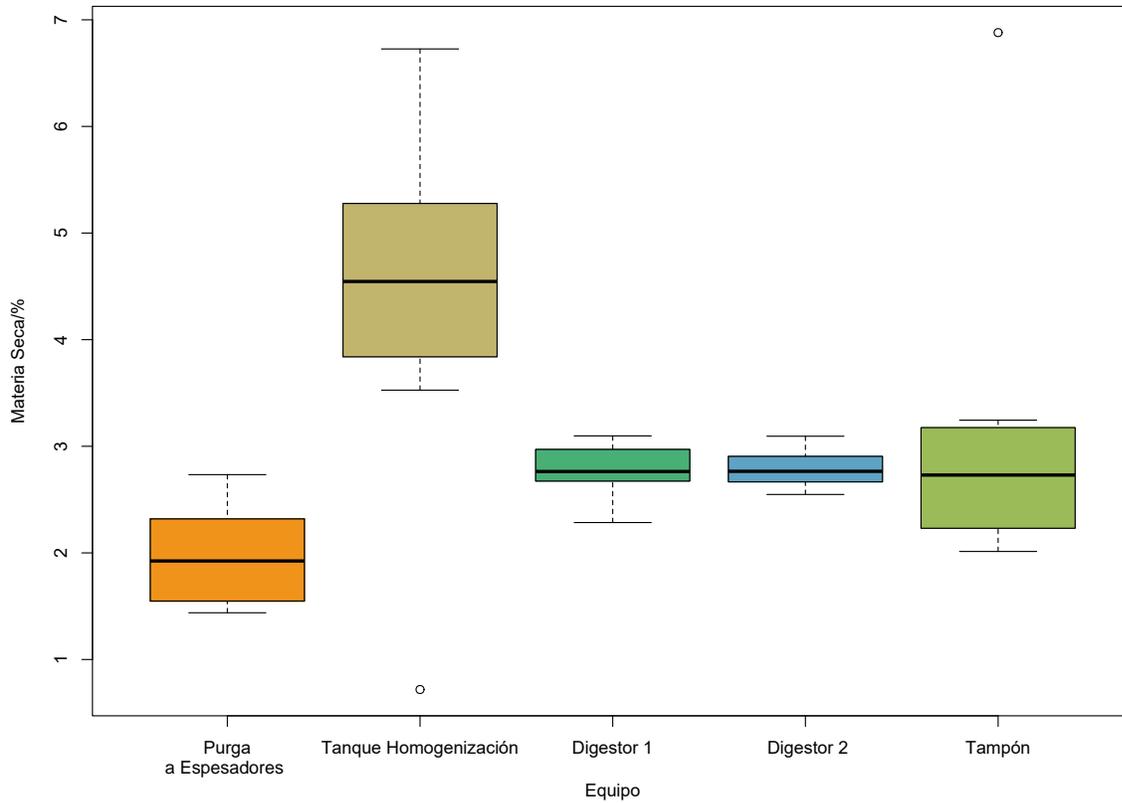


Figura 4.12. Diagrama de cajas y bigotes para la variación de la materia seca a lo largo del proceso de tratamiento de lodos

se mantiene parecida a la condición de digestión, lo que supone un comportamiento esperado para este equipo ya que se trata de un tanque de espera.

Respecto al valor operativo del porcentaje de sólidos secos del lodo deshidratado a la salida de las centrifugas de deshidratación, se tiene que conseguir valores de sólidos secos de al menos 30% para cumplir con la calidad de lodos deshidratados de tipo especial (Siguiendo lo que estipula el *Reglamento para el manejo disposición final de lodos y biosólidos*, como se mencionó en la sección 1.3).

Una de las ideas de incorporar el sistema de secado térmico acoplado a la deshidratación

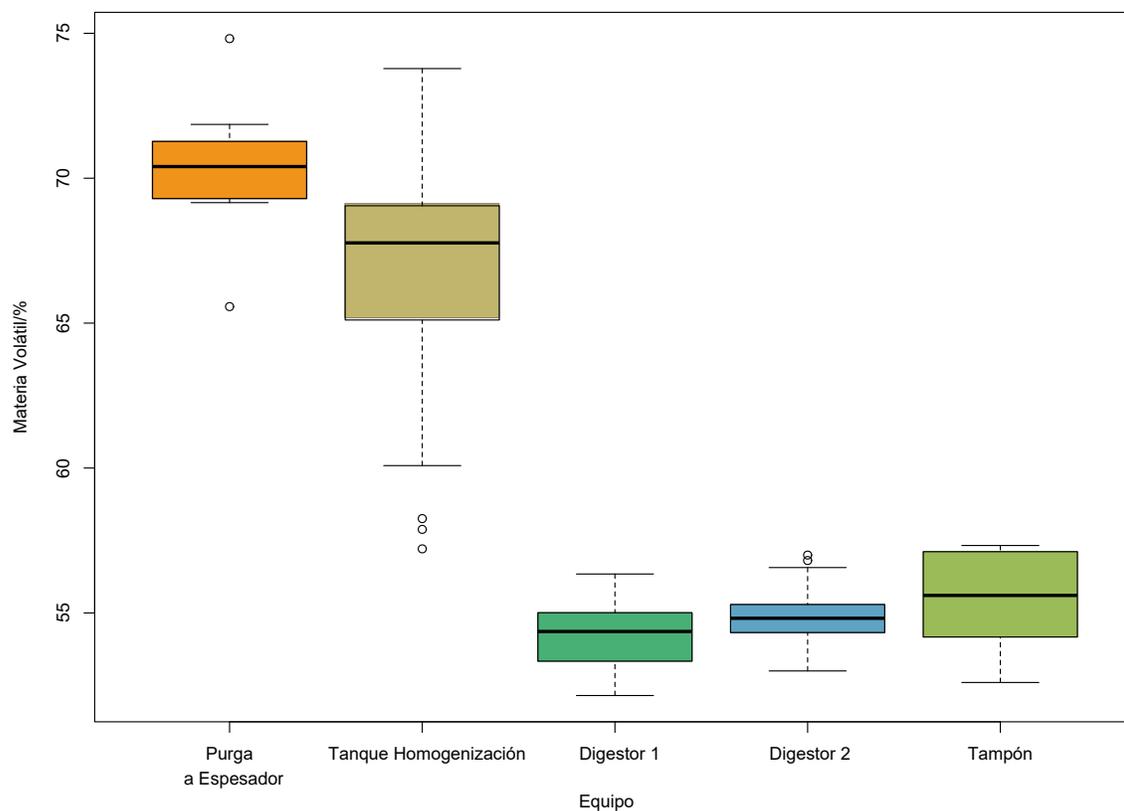


Figura 4.13. Diagrama de cajas y bigotes para la variación de la materia volátil a lo largo del proceso de tratamiento de lodos

es poder bajar el porcentaje de sólidos secos a la salida de las centrifugas (lodos más húmedos), lo cual implica un gasto menor en polímero y en energía de las bombas de alimentación de polímero. Según el balance de masa de ACCIONA, 4.1, el equipo está diseñado para sacar lodos con mayor porcentaje de humedad (25 % de sólidos secos como se especifica en este caso). Según el reglamento de uso y disposición de biosólidos, el % de sólidos secos en el lodo debe ser mayor o igual a 30 % por lo que la PTAR se opera buscando el cumplimiento del reglamento.

Para este análisis se hicieron dos pruebas con la centrifuga, para intentar tomar mues-

tras de lodos con porcentaje menor de sólidos secos a 30 % y tener una muestra que represente un posible estado de entrada más húmedo al eventual proceso de secado, sin embargo, debido a problemas técnicos con las centrifugas durante el periodo en que se desarrolló la investigación y a que las fechas de revisión de los equipos se encontraban fuera del cronograma de este proyecto, se decidió tomar la muestra de los silos de almacenamiento los cuales representan el lodo deshidratado que va a entrar al sistema de secado.

Este lodo, el cual fue utilizado para las pruebas de secado y que presentó un contenido de sólidos secos de 29,72 %, se considera como representativo de la condición normal de los lodos de salida actual, razón por la cual se toma en cuenta para el balance de masa, sin embargo, como se mencionó anteriormente, debido al interés de la planta de disminuir este porcentaje para tener una condición optima de operación donde los equipos sufran menos desgaste, se adjunta además un aproximado de salida de lodos deshidratados con un porcentaje de sólidos secos de 25 %.

El balance de masa, como se muestra en el Cuadro 4.4, contempla todos los parámetros operativos analizados anteriormente y en la parte de abajo se muestra como serían las diferencias en toneladas si se disminuye el porcentaje de sólidos secos en el lodo.

Como se nota, el balance de masa es muy sensible al parámetro de disminución de volátiles en los digestores, por lo que hasta no llegar al caudal de diseño y tener tiempos de retención en digestión de 21 días, se tendría un sistema de deshidratación sobredimensionado. Aún así se nota que para las toneladas de salida de deshidratación con un porcentaje de 25 % de sólidos secos la diferencia en toneladas es de un 20 % respecto a lo calculado por la empresa constructora (la cual consideran la disminución de volátiles de al menos 45 %).Lo descrito anteriormente significa para efectos de este trabajo , un factor de seguridad de 20 % que es suficiente para las consideraciones dimensionales

que se esperan, por lo que se determina que el valor de salida de toneladas de 118,28 es adecuado para dimensionar el equipo de secado.

Si este valor se compara con algunos de los datos descritos en la sección 1.8, referentes a otras plantas de tratamiento latinoamericano, se nota que tiene correspondencia en orden de dimensión con las otras mostradas en el Cuadro 4.3.

Cuadro 4.3. Comparación de caudal de entrada de agua y salida de lodos deshidratados de diferentes PTARs latinoamericanas

Planta	Caudal Promedio de Diseño / (m^3/s)	Caudal de lodos deshidratados de salida/ (t/d)
PTAR Los Tajos (Tratamiento Primario)	2,8	118,28
PTAS Nicaragua (Tratamiento Primario y Secundario)	2,113	107
PTAR Dulces Nombres (Tratamiento Primario y Secundario)	7	400

Cuadro 4.4. Balance de masa estimado a partir de los parámetros operativos y considerados en el análisis anterior

Parámetro	Valor
Flujo estimado de entrada al espesador (m ³ /d)	1689,80
Porcentaje de sólidos volátiles/(%)	67,06
Densidad relativa del lodo primario	1
Porcentaje de humedad/(%)	98
Flujo másico de Sólidos Volátiles/(kg/d)	22 714
Flujo másico de Sólidos Fijos/ (kg/d)	11 115
Flujo másico de Sólidos Totales/ (kg/d)	33 869
Después del espesador	
Porcentaje de humedad/(%)	94
Flujo de espesados/(m ³ /d)	564
Flujo de líquido sobrenadante/(m ³ /d)	1126
Después del digestor	
Porcentaje de sólidos volátiles de salida/(%)	54,27
Flujo másico de Sólidos Volátiles eliminados/(kg/d)	10 387
Flujo másico de Sólidos Volátiles restantes/(kg/d)	12 327
Flujo másico de Sólidos Totales/(kg/d)	23 482
Porcentaje de humedad a la salida del digestor/(%)	97,2
Salida de centrífuga (30 % SS)	
Humedad de salida operativa/(%)	70
Flujo másico de sólidos de salida/(kg/d)	78 272
Flujo másico de sólidos de salida/(t/d)	78,27
Diferencia flujo de operación y de diseño / (t/d)	40,01
Salida de centrífuga (25 % SS)	
Humedad de salida operativa/(%)	75
Flujo másico de sólidos de salida/(kg/d)	93 927
Flujo másico de sólidos de salida/(t/d)	93,93
Diferencia entre flujo de operación y de diseño (t/d)	24,36

Capítulo 5

Selección de la tecnología de secado

En este capítulo se discutirán la capacidad energética de la planta para la instalación del equipo de secado de lodos deshidratados y la selección de la tecnología de secado más apropiada de acuerdo a lo discutido en los capítulos anteriores.

5.1. Producción y Consumo de Biogas

El biogas producido en la planta está directamente relacionado con la eliminación de material volátil en los digestores. Como se mencionó en el capítulo anterior, el caso de reducción de materia volátil para la PTAR Los Tajos se aleja de la condición estable que se espera debido a la falta de recepción del caudal de diseño que aumenta los tiempos de retención y esto influye sobre la producción de biogas. Con esto y para ser consistente con el análisis de flujo del Capítulo 4, a continuación, se analiza la producción de biogas de la planta y la capacidad energética de la planta respecto al uso de este.

En la Figura 5.1 se muestra el flujo promedio de entrada de biogas a los gasómetros durante el periodo considerado para el flujo, de enero a agosto del 2017.

Se nota que el flujo total en ambos gasómetros es variable con un máximo en los últimos dos meses lo cual coincide tanto con el aumento del caudal de entrada al tratamiento de lodos, Figura 4.7a, como con la disminución de volátiles de 13% presentada en la Figura 4.11.

Este biogas producido tiene actualmente dos usos: como combustible en las calderas de la planta y como agitación para los digestores. Las calderas calientan el agua que

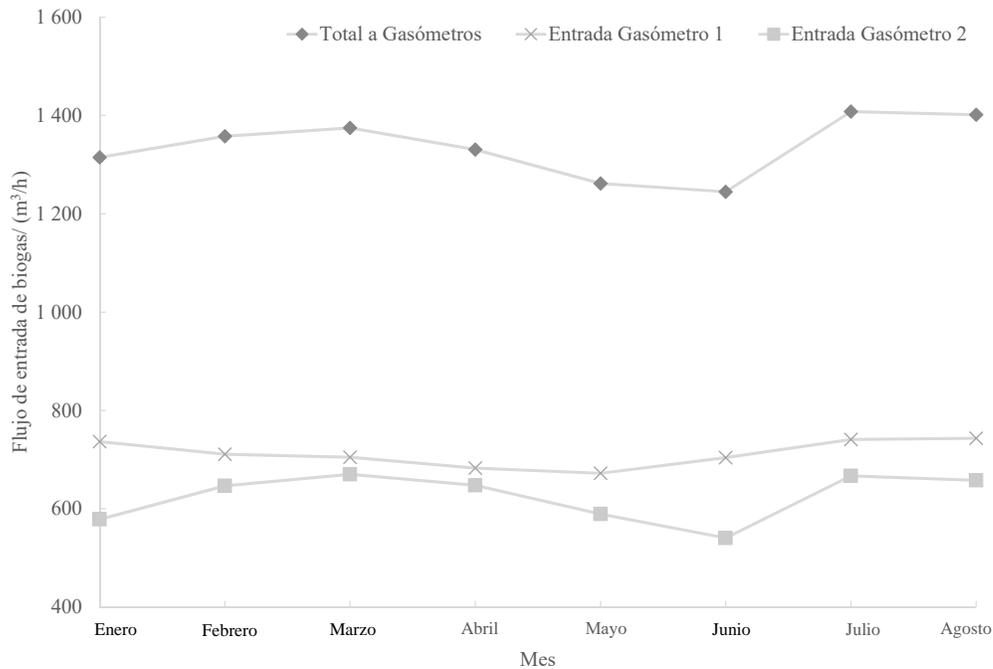


Figura 5.1. Flujo de biogas a Gasómetros durante los primeros 8 meses del 2017

posteriormente se usa para calentar el lodo que va a los digestores. El excedente del biogás se quema en una antorcha con una capacidad de 712,87 m³/d.

En el Cuadro 5.1 se muestra la estimación realizada por la empresa que diseñó la PTAR en cuanto a producción de biogas y plantea dos escenarios de consumo en calderas, uno máximo y otro promedio.

Si se tiene el biogas producido es la resta del total de biogas a la entrada de los gasómetros, mostrado en la Figura 5.1, menos la recirculación mínima de biogas a los dos digestores para agitación (1184 m³/h), la producción máxima de biogas para los dos

Cuadro 5.1. Producción y uso del biogas en la planta los Tajos estimado por la empresa diseñadora de la PTAR

Parámetro	Valor
Materia volátil eliminada total /(kg/d)	12 674
Tasa de producción de gas estándar/ (l/kg M.V.)	900
Producción de gas diaria/ (m ³ /d)	11 407
Producción horaria total /(m ³ /h)	475,275
Capacidad calórica estándar del biogas/ (kcal/m ³)	5000
Poder calorífico total/ (Mcal/d)	57 033
Agitación	
Tipo de agitación	Lanzas de gas
Caudal mínimo de gas por digestor/ (m ³ /h)	592
Salida de biogas de digestores considerando producción y agitación/ (m ³ /h)	1659,275
Caldera Biogas-Agua Caliente	
Tipo de Caldera	Agua Caliente
Marca	Vulcano Sadeca
Cantidad de calderas	2+1 (Reserva)
Potencia teórica máxima necesaria para calderas/(kcal/h)	945 133
Rendimiento de la caldera/%	80
Flujo máximo de biogas necesario para calderas/ (m ³ /h)	236,28
Flujo medio de biogas necesario para calderas / (m ³ /h)	147,65
Intercambiador Lodo-Agua	
Tipo de intercambiador	Espiral
Cantidad de intercambiadores	2
Caudal de lodos/ (m ³ /h)	122
Potencia máxima necesaria por intercambiador/ (kcal m/h)	486 466
Potencia teórica media necesaria por intercambiador/ (kcal m/h)	289 510
Flujo de Lodo/ (m ³ /h)	122
Flujo de agua/ (m ³ /h)	100

digestores es de 223 m³/h. Si se compara esta producción con el valor esperado por ACCIONA de 475 m³/h, mostrado en el Cuadro 5.1. La producción aún está 250 m³/h, por debajo de lo esperado.

Aunque en la Figura 5.1, se nota que el flujo de gas es muy variable (aumentando y disminuyendo con los meses), se toma como una estimación gruesa, el promedio de los aumentos durante los 8 meses. Asumiendo que el aumento es lineal y partiendo del valor de flujo máximo alcanzado, se calcula cuanto tiempo duraran los digestores

en eliminar la cantidad de materia volátil estimada según los parámetros operativos (Calculada en el Cuadro 4.4) y por la empresa de diseño de la PTAR (Planteada en el Cuadro 4.1). Los resultados del tiempo en alcanzar el flujo de biogas esperado para los escenarios mencionados anteriormente, se muestran en el Cuadro 5.2, y son 1 año y 1 mes para alcanzar la producción estimada operativamente y poco menos de 2 años para la estimada por la empresa de diseño. Estos dos valores aunque representan una estimación gruesa, suponen una posibilidad que puede ser comprobable en estudios posteriores cuando se tengan más datos de producción de biogas.

Cuadro 5.2. Estimación de tiempo de duración de digestores en aumentar la eliminación sólidos volátiles considerando la variación lineal del promedio de flujo de biogas para los primeros 8 meses del 2017

Parámetro	Valor
Materia volátil eliminada según ACCIONA /(kg/d)	12 674
Materia volátil eliminada estimada a partir parámetros operativos /(kg/d)	10 387
Tasa de producción de gas estándar/ (L/kg M.V.)	900,00
Producción horaria según ACCIONA/(m ³ /h)	475,28
Producción horaria estimada a partir parámetros operativos/(m ³ /h)	389,51
Producción máxima de biogas para primeros 8 meses del 2018/(m ³ /h)	223,91
Aumento promedio mensual de biogas (m ³ /h)	12,36
Meses en alcanzar producción estimada operativamente	13
Meses en alcanzar producción estimada por empresa de diseño	20

5.2. Sistema de cogeneración en la planta

La planta cuenta con un sistema de cogeneración que fue instalado con el propósito de quemar el biogas producido por la planta para generar electricidad. Las características de este sistema se presentan en el Cuadro 5.3.

Además de generar electricidad, del sistema se puede recuperar energía de dos formas: en el enfriamiento de los motores y en la chimenea de gases calientes. Esto representa una posibilidad muy buena para el eventual sistema de secado, ya que se trata de una fuente energética importante y sin costo externo para la planta, (considerando que el sistema está instalado).

Actualmente, el sistema no está en uso ya que se se espera que el caudal de salida de biogas aumente para justificar la operación del equipo. Cuando el sistema entre en operación, éste quemará todo el gas producido para mover la turbina de generación y el gas caliente se utilizará para calentar el agua de las calderas de agua caliente, por lo que los quemadores de gas actuales no serán necesarios. La empresa que diseñó la planta hizo un balance energético considerando la oportunidad de conservación de la energía a partir del uso del equipo. Para ampliar el análisis, se contemplan los dos casos de producción de biogas, el máximo estimado por la empresa diseñadora y el estimado a partir de los parámetros operativos, ambos casos se plantean en el Cuadro 5.4 .

5.3. Condiciones de partida para selección de la tecnología de secado para la PTAR los Tajos

La selección de la tecnología toma como punto de partida todas las condiciones descritas anteriormente, tanto teóricas (Capítulo 1) como experimentales y estimadas (Capítulo 4) aplicables para el caso del lodo deshidratado de la PTAR Los Tajos.

Cuadro 5.3. Principales características del sistema de cogeneración de la PTAR Los Tajos

Parámetro	Valor
Tecnología	Motor de gas de cuatro tiempos.
Marca	Guascor SFGM 560
Unidades	1
Capacidad Nominal/ (MMBTu/h)	9,43
Rendimiento del motor/ %	38,5
Potencia máxima adoptada/ (kW)	1100
Potencia útil adoptada/ (kW)	1060

Cuadro 5.4. Balance de energía con recuperación energética considerando estimado de producción de gas de ACCIONA y estimado utilizando parámetros de operación para flujo máximo y caracterización Físico-Química del Laboratorio PTAR Los Tajos (2017)

Parámetro	Estimación ACCIONA	Estimación Operativa		
Materia Volatil / (kg/d)	12 674	10 387		
Tasa de producción de gas/ (l/kg M.V.)	900	900		
Producción de gas diaria/ (m ³ /d)	11 407	9 348		
Producción horaria/ (m ³ /h)	475	390		
Poder calorífico del gas / (kcal/m ³)	5 000	5 100		
Poder calorífico total/ (Mcal/d)	57 033	47 676		
Consumo				
Eficiencia de motor de combustión/ %		38,45		
Energía Eléctrica Producida/ (Mcal/d)	21 929	18 332		
Energía Eléctrica Producida/ (kW h)	1 060	888		
Energía transformada a otras fuentes/ (Mcal/d)	35 104	29 345		
Recuperación				
Enfriamiento de motor/ (Mcal/d)		11 709		
Gases de escape/(Mcal/d)	16 801	12 060		
Recuperación total/(Mcal/d)	28 510	23 769		
Eficiencia de recuperación de calor global/ %		81		
Necesidad Energética para la Planta				
	Consumo máximo	Consumo medio	Consumo máximo	Consumo medio
Necesidad en calderas para calentamiento de lodos/(Mcal/d)	22 683	14 174	22 683	14 174
Excedente				
Energía térmica no aprovechada/(Mcal/d)	5 827	14 336	1086	9595
Energía térmica no aprovechada/(kW h)	282	693	52	464

Para seleccionar tecnologías de secado existen muchos mecanismos y criterios técnicos. La estandarización de métodos para selección ha sido muy debatida por las contradicciones técnicas que se llegan a encontrar en la operación de equipos que sólo han sido planteados teóricamente. Ante esto, se recomienda siempre, hacer un balance entre

el planteamiento teórico y el estudio piloto del equipo para el caso antes de realizar cualquier inversión (Kemp and Bahu, 1995).

Por la naturaleza de este proyecto (al ser una propuesta de diseño de proceso) se pretende establecer una base técnica adecuada para la selección de una posible planta de secado de lodos. Con esto, la dirección de la PTAR Los Tajos va a tener un criterio académico de selección una vez que los oferentes de tecnología lleguen a vender sus equipos. Aun así, cualquier prueba piloto trasciende el trabajo que acá se plantea, por lo que se espera que cualquier decisión tomada por la planta necesariamente lleve un acompañamiento ingenieril piloto.

Para seleccionar la tecnología se irá siguiendo algunas líneas de selección propuestas por Herndon (2008), Kemp and Bahu (1995) y Carollo Engineers, Inc. (2010) donde se enlistan una serie de condiciones básicas que se tienen para el proceso de secado y luego se comparan puntualmente las tecnologías que se consideren.

- Tipo de operación y objetivo

1. Modo de operación que se espera que tenga el proceso de secado: Continuo
2. Flujo de lodo deshidratado por procesar: Un máximo de 118 t/d
3. Tipo de lodo que se requiere secar: Lodo primario (pastoso), pero eventualmente tiene que tener la capacidad de adaptarse a lodo secundario también.
4. Contenido de sólidos secos en lodo deshidratado: 25 %
5. Uso del lodo seco: El objetivo principal es disminuir volumen, controlar el olor y eventualmente usarlo como fertilizante.
6. Respecto a la posibilidad de comerciar lodo como fertilizante no existe ninguna directriz que le permita al AyA lucrar utilizando desechos, por lo que no se puede considerar como una opción inicial.

- Facilidades de la planta

1. Sistema de cogeneración para producción eléctrica y acceso a diferentes fuentes energéticas como:
 - Tanque de diesel de 10 000 L.
 - Biogas disponible para combustión directa.
 - Energía eléctrica directa de la red de consumo local.
2. Sistema de control de olores con biofiltro.
3. Sistema de transporte de lodos deshidratados por medio de un tornillo sin fin. Actualmente el sistema se utiliza para llevar los lodos deshidratados a los silos de almacenamiento.

- Otras consideraciones

1. La posible ubicación del proceso de secado dentro de la planta es debatible por consideraciones constructivas y económicas. En este caso se considera que lo más factible es posicionarla contiguo al proceso de deshidratación y utilizar el mismo tornillo de salida de las centrífugas para que esté acoplado al secador. Bajo esta configuración sería necesario mover los silos de almacenamiento e instalarlos en otra parte, lo cual no implica un problema ya que los biosólidos producidos del sistema de secado pueden ser manejados con bandas y los camiones no tendrían que entrar a donde actualmente entran a recoger los lodos deshidratados. Si se considera esto, se tiene un área aproximada de 595 m^2 y un perímetro de 117 m, el cual se ilustra en la Figura 5.2

2. Esta ubicación se ve favorecida al tener el sistema de cogeneración contiguo para aprovechar la recuperación de energía a cualquier sistema de secado.
3. Es posible también extender el área de secado si se considera eliminar las oficinas contiguas. Esto sería lógico ya que se estima que todos los equipos de deshidratación se duplicarían en una II Etapa, incluido el secador dimensionado en este proyecto.

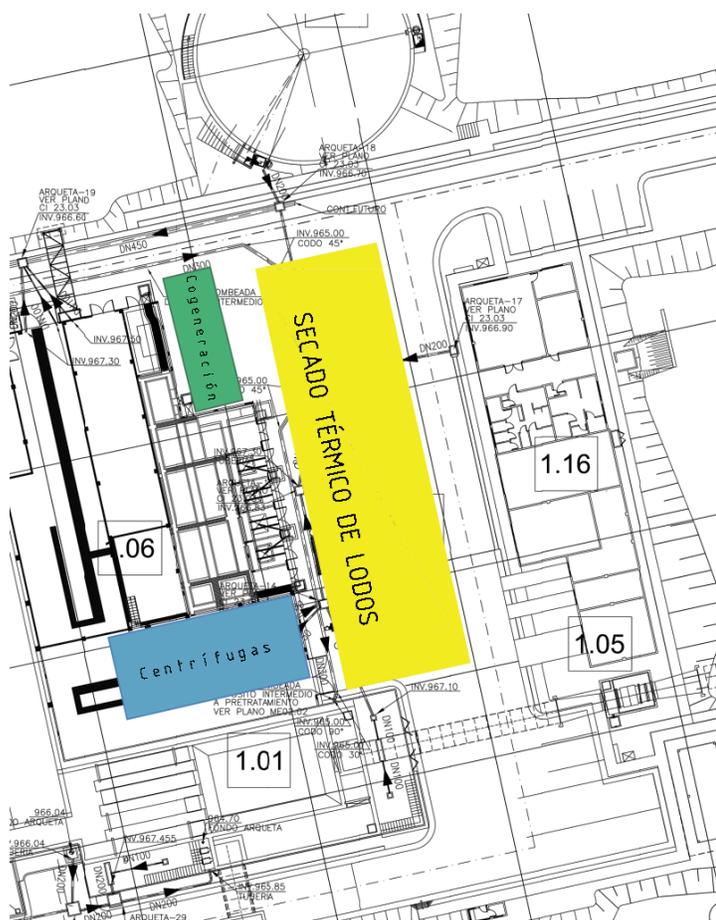


Figura 5.2. Posible ubicación de la planta de secado de lodos deshidratados

5.4. Preselección de la tecnología

A partir de la lista anterior y considerando los puntos descritos anteriormente se filtran los siguientes resultados:

1. De acuerdo al tipo de operación se descarta, en primera instancia, cualquier secador de tipo batch. Entre otros se pueden mencionar: Los secadores de bandejas y los secadores de tambor batch.
2. Como el lodo deshidratado tiene una consistencia pastosa, los secadores de spray por su forma de operación, requieren necesariamente que el material por secar deba ser atomizado en forma líquida o semi-líquida (Mujumdar, 2015). Razón por lo que son descartados.
3. El secado por congelamiento se descarta, ya que este es usado únicamente en sustancias sensibles a la temperatura (que no es el caso del lodo deshidratado) (Mujumdar, 2015).
4. Los secadores vibro-fluidizados se descartan porque estos son solamente útiles para material granulado (que no es el caso del lodo deshidratado) (Mujumdar, 2015).
5. Respecto a los secadores de tipo indirecto, tomando como base el Cuadro 1.4, se descartan tanto los secadores de tipo Tumbling como Cónicos, al no ser estos aptos para secado continuo. Seguidamente, de acuerdo al tipo de material, se descartan los secadores de Platos, Vibrantes y Superficie Delgada, por lo que quedan finalmente los de Paletas y los de tipo Mezclador-Amasador. Los de tipo Mezclador-Amasador se descartan por la falta de evidencia de que sean útiles para

lodos, comparados con los de paletas que han sido usados extensamente a nivel mundial.

6. Finalmente se descartan las siguientes tecnologías porque existe poca evidencia académica o técnica de que funcionen para lodos deshidratados, o bien porque se han hecho solo pruebas a escala de laboratorio.
 - Secado por microondas, infrarrojo o con ondas de alta frecuencia. Se mencionan algunos estudios piloto realizados para el caso del secado por microondas por Dominguez et al. (2004), Sun et al. (2017) y Mawioo et al. (2017), entre otros
 - Secado utilizando vapor sobrecalentado. Aunque la tecnología es muy prometedora en muchos aspectos como: uso de la energía, control de finos e impacto ambiental, y considerando que desde hace algún tiempo se ha hecho investigación del uso del vapor sobrecalentado para biomasa (Fitzpatrick (1998), Hamawand et al. (2015), entre otras), no existe evidencia de que el sistema sea rentable para instalaciones de secado de biosólidos.

5.5. Selección de la tecnología

Con lo dicho anteriormente, en esta sección se analizan las principales tecnologías para secado de lodos que no fueron descartadas, basándose principalmente en las consideraciones planteadas en la Sección 5.3.

Para cada una de las tecnologías de secado no descartadas se menciona.

- Temperatura promedio
- Calidad del producto de salida

- Rango de producción típica
- Tiempo de retención típico
- Consumo energético promedio
- Complejidad mecánica
- Susceptibilidad a generación de polvos explosivos y consecuentemente a peligro de incendio
- Necesidad de separación de finos
- Posibilidad de acoplar el secador a sistemas de cogeneración
- Instalaciones alrededor del mundo utilizadas en el secado de biosólidos
- Instalaciones en América Latina utilizadas en el secado de biosólidos
- Observaciones específicas del equipo

Secador de Tambor Rotacional

- **Temperatura promedio/ °C:** 420-650 (Worley, 2011)
- **Calidad del producto de salida:** Excelente. + 95 % de sólidos secos (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Rango de producción típica/ t d⁻¹:** 120-1200 (Carollo Engineers, Inc., 2010; Worley, 2011).
- **Tiempo de retención típico / min:** 10-30 (Worley, 2011)
- **Consumo energético promedio/ kW h t⁻¹:** 900-1100 (Arlabosse and Ferrasse, 2007)
- **Complejidad mecánica:** Alta (Carollo Engineers, Inc., 2010).

- **Susceptibilidad a generación de polvos explosivos y consecuentemente a peligro de incendio:** Media (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Necesidad de separación de finos:** Alta (Carollo Engineers, Inc., 2010; Worley, 2011)
- **Posibilidad de acoplar el secador a sistemas de cogeneración:** No es usual ya que se necesita que el gas tenga menos de 5 % de contenido de oxígeno para reducir posibilidad de combustión de finos (Carollo Engineers, Inc., 2010).
- **Instalaciones alrededor del mundo utilizadas en el secado de biosólidos:** +10 (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Instalaciones en América Latina utilizadas en el secado de biosólidos**
No hay referencias.
- **Observaciones específicas del equipo (Worley, 2011)**
 - Capacidad alta de producción
 - Menor consumo eléctrico de todos los equipos
 - Peligrosidad elevada respecto a explosiones
 - Complicado de operar por dimensiones

Secador de bandas de mediana temperatura

- **Temperatura promedio / °C:** 80-140 (Roediger et al., 2008)
- **Calidad del producto de salida:** Bueno. 60-90 % de sólidos secos de sólidos secos (Roediger et al., 2008)
- **Rango de producción típica/ t d⁻¹:** 4-190 (Carollo Engineers, Inc., 2010; Worley, 2011).
- **Tiempo de retención típico / min:** 6-150 (Roediger et al., 2008)

- **Consumo energético promedio/ kWh t⁻¹:** 700-1400 (Arlabosse and Ferrasse, 2007)
- **Complejidad mecánica:** Media (Carollo Engineers, Inc., 2010).
- **Susceptibilidad a generación de polvos explosivos y consecuentemente a peligro de incendio:** Baja (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Necesidad de separación de finos:** Baja (Carollo Engineers, Inc., 2010; Worley, 2011)
- **Posibilidad de acoplar el secador a sistemas de cogeneración:** Sí. Se puede usar: vapor de baja presión, gas residual, agua caliente, aire caliente generado directa o indirectamente (Carollo Engineers, Inc., 2010).
- **Instalaciones alrededor del mundo utilizadas en el secado de biosólidos:** +10 (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Instalaciones en América Latina utilizadas en el secado de biosólidos** +2 Ver Sección 1.8
- **Observaciones específicas del equipo (Worley, 2011)**
 - Bajas emisiones
 - Puede generar acumulación de material con el tiempo
 - No produce material de tan alta calidad como los otros equipos
 - Al conformarse de secciones, se puede ir instalando modularmente.

Secador Flash

- **Temperatura promedio /°C:** Variable de acuerdo a la aplicación
- **Calidad del producto de salida:** Buena y consistente. 80-95 % de sólidos secos (Worley, 2011)
- **Rango de producción típica/ t d⁻¹ :** No se tiene dato para biosólidos

- **Tiempo de retención típico/s:** 10-30 (Mujumdar, 2015; Worley, 2011)
- **Consumo energético promedio/ kWh t⁻¹:** 1200-1400 (Arlabosse and Ferrasse, 2007)
- **Complejidad mecánica:** Diseño simple, controlabilidad media comparada con otras tecnologías (Worley, 2011).
- **Susceptibilidad a generación de polvos explosivos y consecuentemente a peligro de incendio:** Baja (Worley, 2011)
- **Necesidad de separación de finos:** Baja (Worley, 2011)
- **Posibilidad de acoplar el secador a sistemas de cogeneración:** No es tan fácil acoplar sistemas de cogeneración, ni utilizar gases residuales ya que estos puede contener finos que generen explosiones, la posibilidad de recuperar energía en el equipo también es baja (Worley, 2011).
- **Instalaciones alrededor del mundo utilizadas en el secado de biosólidos:**
No hay referencias
- **Instalaciones en América Latina utilizadas en el secado de biosólidos**
No hay referencias
- **Observaciones específicas del equipo (Worley, 2011)**
 - Diseño pequeño y eficiente
 - Tiempos de retención más bajos para cualquier equipo de secado
 - Necesariamente necesita sistemas de maceración de sólidos antes del secado

Secador de Lecho Fluidizado

- **Temperatura promedio /°C:** Intermedia entre secador de tambor y secador de bandas de mediana temperatura

- **Calidad del producto de salida:** Buena y consistente. 80-95 % de sólidos secos (Worley, 2011)
- **Rango de producción típica/t d⁻¹:** No se tiene dato para biosólidos
- **Tiempo de retención típico/min:** 2-3 min (Worley, 2011)
- **Consumo energético promedio/ kW h t⁻¹:** No se tiene dato.
- **Complejidad mecánica:** Media (Mujumdar, 2015).
- **Susceptibilidad a generación de polvos explosivos y consecuentemente a peligro de incendio:** Baja (Worley, 2011)
- **Necesidad de separación de finos:** Baja (Worley, 2011)
- **Posibilidad de acoplar el secador a sistemas de cogeneración:** Sí se puede acoplar, pero la recuperación energética dentro del sistema es complicada (Worley, 2011).
- **Instalaciones alrededor del mundo utilizadas en el secado de biosólidos:**
No hay referencias.
- **Instalaciones en América Latina utilizadas en el secado de biosólidos**
No hay referencias
- **Observaciones específicas del equipo (Worley, 2011)**
 - Los costos de mantenimiento pueden ser los más altos respecto a los otros secadores
 - Pueden presentarse problemas de corrosión
 - Necesariamente necesita sistemas de maceración de sólidos antes del secado

Secador de Paletas

- **Temperatura promedio /°C:** Alrededor de 200 (Carollo Engineers, Inc., 2010)

- **Calidad del producto de salida:** Excelente. 90-95 % de sólidos secos (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Rango de producción típica/t d⁻¹** Hasta 116 (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Tiempo de retención típico/min:** Hasta 240 (Gouda Processing Solutions, 2017)
- **Consumo energético promedio/ kW h t⁻¹:** 800-885 (Arlabosse and Ferrasse, 2007)
- **Complejidad mecánica:** Media (Carollo Engineers, Inc., 2010).
- **Susceptibilidad a generación de polvos explosivos y consecuentemente a peligro de incendio:** Baja (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Necesidad de separación de finos:** Baja (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Posibilidad de acoplar el secador a sistemas de cogeneración:** Sí se puede acoplar a sistemas de cogeneración. Normalmente se utiliza el gas de combustión residual para calentar indirectamente el aceite de calentamiento (Carollo Engineers, Inc., 2010).
- **Instalaciones alrededor del mundo utilizadas en el secado de biosólidos:** +10 (Carollo Engineers, Inc., 2010)
- **Instalaciones en América Latina utilizadas en el secado de biosólidos** No hay referencias.
- **Observaciones específicas del equipo (Carollo Engineers, Inc., 2010)**
 - Son más eficientes que cualquier sistema directo
 - Menor costo de limpieza
 - Por la temperatura que se maneja es necesario utilizar o vapor sobrecalentado o aceite de calentamiento, lo que significa un costo extra importante

Secador Solar

- **Temperatura promedio** /°C: Alrededor de 40-60 (Huber Technology Inc., 2015)
- **Calidad del producto de salida:** Regular 70-80 % (Arlabosse and Ferrasse, 2007; Huber Technology Inc., 2015)
- **Rango de producción típica/ (t/d)** Hasta 4600 (Huber Technology Inc., 2018a)
- **Tiempo de retención típico/ (d)** : En condiciones optimas de 20 a 30 (Huber Technology Inc., 2015)
- **Consumo energético promedio/ kW h t⁻¹:** 30-200 (Arlabosse and Ferrasse, 2007)
- **Complejidad mecánica:** Baja (Huber Technology Inc., 2015).
- **Susceptibilidad a generación de polvos explosivos y consecuentemente a peligro de incendio:** Nula
- **Necesidad de separación de finos:** Nula, no es necesario por las bajas temperaturas que se utilizan
- **Posibilidad de acoplar el secador a sistemas de cogeneración:** Se puede utilizar la energía eléctrica generada en el equipo de cogeneración para mover el equipo mezclador de biosólidos y los ventiladores
- **Instalaciones alrededor del mundo utilizadas en el secado de biosólidos:** +10
- **Instalaciones en América Latina utilizadas en el secado de biosólidos** 1 PTAS Managua (2016)
- **Observaciones específicas del equipo**
 - No se pueden obtener biosólidos clase A a menos que se agregue cal

- La planta más grande construida (7000 m²) hasta el momento es para una PTAR de 300 000 personas en el Sur de Alemania. No son económica ni constructivamente viables hasta el momento para plantas más grandes (Arlabosse and Ferrasse, 2007; Huber Technology Inc., 2018a)

Con esta información se construye un cuadro donde se califica según las categorías del 1 al 5 (donde 1 es inaceptable para el caso de Los Tajos, 2 es poco adecuado para el caso de Los Tajos, 3 es medianamente adecuado para el caso Los Tajos, 4 suficiente para el caso Los Tajos y 5 óptimo para el caso Los Tajos). Cuando se coloca un - es porque no hay suficiente criterio para calificar. La opción que de la suma más alta se considera el equipo adecuado para dimensionar. Según el Cuadro 5.5, el equipo más adecuado para el caso en estudio, es el secador de bandas de mediana temperatura con 43 puntos, seguido del secador de paletas y solar con 35 puntos.

Es importante mencionar que el hecho de que el secador de bandas de mediana temperatura sea el equipo de secado de lodos más utilizado en América Latina para PTARs municipales, propone un sistema más confiable cuando se quiera cotizar, ya que existen variedad de empresas proveedoras del equipo, disponibilidad de repuestos y puede plantearse operativamente como un sistema modular por ser conformado por secciones, lo cual es importante para una PTAR como Los Tajos que aún no opera con un caudal de diseño.

Se consideran como principales razones de descarte de los sistemas en segundo lugar, el excesivo espacio que ocupa para lograr condiciones de operación continua (Secado Solar) y la complejidad mecánica (Secado de Paletas). Estas hacen que estos sistemas dejen de tener sentido práctico para la operación actual de la PTAR Los Tajos.

Cuadro 5.5. Selección de tecnología de secado adecuada para la PTAR Los Tajos

Tipo de Secador	Secador de tambor rotacional	Secador de bandas de mediana temperatura	Secador Flash	Secador de lecho fluidizado	Secador de paletas	Secador Solar
Temperatura Promedio de Operación	1	5	5	4	3	5
Cantidad del producto de salida	5	5	5	5	3	3
Rango de producción típica biosólidos	5	5	-	-	3	2
Tiempo de retención	4	4	4	4	5	5
Consumo energético promedio	1	4	3	3	3	5
Complejidad mecánica	1	4	4	4	5	5
Condiciones de peligro de incendio y generación de polvos explosivos	1	5	4	4	5	5
Necesidad de separación de finos	1	5	4	4	5	5
Posibilidad de usar gases de cogeneración	1	5	3	4	3	3
Suma	23	43	27	32	35	35

Capítulo 6

Diseño del proceso de secado de lodos

6.1. El secador seleccionado

Los secadores de bandas funcionan a partir del movimiento de material a través de una banda transportadora sobre la cual se alimenta una corriente de aire caliente. Es común encontrar secadores con las bandas apiladas para aumentar el área de contacto y disminuir el tamaño del equipo. En la Figura 6.1 se muestra un diseño de un secador de bandas de mediana temperatura de dos pisos con un biofiltro acoplado para el tratamiento del aire de salida del secador.

6.2. Componentes del secador

A continuación se describen las partes mínimas y equipos auxiliares del secador. Para cada uno de estas se especificaran más detalladamente, a lo largo del capítulo.

- **Bandas:** Pueden ser de malla o láminas perforadas, estas descansan sobre un marco que da el soporte para la materia que se coloque encima. Generalmente se prefieren las láminas perforadas, con perforaciones no circulares para prevenir que se obstruyan. La selección de estas perforaciones es crítica para escoger el secador ya que no pueden ser demasiado pequeñas (porque se obstruyen fácilmente) o demasiado grande (que permita la caída de material).

- **Material de bandas:** De acuerdo al uso que se le quiera dar, así se selec-

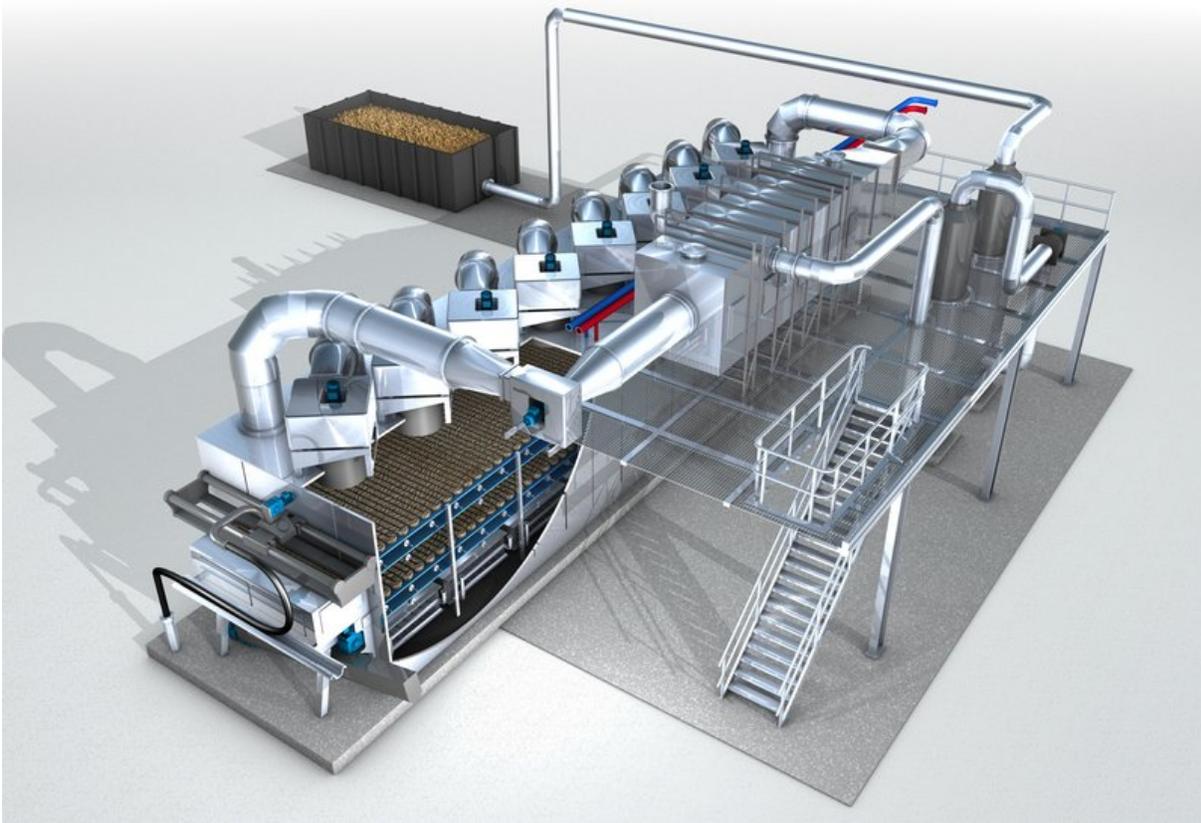


Figura 6.1. Secador de mediana temperatura de la marca alemana HUBER. Tomado de Huber Technology Inc. (2018b)

ciona el material. Para productos alimenticios se utiliza AISI 304, 316 o 409. Cuando no requiere grado alimenticio se espera por lo menos que se utilice acero al carbono. Para secado de lodos se recomienda que las bandas sean de acero inoxidable o al menos galvanizado (GM, 2017).

- **Secciones de secador:** Para los secadores de bandas, el término sección se refiere a un encierro metálico aislado, que tiene su propio ventilador de circulación de aire caliente, un recolector de finos debajo de la banda perforada y un área de banda fijo. El secador de bandas se compone de una batería de estas secciones,

las cuales se dimensionan según la necesidad de evaporación y la disponibilidad de espacio. Para el dimensionamiento de las secciones se tiene que estas son de 1,6 a 2,5 m de largo (Perry et al., 1984).

- **Material del secador:** Debe ser de acero al carbono resistente a la corrosión con algún tipo de aislamiento para prevenir fugas de calor.

- **Equipos auxiliares**
 - **Extrusora de entrada:** Homogeniza la forma del lodo para mejorar la uniformidad de secado y tener condiciones más controladas.
 - **Bandas transportadoras:** Movilizan el lodo a la entrada (desde una tolva de almacenamiento de lodo deshidratado o directamente desde el equipo de deshidratación mecánica) a la salida del secador (hasta el almacenamiento del lodo seco final)
 - **Ventiladores principales:** Suministran el flujo principal de aire seco caliente al secador y extraen el aire húmedo de secado.
 - **Ventiladores de cámara:** Se utilizan para hacer circular el aire dentro del secador.
 - **Condensador:** Toma la corriente de aire húmedo y caliente y condensa la mayor cantidad de agua posible la cual se recircula a la PTAR.
 - **Sistema de tratamiento de olores:** El aire de secado se debe pasar por este sistema antes de ser desechado a la atmósfera. En este caso la PTAR ya cuenta con sistema de tratamiento de olores (Scrubbers y Biofiltro), por lo que solo sería necesario conectar un ducto extractor de aire de secado al sistema.

6.3. Modelado del proceso

Para secadores de bandas se han propuestos varios algoritmos para el modelado matemático de los mismos con el fin de tener una guía unificada de diseño. Todos estos tratan siempre de sistemas donde las corrientes de materia y energía son el aire caliente y el sólido húmedo. Aún así se considera que la mejor forma de dimensionar un secador de bandas sigue siendo la basada en la experiencia previa, pruebas de campo y experimentación piloto (Mujumdar, 2015).

Por cuestiones de simplificación de cálculo se tomará como base de diseño el planteamiento de Geankoplis and Geankoplis (2003) para secadores continuos a contracorriente. Tanto los balances de masa y energía se plantean de acuerdo a la Figura 6.2.

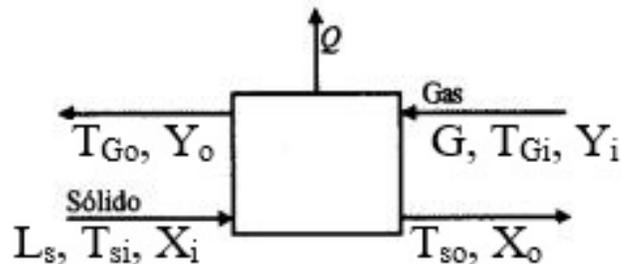


Figura 6.2. Balance de masa y energía general para secador continuo (Geankoplis and Geankoplis, 2003)

El balance de materia global alrededor del proceso de secado, sin considerar el punto de reciclo será entonces;

$$L_s(X_i - X_o) = G(Y_o - Y_i) \quad (6.1)$$

Donde:

L_s = Flujo másico del material en base seca, kg h^{-1}

G = Flujo máximo de aire fresco del ambiente en base seca, kg h^{-1}

X_i = Contenido de humedad del sólido a la entrada del secador (base seca), kg kg^{-1}

X_o = Contenido de humedad del sólido a la salida del secador (base seca), kg kg^{-1}

Y_i = Humedad absoluta del aire de secado a la entrada del secador (aire seco), kg kg^{-1}

Y_o = Humedad absoluta del aire a la salida del proceso (aire seco), kg kg^{-1}

El flujo másico del material en base seca se puede calcular como;

$$L_s = L_w \frac{1}{X_i + 1} \quad (6.2)$$

Donde:

L_w = Flujo máximo de sólido húmedo, kg h^{-1}

Con el flujo másico de materia seca y tomando en cuenta el balance de masa general sobre el secador se puede calcular la capacidad evaporativa del secador, la cual se refiere a la cantidad de agua que se tiene que evaporar por hora en el secador.

Según un balance de materia seca sobre el secador, basado en el balance de material general (6.1) se tiene que;

$$W = L_s(X_i - X_o) \quad (6.3)$$

Donde

W Flujo de agua evaporada del lodo , kg/h

Para incrementar la eficiencia del sistema se suele recircular una parte del aire húmedo (ver Figura 6.3), si r denota la tasa de recirculación (masa de aire seco reciclado por masa de aire a la entrada del secador) el balance de masa en el secador será:

$$L_s X_i + (1 - r)GY_a + rGY_o = L_s X_o + GY_o \quad (6.4)$$

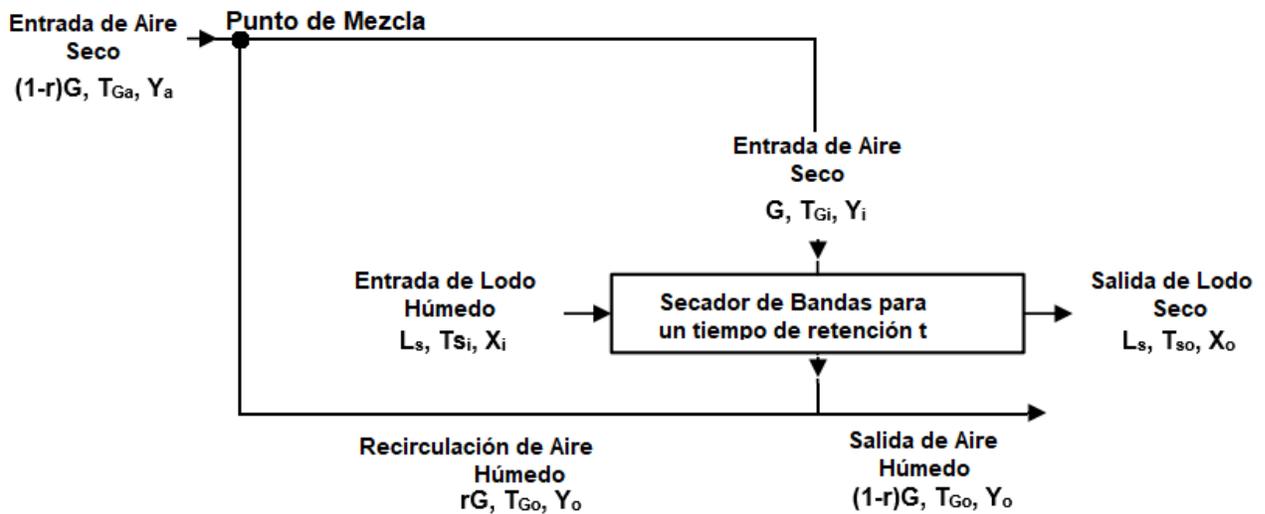


Figura 6.3. Balance de masa y energía para secador de bandas con recirculación

Un balance de masa en el punto de mezcla da como resultado,

$$(1 - r)GY_a + rGY_o = GY_i \quad (6.5)$$

Con lo que la tasa de recirculación será,

$$r = \frac{Y_i - Y_a}{Y_o - Y_a} \quad (6.6)$$

Donde:

$Y_a =$ Humedad absoluta del aire ambiente de reposición (aire seco) kg kg^{-1}

El balance de energía para secadores continuos, se puede plantear, según lo descrito por Mujumdar (2015) , Kiranoudis and Markatos (2000) y Maroulis and Saravacos (2003) donde la energía que debe suministrar el aire de secado, debe ser igual a la suma del calor necesario para calentar el agua libre en el lodo y evaporarla, y el calor necesario para calentar los sólidos secos de una temperatura inicial a una final. Estas dos ecuaciones se expresan de la forma,

$$Q_{\text{productos}} = L_s C_{ps} (T_{so} - T_{si}) \quad (6.7)$$

$$Q_{\text{evaporacion}} = W(\lambda_T - C_{pa}(T_{si})) \quad (6.8)$$

Si se ignoran las pérdidas de calor en el sistema, la energía que debe suministrar al aire de secado debe ser igual a la suma del $Q_{\text{productos}} + Q_{\text{evaporacion}}$, por lo que el balance general de energía al rededor del secador será;

$$GH_{Gi} - GH_{Go} = Q_{\text{productos}} + Q_{\text{evaporacion}} \quad (6.9)$$

Donde

H_{Gi} Entalpía del aire de secado a la entrada del secador kJ kg^{-1}

H_{Go} Entalpía del aire de secado a la salida del secador kJ kg^{-1}

Según Geankoplis and Geankoplis (2003), en la práctica se puede despreciar el calor humidificación del balance de energía ya que no representa un aporte importante. Con

lo dicho anteriormente, la entalpía del aire en términos de la humedad absoluta de este será;

$$H_G = C_h(T_G - T_0) \quad (6.10)$$

Donde

C_h Calor húmedo del aire, $\text{kJ kg}^{-1} \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$

T_G Temperatura del aire al que se quiere calcular la entalpía, $^\circ\text{C}$

T_0 Temperatura de referencia para el calor húmedo, $^\circ\text{C}$

Y Humedad absoluta del aire (aire seco), kg kg^{-1}

λ Calor latente del agua a T_0 , kJ kg^{-1}

El calor húmedo del aire, además, se puede expresar como una suma del calor específico del aire seco y el calor específico del aire con un contenido de humedad Y .

$$C_h = 1,005 + 1,88 \cdot Y \quad (6.11)$$

Si uno conoce la temperatura de entrada T_{Gi} , la humedad de entrada del aire de secado Y_{Gi} , la temperatura de salida del aire de secado T_{Go} , las condiciones de entrada y de salida del sólido y considera que la evaporación del agua libre en el sólido va a ocurrir aproximadamente a una temperatura promedio entre T_{Gi} y T_{Go} , se puede resolver simultáneamente las Ecuaciones 6.1 y 6.9 y encontrar la humedad de salida del aire de secado Y_{Go} y el flujo de aire necesario G .

Si se considera que la carga térmica del sistema recae sobre el calentamiento de la mezcla de aire fresco con aire recirculado, se esperaría, según condiciones óptimas de operación para secadores de bandas, que la cantidad energía por hora necesaria para

calentar el aire de secado entre la cantidad de agua evaporada por hora sea siempre menor a 1 kW kg^{-1} (Roediger et al., 2008). Como este se considera como un criterio de optimización, la ecuación de balance de energía sobre el calentador de aire, se acopla al análisis iterativo para encontrar un G y un Y_{Go} adecuado.

Para el balance de energía sobre el calentador de aire se puede plantear un esquema como el de la Figura 6.3, donde el aire que se recircula con una temperatura T_o y una humedad el Y_o se mezcla con una corriente de aire ambiente de reposición con una temperatura T_a y una humedad el Y_a . El proceso de calentamiento del aire, como se muestra en la Figura 6.4 se puede especificar a partir de un balance simple de energía de la forma

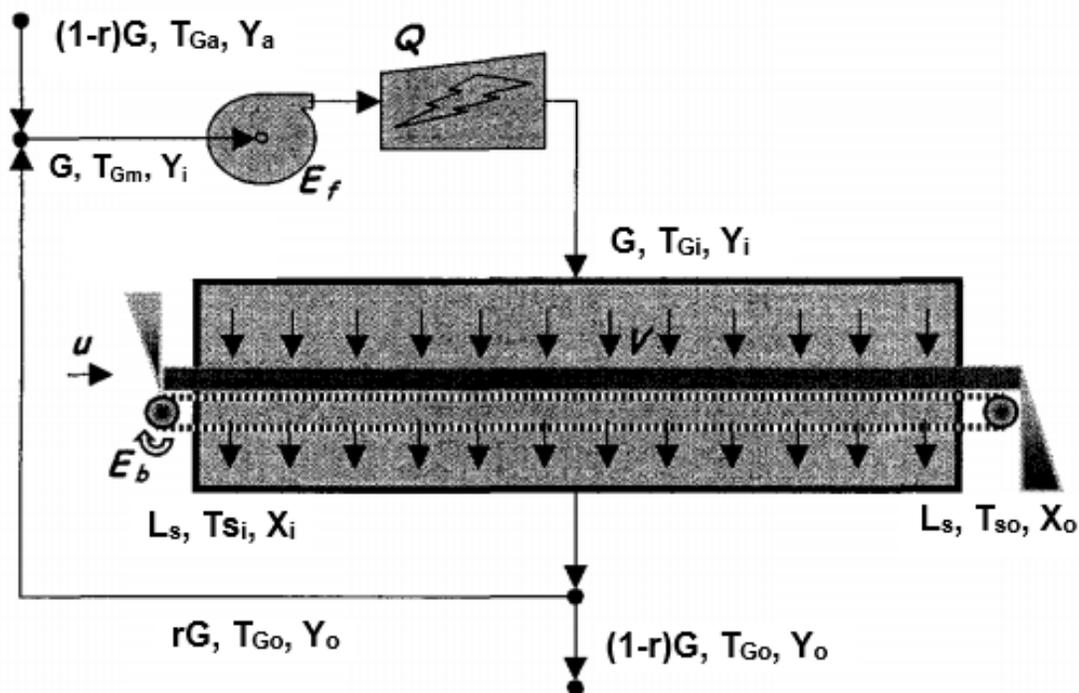


Figura 6.4. Calentamiento del aire de secado con sistema de recirculación basado en lo planteado por Maroulis and Saravacos (2003)

$$Q_{aire} = GC_h(T_{Gi} - T_{Gm}) \quad (6.12)$$

Donde

T_{Gm} Temperatura de mezcla del aire recirculado y el aire fresco, °C

Considerando que en el proceso de mezcla la humedad está restringida por el porcentaje de recirculación, la temperatura de mezcla se puede aproximar a partir de la siguiente ecuación;

$$T_{Gm} = \frac{rG \cdot T_{Go} + (1 - r)G \cdot T_{Ga}}{G} \quad (6.13)$$

Aunque en este análisis se tomó el secador como adiabático, Para secadores de banda, las pérdidas de energía se pueden calcular entre el 5 y 10% del total, siendo normalmente no más del 7% (Mujumdar, 2015). Como pérdidas principales se pueden mencionar: pérdidas de calor a través del equipo por falta de aislamiento e ineficiencia en la tasa de transferencia de calor entre el aire de secado y el producto (Ingvarsson, 2014). Aun así para este diseño, por cuestiones prácticas se supone que el proceso es adiabático o sea no existen pérdidas.

6.3.1. Dimensiones del secador y velocidad de las bandas

Para las dimensiones del secador se contempla tanto la carga de sólidos secos que debe soportar el equipo, como el tiempo de residencia. Según Maroulis and Saravacos (2003), para este cálculo es necesario contar con varios parámetros físicos de los sólidos por secar como: la densidad, la fracción de espacios vacíos y el espesor de la capa de secado. Todas estas propiedades han de calcularse de forma experimental y a partir de pruebas piloto. Si no se cuenta con ellas han de tomarse de la literatura, específicamente de trabajos experimentales anteriores que tenga correlación con el caso de estudio.

El primer parámetro que calcula Maroulis and Saravacos (2003), es la carga en masa que debe soportar el sistema, M . Para esto se utiliza la Ecuación 6.14 .

$$M = tL_s(1 + X_o) \quad (6.14)$$

Con el valor de M y la densidad del sólido ρ se puede estimar entonces la carga de volumen que deben soportar las bandas, V_o .

$$M = (1 - \epsilon)\rho V_o \quad (6.15)$$

Tomando en consideración un ancho de banda h y una altura del lecho de secado Z_o , el largo de las bandas y el área de banda se puede despejar de las Ecuaciones 6.16 y 6.17 respectivamente

$$V_o = Z_o h B \quad (6.16)$$

$$A_b = B h \quad (6.17)$$

La velocidad de las bandas y la energía eléctrica está dada por la Ecuación 6.18 y 6.19.

$$u_b = B/t \quad (6.18)$$

Para el requerimiento energético es necesario contar con una ecuación de potencia para bandas transportadoras, e_l , aunque para dimensionamiento se puede utilizar $e_l \approx 2$ como una constante empírica.

$$E_b = e_t B(1 + X_o) L_s \quad (6.19)$$

6.3.2. Dimensionamiento de los ventiladores

Según Maroulis and Saravacos (2003), para dimensionar el ventilador principal de aire, lo más importante a considerar es la caída de presión que ocurre a lo largo del secador. Esta caída de presión está dada por

$$\Delta P = \frac{f_i \cdot Z_0 \cdot U^2 \cdot \rho}{D_p} \quad (6.20)$$

Donde

f Factor de fricción según ecuación de caída de presión

ΔP Caída de presión a lo largo del lecho de secado, Pa

D_p Diámetro de partícula, m

U Velocidad superficial del fluido, m/s

ρ Densidad del fluido, kg m^{-3}

Para este caso, se considera utilizar la conocida Ecuación de Ergún, la cuál permite determinar la caída de presión en lechos empacados. El factor de fricción está dado por;

$$f = \frac{150}{\text{Re}} + 1,75 \quad (6.21)$$

Donde

$$\text{Re} = \frac{D_p \cdot U \cdot \rho}{(1 - \epsilon)\mu} \quad (6.22)$$

Cuando se trata de partículas no esféricas, como es el caso usual, se utiliza la Ecuación 6.23, para tener un diámetro de partícula a partir de la geometría

$$D_p = \frac{6V_p}{A_p\phi} = \frac{6V_p}{A_{sp}} \quad (6.23)$$

Donde

A_p Área superficial de una partícula no esférica, m²

A_{sp} Área superficial del equivalente volumen esférico, m²

V_p Volumen de una partícula no esférica, m³

ϵ Porosidad del lecho

μ Viscosidad dinámica del fluido, kg/(m s)

ϕ Esfericidad de la partícula

Si el flujo máximo de recirculación al secador está dado por el balance de masa planteado anteriormente, Ecuación 6.1, según Geankoplis and Geankoplis (2003) conociendo la energía mecánica W_s y el flujo máximo se puede calcular la cantidad de energía eléctrica necesaria para el ventilador principal del sistema a partir de la Ecuación 6.24.

$$E_f = \frac{-W_s G}{\eta \cdot \eta_e \cdot 100} \quad (6.24)$$

Donde

E_f Energía eléctrica del ventilador , kW

η Eficiencia mecánica del ventilador

η_e Eficiencia eléctrica del ventilador

La energía mecánica W_s , se puede calcular, a partir de un balance de energía mecánica sobre el ventilador;

$$z_1 g + \frac{U_1^2}{2} + \frac{P_1}{\rho} - W_s = z_2 g + \frac{U_2^2}{2} + \frac{P_2}{\rho} + \sum F \quad (6.25)$$

Para el caso de los ventiladores, como solo impulsa el aire la diferencia de altura entre la succión y la salida es 0, eso implica que $z_1 = z_2 = 0$, se puede además establecer que la velocidad a la entrada $U_1 \approx 0$ y que la influencia de la energía potencial y cinética es despreciable, por lo que $\sum F = 0$.

Reacomodando la Ecuación 6.25, se tiene que;

$$-W_s = \frac{U_2^2}{2} + \frac{\Delta P}{\rho} \quad (6.26)$$

En este caso el ΔP es justamente el calculado a partir de la Ecuación 6.20.

Con esto se tiene que el total de energía eléctrica para mover la banda de los motores y el soplador ha de ser;

$$E_{total} = E_b + E_f \quad (6.27)$$

6.4. Dimensionamiento del condensador

El condensador del aire caliente y húmedo debe ser tal que permita condensar la mayor cantidad de agua para recircular a la red de vaciados de la PTAR y preparar el aire de secado utilizado, para llevarlo al sistema existe de tratamiento de olores de la planta antes de ser liberado al ambiente. Más que un dimensionamiento propio del equipo se calculará la cantidad de agua que se puede separar del aire húmedo a partir de un proceso de deshumidificación y enfriamiento.

Según Zamfirescu (2016) , el aire de proceso es enfriado hasta su saturación a una humedad absoluta menor, al ponerlo en contacto con una superficie que tenga una temperatura menor que su temperatura de rocío. Luego de que la temperatura del aire cae y se forma condensado, este puede ser separado por gravedad. El proceso se puede ilustrar a partir de la Figura .

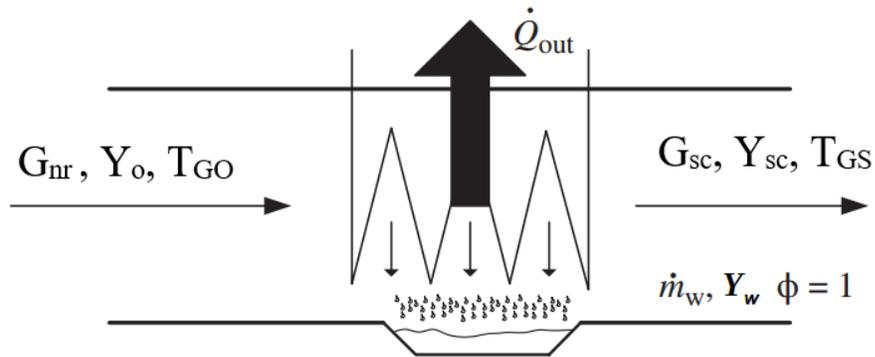


Figura 6.5. Balance de masa y energía para condensador/enfriador. Tomado de Zamfirescu (2016)

Si la salida del proceso de secado, considerando recirculación produce una corriente de aire de salida igual a;

$$(1 - r)G = G_{nr} \quad (6.28)$$

Los balances sobre el condensador serán entonces;

Balance de materia para el aire seco;

$$G_{nr} = G_{sc} \quad (6.29)$$

Balance de materia para el agua

$$G_{nr}Y_o = G_{sc}Y_{sc} + \dot{m}_w \quad (6.30)$$

Balance general energía sobre el condensador

$$G_{nr}H_{Go} = \dot{Q}_{out} + G_{sc}H_{sc} + \dot{m}_w H_w \quad (6.31)$$

Donde

G_{sc} = flujo másico de aire a la salida del condensador kg h^{-1}

m_w = flujo másico de condensado a la salida del condensador kg h^{-1}

Y_{sc} = Humedad absoluta del aire de secado a la salida del condensador (aire seco) considerando recirculación. kg kg^{-1}

H_{Go} = Entalpía del aire de entrada al condensador kJ kg^{-1}

H_{sc} = Entalpía del aire a la salida del condensador kJ kg^{-1}

H_w = Entalpía del condensado a la salida del condensador kJ kg^{-1}

\dot{Q}_{out} Energía entregada al fluido de enfriamiento kJ h^{-1}

Si se ignoran los efectos de las energías cinéticas, potenciales y las irreversibilidades, se puede resolver el balance de energía tomando en consideración la Ecuación 6.10. Para el cálculo de la entalpía a la entrada y la salida, la cual depende de la temperatura y la humedad absoluta. La entalpía del agua puede considerarse como la entalpía del líquido saturado a la misma temperatura de salida del aire. Tomando en cuenta esto, se puede calcular el flujo de condensado y la cantidad de energía que se necesita remover.

6.5. Consideraciones de partida para el diseño del secador

Para el diseño de secadores la variable más crítica que se debe establecer es la diferencia de temperatura entre la entrada del aire de secado y la salida (Mujumdar, 2015).

Como en este trabajo no se pretende realizar un estudio de optimización de la temperatura, ya que se extiende del alcance del mismo, a continuación se plantearán diversas suposiciones mínimas respecto a la temperatura de entrada y salida del aire de secado y otros parámetros operativos mínimos (según lo planteado por Maroulis and Saravacos (2003) para secadores de bandas).

1. Temperatura de Secado

Las temperaturas de entrada del aire de secado para los secadores de bandas de mediana temperatura, pueden oscilar entre 80 y 140 °C, algunos fabricantes incluso especifican que para secadores de lodos-biosólidos, en los que se quiere usar energía de sistemas de cogeneración el ámbito de temperaturas, han de ser entre 90 y 130 °C como máximo , para mantener un equilibrio costo-beneficio.

Tomando en cuenta esto, se toma la decisión de plantear dos escenarios de operación, uno con la temperatura más baja recomendada, 90 °C, y uno con la más alta 130 °C y analizar un cambio de temperatura mínimo de $\Delta T = 10^{\circ}\text{C}$ y un máximo de $T_{Gi} - \Delta T = 70^{\circ}\text{C}$ (ya que esta temperatura representa un mínimo para la condición de inocuidad que se espera para Lodo Tipo A).

Se considera que estas dos temperaturas son apropiadas para el análisis ya que:

- Son temperaturas viables si se quiere calentar aire utilizando calor residual.
- Eliminan la necesidad de un sistema de separación de finos.

Respecto a la temperatura ambiente se toma un valor promedio de 21,7 °C y un valor de humedad relativa promedio de 65 % , según promedios reportados por el Instituto Meteorológico Nacional basados en los boletines mensuales meteorológicos para el 2017 (Ver Cuadro A.6). Se utilizan específicamente los datos de la estación meteorológica del Aeropuerto Tobías Bolaños, Pavas, por la cercanía con el Sitio.

2. Velocidad del aire de secado

Se decide utilizar una velocidad de aire de 1,5 m/s , la cual es una velocidad de aire común para secadores de banda de baja temperatura y ha sido utilizada en la

práctica y en la investigación de diseño de secadores convectivos de bandas para lodos deshidratados mecánicamente (Li et al., 2015).

3. Presión de Operación

La presión de operación en los secadores de bandas de mediana temperatura es normalmente 1 atm (Mujumdar, 2015), por lo que se decide utilizar este valor.

4. Porcentaje de sólidos a la entrada y la salida

Para la entrada se toma el valor mínimo de 25 % (3 kg/kg base seca) de sólidos secos (como se calculó en el Cuadro 4.4) y a la salida se toma un valor mínimo de 90 % (0,11 kg/kg base seca) según especificaciones técnicas en condiciones normales para la mayoría de los equipos de secado de banda de mediana temperatura (Roediger et al., 2008).

5. Tiempo de secado

Con la temperatura de entrada de aire y la diferencia de humedades (base seca) del lodo se puede calcular un tiempo de secado teórico-experimental integrando la Ecuación 4.4. Como este modelo está desarrollado para secado a una temperatura constante, se propone utilizar para este cálculo la temperatura más alta de secado que se considera para el análisis (130 °C).

Si se integra la Ecuación 4.4 (Anexo C) para esta temperatura y para un cambio de X de 3 a 0,11, el resultado es de aproximadamente 45 min.

Este valor supone un tiempo de retención bastante bajo para la mayoría de equipos de secado de bandas que se investigaron, sin embargo, se considera que las pruebas de secado en balanza de humedad no son totalmente equivalentes para este caso, ya que el secado conductivo se ve favorecido a temperaturas de contacto altas, y

en este caso se trata de secado mayoritariamente convectivo, y además la ecuación se integra para un valor de α para lodos con una humedad más baja de la que se supone para diseñar. Teniendo en consideración esto, se decide utilizar un tiempo máximo de 90 min para la operación del secador, ya que un 50 % más del valor calculado es suficiente para cubrir el espectro de temperaturas que se quiere analizar para el caso de secado convectivo y el flujo másico de lodos que se tiene (Huber Technology Inc., 2018b).

Desde el punto de vista de inocuidad, según la EPA (1994) los biosólidos con porcentajes de sólidos secos mayores a 7 % tratados térmicamente, deben ser expuestos a temperaturas de al menos 50 °C durante 15 s para partículas pequeñas o 20 min para partículas grandes. Para ambos casos la relación temperatura tiempo está dada por la Ecuación 6.32.

$$D = \frac{131\,700\,000}{10^{0,14*T}} \quad (6.32)$$

Donde

D Duración requerida, día

T Temperatura de exposición °C

Suponiendo que el lodo a la salida alcanza temperatura iguales a la salida del aire, es decir que $T_{Go} = T_{So}$ (Kiranoudis and Markatos, 2000) °C. Se tiene que el lodo a 70 °C deberá estar en contacto al menos 30 min para ser considerado Clase A. Esto supone que el tiempo de retención considerado es suficiente para obtener la clasificación de Clase A.

6. Extrusora

La extrusora debe ser de tornillo sin fin tipo tolva que pueda producir paralelamente múltiples “fideos” de un diámetro de 11 mm y un largo máximo de 5 cm como el que se muestra en la Figura 6.6, a continuación.



Figura 6.6. Ejemplo de extrusor de lodos considerado para el presente diseño del sistema de secado de lodos con bandas a mediana de temperatura (Redco Sludge Technologies, 2014)

7. Tamaño y características de las bandas

- El ancho de las bandas está típicamente entre 1 y 4 m de acuerdo a la aplicación de secado Mujumdar (2015). Para secado de lodos, el ancho de los secador depende del espacio con el que se cuente, pero oscilan entre los descritos entre los valores típicos de 1 y 4 m(Sülze Klein, 2016) . En este caso se decide tomar como parámetro de diseño un valor medio para el ancho de las bandas, igual a 2,5 m.
- Se consideran que las bandas son perforadas con una diámetro menor a 11

mm, para evitar la caída de material y que sean al menos de acero al carbono con algún grado de anticorrosividad por la posible naturaleza corrosiva del lodo.

8. Secciones del secador

Para el tamaño de las secciones del secador, se establece el máximo descrito por (Perry et al., 1984) de 2,5 m.

9. Características del lecho de secado y de la distribución de los biosólidos.

Como no se realizó ningún análisis microscópico del lodo deshidratado, ni pruebas piloto para el secador de bandas, se procede a utilizar valores de distribución geométrica usuales para los lodos deshidratados con porcentajes de sólidos similares a los considerados en esta investigación.

- La densidad del lodo se toma como $1\,200\text{ kg/m}^3$ según el cálculo realizado en la Ecuación C.24, la cual está basada en valores operativos de la PTAR Los Tajos.
- Se toma como espesor de la capa de lodo sobre la banda de secado un valor máximo de 10 cm, según Beghit et al. (2017), el cual es un valor aprox. de 9 diámetros de los fideos de lodo apilados. Es importante considerar que este espesor va disminuyendo a lo largo del secador.
- Según la investigación de Li et al. (2015), se obtiene experimentalmente, que para el secado convectivo de lodos deshidratados de PTAR (sin ningún agente aglomerante añadido), a mediana temperatura ($80\text{ }^\circ\text{C}$) en un secador de bandas, la fracción de espacios vacíos en el lodo húmedo es de un 0,33 y en el lodo seco es de 0,63, por lo que se decide tomar como constante el

promedio de las dos fracciones para el cálculo de la caída de presión, igual a 0,48.

- La humedad en el equilibrio, se calculó en las pruebas de secado (Sección 4.1.3), es cercana a 0,015 kg/kg

6.6. Cálculo de las dimensiones geométricas del secador

Una vez establecidas las consideraciones de diseños mínimas, se procede a realizar el cálculo del tamaño del secador. Toda la estructura del secador, al igual que las bandas, han de ser de acero al carbono con alguna protección anticorrosiva, por la posible naturaleza corrosiva del lodo.

Si el flujo de sólidos húmedos es de 118,28 t/d ó 4928,33 kg/h, se puede utilizar la Ecuación 6.2 para estimar el flujo de sólidos secos al sistema.

$$L_s = 4928,33 \left(\frac{1}{3+1} \right) \approx 1232 \text{ kg/h} \quad (6.33)$$

Sustituyendo en la Ecuación 6.14, se calcular la carga másica que debe soportar el secador;

$$M = (1,5)(1,232)(1+3) \approx 7,39 \text{ t} \quad (6.34)$$

. El valor de V_o (carga volumetrica) será entonces;

$$(7,39) = (1 - 0,48)(1200)V_o \implies V_o \approx 11,85 \text{ m}^3 \quad (6.35)$$

Si se toma el ancho del secador como $h = 2,5\text{m}$ y $Z_o = 0,10\text{m}$, el largo y el área de secado será respectivamente;

$$11,85 = (0,10)(1,5)B \implies B \approx 47,39 \text{ m} \quad (6.36)$$

$$A_b = (47,39)(2,5) \approx 118,47 \text{ m}^2 \quad (6.37)$$

Para mejorar el contacto aire-lodo y disminuir el largo del secador se considera utilizar un secador de dos pisos por lo que el largo final será realmente;

$$B_f = \frac{47,39}{2} \approx 23,70 \text{ m} \quad (6.38)$$

La velocidad de la banda deberá ser ;

$$u_b = (23,7)/(1,5) \approx 15,79 \text{ m/h} \quad (6.39)$$

Y si se considera que las secciones del secador deben ser de no más de 2,5 m, se debe contar con un total de secciones de

$$Secciones = \frac{23,7}{2,5} \approx 10 \quad (6.40)$$

La energía eléctrica necesaria para mover cada banda deberá ser entonces de ;

$$E_b = 2(1,232)(1+3)(23,7) \approx 233 \text{ kW} \quad (6.41)$$

6.7. Cálculo de la capacidad evaporativa

Si se consideran los valores de $L_s = 1232 \text{ kg/h}$, y las humedades en base seca iniciales y finales de sólido, se puede sustituir la Ecuación 6.3 para calcular la capacidad

evaporativa del secador de la forma;

$$W = 1232(3 - 0,11) = 3560 \text{ kg/h} \quad (6.42)$$

Este es un parámetro de diseño esencial para el dimensionamiento de las secciones del proceso.

6.8. Cálculo del flujo de aire del sistema y humedad de salida del aire de secado

Para efectos de muestra de cálculo se muestran las ecuaciones correspondientes para la temperatura más alta (130 °C) y el cambio de temperatura más bajo ($\Delta 10$ °C) y los resultados para los otros casos se resumen en los Cuadros 6.1 y 6.2.

Con el flujo de sólidos secos, la condición de entrada del aire de secado y la condición de entrada y salida de los lodos se puede resolver simultáneamente las Ecuaciones 6.1 y 6.9 para encontrar el flujo de aire de secado del sistema y la humedad de salida.

Según Sülze Klein (2016), para un proceso de secado de bandas de mediana temperatura, el aire de secado no deberá tener una humedad absoluta mayor a $Y = 0,020$ kg/kg, por lo que se toma éste como la humedad del aire de secado. Con este valor y las humedades de entrada y salida de lodo se puede obtener la Ecuación 6.1 en términos de G y Y_o

$$(1232)(3 - 0,11) = G(Y_o - 0,020) \quad (6.43)$$

Para el cálculo del $Q_{productos}$ se toma un valor estándar $C_{ps} = 1,95$ kJ/(kg K), el cual fue reportado por Xu and Lancaster (2009) como normal para los sólidos del lodo de agua residual. Considerando que $L_s = 1232$ kg/h, que $T_{Go} = T_{So}$ (Mujumdar, 2015), y que $T_{Go} = 120$ °C, se puede sustituir la Ecuación 6.3 de la forma;

$$Q_{productos} = 1232 \cdot 1,95(120 - 27) \approx 223\,423 \text{ kJ/h} \quad (6.44)$$

Para el caso de $Q_{evaporacion}$, este se calcula considerando que el agua libre del lodo tiene un $C_{pa} \approx 4,2$. El agua entra a la misma temperatura de lodo T_{si} y se evapora a aproximadamente 110 °C. Sustituyendo los valores en la Ecuación 6.8 se tiene que;

$$Q_{evaporacion} = 3560(2713,5 - 4,2(27)) \approx 9\,490\,365 \text{ kJ/h.} \quad (6.45)$$

Si se suman el $Q_{productos}$ y $Q_{evaporacion}$, el balance de energía en término de la entrada y salida del aire de secado será;

$$G \cdot (1,005 + 1,88 \cdot 0,02) \cdot 130 + G \cdot (1,005 + 1,88 \cdot Y_0) \cdot 120 = 9\,713\,788 \text{ kJ/h} \quad (6.46)$$

Las Ecuaciones 6.43 y 6.46 se resuelven simultáneamente y se obtiene para esta temperatura un $G \approx 1,01 \times 10^6 \text{ kg/h}$ y $Y_{Go} \approx 0,0235 \text{ kg/kg}$

Con este valor de Y_{Go} , se puede calcular la tasa de recirculación necesaria para obtener un $Y_{Gi} = 0,020$. Respecto a las condiciones del aire ambiente, como se mencionó anteriormente, se supone un valor de temperatura del aire promedio de 21,7 °C y una humedad relativa del 65 %. Con esto y utilizando las tablas psicrométricas para mezclas aire-agua se obtiene un $Y_{Ga} \approx 0,01054 \text{ kg/kg}$.

Sustituyendo estos valores en la Ecuación 6.6, se obtiene la siguiente tasa de recirculación;

$$r = \frac{(0,020 - 0,01054)}{(0,0235 - 0,01054)} \approx 0,73 \quad (6.47)$$

Esto implica que el aire exhausto G_{out} ha de ser $(1 - r)G = (1 - 0,73) \cdot 1,01 \times 10^6 \approx 274\,176$ kg/h

Y la temperatura de mezcla ha de ser

$$T_{Gm} = \frac{0,73(1\,009\,000) \cdot 120 + (1 - 0,73)1\,009\,000 \cdot 21,7}{(1\,009\,000)} \approx 93^\circ\text{C} \quad (6.48)$$

Con esta temperatura calculada, se puede calcular la cantidad de energía que se le debe suministrar al aire recirculado. Sustituyendo los valores calculados en la Ecuación 6.12 se tiene que;

$$Q_{aire} = 1\,009\,000 \cdot (1,005 + 1,88 \cdot 0,02)(130 - 93) \approx 38\,619\,495 \text{ kJ/h} \approx 10\,728 \text{ kW} \quad (6.49)$$

Si se divide la carga de energía térmica entre la capacidad evaporativa del secador se tiene que;

$$c_{termico} = \frac{10\,728}{3560} \approx 2,94 \text{ kW h/kg} \quad (6.50)$$

A este parámetro se le conoce como capacidad térmica específica. De acuerdo a lo mencionado en 6.3, esta capacidad térmica específica (o consumo de energía térmica por unidad de humedad evaporada) está por encima del óptimo para secadores de mediana temperatura según Roediger et al. (2008), el cuál cita valores entre 0,7 y 1,4 (al igual que Arlabosse et al. (2005), mencionado en la Sección 5.5). En los Cuadros 6.1 y 6.2 se muestran los distintos escenarios, considerando diferencias de temperatura, para las temperaturas iniciales de 130 y 90 °C. Acá se nota que se necesita de al menos un $\Delta T = 50$ (para una temperatura inicial de 130 °C) para que la capacidad térmica específica sea relativa a lo que se espera en la literatura. Considerando que

la temperatura mínima del lodo a la salida ha de ser de 70 °C, se toma el $\Delta T = 60$ como el que supone un consumo de energía menor. Si se considera el dimensionamiento geométrico del sistema, se supondría entonces una caída de temperatura de 30 °C por piso de secador, el cual desde un punto de vista ingenieril supone un ΔT viable (se tienen diseños de secadores de bandas para lodos de hasta con ΔT de hasta 80 °C (Veolia Water Solutions, 2009)).

Aún así, como se ha venido especificando, el ΔT es el parámetro más complicado en el cálculo del dimensionamiento del secador y requiere necesariamente una prueba piloto o datos de campo para probar que estos valores son viables.

Se toma entonces el valor de $G = 1,59 \times 10^5$ kg/h como el flujo mínimo de diseño y $Y_{Go} = 0,0424$ kg/kg como la humedad de salida del sistema.

6.9. Cálculo de dimensionamiento de los ventiladores

Como se especificó anteriormente, para calcular la energía eléctrica necesaria para mover los ventiladores, se necesita el cálculo de la caída de presión a través del lecho del lodo.

Al tratarse de partículas no esféricas, lo primero que se calcula es el D_p . El diámetro de partícula se puede despejar de la Ecuación 6.23. Tomando en cuenta que los “Fideos” tienen 5 cm de largo y 11 mm de diámetro, se tiene que;

$$D_p = \frac{6\pi \frac{D^2}{4} \cdot h}{2\pi \frac{D}{2} \cdot h} = \frac{6\pi \frac{(0,011)^2}{4} \cdot (0,05)}{2\pi \frac{0,011}{2} \cdot (0,05)} = 0,0165 \text{ m} \quad (6.51)$$

Un vez calculado el D_p se puede calcular el factor de fricción de la Ecuación de Ergun, dada la Ecuación 6.21 y los datos del Cuadro 6.3, los cuales se establecen según condiciones promedio de operación del equipo, es decir entre la temperatura más alta y más baja de operación para el aire seco establecidos en la Sección 6.8 a presión atmosférica;

Cuadro 6.1. Escenarios de consumo de aire de secado y requerimiento energético para distintos cambios de temperatura a lo largo del secador de banda de mediana temperatura del presente diseño considerando una temperatura inicial de 130 °C

$\Delta T/^\circ\text{C}$	10	20	30	40	50	60
$T_{Gi}/^\circ\text{C}$	130	130	130	130	130	130
$T_{Go}/^\circ\text{C}$	120	110	100	90	80	70
$Q_{\text{productos}}/$ (kJ/h)	223 423	199 399	175 375	151 351	127 327	103 303
$Q_{\text{evap}}/$ (kJ/h)	9 490 365	9 465 180	9 441 090	9 404 590	9 382 690	9 353 490
$\lambda \mathbf{a} T_{\text{prom}}$	2713,5	2706,6	2700	2690	2684	2676
$Q_{\text{total}}/$ (kJ/h)	9 713 788	9 664 579	9 616 465	9 555 941	9 510 017	9 456 793
$Q_{\text{total}}/\text{kW}$	2698	2685	2671	2654	2642	2627
$G/(\text{kg}/\text{h})$	$1,01 \times 10^6$	$4,99 \times 10^5$	$3,29 \times 10^5$	$2,44 \times 10^5$	$1,93 \times 10^5$	$1,59 \times 10^5$
$Y_{Go}/$ (kg/kg)	0,0235	0,0271	0,0308	0,0346	0,0385	0,0424
r	0,73	0,57	0,47	0,39	0,34	0,30
$G_{nr}/(\text{kg}/\text{h})$	274 176	214 513	175 531	147 888	127 447	111 638
$T_{Gm}/^\circ\text{C}$	93	72	58	49	41	36
$Q_{\text{aire}}/$ (kJ/h)	38 619 495	30 149 408	24 616 921	20 690 170	17 792 161	15 549 456
$Q_{\text{aire}}/\text{kW}$	10728	8375	6838	5747	4942	4319
$C_{\text{termico}}/$ (kW h/kg)	2,94	2,29	1,87	1,57	1,35	1,18

$$\rho_{\text{promedio}} = \frac{\rho_{130^\circ\text{C}} + \rho_{70^\circ\text{C}}}{2} \approx \frac{0,8542 + 1,028}{2} \approx 0,9411 \text{kg}/\text{m}^3 \quad (6.52)$$

$$\mu_{\text{promedio}} = \frac{\mu_{130^\circ\text{C}} + \mu_{70^\circ\text{C}}}{2} \approx \frac{2,052 \times 10^{-5} + 2,345 \times 10^{-5}}{2} \approx 2,200 \times 10^{-5} \text{kg}/(\text{m s}) \quad (6.53)$$

Sustituyendo para calcular el número de Reynolds se tiene qué;

Cuadro 6.2. Escenarios de consumo de aire de secado y requerimiento energético para distintos cambios de temperatura a lo largo del secador de banda de mediana temperatura del presente diseño considerando una temperatura inicial de 90 °C

$\Delta T / ^\circ\text{C}$	10	20
$T_{Gi} / ^\circ\text{C}$	90	90
$T_{Go} / ^\circ\text{C}$	80	70
$Q_{\text{productos}} / (\text{kJ/h})$	127 327	103 303
$Q_{\text{evap}} / (\text{kJ/h})$	9 265 890	9 233 040
$\lambda \mathbf{a} T_{\text{prom}}$	2652	2643
$Q_{\text{total}} / \text{kW}$	9 393 217	9 336 343
$Q_{\text{total}} / \text{kW}$	2609	2593
$G / (\text{kg/h})$	$9,52 \times 10^5$	$4,70 \times 10^6$
$Y_{Go} / (\text{kg/kg})$	0,0237	0,0276
r	0,72	0,56
$G_{nr} / (\text{kg/h})$	269756	209039
$T_{Gm} / ^\circ\text{C}$	63	49
$Q_{\text{aire}} / (\text{kJ/h})$	66 040 152	39 940 536
$Q_{\text{aire}} / \text{kW}$	18 344	11 095
$C_{\text{termico}} / (\text{kW h/kg})$	5	3,04

Cuadro 6.3. Parámetros para cálculo de caída de presión utilizando la Ecuación de Ergún

Parámetro	Valor
ϵ	0,48
ϕ	1
$\rho / (\text{kg m}^{-3})$	0,9411
$\mu / (\text{kg m}^{-1} \text{s}^{-1})$	$2,200 \times 10^{-5}$
$U / (\text{m s}^{-1})$	1,5
$D_p / (\text{m})$	0,0165

$$\text{Re} = \frac{0,0165 \cdot 1,5 \cdot 0,9411}{(1 - 0,48)(2,200 \times 10^{-5})} \approx 2036 \quad (6.54)$$

Con el número de Reynolds se puede calcular el factor de fricción

$$f = \frac{150}{2036} + 1,75 \approx 1,82 \quad (6.55)$$

Al tratarse de un secador de dos pisos, el espesor del lecho de lodos deberá ser dos veces el espesor de lecho considerado, es decir $Z_o = 0,20$ m. Con esto se puede calcular la caída de la presión de la forma;

$$\Delta P = \frac{1,82 \cdot (0,20) \cdot (1,5)^2 \cdot 0,9411}{0,0165} \approx 46 \text{ Pa} = 0,046 \text{ kPa} \quad (6.56)$$

Si se considera que las tuberías y accesorios pueden causar pérdidas de presión, se aumenta en un 15 % la caída de presión, por lo que;

$$\Delta P = 46 \cdot 1,15 = 53 \text{ Pa} \quad (6.57)$$

Con esta caída de presión, se puede sustituir la Ecuación 6.26 para despejar la energía mecánica de la forma;

$$-W_s = \frac{1,5^2}{2} + \frac{53}{0,9411} \approx 57 \text{ J/kg} \quad (6.58)$$

Como se demostró en la Sección 6.8, el flujo de aire recirculado en el sistema depende de la ΔT a lo largo del secador. Como el valor de flujo no es exacto, ya que depende de las condiciones operativas, se propone que para el diseño de los ventiladores se tome un promedio del flujo obtenido con la ΔT más pequeña y la más grande con el fin de contemplar estas variaciones, esto implica que;

$$G = \frac{1,06 \times 10^6 + 1,59 \times 10^5}{2} \approx 5,84 \times 10^5 \quad (6.59)$$

Con este flujo y considerando que las eficiencias mecánica y eléctrica del ventilador son de 80 % y 87 % respectivamente (Geankoplis and Geankoplis, 2003), se puede calcular la energía eléctrica necesaria para mover los ventiladores a partir de la Ecuación 6.24;

$$E_f = \frac{0,057 \cdot (163)}{0,9411 \cdot 0,87 \cdot 0,8} \approx 14 \text{ kW} \quad (6.60)$$

Hay que considerar qué para que E_f tenga estas unidades, el flujo G debe estar en kg/s, es decir $G \approx 5,84 \times 10^5 \text{ kg/h} \approx 163 \text{ kg/s}$

Tomando en cuenta se debe instalar al menos un abanico a la entrada y uno a la salida, la energía eléctrica total para los abanicos será de;

$$E_{f_{total}} = 28 \text{ kW} \quad (6.61)$$

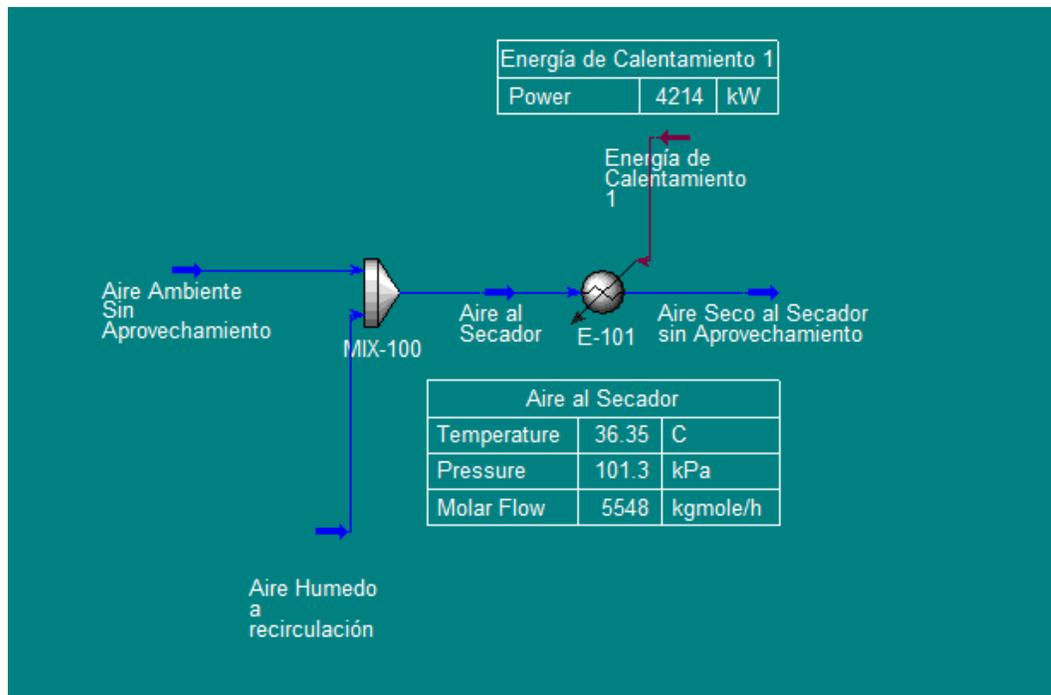
Como el sistema que se dimensionó es de dos pisos, la carga de energía eléctrica E_b es el doble de la calculada, esto implica que la energía eléctrica total requerida por el sistema será de;

$$E_{total} = 28 + 233,5 \cdot 2 \approx 495 \text{ kW} \quad (6.62)$$

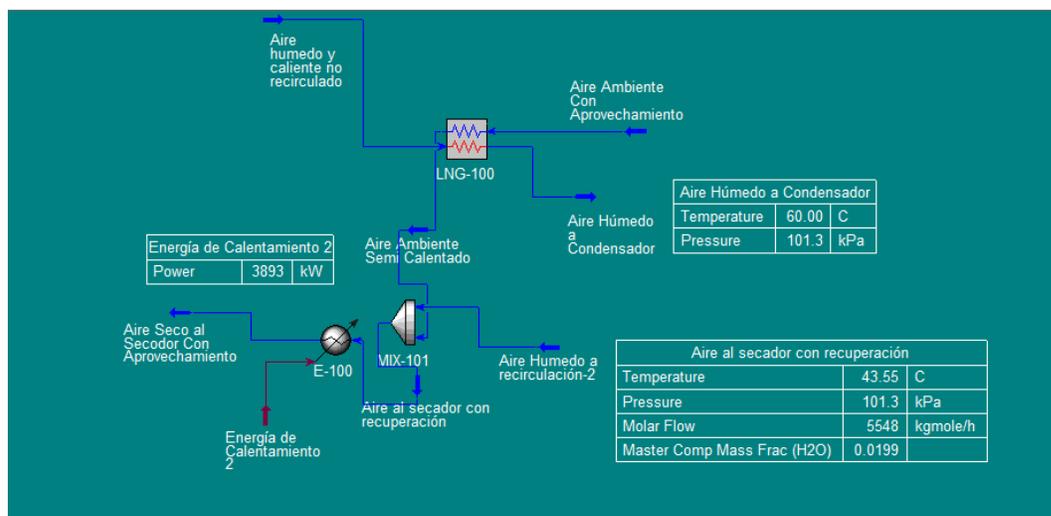
6.10. Posibilidad de recuperación de energía dentro del proceso

Dentro de las posibilidades usuales que se deben contemplar en el diseño de secadores es la oportunidad de aprovechamiento energético de la corriente de gases calientes y húmedos antes condensar la humedad y enviarlo al proceso de control de contaminantes en el aire. La integración de estas corrientes se realizó por medio del simulador UNISIM utilizando como ecuación de estado Peng Robinson para estimar las propiedades de la

mezcla agua aire. El resultado de la simulación se muestra en la Figura 6.7.



(a) Calentamiento de aire de secado sin aprovechamiento



(b) Calentamiento de aire de secado con aprovechamiento

Figura 6.7. Comparación de proceso de calentamiento de aire para secador de bandas con y sin aprovechamiento de la corriente de gases calientes a la salida del secador

Acá se nota, además de que evidentemente el consumo energético baja para el segundo

escenario en un 8 %, Figura 6.7b, la temperatura del aire húmedo baja de 70 a 60 °C, por lo que también la energía que eventualmente se va a requerir para enfriarlo debería bajar.

Desde el punto de vista de diseño del secador, se considera que la recuperación de energía es completamente necesaria, tomando en cuenta que de esto depende en gran medida que se disminuya el $C_{termico}$, y por lo tanto la eficiencia del sistema, al menos desde el punto de vista térmico. Para este caso el $C_{termico}$ pasa de un valor de $\approx 1,18$ a $\approx 0,98$ con la recuperación de energía de la corriente de aire húmedo y caliente a la salida del secado. Este valor de $C_{termico}$ se acerca a lo esperado para secadores de banda de mediana temperatura planteado por (Arlabosse et al., 2005).

6.11. Cálculo del condensador

Partiendo del análisis de recuperación energética realizado anteriormente se considera que el aire de salida pasa de 70 °C a aproximadamente 60 °C y mantiene su humedad absoluta de salida $Y_o = 0,0424 \text{ kg kg}^{-1}$. En el condensador se propone poner en contacto este aire húmedo y caliente con un fluido de enfriamiento el cual puede ser agua de proceso a una temperatura de aproximadamente 21 °C. Como el agua está por debajo de la temperatura de rocío del aire húmedo (aproximadamente 37,5 °C) se espera que una parte del agua del aire condensará e idealmente el aire se saturará a la temperatura de la superficie fría. Si de acuerdo a la tabla psicrométrica, a la condición de saturación el aire a 21 °C tiene una humedad absoluta de aproximadamente $0,01565 \text{ kg kg}^{-1}$. Se puede utilizar la Ecuación 6.30 para calcular el flujo de condensado de la forma;

$$(111\,638)(0,0424) = (111\,638)(0,01565) + \dot{m}_w \quad (6.63)$$

Resolviendo para \dot{m}_w se tiene un flujo de agua de $\approx 2990 \text{ kg/h}$.

Si se considera el agua como líquido saturado a una temperatura de 21 °C y a presión estándar se puede tomar su valor de entalpía de las tablas de vapor, la cuál es aproximadamente 84 kJ/kg (Wyllen, 2000), y utilizando la Ecuación 6.10 para las temperaturas y humedades absolutas a la entrada y salida del condensador;

$$H_{Go} = (1,005 + 1,88 \cdot (0,0424))(60 - 0) + (0,0424)(2501) \approx 171,23 \text{ kJ/kg} \quad (6.64)$$

$$H_{sc} = (1,005 + 1,88 \cdot (0,01565))(21 - 0) + (0,01565)(2501) \approx 61 \text{ kJ/kg} \quad (6.65)$$

Se puede calcular la energía que debe salir del sistema en el condensador.

$$(111\,638)(171,23) = \dot{Q}_{out} + (111\,638)(61) + 2990 \cdot 84 \quad (6.66)$$

Resolviendo para \dot{Q}_{out} se tiene un valor de aproximadamente 3352 kW.

Como se utiliza agua a 21 °C, se puede calcular el flujo de agua que debe ingresar al sistema de condensación. Se considera que el ΔT para el agua de enfriamiento no debe ser mayor a 20 y que la capacidad calorífica del agua es aproximadamente 4,186 kJ/(kg °C)

$$12\,067\,200 = \dot{m}_{out} \cdot 4,186 \cdot (41 - 21) \quad (6.67)$$

Resolviendo para \dot{m}_{out} se tiene aproximadamente un flujo de agua de enfriamiento de 3443 kg/h.

Capítulo 7

Costeo del Secador Seleccionado

El costeo del secador pretende dar una referencia para la compra del equipo principal, los equipos secundarios, los servicios y los costos de operación del proceso diseñado, pero no se considera en ninguna forma como una evaluación económica del proyecto, ni un estudio financiero de pre-factibilidad o factibilidad.

Para el costeo del proceso se realizó una investigación de las marcas más importante de equipos de secado de banda de mediana temperatura, dentro de las cuáles se mencionan, entre otras:

1. HUBER
2. Haarslev
3. SÜLZLE Klein
4. Redco Sludge Technologies

Todas las empresas antes mencionadas han realizado proyectos de secadores con lodos de aguas residuales de dimensiones municipales y tienen secadores similares al que se dimensionó en el presente proyecto. De todas las empresas, con la que se tuvo el mejor contacto fue con SÜLZLE Klein de Alemania. Ésta suministró la cotización para un secador de bandas de dos secciones, utilizando el flujo de diseño de $\approx 42\ 580$ t/y . En el Cuadro 7.1, se plantean las diferencias entre el diseño realizado y la cotización.

Cuadro 7.1. Comparación entre diseño efectuado en el presente trabajo y el cotizado por la empresa SÜLZLE Klein

Parámetro	SÜLZLE Klein	Presente Diseño
% de sólidos de entrada	30	25
% de sólidos a la salida	≥ 90	≥ 90
Evaporación de Agua/(kg/h)	3548	3560
Consumo de energía térmica total/(kW h/h)	3016	3893
Consumo de agua condensador/(m ³ y ⁻¹)	1942	29 750
Consumo eléctrico/(kW h/h)	532	495
Temperatura de aire ambiente/(°C)	15	21,7
Humedad Ambiente Relativa/(%)	75	65
Aire a la salida (m ³ h ⁻¹)	26 600	111 638
Temperatura de salida	40	60

Acá se nota que las diferencias más importante que existen entre esta propuesta de diseño y la cotizada por SÜLZLE Klein son: el flujo de aire de salida y el consumo de agua del condensador.

Como se discutió anteriormente, el flujo de aire de salida está definido a partir de la diferencia de temperaturas entre la entrada y la salida del aire y el porcentaje de recirculación. Como este valor se define según condiciones de operación piloto optimizada para el caso en específico, es muy probable que existan variaciones importantes en cuanto al flujo de aire de diseño para un mismo secador entre un fabricante y otro. Por otro lado, el flujo de agua del condensador depende directamente del flujo de aire de salida (ya que a mayor flujo más cantidad de agua por condensar), de ahí que exista una diferencia tan pronunciada para este caso.

A pesar de la diferencia que existe entre estos valores, se considera que dimensionalmente existe equivalencia en diseño; tomando en cuenta que el consumo de energía térmica y eléctrica son parecidos, con lo que es adecuado tomar el precio del equipo cotizado como base para desarrollar el costeo total y los cálculos de operación y mantenimiento del mismo. La empresa SÜLZLE Klein, incluyó dentro del costo los siguientes puntos;

- Sistema de alimentación de material deshidratado
- Secador de bandas de mediana temperatura de dos pisos
- Equipos de seguridad
- Soplador para aire de entrada.
- Intercambiador de calor para calentamiento de aire ambiente
- Sistema de recuperación de energía
- Condensador de aire caliente y húmedo
- Ventiladores de aire de salida
- Control de proceso
- Documentación

El costo total del proceso sin contemplar el envío del mismo es de € 2 337 600 (\$ 2 756 149 Tipo de cambio al 19/5/2018 según el BCCR). Tomando este valor como “costo del equipo comprado”, se propone estimar la inversión de capital fijo utilizando el Capítulo 65 del trabajo de Mujumdar (2015) para costeo de procesos de secado general, que a su vez concuerda de manera completa con el trabajo de Hamidian et al. (2017), donde se estiman porcentajes pero específicamente para secado de biosólidos.

Para el cálculo de la inversión de capital fijo según Mujumdar (2015), se utilizan factores de costo partiendo del costo del equipo comprado sin el envío (equipo *free on board* (FOB)). Para este trabajo, la cotización considerada de la empresa SÜLZLE Klein (adjunta en los anexos) incluye el costo de todos los equipos del proceso y la instrumentación pero no se incluyen las tuberías de proceso. La selección de cada factor de costo particular se justifica a continuación según lo planteado por (Mujumdar, 2015):

- Cuando no se cotizan las tuberías se puede aproximar el costo de la instalación del proceso, las tuberías, las conexiones, y la instrumentación como un 40 % del equipo comprado.
- Cuando no se conocen las dimensiones de embalaje del equipo, se puede estimar el envío del equipo como el 7 % de la suma del equipo comprado y el proceso completo.
- Como el sistema de secado se propone instalar en un espacio externo al edificio ya instalado se estima el costo del edificio como un 15 % del valor del proceso instalado.
- La instalación de los servicios del proceso se puede estimar entre un 20 % y un 35 % del valor del proceso instalado. Como en este caso se propuso que el sistema estuviera lo más cerca del sistema de cogeneración, se asume que la instalación se verá favorecida en términos prácticos, por lo que se toma el 20 %.
- Los costos indirectos se pueden calcular, a su vez, utilizando porcentajes basados en el costo total directo. Estos pueden significar la diferencia más importante para el caso de la instalación del proceso fuera de USA. Aún así, por razones de facilidad de cálculo se incluyen como el porcentaje más bajo considerado dentro

del rango, partiendo de que se trata de un proceso que se construye dentro de una planta ya consolidada, lo cual significa que algunos trámites y gastos legales se simplifiquen.

7.1. Cálculo de costo de operación

Como se detalló en el diseño el equipo dimensionado tiene consumo energético de dos tipos.

- **Eléctrico:** Motores de las bandas y al menos un abanico de aire a la entrada y la salida del proceso.
- **Térmico:** Calentamiento del aire de secado.

A continuación se muestra cuál sería el costo de la operación del sistema, a partir de tres escenarios:

1. Se utiliza únicamente energía térmica y eléctrica externa a la planta.
2. Se utiliza una mezcla de energía producida en la planta y energía externa.
3. Sólo se utiliza energía de la planta.

Con respecto a la generación de energía en la planta, como se detalló en el Capítulo 5, existen varios escenarios de consumo y producción energética del sistema de cogeneración con el que cuenta la PTAR. Para este análisis de costos se parte del hecho que el flujo de biogas es al menos el estimado en el Capítulo 3 y que el consumo del biogas es promedio (Ver Cuadro 5.4).

En los Cuadros 7.3, 7.4 y 7.5, se especifica el costo de la electricidad para cada uno de los escenarios anteriormente especificados. Se nota que cuando se utiliza una mezcla de

Cuadro 7.2. Cálculo del costo de la inversión de capital fija para el secador de bandas de mediana temperatura y equipos auxiliares

Costos Directos		
	Fracción del equipo comprado	Valor Calculado en millones de \$
Costo del equipo comprado, E'		2,756
Tuberías, cableado e instrumentación	0,40	1,102
Subtotal: Proceso completo		3,858
	Fracción del proceso completo	Valor Calculado en millones de \$
Envío del equipo	0,07	0,270
Subtotal: proceso puesto en el país		4,128
	Fracción del proceso enviado	Valor Calculado en millones de \$
Edificio sin servicios	0,15	0,619
Servicios para el proceso instalados	0,20	0,826
Total de costos directos		5,573
Costos Indirectos		
Seguros, gastos legales	0,07	0,390
Honorarios al contratista	0,1	0,557
Supervisión, administración y gastos de planta	0,05	0,279
Inversión del capital fija		6,617

electricidad generada en la planta o aún cuando sólo se utiliza esta, existe un excedente eléctrico. En las especificaciones de diseño de la planta no se detalla un uso específico de esta electricidad producida, aún así se estima que de ser utilizada para el proceso de secado sería suficiente para cubrir cualquier otro equipo de control o electromecánico de los equipos. El costo electricidad se tomó de acuerdo a las tarifas estandarizadas del ICE publicadas en la Gaceta No. 123 Alcance 115 del 26 de junio del 2018, para el periodo de julio a septiembre del 2018, de acuerdo a la tarifa estándar Industrial.

Cuadro 7.3. Costo de la energía eléctrica del proceso considerando consumo eléctrico exclusivamente externo

Parámetro	Valor
Necesidad eléctrica del proceso de secado / (kW h)	495
Necesidad eléctrica anual del proceso de secado/ (kW-año)	4 276 800
Costo Industrial de la electricidad por kW h	\$ 0,12
Costo total de la energía eléctrica por año	\$521 469,47

Con respecto al consumo térmico de la planta, se hace el cálculo de cuanto Diésel Térmico (disponible en la planta) se ocuparía quemar para cubrir el requerimiento de secado (escenario menos viable tanto económica como ambientalmente) y se compara cuando se utiliza parte del calor residual de la planta de cogeneración como fuente de energía térmica. Se omite el uso exclusivo de la energía térmica residual ya que según el Cuadro 5.4 se nota que bajo ningún escenario estimado la energía residual es suficiente para cubrir la necesidad térmica del proceso. El costo del Diesel Térmico se toma según lo estipulado en la Gaceta No.116, del 28 de junio del 2018, en la sección, “Cambio en Combustibles en Estaciones de Servicio y Planteles de Abasto”.

Cualquier otra forma de suplir la energía térmica al sistema es sujeto de una investiga-

Cuadro 7.4. Costo de la energía eléctrica del proceso considerando consumo eléctrico exclusivamente de sistema de cogeneración

Parámetro	Valor
Necesidad eléctrica del proceso de secado / (kW h)	495
Necesidad eléctrica anual del proceso de secado / (kW-año)	4 276 800
Costo de electricidad generada para efectos de la PTAR	\$0
Capacidad de producción energética estimada/ (kW h)	888
Capacidad de producción energética de diseño/ (kW h)	1060
Excedente eléctrico si se usa capacidad de producción de electricidad estimada/ (kW h)	393
Excedente eléctrico si se usa capacidad de producción de electricidad de diseño/(kW h)	565

ción formal y requiere necesariamente de una evaluación económica pertinente.

Por último se estima el costo de la mano de obra del proceso. Para la etapa operativa se tiene que se necesita de al menos un operario a tiempo completo para el control del sistema de secado. Considerando que el proceso es continuo, se necesitan de al menos 3 turnos al día. El salario por hora de un trabajador calificado de planta es de aproximadamente \$2,42 según el Acuerdo 11 973 dado por la Dirección de Capital Humano del AyA para el primer semestre del 2018, esto implica un costo anual de al menos \$ 20 909, como se especifica en el Cuadro 7.8.

Una vez contemplados todos los costos de operación se estima que mantener el proceso cuesta al año entre \$2 445 153,35(si se utiliza toda la energía eléctrica del sistema de cogeneración y se utiliza parte de la energía térmica residual) y \$ 3 491 623,28 (si se utiliza toda la energía necesaria tanto térmica como eléctrica de fuentes externas).

Cuadro 7.5. Costo de la energía eléctrica del proceso considerando un consumo eléctrico en partes iguales del sistema externo y sistema de cogeneración

Parámetro	Valor
Necesidad eléctrica del proceso de secado / (kW h)	495
Necesidad eléctrica anual del proceso de secado / (kW-año)	4 276 800
Cantidad de energía eléctrica comprada externamente / (kW-año)	2 138 400
Costo de electricidad generada para efectos de la PTAR	\$ 0
Costo Industrial de la electricidad por kW h	\$ 0,12
Costo total de la energía eléctrica por año	\$260 734,74
Capacidad de producción energética estimada / (kW h)	888
Capacidad de producción energética de diseño / (kW h)	1060
Excedente eléctrico si se usa capacidad de producción de electricidad estimada / (kW h)	640,5
Excedente eléctrico si se usa capacidad de producción de electricidad de diseño / (kW h)	812,5

Cuadro 7.6. Costo de la energía térmica del proceso considerando como fuente de energía para calentamiento del aire solamente Diesel Industrial

Parámetro	Valor
Necesidad de energía térmica/ (kW h)	3893
Necesidad de energía térmica anual (kW-año)	33 635 520
Costo de litro de Diésel Térmico	\$0,88
Capacidad calórica del Diesel/ (kW h/L)	10
Cantidad de Diésel necesario/ (L/mes)	252 864
Costo total en Diésel Térmico para calentar el aire de secado al año	\$2 949 245,01

Cuadro 7.7. Costo de la energía térmica del proceso considerando como fuente de energía para calentamiento del aire una mezcla de energía térmica residual del sistema de cogeneración y el restante con Diesel Industrial

Parámetro	Valor
Necesidad de energía térmica/ (kW h)	3893
Consumo térmico / (kW h)	
Consumo Eléctrico por año (kW-año)	33 635 520
Costo de litro de Diesel Industrial	\$0,88
Capacidad calórica del Diesel (kWh/L)	10
Uso de excedente de energía térmica de la planta bajo consumo medio estimado	461
Uso de excedente de energía térmica de la planta bajo consumo máximo de diseño	693
Necesidad restante de energía térmica para consumo medio	3051
Necesidad restante de energía térmica para consumo de diseño	2819
Costo total del Diesel necesario considerando consumo medio estimado	\$2 600 002,28
Costo total del Diesel necesario considerando consumo medio de diseño	\$2 424 244,55

Cuadro 7.8. Costo estimado de la mano de obra respecto a la operación del proceso de secado diseño

Número de operadores por turno	Turnos por día	Salario horario \(\$/h)	Costo de la mano de obra anual
1	3	2,42	\$ 20 909

Con esta estimación de costos se puede concluir que el proceso de secado de lodos significa un gasto energético importante dentro de la operación de la PTAR. Como se nota en el Cuadro 7.7, el costo más importante del proceso es la energía térmica para calentar el aire de secado. Dentro del mismo Cuadro, se observa que la carga excedente del sistema de cogeneración no es suficiente para cubrir el sistema de secado

por completo (esto se suponía inicialmente previo a cualquier análisis de energético (Capítulo 5) , ya que se sabía que la empresa que diseñó la PTAR no contempló la instalación de un equipo de alto consumo energético como un secador), por lo que el resultado de escenarios para el consumo térmico de la planta no puede considerarse completo si no se analiza a profundidad otros escenarios de obtención de energía térmica. Aún así, el hecho de haber contemplado el Diesel Térmico como un escenario no viable límite, supone que cualquier otro sistema que se implemente deberá ser más limpio, económico y optimizado según el balance costo-beneficio de la PTAR.

7.2. Ahorro económico en el transporte de lodos deshidratados

Como ahorro puntual de la instalación del proceso de secado térmico de bandas de mediana temperatura se tiene una disminución en el costo del transporte de los mismos. En el Cuadro 7.9, se muestra el costo de transporte anual de lodo deshidratado a flujo máximo sin considerar el proceso de secado de lodos y considerando como 90 % porcentaje de sólidos secos de salida del proceso de secado. Se nota que existe un ahorro anual de \$ 1 861 693 en el transporte del lodo por la disminución de la humedad. Este valor es un buen indicador de partida para realizar una evaluación económica ya que si se toma la inversión de capital calculada anteriormente para el proceso de bandas de mediana temperatura como \$ 6 617 000, se podría decir que el proceso de paga de acuerdo a este ahorro en menos de 5 años.

Cuadro 7.9. Diferencia de costo en el transporte de lodo considerando el secado térmico

	Costo transporte de lodos por tonelada (Colones/d)	Toneladas de lodo producidas por día ($t\ d^{-1}$)	Costo transporte de lodos anual (\$/y)
Costo de Transporte de Lodos Deshidratados	34 500	118,28	2 577 259
Costo de Transporte de Lodos Secos	34 500	32,84	715 566
		Ahorro (\$/y)	1 861 693

Capítulo 8

Conclusiones y recomendaciones

8.1. Análisis cinético del lodo deshidratado de la PTAR

- A partir de la prueba de secado en balanza de humedad, se determina que el modelo de secado que mejor se ajusta a las curvas experimentales es el desarrollado por Levenspiel (1999), donde la reacción es controlada por la superficie del material.
- Con el modelo ajustado, se estima que la energía de activación del lodo es de 48,63 kJ/mol. Se considera que este valor de E es un valor un tanto alto respecto a los reportados, por ejemplo por Zhou and Jin (2016) o Qian et al. (2011), mas está dentro del rango reportado para lodos deshidratados de PTARs que está normalmente entre 2,98 y 58,9 kJ/gmol.
- Considerando la curva construida de flux agua evaporada frente a la humedad en base seca, se nota que la velocidad de secado decrece asintóticamente cercano los 0,015 kg/kg.
- Tomando en cuenta que prácticamente ningún proceso de secado a gran escala funciona por un mecanismo de secado de contacto directo , la cinética de secado planteada no es del todo equivalente a un secado que se realice en condiciones convectivas, por lo que se recomienda realizar pruebas de cinética de secado utilizando un secador convectivo para completar el análisis del fenómeno de secado

para los lodos de la PTAR.

8.2. Determinación del flujo de entrada al sistema de secado

- A partir de un análisis de caudales de entrada a la PTAR, se considera que el flujo de lodos primarios a la entrada del sistema de tratamiento de lodos de 1689,75 m³/d supuesto por la empresa que diseñó la planta, es adecuado para plantear el balance de masa para estimar la producción final de lodos deshidratados.
- Tomando en cuenta la variación de sólidos volátiles a la largo del proceso de tratamiento de lodos para los meses de enero a agosto del 2017, se determinó que la disminución de volátiles de los digestores es 10 % menos de lo esperado por la empresa que diseñó la planta.
- Este comportamiento se atribuye a dos razones principales: aún no se cuenta con el caudal de diseño por lo que los tiempos de retención de los digestores no son los esperados, existen dilución de la materia en el digestor por agua utilizada en las pruebas hidráulicas de los digestores, que aún no se ha eliminado completamente.
- Se determina que el flujo de salida de lodos deshidratados de 118,28 t/d es adecuado para dimensionar el proceso de secado, aún y cuando la condición de disminución de sólidos volátiles en la digestión no se alcance según el supuesto de diseño.
- Se recomienda antes una posible instalación del proceso de secado, revisar con datos actualizados el parámetro de disminución de materia volátil en los digestores con el fin de determinar si la tendencia operativa se mantiene o se acerca a la supuesta por el diseño.

- Se recomienda analizar la relación entre el aumento de flujo de la PTAR y el aumento de flujo en la purga de sedimentadores cuando se hagan más conexiones al sistema, teniendo en cuenta lo planteado en esta investigación sobre las infiltraciones por agua de lluvia.

8.3. Producción y consumo de Biogas

- Considerando que la reducción de volátiles en el digestor se mantiene 10% por debajo del valor esperado y flujo de lodos máximo, se estima una cantidad de energía térmica no aprovechada en el sistema de cogeneración de 9595 Mcal/d, para consumo medio de biogas en la PTAR y 1086 Mcal/d para consumo máximo.
- Bajo este mismo escenario de reducción de volátiles se estima una producción de energía eléctrica máxima de 888 kW.

8.4. Selección de tecnología

- A partir del cuadro de selección de la tecnología se considera que el proceso de secado para el caso de estudio, es un proceso de secado de mediana temperatura.
- Se recomienda evaluar la posibilidad de instalar procesos de secado híbridos, es decir considerando la mezcla de más de dos tecnologías (e.g. secado de bandas de mediana temperatura en conjunto con secado solar)

8.5. Diseño del proceso de secado seleccionado

- **Secador**
 - Con el flujo de diseño de 118,28 t/d se obtiene un secador de bandas de dos pisos de 23,7 m de largo, dividido en 10 secciones de secado, con una capacidad evaporativa de 3560 kg/h

- La energía necesaria para mover cada banda de 233 kW.

■ Ventiladores

- A partir del balance de masa y energía sobre el secador y considerando un análisis de escenarios de consumo de de secado se concluye que el flujo de aire de secado mínimo de secado es de $1,59 \times 10^5$ kg/h y la humedad absoluta del aire a la salida es de $Y_{Go} = 0,0424$ kg/kg.
- La energía necesaria para el calentamiento del aire de secado a la entrada del secador es de 3893 kW.
- Para este flujo de aire se calcula que se necesita de al menos dos ventiladores principales en el sistema para mover el aire a través del secador de 22 kW cada uno.

■ Condensador

- Utilizando agua como fluido de enfriamiento para el condensador del aire húmedo y caliente se obtiene 2990 kg/h de condensado y una humedad de salida del aire de 0,01565 kg/kg.
 - La cantidad de agua necesaria para enfriar el aire y deshumidificarlo es de $3,443\text{m}^3/\text{h}$.
- Se recomienda realizar una prueba piloto en un secador de bandas para determinar si el ΔT considerado es factible.

8.6. Costeo del Secador

- La inversión de capital fija para el secador de bandas de mediana temperatura se estima en \$6 617 000.

- Se estima que mantener el proceso cuesta al año entre \$2 445 153,35 (si se utiliza toda la energía eléctrica del sistema de cogeneración y se utiliza parte de la energía térmica residual) y \$3 491 623,28 (si se utiliza toda la energía necesaria tanto térmica como eléctrica de fuentes externas).
- La instalación del equipo de secado supone una disminución anual de costos en transporte de lodos de \$ 1 861 693.
- Se recomienda obtener más cotizaciones del equipo para tener un rango de estimación de la inversión de capital fija.

8.7. Conclusiones Finales

- De acuerdo al análisis de la capacidad energética de la planta, se nota que el sistema de cogeneración no es suficiente para suplir de manera completa las necesidades energéticas de un sistema térmico, lo cual tiene sentido dimensional dado que la empresa que diseñó la planta no consideró este escenario.
- Desde el punto de vista económico, esta deficiencia de una fuente energética renovable generada en la misma PTAR para suplir el proceso de secado térmico, genera un elevado costo de utilidades relacionado al calentamiento del aire, por lo que es necesario priorizar en la evaluación económica del proyecto algún sistema de aprovechamiento energético utilizando los biosólidos secos como combustible (e.g. sistema de incineración o gasificación de lodos).
- Aún considerando esto, el proceso costado no representa un escenario poco favorable para una evaluación económica, ya que solo con el ahorro en el transporte de lodos, el sistema se puede pagar en menos de 5 años.

- Finalmente, este estudio propone un escenario prometedor para una siguiente etapa de pre-factibilidad técnica, partiendo de que la inversión inicial del proceso es considerablemente pequeña respecto a la inversión realizada para la primera etapa de la PTAR y dada la repercusión social y ambiental de la PTAR Los Tajos para el país.

Nomenclatura

A_b	Área de la banda, m ³
A_p	Área superficial de una partícula no esférica, m ²
A_{sp}	Área superficial del equivalente volumen esférico, m ²
B	Largo de banda del secador, m
B_f	Largo real de la banda del secador, m
C	Capacidad calorífica, kJ kg ⁻¹ °C ⁻¹
D	Duración requerida para condición de inocuidad, día
D_p	Diámetro de partícula, m
E	Energía de activación, kJ kmol ⁻¹
E_b	Consumo eléctrico de la banda del secador, kW
E_f	Consumo eléctrico de los ventiladores del secador, kW
G	Flujo máximo de aire de secado (aire seco) kg h ⁻¹
J	Conversión de la reacción θ (base seca), kg kg ⁻¹
L	Flujo másico del material de secado, kg h ⁻¹
M	Carga másica del secador, kg
R	Constante ideal de los gases, kJ kmol ⁻¹ K ⁻¹
R_p	Radio inicial de la partícula, m
Re	Número de Reynolds, adm
SS	Porcentaje de sólidos secos, %
SV	Porcentaje de sólidos volátiles, %
T	Temperatura de secado, K

U	Velocidad superficial del fluido , m/s
V_p	Volumen de una partícula no esférica, m ³
V_o	Carga volumétrica que debe soportar el secador, m ³
W	Flujo de agua evaporada del lodo , kg h ⁻¹
X	Contenido de humedad en base seca, kg kg ⁻¹
Y	Humedad absoluta del aire de secado, kg kg ⁻¹
Z	Factor preexponencial, min
Z_o	Altura del lecho de secado, m
ΔP	Caída de presión a lo largo del lecho de secado, Pa
\dot{Q}_{out}	Energía entregada al fluido de enfriamiento, kJ h ⁻¹
\dot{m}_w	Flujo másico de condensado a la salida del condensador,kg h ⁻¹
ρ	Densidad del fluido, kg m ⁻³
e_l	Ecuación de potencia para bandas transportadoras
f	Factor de fricción según ecuación de caída de presión
h	Ancho de banda del secador, m
m	Masa en un θ , kg
r	Tasa de recirculación en el secador, adm
r_c	Radio del núcleo de la partícula que ya no reacciona, m
s	Densidad relativa,adm
t	Tiempo de secado para el secador de bandas, h
u_b	Velocidad de banda del secador, m h
ϵ	Porosidad del lecho
λ	Calor latente del agua a T_0 , kJ kg ⁻¹
μ	Viscosidad dinámica del fluido, kg m ⁻¹ s ⁻¹
ϕ	Esfericidad de la partícula

- τ Constantes agrupadas para modelo de Levespiel
 θ Tiempo de secado efectivo para pruebas de secado, min

Subíndices

- G Se refiere al aire de secado
 G_a Se refiere al aire tomado del ambiente
 G_i Se refiere al aire de secado a la entrada del secador
 G_m Se refiere al aire de secado después de la mezcla
 G_o Se refiere al aire de secado a la salida del secador
 h Se refiere a calor húmedo
 i Indica condición a la entrada del secador
 l Se refiere a lodo
 nr Se refiere a no recirculado
 o Indica condición a la salida del secador
 pa Se refiere a agua líquida
 ps Se refiere a sólidos
 psf Se refiere a sólidos fijos
 psv Se refiere a sólidos volátiles
 s Se refiere a base seca
 sc Se refiere a la salida del condensador
 si Se refiere a los sólidos a la entrada del secador
 so Se refiere a los sólidos a la salida del secador
 w Se refiere a base húmeda
 ∞ Indica condición al infinito, referido a secado completo
 0 Indica condición inicial en las pruebas de secado

Bibliografía

- Aqualogy (2015). Construction and operation of a Sewage sludge thermal drying process at low temperature using the clinker kiln gases in Cemex Alicante cement factory. Technical report, Aqualogy, Alicante.
- Arlabosse, P., Chavez, S., and Prevot, C. (2005). Drying Of Municipal Sewage Sludge: From A Laboratory Scale Batch Indirect Dryer To The Paddle Dryer. *22:227–232*.
- Arlabosse, P. and Ferrasse, J.-H. (2007). Efficient Sludge Thermal Processing: From Drying to Thermal Valorization. In Tsotsas, E. and Mujumdar, A. S., editors, *Modern drying technology. Vol. 1: Computational tools at different scales*, pages 295–329. Wiley-VCH, Weinheim. OCLC: 613042476.
- Arlabosse, P., Rodier, E., Ferrasse, J. H., Chavez, S., and Lecomte, D. (2003). Comparison Between Static and Dynamic Methods for Sorption Isotherm Measurements. *Drying Technology*, 21(3):479–497.
- Beghit, A., Franceschetti, P., Rampazzo, M., Sisti, E., Algarvia, C., and Lionello, M. (2017). Modelling and simulation of a convective low temperature sludge dryer with multilayer belt. pages 1–6. IEEE.
- Bennamoun, L. (2012). Solar drying of wastewater sludge: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16(1):1061–1073.
- Carollo Engineers, Inc. (2010). Solids Drying Feasibility Study. Technical Report Appendix F12, Dallas Water Utilities, Estados Unidos.

- Chacón Solano, J. (2010). *Prácticas recomendadas para recomendar y reportar la incertidumbre de las mediciones en química analítica*. Editorial UCR, San José, C.R. OCLC: 907006862.
- Chen, S., Wang, F., Milhé, M., Arlabosse, P., Liang, F., Chi, Y., Nzihou, A., and Yan, J. (2016). Experimental and theoretical research on agitated contact drying of sewage sludge in a continuous paddle dryer. *Drying Technology*, 34(16):1979–1990.
- Choi, J.-H., Kim, M. H., Kim, J. H., and Choi, Y. C. (2010). Drying characteristics of bean-curd refuse. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*, 41(2):157–161.
- Chun, Y. N., Lim, M. S., and Yoshikawa, K. (2012). Development of a high-efficiency rotary dryer for sewage sludge. *Journal of Material Cycles and Waste Management*, 14(1):65–73.
- Decreto 39316-S (2015). Reglamento para el manejo y la disposición final de sólidos y biosólidos.
- Deng, W., Su, Y., and Yu, W. (2013). Theoretical Calculation of Heat Transfer Coefficient When Sludge Drying in a Nara-Type Paddle Dryer Using Different Heat Carriers. *Procedia Environmental Sciences*, 18:709–715.
- Dobersek, D., Kroppe, J., and Goricanec, D. (2012). Dryers for Sewage Sludge Dehydration. 6(6):588–596.
- Dominguez, A., Menéndez, J. A., Inguanzo, M., and Pis, J. J. (2004). Sewage sludge drying using microwave energy and characterization by IRTF. *Afinidad*, 61(512):280–285.

- EPA (1994). A Plain English Guide to the EPA Part 503 Biosolids Rule.
- EPA (2006). Biosolids Technology Fact Sheet: Heat Drying. Technical Report 832-F-06-029.
- Ferrasse, J. H., Arlabosse, P., and Lecomte, D. (2002). Heat, momentum, and mass transfer measurements in indirect agitated sludge dryer. *Drying Technology*, 20(4-5):749–769.
- Fitzpatrick, J. (1998). Sludge processing by anaerobic digestion and superheated steam drying. *Water Research*, 32(10):2897–2902.
- Flaga, A. (2005). Sludge drying. In *Proceedings of Polish-Swedish seminars, Integration and optimization of urban sanitation systems. Cracow March*, pages 17–18.
- Fowler, J., Bagby, R. M., and Trainer, E. (1996). Dewatering sewage sludge with geotextile tubes.
- FuturENVIRO (2015). Planta de Tratamiento de Aguas Residuales “Los Tajos”, Costa Rica. *FuturENVIRO*, pages 19–34.
- Fytili, D. and Zabaniotou, A. (2008). Utilization of sewage sludge in EU application of old and new methods—A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 12(1):116–140.
- Geankoplis, C. J. and Geankoplis, C. J. (2003). *Transport processes and separation process principles: includes unit operations*. Prentice Hall Professional Technical Reference, Upper Saddle River, NJ, 4th ed edition.
- GM, D. (2017). Biosolidos Plate Belt Dryer. Technical report, Holanda.

- Gouda Processing Solutions (2017). Paddle Dryer/ Cooler. Technical report, Waddinxveen.
- Hamawand, I., Pereira da Silva, W., Eberhard, F., and Antille, D. L. (2015). Issues related to waste sewage sludge drying under superheated steam. *Polish Journal of Chemical Technology*, 17(4).
- Hamidian, A., Sarshar, Z., and Stuart, P. R. (2017). Technoeconomic analysis of continuous biodrying process in conjunction with gasification process at pulp and paper mills. *Drying Technology*, 35(3):300–311.
- Herndon, J. (2008). Selecting the Right Biosolids Dryer Parts I and II. *Water and Wastes Digest*.
- Herrera, E. (2017). Bieeco construye planta de biocombustible en NL.
- Herwijn, A. A. (1996). Fundamental aspects of sludge characterization.
- Hsu, J.-P., Tao, T., Su, A., Mujumdar, A. S., and Lee, D.-J. (2010). Model for Sludge Cake Drying Accounting for Developing Cracks. *Drying Technology*, 28(7):922–926.
- HUBER Latinoamérica (2017). La empresa HUBER SE instala una de las plantas de lodo de clarificación más grande del mundo.
- Huber Technology Inc. (2015). Solar Dryers for Biosolids. Features and Design Information.
- Huber Technology Inc. (2018a). Largest solar sewage sludge drying site in Southern Germany fully equipped by HUBER.
- Huber Technology Inc. (2018b). Medium-Temperature Belt Dryers.

- Ingvarsson, M. K. (2014). Airflow and energy analysis in geothermally heated conveyor drying of fishbone. page 75.
- Instituto Meteorológico Nacional (2017). Boletín meteorológico - IMN.
- Kamil Salihoglu, N., Pinarli, V., and Salihoglu, G. (2007). Solar drying in sludge management in Turkey. *Renewable Energy*, 32(10):1661–1675.
- Kemp, I. and Bahu, R. (1995). A New Algorithm for Dryer Selection. *Drying Technology*, 13(5-7):1563–1578.
- Kiang, Y.-H. (2016). System Design Schemes For Drying Sticky Wastewater Sludges.
- Kim, H.-S., Shin, M.-S., Jang, D.-S., and Na, E.-S. (2005). A Study for the Thermal Treatment of Dehydrated Sewage Sludge with Gas-Agitated Double Screw Type Dryer. *Journal of Environmental Science and Health, Part A*, 40(1):203–213.
- Kiranoudis, C. and Markatos, N. (2000). Pareto design of conveyor-belt dryers. *Journal of Food Engineering*, 46(3):145–155.
- Kääntee, U., Zevenhoven, R., Backman, R., and Hupa, M. (2004). Cement manufacturing using alternative fuels and the advantages of process modelling. *Fuel Processing Technology*, 85(4):293–301.
- Laboratorio PTAR Los Tajos (2017). Reporte de resultados de la determinación de sólidos de la línea de lodos. Technical Report LAB-R-01-2017, AyA, PTAR Los Tajos.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical reaction engineering*. Wiley, New York, 3rd ed edition.

- Li, J., Fraikin, L., Salmon, T., Bennamoun, L., Toye, D., Schreinemachers, R., and Léonard, A. (2015). Investigation on Convective Drying of Mixtures of Sewage Sludge and Sawdust in a Fixed Bed. *Drying Technology*, 33(6):704–712.
- Lowe, P. (1995). Developments in the Thermal Drying of Sewage Sludge.
- Lu, H., Dai, R., Liu, Y., Song, A., and Liu, X. (2013). The effects of anaerobic fermentation on dehydrated sludge. *Water Science & Technology*, 67(11):2630.
- Lu, Q., He, Z. L., and Stoffella, P. J. (2012). Land Application of Biosolids in the USA: A Review. *Applied and Environmental Soil Science*, 2012:1–11.
- Léonard, A., Crine, M., and Arlabosse, P. (2011). Energy efficiency of sludge drying processes.
- Léonard, A., Salmon, T., Janssens, O., and Crine, M. (1999). Kinetics modeling of convective heat drying of wastewater treatment sludge. *Proc. ECCE 2*, pages 5–7.
- Léonard, A., Vandevenne, P., Salmon, T., Marchot, P., and Crine, M. (2004). Wastewater Sludge Convective Drying: Influence of Sludge Origin. *Environmental Technology*, 25(9):1051–1057.
- Maroulis, Z. B. and Saravacos, G. D. (2003). *Food process design*. Number 126 in Food science and technology. Marcel Dekker, New York. OCLC: ocm52626865.
- Martelain, J. and Bertrand, J. (2012). Drainage bags: an attractive alternative for the treatment of sludge and sediments.
- Mawioo, P. M., Garcia, H. A., Hooijmans, C. M., Velkushanova, K., Simonič, M., Mijatović, I., and Brdjanovic, D. (2017). A pilot-scale microwave technology for sludge sanitization and drying. *Science of The Total Environment*, 601-602:1437–1448.

- Metcalf & Eddy, Inc, editor (2004). *Wastewater engineering: treatment and reuse*. McGraw-Hill series in civil and environmental engineering. McGraw-Hill, Boston, Mass., 4. ed., internat. ed., [nachdr.] edition. OCLC: 552627462.
- Milhé, M., Charlou, C., Sauceau, M., and Arlabosse, P. (2015). Modeling of Sewage Sludge Flow in a Continuous Paddle Dryer. *Drying Technology*, 33(9):1061–1067.
- Mujumdar, A. S., editor (2015). *Handbook of industrial drying*. CRC Press, Boca Raton, Fla., 4. ed edition. OCLC: 896786287.
- Peeters, B. (2014). Challenges of Drying Sticky Wastewater Sludge - Chemical Engineering.
- Peeters, B., Dewil, R., Van Impe, J. F., Vernimmen, L., and Smets, I. Y. (2011). Using a Shear Test-Based Lab Protocol to Map the Sticky Phase of Activated Sludge. *Environmental Engineering Science*, 28(1):81–85.
- Perry, R. H., Green, D. W., and Maloney, J. O., editors (1984). *Perry's Chemical engineers' handbook*. McGraw-Hill, New York, 6th ed edition.
- PTAR Los Tajos (2017). Reporte de sistema de control automatizado y adquisición de datos (SCADA). Technical report, AyA.
- PTAS Managua (2016). Descripción General PTAS Managua. Technical report, Managua.
- Putranto, A. and Chen, X. D. (2014). A Simple and Effective Model for Modeling of Convective Drying of Sewage Sludge: The Reaction Engineering Approach (REA). *Procedia Chemistry*, 9:77–87.

- Qian, J., Yoon, Y. W., Youn, P. S., Kim, J. H., Choi, D. S., Choi, J.-H., Choi, Y. C., and Jung, B. (2011). Drying characteristics of sewage sludge. *Korean Journal of Chemical Engineering*, 28(7):1636–1640.
- Ramalho, R. (1993). *Tratamiento de aguas residuales*. Editorial Reverté, S. A, Barcelona. OCLC: 891518116.
- Redco Sludge Technologies (2014). Sludge Drying Technologies. Technical report.
- Reybold, D. C. (1939). Sludge Drying and Incineration. *Sewage Works Journal*, pages 72–84.
- Reyes, A., Eckholt, M., Troncoso, F., and Efremov, G. (2004). Drying Kinetics of Sludge from a Wastewater Treatment Plant. *Drying Technology*, 22(9):2135–2150.
- Roediger, M., Bogner, R., and Forstner, G. (2008). Medium-Temperature Belt Dryers for Biosolids. *WEFTEC*, page 18.
- Romero Rojas, J. A. (2004). *Tratamiento de aguas residuales: Teoría y principios de diseño*. Escuela Colombiana de Ingeniería Julio Garavito, Colombia. OCLC: 991649715.
- Salazar, E., Fortis, M., Vásquez, A., and Vásquez, C., editors (2003). *Abónos Orgánicos y Plásticos*. Sociedad Mexicana de la Ciencia del Suelo A. C., México.
- Sarbanis, T. and Grigoropoulos, G. (2011). Design and operation of a drying unit for dewatered activated sludge (Biosolids). pages 775–780.
- Servicios de Agua y Drenaje de Monterrey (2014). Acta No. 492.

- Slim, R., Zoughaib, A., and Clodic, D. (2008). Modeling of a solar and heat pump sludge drying system. *International Journal of Refrigeration*, 31(7):1156–1168.
- Smollen, M. (1990). Evaluation of municipal sludge drying and dewatering with respect to sludge volume reduction. *Water Science and Technology*, 22(12):153–161.
- Sun, G., Chen, M., and Huang, Y. (2017). Evaluation on the air-borne ultrasound-assisted hot air convection thin-layer drying performance of municipal sewage sludge. *Ultrasonics Sonochemistry*, 34:588–599.
- Sülze Klein (2016). References Belt Dryer. Technical report, Alemania.
- Tao, T., Peng, X. F., and Lee, D. J. (2005). Thermal Drying of Wastewater Sludge: Change in Drying Area Owing to Volume Shrinkage and Crack Development. *Drying Technology*, 23(3):669–682.
- Vander, A. (2000). Thermal Drying Sewage Sludge Using Fluid Bed Technology.
- Veolia Water Solutions (2009). BioCon™ Sludge Drying Solutions. Technical report, Kruger, Dinamarca.
- Water Environment Federation (2014). Drying of Wastewater Solids, Fact Sheet. Technical report, Water Environment Federation, Alexandria.
- Waterleau (2014). Hydrogone. Horizontal Disc Dryer. Technical report, Waterleau, Belgium.
- Werther, J. and Ogada, T. (1999). Sewage sludge combustion. *Progress in energy and combustion science*, 25(1):55–116.

- Wilkie, A. (2005). *Anaerobic Digestion: Biology and Benefits*. volume 176, pages 63–72, New York. NRAES.
- Worley, M. (2011). *Biomass Drying Technology Update*. page 36.
- Wylen, G. J. v. (2000). *Fundamentos de termodinámica*. Limusa, México. OCLC: 920044043.
- Xu, C. and Lancaster, J. (2009). *Treatment of Secondary Sludge for Energy Recovery*. *Nova Science Publishers Inc.*, pages 187–211.
- Zamfirescu, C. (2016). *Drying phenomena: theory and applications*. Wiley, Chichester, West Sussex, United Kingdom.
- Zhou, Y. and Jin, Y. (2016). *Mathematical Modeling of Thin-layer Infrared Drying of Dewatered Municipal Sewage Sludge (DWMSS)*. *Procedia Environmental Sciences*, 31:758–766.
- Zhu, F., Zhang, Z., Jiang, H., and Zhao, L. (2012). *The Study of Sewage Sludge Thermo-Drying Efficiency*. *Procedia Environmental Sciences*, 16:363–367.

Capítulo A

Datos experimentales

A.1. Datos para la determinación de sólidos secos totales

Cuadro A.1. Tarado de cápsulas utilizadas para determinación de sólidos secos totales

Fecha	N Capsula	Masa de cápsula/ ($\pm 0,0001$ g)			
		Repetición 1	Repetición 2	Repetición 3	Repetición 4
13/11/2017	II	53,6064	53,5040	53,5060	53,5065
13/11/2017	60197	44,0928	44,0922	44,0930	44,0932
13/11/2017	.	49,8861	49,8843	44,8854	44,8859

Cuadro A.2. Determinación de masa de muestras de lodo deshidratado en balanza analítica para determinación de sólidos secos totales

Fecha	N Cápsula	Muestra	Cápsula Vacía/ (g)	Cápsula + Muestra / (g)	Cápsula+ Residuo / (g)
14/11/2017	II	A	53,5077	63,7193	56,5488
14/11/2017	60197	B	44,0937	59,2909	47,1174
14/11/2014	.	C	44,8868	61,6644	53,3888

A.2. Datos de pruebas de secado en balanza de humedad

Cuadro A.3. Datos de prueba de secado a 100 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo $\theta(\text{min})$	Tiempo $\theta(\text{s})$	Masa $m(\text{g})$
0:00:00	0,00	0	10,05
0:00:15	0,25	15	9,91
0:00:30	0,5	30	9,88
0:00:45	0,75	45	9,85
0:01:00	1	60	9,83
0:01:15	1,25	75	9,81
0:01:30	1,5	90	9,79
0:01:45	1,75	105	9,76
0:02:30	2,5	150	9,67
0:02:45	2,75	165	9,63
0:03:00	3	180	9,6
0:03:30	3,5	210	9,54
0:03:45	3,75	225	9,53
0:04:00	4	240	9,5
0:04:30	4,5	270	9,45
0:05:00	5	300	9,4
0:05:45	5,75	345	9,29
0:06:30	6,5	390	9,2
0:07:00	7	420	9,15
0:08:00	8	480	9,05

Cuadro A.3. (Continuación) Datos de prueba de secado a 100 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
0:09:00	9	540	8,94
0:09:30	9,5	570	8,91
0:10:00	10	600	8,85
0:11:00	11	660	8,76
0:12:00	12	720	8,66
0:13:00	13	780	8,57
0:14:00	14	840	8,48
0:15:00	15	900	8,39
0:16:00	16	960	8,29
0:17:00	17	1020	8,2
0:18:00	18	1080	8,11
0:19:00	19	1140	8,02
0:20:00	20	1200	7,94
0:21:00	21	1260	7,85
0:22:00	22	1320	7,76
0:23:00	23	1380	7,68
0:24:00	24	1440	7,59
0:25:00	25	1500	7,51
0:26:00	26	1560	7,43
0:27:00	27	1620	7,35
0:28:00	28	1680	7,28
0:29:00	29	1740	7,18

Cuadro A.3. (Continuación) Datos de prueba de secado a 100 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
0:30:00	30	1800	7,12
0:33:00	33	1980	6,88
0:34:00	34	2040	6,82
0:36:00	36	2160	6,67
0:37:00	37	2220	6,62
0:38:00	38	2280	6,54
0:39:00	39	2340	6,47
0:40:00	40	2400	6,44
0:41:00	41	2460	6,35
0:45:00	45	2700	6,1
0:46:00	46	2760	6,04
0:47:00	47	2820	5,98
0:48:00	48	2880	5,92
0:50:00	50	3000	5,81
0:51:00	51	3060	5,75
0:56:00	56	3360	5,48
0:57:00	57	3420	5,44
0:58:00	58	3480	5,39
0:59:00	59	3540	5,34
1:00:00	60	3600	5,29
1:05:00	65	3900	5,06
1:10:00	70	4200	4,85

Cuadro A.3. (Continuación) Datos de prueba de secado a 100 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
1:15:00	75	4500	4,65
1:20:00	80	4800	4,46
1:25:00	85	5100	4,3
1:30:00	90	5400	4,14
1:35:00	95	5700	3,99
1:40:00	100	6000	3,87
1:45:00	105	6300	3,75
1:50:00	110	6600	3,63
1:55:00	115	6900	3,52
2:00:00	120	7200	3,46
3:57:00	237	14220	3,01

Cuadro A.4. Datos de prueba de secado a 115 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ /(s)	Masa m /(g)
0:00:00	0,00	0	10,12
0:00:15	0,25	15	9,96
0:00:30	0,5	30	9,92
0:00:45	0,75	45	9,89
0:01:00	1	60	9,85
0:01:15	1,25	75	9,81

Cuadro A.4. (Continuación) Datos de prueba de secado a 115 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
0:01:30	1,5	90	9,79
0:01:45	1,75	105	9,76
0:02:00	2	120	9,72
0:02:15	2,25	135	9,69
0:02:30	2,5	150	9,64
0:02:45	2,75	165	9,6
0:03:00	3	180	9,57
0:03:15	3,25	195	9,53
0:03:30	3,5	210	9,49
0:03:45	3,75	225	9,45
0:04:00	4	240	9,42
0:04:30	4,5	270	9,35
0:04:45	4,75	285	9,32
0:05:00	5	300	9,28
0:05:45	5,75	345	9,16
0:06:00	6	360	9,13
0:06:30	6,5	390	9,04
0:07:00	7	420	8,98
0:08:00	8	480	8,84
0:09:00	9	540	8,7
0:09:30	9,5	570	8,64
0:10:00	10	600	8,57

Cuadro A.4. (Continuación) Datos de prueba de secado a 115 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
0:11:00	11	660	8,42
0:12:00	12	720	8,29
0:13:00	13	780	8,15
0:14:00	14	840	8,01
0:15:00	15	900	7,91
0:16:00	16	960	7,78
0:17:00	17	1020	7,63
0:18:00	18	1080	7,52
0:19:00	19	1140	7,39
0:20:00	20	1200	7,24
0:21:00	21	1260	7,14
0:22:00	22	1320	7,01
0:23:00	23	1380	6,89
0:24:00	24	1440	6,78
0:25:00	25	1500	6,65
0:26:00	26	1560	6,55
0:27:00	27	1620	6,43
0:28:00	28	1680	6,33
0:29:00	29	1740	6,21
0:30:00	30	1800	6,11
0:32:00	32	1920	5,9
0:33:00	33	1980	5,8

Cuadro A.4. (Continuación) Datos de prueba de secado a 115 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ/ (s)	Masa m/(g)
0:34:00	34	2040	5,67
0:36:00	36	2160	5,51
0:37:00	37	2220	5,42
0:38:00	38	2280	5,31
0:41:00	41	2460	5,1
0:42:00	42	2520	5,02
0:43:00	43	2580	4,94
0:44:00	44	2640	4,82
0:45:00	45	2700	4,77
0:46:00	46	2760	4,68
0:47:00	47	2820	4,61
0:48:00	48	2880	4,51
0:49:00	49	2940	4,44
0:50:00	50	3000	4,39
0:51:00	51	3060	4,34
0:52:00	52	3120	4,28
0:53:00	53	3180	4,24
0:54:00	54	3240	4,19
0:55:00	55	3300	4,14
0:56:00	56	3360	4,08
0:57:00	57	3420	4,04
0:58:00	58	3480	3,99

Cuadro A.4. (Continuación) Datos de prueba de secado a 115 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
0:59:00	59	3540	3,95
1:00:00	60	3600	3,91
1:01:00	61	3660	3,89
1:02:00	62	3720	3,86
1:03:00	63	3780	3,78
1:04:00	64	3840	3,75
1:05:00	65	3900	3,71
1:08:00	68	4080	3,6
1:09:00	69	4140	3,57
1:10:00	70	4200	3,53
1:11:00	71	4260	3,5
1:12:00	72	4320	3,47
1:13:00	73	4380	3,43
1:14:00	74	4440	3,4
1:15:00	75	4500	3,38
1:16:00	76	4560	3,34
1:17:00	77	4620	3,33
1:18:00	78	4680	3,3
1:19:00	79	4740	3,29
1:20:00	80	4800	3,27
1:21:00	81	4860	3,24
1:22:00	82	4920	3,22

Cuadro A.4. (Continuación) Datos de prueba de secado a 115 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
1:23:00	83	4980	3,2
1:24:00	84	5040	3,19
1:25:00	85	5100	3,17
1:26:00	86	5160	3,16
1:27:00	87	5220	3,14
1:28:00	88	5280	3,13
1:29:00	89	5340	3,12
1:30:00	90	5400	3,1

Cuadro A.5. Datos de prueba de secado a 125 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ /(s)	Masa m /(g)
0:00:00	0	0	10,12
0:00:15	0,25	15	9,92
0:00:30	0,5	30	9,88
0:00:45	0,75	45	9,84
0:01:00	1	60	9,79
0:01:15	1,25	75	9,77
0:01:30	1,5	90	9,69
0:01:45	1,75	105	9,64
0:02:00	2	120	9,59

Cuadro A.5. (Continuación) Datos de prueba de secado a 125 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
0:02:15	2,25	135	9,55
0:02:30	2,5	150	9,51
0:02:45	2,75	165	9,48
0:03:00	3	180	9,43
0:03:15	3,25	195	9,4
0:03:30	3,5	210	9,35
0:03:45	3,75	225	9,31
0:04:00	4	240	9,27
0:04:30	4,5	270	9,19
0:04:45	4,75	285	9,15
0:05:00	5	300	9,12
0:05:45	5,75	345	9
0:06:30	6,5	390	8,92
0:07:00	7	420	8,85
0:08:00	8	480	8,71
0:09:00	9	540	8,57
0:09:30	9,5	570	8,52
0:10:00	10	600	8,46
0:11:00	11	660	8,34
0:12:00	12	720	8,23
0:13:00	13	780	8,11
0:14:00	14	840	7,97

Cuadro A.5. (Continuación) Datos de prueba de secado a 125 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
0:15:00	15	900	7,83
0:16:00	16	960	7,67
0:17:00	17	1020	7,5
0:18:00	18	1080	7,29
0:19:00	19	1140	7,05
0:20:00	20	1200	6,84
0:21:00	21	1260	6,67
0:22:00	22	1320	6,48
0:23:00	23	1380	6,27
0:24:00	24	1440	6,08
0:25:00	25	1500	5,91
0:26:00	26	1560	5,72
0:28:00	28	1680	5,39
0:29:00	29	1740	5,26
0:30:00	30	1800	5,12
0:32:00	32	1920	4,84
0:33:00	33	1980	4,73
0:34:00	34	2040	4,61
0:36:00	36	2160	4,37
0:37:00	37	2220	4,3
0:39:00	39	2340	4,11
0:40:00	40	2400	4,03

Cuadro A.5. (Continuación) Datos de prueba de secado a 125 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
0:41:00	41	2460	3,94
0:42:00	42	2520	3,88
0:43:00	43	2580	3,81
0:44:00	44	2640	3,75
0:45:00	45	2700	3,68
0:46:00	46	2760	3,62
0:47:00	47	2820	3,57
0:48:00	48	2880	3,51
0:49:00	49	2940	3,47
0:50:00	50	3000	3,43
0:51:00	51	3060	3,38
0:52:00	52	3120	3,34
0:53:00	53	3180	3,32
0:55:00	55	3300	3,25
0:56:00	56	3360	3,22
0:57:00	57	3420	3,18
0:58:00	58	3480	3,16
0:59:00	59	3540	3,14
1:00:00	60	3600	3,12
1:01:00	61	3660	3,09
1:02:00	62	3720	3,08
1:03:00	63	3780	3,07

Cuadro A.5. (Continuación) Datos de prueba de secado a 125 °C en balanza de humedad para 10 g de lodo deshidratado

Tiempo θ	Tiempo θ /(min)	Tiempo θ / (s)	Masa m /(g)
1:04:00	64	3840	3,04
1:05:00	65	3900	3,03

A.3. Datos de la temperatura y humedad ambiente promedio en la PTAR Los Tajos para el año 2017

Cuadro A.6. Datos de la temperatura y humedad ambiente promedio en la PTAR Los Tajos para el año 2017, tomado de los boletines meteorológicos del Instituto Meteorológico Nacional (2017)

	Temperatura			Humedad Relativa
	Maxima	Media	Promedio	Promedio
Enero	26,2	17,7	21	61,2
Febrero	27,5	17,6	21,6	61,8
Marzo	27,6	18,4	21,9	54,1
Abril	28,8	19	22,6	52,4
Mayo	27,7	19	22	65,9
Junio	27,1	18,9	21,9	72,3
Julio	27,2	19	22	67,5
Agosto	27,2	18,4	21,7	67,7
Septiembre	27,4	18,1	21,4	68,3
Octubre	26,6	18,4	21,3	83,8
Noviembre	26,7	18,7	21,5	70,5
Diciembre	25,4	18,2	20,9	64,0
Promedio	27,1	18,5	21,7	65,8

Capítulo B

Resultados intermedios

Cuadro B.1. Porcentaje de sólidos secos totales para lodo de silos

Fecha	N Cápsula	Muestra	SS/ %
14/11/2017	II	A	29,78
14/11/2017	60197	B	29,65
14/11/2014	.	C	29,73
Promedio			29,72

Cuadro B.2. Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 100 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS ¹	Controla DC ²	Controla DL ³
0	0,00	0	0,00	0
0,25	0,0199	0,0067	0,0199	0,0001
0,5	0,0241	0,0081	0,0241	0,0002
0,75	0,0284	0,0096	0,0284	0,0003
1	0,0312	0,0105	0,0312	0,0003
1,25	0,0341	0,0115	0,0341	0,0004
1,5	0,0369	0,0125	0,0369	0,0005
1,75	0,0412	0,0139	0,0412	0,0006
2,5	0,0539	0,0183	0,0539	0,0010
2,75	0,0596	0,0203	0,0596	0,0012

Cuadro B.2. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 100 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
3	0,0639	0,0218	0,0639	0,0014
3,5	0,0724	0,0247	0,0724	0,0018
3,75	0,0738	0,0252	0,0738	0,0019
4	0,0781	0,0267	0,0781	0,0021
4,5	0,0852	0,0292	0,0852	0,0025
5	0,0923	0,0318	0,0923	0,0030
5,75	0,1079	0,0373	0,1079	0,0041
6,5	0,1207	0,0420	0,1207	0,0051
7	0,1278	0,0445	0,1278	0,0058
8	0,1420	0,0498	0,1420	0,0072
9	0,1576	0,0556	0,1576	0,0089
9,5	0,1618	0,0571	0,1618	0,0094
10	0,1703	0,0604	0,1703	0,0105
11	0,1831	0,0652	0,1831	0,0122
12	0,1973	0,0706	0,1973	0,0143
13	0,2101	0,0756	0,2101	0,0163
14	0,2229	0,0806	0,2229	0,0184
15	0,2357	0,0857	0,2357	0,0208
16	0,2498	0,0914	0,2498	0,0235
17	0,2626	0,0966	0,2626	0,0262
18	0,2754	0,1018	0,2754	0,0290
19	0,2882	0,1071	0,2882	0,0320

Cuadro B.2. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 100 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
20	0,2995	0,1119	0,2995	0,0348
21	0,3123	0,1173	0,3123	0,0381
22	0,3251	0,1228	0,3251	0,0416
23	0,3364	0,1278	0,3364	0,0448
24	0,3492	0,1334	0,3492	0,0486
25	0,3606	0,1385	0,3606	0,0522
26	0,3719	0,1436	0,3719	0,0560
27	0,3833	0,1488	0,3833	0,0598
28	0,3932	0,1534	0,3932	0,0634
29	0,4074	0,1601	0,4074	0,0687
30	0,4159	0,1641	0,4159	0,0720
33	0,4500	0,1807	0,4500	0,0861
34	0,4585	0,1849	0,4585	0,0900
36	0,4798	0,1958	0,4798	0,1000
37	0,4869	0,1994	0,4869	0,1035
38	0,4983	0,2054	0,4983	0,1092
39	0,5082	0,2107	0,5082	0,1144
40	0,5125	0,2130	0,5125	0,1167
41	0,5252	0,2199	0,5252	0,1238
45	0,5607	0,2398	0,5607	0,1450
46	0,5693	0,2448	0,5693	0,1504
47	0,5778	0,2498	0,5778	0,1560

Cuadro B.2. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 100 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
48	0,5863	0,2549	0,5863	0,1618
50	0,6019	0,2644	0,6019	0,1727
51	0,6104	0,2696	0,6104	0,1789
56	0,6487	0,2944	0,6487	0,2090
57	0,6544	0,2983	0,6544	0,2138
58	0,6615	0,3031	0,6615	0,2199
59	0,6686	0,3080	0,6686	0,2262
60	0,6757	0,3130	0,6757	0,2325
65	0,7084	0,3369	0,7084	0,2640
70	0,7382	0,3603	0,7382	0,2959
75	0,7666	0,3843	0,7666	0,3295
80	0,7935	0,4090	0,7935	0,3650
85	0,8163	0,4315	0,8163	0,3979
90	0,8390	0,4560	0,8390	0,4341
95	0,8603	0,4811	0,8603	0,4716
100	0,8773	0,5031	0,8773	0,5046
105	0,8943	0,5272	0,8943	0,5408
110	0,9114	0,5541	0,9114	0,5809
115	0,9270	0,5820	0,9270	0,6220
120	0,9355	0,5990	0,9355	0,6465
237	1	1	1	1

Cuadro B.3. Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 115 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS ¹	Controla DC ²	Controla DL ³
0	0	0	0	0
0,25	0,0230	0,0077	0,0230	0,0002
0,5	0,0280	0,0096	0,0280	0,0003
0,75	0,0330	0,0110	0,0330	0,0004
1	0,0380	0,0130	0,0380	0,0005
1,25	0,0440	0,0149	0,0440	0,0007
1,5	0,0470	0,0159	0,0470	0,0008
1,75	0,0510	0,0174	0,0510	0,0009
2	0,0570	0,0194	0,0570	0,0011
2,25	0,0610	0,0208	0,0610	0,0013
2,5	0,0680	0,0233	0,0680	0,0016
2,75	0,0740	0,0253	0,0740	0,0019
3	0,0780	0,0268	0,0780	0,0021
3,25	0,0840	0,0288	0,0840	0,0024
3,5	0,0900	0,0309	0,0900	0,0028
3,75	0,0950	0,0329	0,0950	0,0032
4	0,1000	0,0344	0,1000	0,0035
4,5	0,1100	0,0380	0,1100	0,0042
4,75	0,1140	0,0395	0,1140	0,0046
5	0,1200	0,0416	0,1200	0,0050

Cuadro B.3. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 115 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
5,75	0,1370	0,0478	0,1370	0,0066
6	0,1410	0,0494	0,1410	0,0071
6,5	0,1540	0,0542	0,1540	0,0085
7	0,1620	0,0574	0,1620	0,0095
8	0,1820	0,0649	0,1820	0,0121
9	0,2020	0,0726	0,2020	0,0150
9,5	0,2110	0,0759	0,2110	0,0164
10	0,2210	0,0798	0,2210	0,0181
11	0,2420	0,0883	0,2420	0,0220
12	0,2610	0,0958	0,2610	0,0258
13	0,2810	0,1040	0,2810	0,0302
14	0,3010	0,1123	0,3010	0,0350
15	0,3150	0,1184	0,3150	0,0387
16	0,3330	0,1264	0,3330	0,0439
17	0,3550	0,1359	0,3550	0,0504
18	0,3700	0,1429	0,3700	0,0554
19	0,3890	0,1514	0,3890	0,0618
20	0,4100	0,1614	0,4100	0,0697
21	0,4250	0,1682	0,4250	0,0754
22	0,4430	0,1772	0,4430	0,0831
23	0,4600	0,1857	0,4600	0,0907
24	0,4760	0,1937	0,4760	0,0980

Cuadro B.3. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 115 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
25	0,4940	0,2033	0,4940	0,1072
26	0,5090	0,2108	0,5090	0,1146
27	0,5260	0,2201	0,5260	0,1240
28	0,5400	0,2280	0,5400	0,1322
29	0,5570	0,2377	0,5570	0,1426
30	0,5710	0,2459	0,5710	0,1517
32	0,6010	0,2639	0,6010	0,1722
33	0,6150	0,2728	0,6150	0,1826
34	0,6340	0,2846	0,6340	0,1969
36	0,6570	0,2998	0,6570	0,2157
37	0,6700	0,3086	0,6700	0,2269
38	0,6850	0,3197	0,6850	0,2413
41	0,7150	0,3420	0,7150	0,2709
42	0,7260	0,3509	0,7260	0,2830
43	0,7380	0,3600	0,7380	0,2955
44	0,7550	0,3743	0,7550	0,3154
45	0,7620	0,3804	0,7620	0,3240
46	0,7750	0,3917	0,7750	0,3401
47	0,7850	0,4008	0,7850	0,3532
48	0,7990	0,4144	0,7990	0,3728
49	0,8090	0,4242	0,8090	0,3872
50	0,8160	0,4315	0,8160	0,3979

Cuadro B.3. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 115 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
51	0,8230	0,4389	0,8230	0,4088
52	0,8320	0,4481	0,8320	0,4225
53	0,8380	0,4544	0,8380	0,4318
54	0,8450	0,4625	0,8450	0,4439
55	0,8520	0,4709	0,8520	0,4563
56	0,8600	0,4812	0,8600	0,4719
57	0,8660	0,4884	0,8660	0,4826
58	0,8730	0,4976	0,8730	0,4965
59	0,8790	0,5053	0,8790	0,5079
60	0,8850	0,5132	0,8850	0,5197
61	0,8870	0,5172	0,8870	0,5258
62	0,8920	0,5234	0,8920	0,5351
63	0,9030	0,5407	0,9030	0,5610
64	0,9070	0,5476	0,9070	0,5712
65	0,9130	0,5571	0,9130	0,5852
68	0,9290	0,5855	0,9290	0,6270
69	0,9330	0,5939	0,9330	0,6393
70	0,9390	0,6058	0,9390	0,6563
71	0,9430	0,6152	0,9430	0,6697
72	0,9470	0,6251	0,9470	0,6837
73	0,9530	0,6391	0,9530	0,7033
74	0,9570	0,6504	0,9570	0,7188

Cuadro B.3. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 115 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
75	0,9600	0,6583	0,9600	0,7296
76	0,9660	0,6754	0,9660	0,7524
77	0,9670	0,6800	0,9670	0,7584
78	0,9720	0,6946	0,9720	0,7771
79	0,9730	0,6998	0,9730	0,7837
80	0,9760	0,7107	0,9760	0,7973
81	0,9800	0,7288	0,9800	0,8193
82	0,9830	0,7424	0,9830	0,8351
83	0,9860	0,7576	0,9860	0,8522
84	0,9870	0,7660	0,9870	0,8613
85	0,9900	0,7848	0,9900	0,8810
86	0,9910	0,7955	0,9910	0,8917
87	0,9940	0,8214	0,9940	0,9157
88	0,9960	0,8377	0,9960	0,9295
89	0,9970	0,8582	0,9970	0,9454
90	1	1	1	1

Cuadro B.4. Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 125 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS ¹	Controla DC ²	Controla DL ³
0	0	0	0	0
0,25	0,0282	0,00949	0,02821	0,00027
0,5	0,0339	0,01141	0,03385	0,00039
0,75	0,0395	0,01334	0,03949	0,00053
1	0,0465	0,01576	0,04654	0,00074
1,25	0,0494	0,01673	0,04937	0,00083
1,5	0,0606	0,02064	0,06065	0,00126
1,75	0,0677	0,02310	0,06770	0,00158
2	0,0748	0,02557	0,07475	0,00193
2,25	0,0804	0,02755	0,08039	0,00224
2,5	0,0860	0,02954	0,08604	0,00257
2,75	0,0903	0,03104	0,09027	0,00283
3	0,0973	0,03355	0,09732	0,00330
3,25	0,1016	0,03507	0,10155	0,00360
3,5	0,1086	0,03760	0,10860	0,00413
3,75	0,1142	0,03963	0,11425	0,00459
4	0,1199	0,04168	0,11989	0,00507
4,5	0,1312	0,04579	0,13117	0,00610
4,75	0,1368	0,04786	0,13681	0,00665
5	0,1410	0,04942	0,14104	0,00708

Cuadro B.4. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 125 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
5,75	0,1580	0,05570	0,15797	0,00896
6,5	0,1693	0,05994	0,16925	0,01035
7	0,1791	0,06368	0,17913	0,01165
8	0,1989	0,07125	0,19887	0,01450
9	0,2186	0,07894	0,21862	0,01771
9,5	0,2257	0,08172	0,22567	0,01894
10	0,2341	0,08508	0,23413	0,02048
11	0,2511	0,09187	0,25106	0,02377
12	0,2666	0,09818	0,26657	0,02703
13	0,2835	0,10517	0,28350	0,03086
14	0,3032	0,11347	0,30324	0,03570
15	0,3230	0,12192	0,32299	0,04097
16	0,3456	0,13179	0,34556	0,04753
17	0,3695	0,14253	0,36953	0,05515
18	0,3992	0,15617	0,39915	0,06555
19	0,4330	0,17232	0,43300	0,07885
20	0,4626	0,18700	0,46262	0,09182
21	0,4866	0,19927	0,48660	0,10330
22	0,5134	0,21345	0,51340	0,11724
23	0,5430	0,22975	0,54302	0,13410
24	0,5698	0,24511	0,56982	0,15078
25	0,5938	0,25940	0,59379	0,16696

Cuadro B.4. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 125 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
26	0,6206	0,27606	0,62059	0,18655
28	0,6671	0,30696	0,66714	0,22483
29	0,6855	0,31993	0,68547	0,24157
30	0,7052	0,33447	0,70522	0,26078
32	0,7447	0,36563	0,74471	0,30329
33	0,7602	0,37875	0,76023	0,32169
34	0,7772	0,39372	0,77715	0,34299
36	0,8110	0,42612	0,81100	0,38999
37	0,8209	0,43629	0,82087	0,40496
39	0,8477	0,46594	0,84767	0,44898
40	0,8590	0,47946	0,85896	0,46921
41	0,8717	0,49557	0,87165	0,49336
42	0,8801	0,50691	0,88011	0,51037
43	0,8900	0,52084	0,88999	0,53124
44	0,8984	0,53345	0,89845	0,55010
45	0,9083	0,54909	0,90832	0,57340
46	0,9168	0,56342	0,91678	0,59461
47	0,9238	0,57611	0,92384	0,61329
48	0,9323	0,59243	0,93230	0,63707
49	0,9379	0,60408	0,93794	0,65387
50	0,9436	0,61647	0,94358	0,67154
51	0,9506	0,63316	0,95063	0,69502

Cuadro B.4. (Continuación) Ajuste de conversión J de acuerdo a control de la reacción de secado a 125 °C

Tiempo θ /(min)	Conversión J	Controla RS	Controla DG	Controla DC
52	0,9563	0,64771	0,95628	0,71511
53	0,9591	0,65545	0,95910	0,72566
55	0,9690	0,68576	0,96897	0,76582
56	0,9732	0,70075	0,97320	0,78494
57	0,9788	0,72342	0,97884	0,81283
58	0,9817	0,73631	0,98166	0,82807
59	0,9845	0,75059	0,98449	0,84441
60	0,9873	0,76673	0,98731	0,86214
61	0,9915	0,79622	0,99154	0,89234
62	0,9929	0,80823	0,99295	0,90378
63	0,9944	0,82198	0,99436	0,91621
64	0,9986	0,88785	0,99859	0,96509
65	1,0000	1	1	1

¹Controla la reacción en la superficie, $[1 - (1 - J)^{1/3}]$

²Controla la difusión en fase gaseosa, J

³Controla la difusión en la capa de ceniza, $[1 - 3(1 - J)^{2/3} + 2(1 - J)]$

Capítulo C

Muestra de cálculo

C.1. Cálculo del porcentaje de sólidos secos

Para el cálculo del porcentaje de sólidos en la muestra de lodo que se utilizó en las pruebas de secado se utiliza la Ecuación 3.1.

Si se sustituye el valor de m_{∞} (Como la diferencia de la masa de la cápsula planteada en el Cuadro A.2, Fila 1, Columna 4 y la masa seca planteada en la Fila 1, Columna 6) y el valor de m_0 (Como la diferencia de la masa de la cápsula planteada en el Cuadro A.2, Fila 1, Columna 4 y la masa húmeda planteada la Fila 1, Columna 5), se puede calcular el porcentaje de sólidos secos de la forma

$$\%SS = \frac{56,5488 - 53,5077}{63,7193 - 53,5077} \approx 0,2979 = 29,78\% \quad (C.1)$$

Los resultados para las otras muestras se plantean en el Cuadro B.1 .

C.2. Incertidumbre del cálculo de porcentaje de sólidos secos

Según (Chacón Solano, 2010), la incertidumbre del método de determinación de sólidos secos incluye el tarado de los crisoles y la medición de la masa de la muestra húmeda y seca.

Para la incertidumbre asociada al tarado de los crisoles se debe considerar que la linealidad de la balanza analítica (2 mg, tomado del Manual para la balanza Practum 224-1s), y la diferencia máxima entre las masas pesadas (5 mg) definido en la Metodología, no

es necesario considerar la precisión de la balanza ya que al ser de 0,1 mg, no representa un aporte significativo al cálculo de la incertidumbre. Dada esta información es válido asignarle una distribución rectangular de manera que al incertidumbre estándar de cada componente es;

$$u(x_{linealidad}) = \frac{0,002}{\sqrt{3}} \approx 0,00115 \text{ g} \quad (\text{C.2})$$

$$u(x_{diferencia}) = \frac{0,005}{\sqrt{3}} \approx 0,0029 \text{ g} \quad (\text{C.3})$$

La incertidumbre del crisol será entonces;

$$u(x_{crisol}) = \sqrt{(0,00115)^2 + (0,0029)^2} \approx 0,0031 \text{ g} \quad (\text{C.4})$$

Para la incertidumbre de la medición de masa húmedo y seca se debe considerar la linealidad de la balanza analítica (2 mg, tomado del Manual para la balanza Practum 224-1s) y la incertidumbre del crisol tarado, esto implica que la incertidumbre de la medición de la masa húmeda y seca es;

$$u(x_{medicionmasa}) = \sqrt{(0,00115)^2 + (0,0031)^2} \approx 0,0033 \text{ g} \quad (\text{C.5})$$

Si la diferencia promedio de la masa perdida (masa seca) es igual a 9,2065 g (Cuadro A.2) y la diferencia promedio de la masa de la muestra (masa húmeda) es igual a 14,0603 g (Cuadro A.2), la incertidumbre combinada del método será entonces;

$$u(x_{\%SS}) = 29,72\% \cdot \sqrt{\left(\frac{0,0033}{9,2065}\right)^2 + \left(\frac{0,0033}{14,0603}\right)^2} \approx 0,01\% \quad (\text{C.6})$$

La incertidumbre expandida se obtiene al multiplicar por un factor de cobertura de 2,

lo cuál da un nivel de confianza de aproximadamente 95 %

$$U(x_{\%SS}) = 0,01 \% \cdot 2 \approx 0,02 \quad (\text{C.7})$$

C.3. Cálculos para la selección del modelo cinético

A partir de la metodología de modelaje escogida según Levenspiel (1999), con los datos de la prueba de secado se debe calcular una conversión J según la Ecuación 1.10. J varía con el θ , es decir para cada valor de tiempo se tiene una conversión específica. Por ejemplo para $\theta = 0,25$ se puede sustituir m_o (Cuadro A.3, Fila 1, Columna 3) , m (Cuadro A.3, Fila 2, Columna 3) y m_∞ (Cuadro A.3, Fila 75, Columna 3) de la forma;

$$J = \frac{10,05 - 9,91}{10,05 - 3,01} \approx 0,02 \quad (\text{C.8})$$

Una vez que se obtiene el J se puede calcular los distintos ajustes para el modelo sustituyendo en las Ecuaciones 1.11 a la 1.15. Estos se muestra en los Cuadros B.2, B.3 y B.4.

C.4. Cálculo del tiempo de secado

Para el cálculo del tiempo de secado a partir del ajuste del modelo empleado a la temperatura en cuestión, se despeja primero τ del ajuste lineal de la Figura 4.3. En este caso se escoge analizar una temperatura de $130^\circ\text{C} \approx 403 \text{ K}$.

Despejando τ para este ajuste se tiene qué;

$$\ln(\tau) = -10,38 + \frac{48631}{8,314 \times 403} \approx 62,45 \quad (\text{C.9})$$

Sustituyendo el valor de m_0 del Cuadro A.3, Columna 4, Fila 3 y m_∞ del Cuadro A.3,

Columna 4, Fila 76, se puede calcular α para la prueba de secado, la cual es aproximadamente;

$$\alpha = \frac{10,05 - 3,01}{3,01} \approx 2,4 \quad (\text{C.10})$$

Con este valor de α y τ se puede integrar la Ecuación diferencial 4.4;

$$\frac{d\theta}{dX} = -\frac{62,45}{3 \cdot 2,4} \left(\frac{X}{2,4}\right)^{-2/3} \quad (\text{C.11})$$

Integrando de X de 3 a 0,11 se tiene un tiempo $\theta \approx 45$ min.

C.5. Cálculos para la estimación de flujo de entrada al sistema de lodos

Para la estimación del flujo de lodos a través de las distintas partes del proceso, se necesita conocer cómo varían las densidades relativas del sólido en lodo y la del lodo propiamente.

C.5.1. Antes del espesador

Según Romero Rojas (2004), la densidad de los sólidos en el lodo se puede despejar de la siguiente ecuación;

$$\frac{1}{s_{ps}} = \frac{SV/100}{s_{psv}} + \frac{1 - (SV/100)}{s_{psf}} \quad (\text{C.12})$$

Conociendo el porcentaje de sólidos volátiles a la entrada del sistema de tratamiento (Cuadro 4.4, Fila 2, Columna 2) y suponiendo que la densidad relativa de sólidos volátiles es ($s_{psv} \approx 1$) y la de los sólidos fijos es ($s_{psg} \approx 2,5$) se puede sustituir la Ecuación C.12 y resolver para s_{ps} de la forma;

$$\frac{1}{s_{ps}} = \frac{67,06/100}{1} + \frac{1 - (67,06/100)}{2,5} \implies s_{ps} \approx 1,246 \quad (\text{C.13})$$

Por el otro lado, la densidad del lodo se puede despejar de la siguiente Ecuación,

$$\frac{1}{s_l} = \frac{SS/100}{s_{ps}} + \frac{1 - (SS/100)}{s_{psv}} \quad (\text{C.14})$$

Para la entrada del proceso de tratamiento de lodos, la humedad del lodo es de 98 % (Cuadro 4.4 Fila 4, Columna 2), eso implica que los $SS \approx 2\%$. Si $rho_{ps} \approx 1,246$, sustituyendo en C.14, se tiene que;

$$\frac{1}{s_l} = \frac{2/100}{1,246} + \frac{1 - (2/100)}{1} \implies s_l \approx 1,004 \quad (\text{C.15})$$

Este valor se muestra en el Cuadro 4.4, Fila 3, Columna 2.

Si el flujo estimado de lodos a la entrada del espesador es de $1689,8 \text{ m}^3 \text{ d}^{-1}$ (Cuadro 4.4 Fila 1, Columna 2), el flujo de lodos primarios a la entrada del espesador será;

$$L_{\text{espesador}} = 1,004 \cdot 1689,8 \cdot 1000 \approx 1696493 \text{ kg/d} \quad (\text{C.16})$$

Eso implica que el flujo de sólidos será;

$$L_{\text{sólidos}} = 1696493 \cdot (1 - SS/100) \approx 33869 \text{ kg/d} \quad (\text{C.17})$$

El flujo de sólidos volátiles;

$$L_{\text{volátiles}} = 1696493 \cdot (SV/100) \approx 22714 \text{ kg/d} \quad (\text{C.18})$$

Y el finalmente el flujo de sólidos fijos;

$$L_{fijos} = 33\,869 - 22\,714 \approx 11\,155 \text{ kg/d} \quad (\text{C.19})$$

Conociendo la densidad del lodo y de los sólidos fijos se utiliza el mismo cálculo para el flujo de sólidos volátiles y fijos después del digestor.

C.5.2. Después del digestor

Como en el digestor se destruye materia volátil, la densidad relativa del lodo y la densidad relativa de los sólidos varía.

Conociendo el porcentaje de sólidos volátiles a la salida del digestor (Cuadro 4.4 Fila 11 , Columna 2) y suponiendo que la densidad relativa de sólidos volátiles es ($s_{psv} \approx 1$) y la de los sólidos fijos es ($s_{psg} \approx 2,5$) se puede sustituir la Ecuación C.12 y resolver para s_{ps} de la forma;

$$\frac{1}{s_{ps}} = \frac{54,27/100}{1} + \frac{1 - (54,27/100)}{2,5} \implies s_{ps} \approx 1,378 \quad (\text{C.20})$$

Por el otro lado, la densidad del lodo se puede despejar de la siguiente Ecuación, sabiendo SS a la salida del digestor es de aproximadamente 2,8% (Cuadro 4.4 Fila 15 , Columna 2)

$$\frac{1}{s_l} = \frac{2,8/100}{1,378} + \frac{1 - (2,8/100)}{1} \approx 1,008 \quad (\text{C.21})$$

C.5.3. Después de la centrífuga

Como después de la centrífuga, el lodo sólo disminuye su contenido de humedad, solo la densidad del lodo cambia no de los sólidos fijos. Tomando el cambio de humedad

menor (SS= 25 %) (Cuadro 4.4 Fila 19 , Columna 2) , se tiene que.

$$\frac{1}{s_l} = \frac{25/100}{1,378} + \frac{1 - (25/100)}{1} \approx 1,073 \quad (\text{C.22})$$

C.5.4. Densidad de diseño del secador

Ya que se conoce la densidad del lodo a la entrada del secador y teniendo en cuenta que esta cambia con el tiempo de secado a lo largo del secador, se decide tomar para el diseño del secador la densidad promedio entre la salida y la entrada. Suponiendo que a la salida del secador el lodo alcanza (SS=90 %) la densidad será;

$$\frac{1}{s_l} = \frac{90/100}{1,378} + \frac{1 - (90/100)}{1} \approx 1,328 \quad (\text{C.23})$$

El promedio será

$$s_l = \frac{1,328 + 1,073}{2} \approx 1,200 \quad (\text{C.24})$$

C.6. Cálculos para la estimación de la capacidad energética de la planta

A partir del (Cuadro 4.4 Fila 12 , Columna 2), se tiene la cantidad de materia volátil por día eliminada por los digestores. Si se sabe que la tasa de producción de biogas respecto a la materia volátil eliminada es aproximadamente 900 l/kg M.V (Cuadro 5.4, Fila 2, Columna 3), la cantidad de biogas producido por día será;

$$\text{Producción diaria de biogas} = \frac{10\,387 \cdot 900}{1000} \approx 9348 \text{ m}^3/\text{d} \quad (\text{C.25})$$

Este valor se especifica en el Cuadro 5.4, Fila 3, Columna 3.

Si el poder calorífico del gas es aproximadamente 5100 kcal/m^3 , la cantidad de energía que puede aportar el gas es de;

$$\text{Energía total del gas} = 9348 \cdot 5100 \approx 47\,676 \text{ Mcal/d} \quad (\text{C.26})$$

Este valor se especifica en el Cuadro 5.4, Fila 6, Columna 3.

Si la eficiencia del motor de combustión es de $38,45\%$ según valores reportados por el fabricante del cogenerador la energía eléctrica producida será;

$$\text{Producción eléctrica} = 47\,676 \cdot 0,3845 \approx 18\,332 \text{ Mcal/d} \approx 888 \text{ kW} \quad (\text{C.27})$$

El restante es energía transformada a otras fuentes (enfriamiento del motor utilizando agua, gases de escape). Si la eficiencia de recuperación es de 81% , la energía recuperable es;

$$\text{Energía recuperable} = 47\,676 - 18\,332 = 29\,345 \cdot 0,81 \approx 23\,769 \text{ Mcal/d} \quad (\text{C.28})$$

Si del enfriamiento del motor se pueden recuperar aproximadamente $11\,709 \text{ Mcal/d}$ en agua caliente, el restante corresponde a los gases de combustión

$$\text{Energía recuperable en gases de combustión} = 23\,769 - 11\,709 \approx 12\,060 \text{ Mcal/d} \quad (\text{C.29})$$

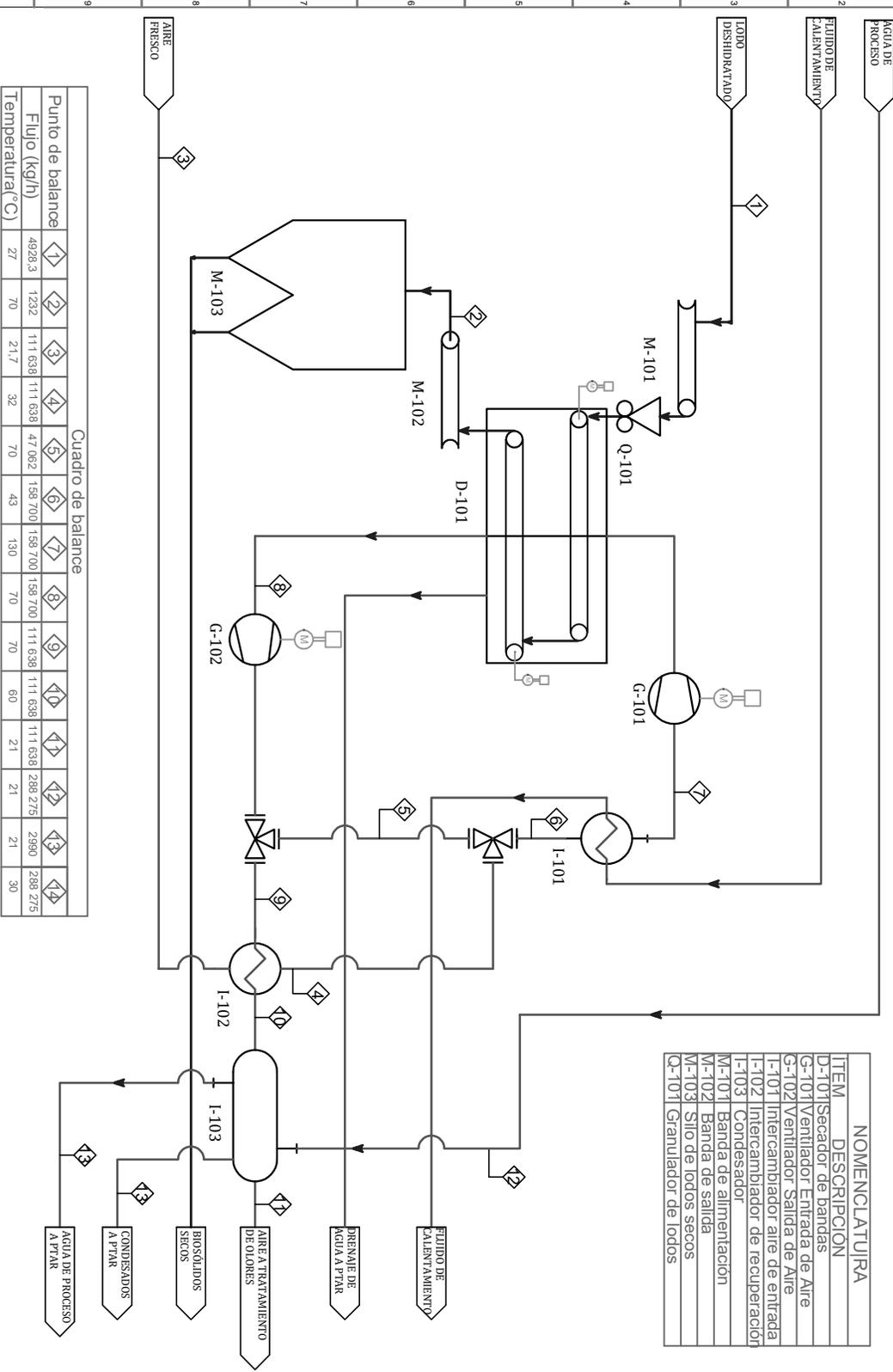
Si para las calderas se necesita un promedio de $14\,174 \text{ Mcal/d}$, se puede utilizar el agua caliente del enfriamiento de los motores y queda un excedente de;

$$\text{Energía no aprovechada} = 23\,769 - 14\,174 \approx 9\,595 \text{ Mcal/d} \approx 461 \text{ kW} \quad (\text{C.30})$$

Este resultado en el Cuadro 5.4, Fila 17, Columna 3.

Sellos de aprobación

ITEM	DESCRIPCION
D-101	Secador de bandas
G-101	Ventilador Entrada de Aire
G-102	Ventilador Salida de Aire
I-101	Intercambiador aire de entrada
I-102	Intercambiador de recuperación
I-103	Condensador
M-101	Banda de alimentacion
M-102	Banda de salida
M-103	Silo de lodos secos
Q-101	Granulador de lodos



Cuadro de balance

Punto de balance	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Flujo (kg/h)	4928.3	1232	111 638	111 638	47 082	158 700	158 700	158 700	111 638	111 638	111 638	288 275	2990	288 275
Temperatura(°C)	27	70	21.7	32	70	43	130	70	70	60	21	21	21	30

PROYECTO: Diagrama de flujo para proceso de secado de lodos deshidratados de la PTAR Los Tajos

PROPIETARIO: AYA
Provincia Canton Distrito
San José Central Uruca

Dibujo: Mauricio Morera

Profesional responsable:

Nombre: N° REG:

Firma: Profesional responsable dirección técnica:

Nombre: N° REG:

Firma: Información del registro público:

Propietario: N° Catastro:

Folio Real:

Contenido: Diagrama de flujo de proceso
Cuadro de nomenclatura
Cuadro de balance de masa

Escala: Fecha: Lámina: Sin escala 22-8-2018 1

Acueductos y Alcantarillados
Mr. Mauricio Morera
Uruca, San José
Costa Rica

Your inquiry dated: 19.03.2018
Contact person: Björn Nüs
Tel.: +49 2734 43480-212
Fax: +49 2734 43480-130
Mail: bjoern.nues@suelzle-klein.com
Date: 26.03.2018

E-mail: ma.morera@gmail.com

Budget Quotation for drying of dewatered sludge with Belt Dryer
Quotation no.: AN180090CR Rev0 - Los Tajos Plant

Dear Ladies and Gentlemen,

Thank you very much for your inquiry and for your interest in our belt drying system.

As you requested, we are sending you a budget quotation for our modular designed Belt Dryer.

Your main benefits from the SÜLZLE KLEIN belt drying systems are:

1. Best-Price Performance

- ✓ Best quality for a fully functional drying system, incl. engineering, documentation and training of operating personnel

2. Safe and easy to operate

- ✓ Market-leading safety concept for fire protection
- ✓ Clean drying process with dust content < 1mg/Nm³ in the exhaust air
- ✓ Dust-less and hygienized Class A dry granulate
- ✓ No emissions of odors through negative pressure inside the drying system
- ✓ Automatic belt and well cleaning system

3. Highest quality for a long life time, also for 24/7 operation

- ✓ Best corrosion protection, all parts in contact with sludge are made of stainless steel or plastics
- ✓ Active control of the operating temperature avoids thermal stress on the dryer components
- ✓ Design and construction according to the European Machinery Directive 2006/42/EG
- ✓ Made in Germany - engineering and operating experience of more than 30 years
- ✓ Fully automated system with remote control

Scope of delivery for the fully functional plant according to the attached operating data sheet:

Pos.	No.	Description	Optional	Scope of supply
1.0	0	Storage System Dewatered Material	optional/by Client	-
2.0	1	Feed System Dewatered Material Dosing screw from bunker, screw pump and hopper		included
3.0	1	Belt Dryer Pro-Dry M 2-7 HT		included
3.1	1	Safety Equipment For a smooth operation and avoidance of fire/explosions		included
3.2	1	Air Fan for Inlet Air		included
3.3	1	Heat Transfer System (Heat Exchanger)		included
4.0	0	Dried Material Discharge	optional/by Client	-
5.0	0	Dried Material Conveyor System for Container Loading	optional/by Client	-
6.0	0	Dried Material Pneumatic Conveyor System alternative to pos. 5.0	optional/by Client	-
6.1	0	Dried Material Storage System in to Silo In combination with pos. 6.0	optional/by Client	-
7.0	1	Heat Recovery System (Recuperator) to increase plant efficiency and energy savings		included
8.0	1	Condensation Unit only required for high-temperature drying above 100 °C		included
9.0	0	Exhaust Air Scrubber Unit, acidic to reduce odor emissions	optional/by Client	-
9.1	0	Exhaust Air Scrubber Unit, alkaline-oxidative to reduce odor emissions	optional/by Client	-
10.0	1	Exhaust Air Fan		included
11.0	0	Exhaust Air Bio Filter, without filling material possibly necessary for further reduction of odor emissions	optional/by Client	-
11.1	0	Filling Biomass	optional/by Client	-
12.0	1	Process Control Cabinet incl. equipment and software for operation		included
13.0	1	Engineering and Documentation		included
Total sum				2,337,600 ,- €

For further technical details please see attached PFD and Operation Data Sheet (ODS).

Scope of supply for further project-specific requirements will be defined after further clarifications, e.g.:

- Price for transport and packaging by SÜLZLE KLEIN
- Price for the assembly and construction supervision by SÜLZLE KLEIN
- Price for the piping and cabling within the system components
- Price for the function test, commissioning, training, test run and performance run:

Payment- and Delivery terms:

Price maintenance: We are bound by this offer for 3 months.

Pricing: All prices are quoted in euro net plus the respectively valid rate of value added tax plus all packaging and transport costs, (insurance) fees, customs duties or similar, which are not covered by the terms of delivery listed below.

Payment: 30 % of the order amount when the order is confirmed by invoice and presentation of advance payment guarantee,
30 % of the order amount after half delivery time against invoice,
30 % of the order amount after delivery against invoice and presentation of the delivery note or at the latest 21 days after readiness for dispatch against invoice,
10 % of the order amount after commissioning and acceptance by the customer against invoice or at least 21 days after proof of the contractual guarantee values, against invoice and presentation of a warranty bond in the amount of 3 % of order value for the duration of the mentioned warranty period.

Payable without any deduction within 30 days after invoice date

Delivery terms: Ex-works Niederfischbach, Germany, according to Incoterms 2010 about 9 – 12 months after receipt of the order or by arrangement.

Performance data: To achieve the contractual guarantee values, commissioning must be carried out by a commissioning engineer from SÜLZLE KLEIN.

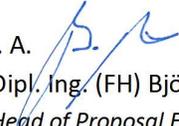
Warranty: 12 month after the date of commissioning, at the latest 18 months after delivery.
The warranty does not apply to natural wear, improper operation / handling, lack of maintenance and damage by incorrect assembly or installation by third parties.

Delivery exclusions: Only the scope of supply and services offered here is valid.

You will find all other offer conditions in the terms and conditions of SÜLZLE KLEIN GmbH, which are attached to this quotation.

We hope that our offer comes up to your expectations. Please do not hesitate to contact us if you require further information.

Yours faithfully,
SÜLZLE KLEIN GmbH

i. A. 
Dipl. Ing. (FH) Björn Nüs
Head of Proposal Engineering

i. A. 
Viktor Mathäus, M.Sc.
Proposal Engineering

Project: Los Tajos Plant
Customer: Acueductos y Alcantarillados
Project-Number: AN180090CR
Date: 19.03.2018
Design conditions: 15 °C
(ambience) 75% -rh
100.131 Pa

Operational Data

drying material: sewage sludge
annual amount: 42.581 t/a
operation time min.: 8.000 h/a
input amount: 5.323 kg/h
input ds-concentration: 30 %-DS
output amount: 1.774 kg/h
output ds-concentration: ≥ 90 %-DS
water evaporation: 3.548 kg-H₂O/h

Dryer Type

1x Pro-Dry M 2/7 HT

Thermal energy^{*1}

thermal energy consumption: 3.016 kWh/h
spec. thermal energy consumption: 0,850 kWh/kg-H₂O

Electrical energy^{*2}

electrical energy consumption: 213 - 532 kW
spec. electrical energy consumption: 0,06 - 0,15 kWh/kg-H₂O

Water consumption^{*3}

dryer operation: 101 m³/a
exhaust treatment: 1.942 m³/a
+ cooling water (varies according to local conditions)

Exhaust air

flow rate in operation approx.: 26.600 m³/h
temperature approx.: 40 °C

Water consumption and air flow rates vary with the ambient conditions.

The values refer to aforementioned design case conditions.

^{*1} temperature supply air: min. 40°C, max. 20 g-H₂O/kg-dry air or recuperator

^{*2} consumption depends on periphery of the drying plant

^{*3} cleaning in normal dryer operation and exhaust air treatment, water quality see specification