

RAFLES ANSELMO DA MATA

**EFEITOS DO LIXIVIADO DE CINZAS DE PRECIPITADORES  
ELETROSTÁTICOS DE CALDEIRAS DE RECUPERAÇÃO NO TRATAMENTO  
BIOLÓGICO DE EFLUENTES DE INDÚSTRIAS DE POLPA CELULÓSICA KRAFT**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós Graduação em Engenharia Civil, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

VIÇOSA

MINAS GERAIS - BRASIL

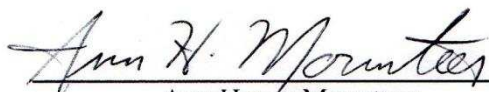
2016

RAFLES ANSELMO DA MATA

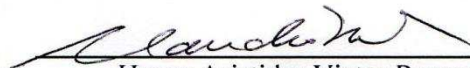
**EFEITOS DO LIXIVIADO DE CINZAS DE PRECIPITADORES ELETROSTÁTICOS  
DE CALDEIRAS DE RECUPERAÇÃO NO TRATAMENTO BIOLÓGICO DE  
EFLUENTES DE INDÚSTRIAS DE POLPA CELULÓSICA KRAFT**

Dissertação apresentada à Universidade Federal de Viçosa, como parte das exigências do Programa de Pós Graduação em Engenharia Civil, para obtenção do título de *Magister Scientiae*.

APROVADA: 23 de fevereiro de 2016.



Ann Honór Munteer  
(Coorientadora)



Hygor Aristides Victor Rossoni



Prof. Cláudio Mudadu Silva  
(Orientador)

**Ficha catalográfica preparada pela Biblioteca Central da Universidade  
Federal de Viçosa - Câmpus Viçosa**

T

M425e  
2016  
Mata, Rafles Anselmo da, 1988-  
Efeitos do lixiviado de cinzas de precipitadores  
eletrostáticos de caldeiras de recuperação no tratamento  
biológico de efluentes de indústrias de polpa celulósica kraft /  
Rafles Anselmo da Mata. – Viçosa, MG, 2016.  
xi, 61f. : il. (algumas color.) ; 29 cm.

Inclui apêndices.

Orientador: Cláudio Mudado Silva.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Viçosa.

Referências bibliográficas: f.48-53.

1. Efluentes. 2. Lodo residual. 3. Flocação. 4. Lodo residual - Tratamento biológico. 5. Resíduos industriais. 6. Indústria de celulose. I. Universidade Federal de Viçosa. Departamento de Engenharia Civil. Programa de Pós-graduação em Engenharia Civil. II. Título.

CDD 22. ed. 628.3

Nunca deixe para amanhã o que necessariamente há de ser feito hoje, porém,  
Jamais tente fazer hoje o que só se pode ser feito amanhã.  
Todavia, não se “pré-ocupe”, apenas ocupe-se no momento certo.

## AGRADECIMENTOS

A DEUS, pela vida e pelo alto preço que pagastes para que pudéssemos todos viver como filhos e experimentar do teu infinito amor, e a tudo quanto tem me concedido, às oportunidades e pessoas que tem permitido que compartilhasse comigo momentos de suas vidas.

A minha mãe, Dona Maria, pelos ensinamentos e por sua dedicação na construção de meu carácter, de minha personalidade, e todas as coisas que tem feito por mim, das quais nem mesmo saberia expressar. Obrigado!

A toda família, a cada um dos meus 11 irmãos e alguns que se tornaram irmãos, pelo apoio e compreensão, também aos seus cônjuges, assim também como os teus filhos, que compõem abençoadamente a nossa família.

A universidade, que pelo programa de pós-graduação da Engenharia Civil, me permitiu a oportunidade de vivenciar esta experiência, juntamente agradeço à CAPES e SIF, pela concessão de bolsa de estudo. À CENIBRA, pelo fornecimento de materiais essenciais para o desenvolvimento da pesquisa.

Ao meu orientador professor Claudio Mudadu, pelo apoio, orientação e por me acolher de maneira tão valorosa, pela amizade construída e oportunidades concedidas.

Aos professores da pós-graduação do Departamento de Engenharia Civil e do Departamento de Floresta pelos ensinamentos e dedicação, aos secretários pelo apoio sempre que necessário.

Aos colegas e amigos do LCP em geral, e em especial à Tatiana, Marina, Larissa, Raquel, Caio, Robson, Ismarley, Rogério, Alice, Luis e Laura.

Aos amigos de Colômbia que vieram durante o percurso, Astrid Carolina, Luiza, Cesar, Andrés, Eduardo, Gabriel e Adriana.

A todos aqueles, citados ou não, mas que de alguma forma, ainda que de maneira mais simples tenha contribuído para minha pessoa, sintam-se abraçados, como gesto de gratidão que tenho a todos vós.

## **BIOGRAFIA**

**RAFLES ANSELMO DA MATA**, filho de Maria da Conceição Gonçalves Mata e Anselmo Florentino da Mata, nasceu no dia 10 de janeiro de 1988, em Santa Maria de Itabira, Minas Gerais- Brasil.

Em fevereiro de 2007, iniciou o curso de graduação em Engenharia Ambiental na Fundação Comunitária de Ensino Superior de Itabira- FUNCESI, Diplomando-se em 2011, Engenheiro Ambiental.

Em março de 2014, iniciou o curso de pós-graduação em Engenharia Civil, na área de Saneamento ambiental, na Universidade Federal de Viçosa- UFV, desenvolvendo trabalhos na linha de tratamento de águas residuárias industriais, e obteve o título de *Magister Scientiae*, em fevereiro de 2016.

## ÍNDICE

LISTA DE FIGURAS .....	ix
LISTA DE TABELAS.....	x
RESUMO.....	xi
ABSTRACT .....	xii
1 INTRODUÇÃO.....	1
2. OBJETIVOS.....	2
2.1 Objetivo geral.....	2
2.2 Objetivos específicos .....	3
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	4
3.1. Processo Kraft de Produção de Polpa Celulósica .....	4
3.2 Efluentes líquidos gerados na indústria de celulose kraft.....	8
2.3 Produção e caracterização de lixiviado das cinzas dos precipitadores eletrostáticos da caldeira de recuperação .....	9
2.4 Tratamento biológico na indústria de polpa celulósica.....	11
2.4.1 <i>Processos lodos ativados</i> .....	12
2.4.2 <i>Reatores em batelada sequencial (RBS)</i> .....	13
2.5. Microbiologia dos lodos ativados .....	14
2.5.2. <i>Formação do floco</i> .....	17
2.5.3. <i>Índice volumétrico do lodo</i> .....	19
2.6. Efeitos da salinidade na microbiologia do lodo.....	21
2.7 Cargas de choque salino.....	24
3 MATERIAL E MÉTODOS.....	26
3.1 Etapa 1: Coleta e caracterização dos efluentes industriais.....	27
3.2 Etapa 2: Teste de respirometria/Taxa de utilização de oxigênio-TUO.....	29
3.3 Etapa 3: Tratamento biológico em reatores sequenciais por batelada .....	30

3.4	Análise estatística.....	34
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	35
4.1	Potencial de Inibição de Atividades Microbiana .....	35
4.2	Influência do Lixiviado das Cinzas do Precipitador Eletrostático na Eficiência de Remoção de DQO .....	37
4.3	Influência do Lixiviado das Cinzas do Precipitador Eletrostático na Perda de Sólidos no Decantador Secundário .....	42
5	CONCLUSÕES .....	47
	REFERÊNCIAS .....	48
	APÊNDICE A.....	54
	APÊNDICE B.....	58

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1- Representação esquemática simplificada do processo kraft. ....	5
Figura 2- Representação simplificada do processo de lixiviação das cinzas. ....	10
Figura 3- Fluxograma típico de um sistema de lodos ativados .....	13
Figura 4 – Representação esquemática das fases de um RBS .....	14
Figura 5 - Microfotografia de contraste de fase (100x): (a) floco ideal (b) “pin-point floco” (cabeça de alfinete) (c) floco filamentosos. ....	18
Figura 6 - Fluxograma de etapas de desenvolvimento do trabalho .....	26
Figura 7– Proporção de mistura de cinzas e água x condutividade elétrica .....	28
Figura 8– Fluxograma dos testes respirométricos .....	30
Figura 9 - Aparato experimental.....	31
Figura 10- Testes respirométricos, determinação da TUO .....	35
Figura 11- Perfil de TUO para as diferentes doses aplicadas aos testes respirométricos .....	35
Figura 12– Estabilização de reatores biológicos/ eficiência de remoção de DQO (fase de adaptação).....	37
Figura 13 – Sólidos / IVL (fase de adaptação) .....	38
Figura 14– Perfil de condutividade elétrica (fase adaptação).....	38
Figura 15 - Perfil de Condutividade elétrica (período de experimento).....	39
Figura 16– DQO saída, efluente final x doses de lixiviado de cinzas aplicadas .....	40
Figura 17 – Perda de sólidos no efluente tratado.....	43
Figura 18 – Sólidos suspensos totais x doses de lixiviado / condutividade elétrica.....	45
Figura 19 – índice volumétrico de lodo durante o experimento .....	46

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1- Microrganismos indicadores das condições de depuração.....	16
Tabela 2 - Interpretação aproximada do Índice Volumétrico de Lodo (IVL) .....	20
Tabela 3 - Caracterização do efluente industrial .....	27
Tabela 4 – Caracterização do lixiviado das cinzas do precipitador eletrostático .....	29
Tabela 5– Proporção de lixiviado de cinzas aplicadas nos reatores .....	33

## RESUMO

MATA, Raffles Anselmo da, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, fevereiro de 2016. **Efeitos do Lixiviado de Cinzas de Precipitadores Eletrostáticos de Caldeiras de Recuperação no Tratamento Biológico de Efluentes de Indústrias de Polpa Celulósica Kraft.** Orientador: Claudio Mudadu Silva. Coorientadora: Ann Honor Mounteer.

O processo de lixiviação das cinzas de precipitadores eletrostáticos da caldeira de recuperação de fabricas de polpa celulósica kraft tem sido um procedimento adotado com o intuito de remover sais de cloreto e potássio, buscando minimizar problemas de incrustação e corrosão nos equipamento e tubulações do sistema de recuperação. O lixiviado das cinzas constitui um efluente com uma elevada concentração de sais e alta condutividade elétrica. Tais características podem promover efeitos negativos no tratamento biológico, especialmente, podendo influenciar na biofloculação do lodo e na comunidade microbiana, culminando em perda de sólidos, baixa qualidade do lodo, e, conseqüentemente, na redução da eficiência global do tratamento. A presente pesquisa teve como objetivo avaliar a influência do lixiviado das cinzas de precipitador eletrostático de caldeira de recuperação na eficiência do tratamento biológico de efluentes da fábrica de polpa celulósica kraft, quando este é aplicado em doses graduais e crescentes e em doses súbitas (carga de choque). A avaliação foi realizada em três reatores biológicos por batelada (R1, R2, R3) de 1000 mL de volume. O Reator R1 foi operado como referência e alimentado apenas com efluente de uma fábrica de polpa celulósica; o Reator R2 foi alimentado com efluente da fábrica acrescido de doses graduais e crescentes do lixiviado em proporções fixas e com incremento até atingir as condições de um cenário industrial real. O Reator R3 foi alimentado com efluentes da fábrica, e o lixiviado aplicado em carga de choque. Todos os reatores foram operados com os mesmos parâmetros operacionais, ou seja, o oxigênio dissolvido  $OD > 2 \text{ mg L}^{-1}$ , relação DQO:N:P igual a 250:5:1, tempo de retenção hidráulica igual a 12 h. O estudo demonstrou que a presença de lixiviado provocou inibição da atividade microbiológica, e afetou negativamente a eficiência de remoção da DQO em até 20%. A perdas sólidos no decantador secundário foi 40%. Salienta-se que os efeitos negativos durante as cargas de choque foram sempre mais expressivos comparados aos efeitos das cargas graduais.

## ABSTRACT

MATA, Rafles Anselmo da, M.Sc., Universidade Federal de Viçosa, february, 2016. **Effects of the Ash Leaching of Precipitators Electrostatic of Recovery Boiler on the Effluent Biological Treatment Kraft Pulp Industries.** Adviser: Claudio Mudadu Silva. Co-adviser: Ann Honor Mounteer.

The electrostatic precipitator ash leaching process from kraft pulp recovery boiler has been a common procedure used in modern pulp mills seeking the removal of chloride and potassium, in order to minimize fouling and corrosion problems in the of the black liquor recovery system equipment and pipes. The ash leaching consists of an effluent with high salt content and, therefore, with a high electrical conductivity. Such characteristic can affect the effluent biological treatment plant, especially on the bio-sludge flocculation and microbial community, culminating in sludge losses, low sludge quality, and consequently, in the global efficiency reduction. This research evaluated the influence of the recovery boiler electrostatic precipitator ash leaching on the efficiency of the biological wastewater treatment of a pulp mill considering two scenarios when this stream was fed to the biological reactor i) continuously and ii) in batchwise mode. The evaluation was carried out in three biological sequential batch reactors (R1, R2, R3) of 1000 ml volume each. Reactor R1 operated as a reference and it was fed only with a conventional bleached kraft pulp mill effluent without ash leaching; Reactor R2 was fed continuously with the same pulp mill effluent added with ash leaching in fixed proportions, which were increased gradually to reach a real scenario of a modern mill. Reactor R3 was fed with the same pulp mill effluent, added with ash leaching in a batchwise mode. All reactors were kept with the same operating parameters, i.e, the dissolved oxygen  $OD > 2$  mg/L, COD:N:P ratio equals to 250:5:1 and a hydraulic retention time equals to 12 h. The study demonstrated that the presence of ash leaching at certain concentrations affected negatively the biological treatment COD reduction efficiency. It also worsened the bioflocculation and therefore caused solid losses in the sedimentation stage. The most prominent negative effects were observed during the batchwise feeding scenario.

## 1 INTRODUÇÃO

Em indústrias modernas de produção de polpa celulósica kraft, na última década tem-se adotado o procedimento de lixiviação das cinzas do precipitador eletrostático da caldeira de recuperação para a remoção compostos indesejáveis ao ciclo do licor, tais como cloreto e potássio, no intuito de evitar a depreciação de equipamentos devido a entupimento por incrustação e/ou corrosão.

Neste processo, as cinzas são solubilizadas em água promovendo a diluição dos sais presentes, enquanto o composto de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  que se deseja recuperar permanece na fase sólida. A mistura sólido-líquido é centrifugada gerando um efluente com alto teor de sais. Diante dessa especificidade, acredita-se que este efluente, embora de baixa vazão comparativamente ao efluente da fábrica, interfira na qualidade do efluente geral, sobretudo no aumento da condutividade elétrica, podendo ocasionar prejuízo na qualidade dos flocos microbianos, perda de lodo no decantador secundário e conseqüentemente na redução da eficiência de remoção de matéria orgânica.

Um dos meios mais utilizados de disposição de efluentes líquidos é o seu despejo nos corpos d'água, sendo, portanto, necessário que o seu lançamento não prejudique a qualidade ambiental do corpo receptor. Deve-se também atender aos padrões de lançamento como previsto na resolução CONAMA 357/05 e 430/11. Assim, também se deve assegurar que após lançamento os parâmetros de qualidade não fiquem em desacordo com os critérios definidos para a classe à qual foi enquadrado o corpo receptor de acordo com seus usos preponderantes. Portanto, o tratamento dos efluentes é primordial para minimizar o potencial de degradação da qualidade ambiental.

Os efluentes industriais merecem uma atenção especial pelo fato de poderem apresentar alto potencial poluidor, seja pela sua alta carga de matéria orgânica ou pela suas características químicas como a presença carga inorgânica, elementos tóxicos, dentre outros.

O efluente da indústria de polpa celulósica, especificamente aquele que contém o lixiviado das cinzas de precipitadores eletrostáticos de caldeiras de recuperação, apresenta uma alta concentração de sais, sobretudo, de cloreto, potássio e sódio culminando em uma elevada condutividade elétrica. Por estas características, este efluente comporta-se, como denominado por Nitisoravut e Klomjek (2005), *salt-affected*, ou seja, pode inibir a cinética de crescimento dos microrganismos, tornando-se de difícil tratabilidade por vias biológicas. Deve-se levar em conta ainda a forma com que estes efluentes são introduzidos na estação de tratamento, seja através de uma alimentação contínua ou intermitente.

Muitas fábricas de polpa celulósica no Brasil têm observado dificuldades operacionais do processo biológico, sobretudo com perdas de lodo nos decantadores secundários. Há uma hipótese de que os efluentes provenientes da lixiviação das cinzas dos precipitadores eletrostáticos da caldeira de recuperação, embora com volumes relativamente reduzidos, causam um incremento significativo da condutividade elétrica dos efluentes da fábrica, e por esse motivo afetam negativamente a ETE. Por se tratar de processo industrial relativamente novo, não foi encontrado na literatura qualquer trabalho técnico-científico que abordasse especificamente esse tema.

Entender as alterações que este tipo de efluente podem provocar no comportamento geral da estação de tratamento de efluentes de uma fábrica de polpa celulósica, pode favorecer a adoção de medidas cabíveis para pleitear melhores resultados na eficiência geral do tratamento. Torna-se primordial também conhecer a melhor maneira de se incorporar esse efluente ao sistema de tratamento biológico da fábrica.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1 Objetivo geral**

Avaliar a influência do lixiviado das cinzas de precipitadores eletrostáticos de caldeiras de recuperação na eficiência do tratamento biológico de efluentes da fábrica de polpa celulósica

kraft, quando este é aplicado em doses graduais e crescentes e em doses súbitas (carga de choque).

## **2.2 Objetivos específicos**

- Avaliar o potencial de inibição de atividades microbianas devido à presença do lixiviado das cinzas, por meio de ensaios respirométricos, ou seja, pela taxa de utilização de oxigênio (TUO).
- Analisar a influência na eficiência de remoção de DQO, após incremento do lixiviado das cinzas, em doses graduais e em carga de choque, no tratamento de efluentes de fábrica de polpa celulósica.
- Analisar a perda de sólidos no decantador secundário como efeito da aplicação do lixiviado das cinzas, em doses graduais e em carga de choque nos efluentes de fábricas de polpa celulósica.

### **3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

#### **3.1. Processo Kraft de Produção de Polpa Celulósica**

A celulose é um dos principais componentes encontrado nas células vegetais que, por terem forma alongada e pequeno diâmetro (finas), são frequentemente chamadas “fibras” e estão presentes nas folhas, raízes, tronco, frutos e sementes (PIOTTO, 2003). Também se destacam os outros componentes encontrados, entre os principais, são a lignina e hemiceluloses.

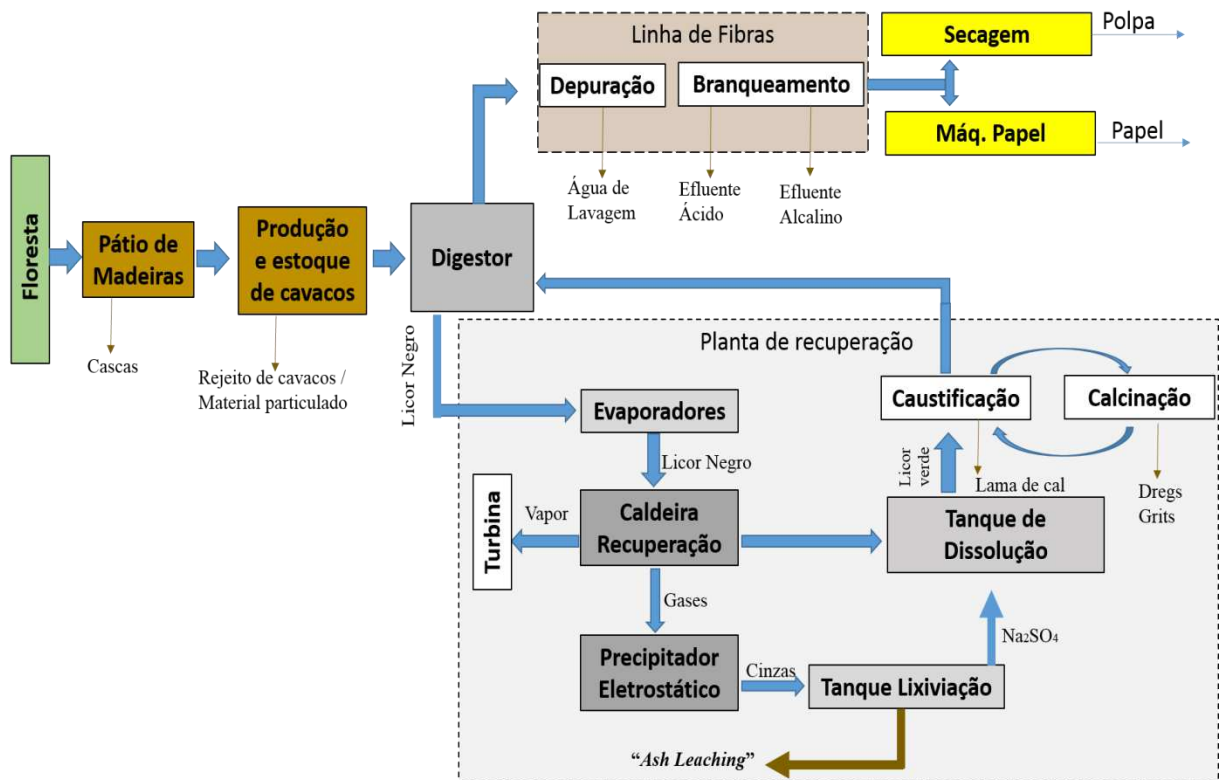
Neste contexto, a produção de polpa celulósica consiste basicamente na individualização das fibras, que naturalmente se encontram agrupadas por uma substância cimentante que é a lignina. Assim, para possibilitar a separação e/ou individualização das fibras, é necessário que haja a solubilização e remoção da lignina. Esse processo é denominado polpação.

Para que haja eficiência na individualização das fibras sem que ocorra também uma excessiva degradação das mesmas, no processo de polpação são utilizadas substâncias químicas e energia térmica, para promover a degradação e solubilização da lignina. Dentre os vários processos existentes, destaca-se o processo Kraft, que se caracteriza pela utilização de uma solução alcalina de NaOH e Na<sub>2</sub>S para promover a degradação e solubilização da lignina no digestor (PIOTTO, 2003).

Atualmente, estudos recentes demonstram que quase a totalidade da produção da polpa celulósica baseia-se no processo Kraft. No Brasil, essa grandeza se situa em cerca de 90% da produção total de polpa celulósica. Matias (2012) destaca que o processo de produção de polpa de celulose Kraft é atualmente o mais utilizado em todo o mundo.

O processo Kraft, também conhecido como processo “sulfato” em função das reposições das perdas com a utilização do sulfato de sódio. Neste processo são utilizados no cozimento os compostos químicos denominados sulfetos e hidróxido de sódio, assim baseia-se a solução alcalina (pH ajustado entre 13 e 14 no início do cozimento).

Segundo PIOTTO (2003), o processo de produção de celulose pode ser entendido em quatro partes principais: preparação de matérias-primas, deslignificação química em circuito fechado recuperando-se energia, branqueamento com circuito aberto e sistema de tratamento de águas residuárias. Os processos supracitados podem ser evidenciados e melhor detalhados no fluxograma do processo Kraft apresentado na Figura 1.



**Figura 1-** Representação esquemática simplificada do processo kraft.

O processo de polpação é detalhado por Matias (2012) que descreve as principais etapas de produção de polpa celulósica Kraft branqueada como: Preparo da madeira; Cozimento; Recuperação do licor negro; Branqueamento; Secagem.

O preparo da madeira para o processo fabril propriamente dito inicia-se desde a escolha e corte da madeira na floresta, grande parte da madeira necessária para a polpação, parte das florestas plantadas da própria indústria.

Nas florestas plantadas, a madeira é derrubada e cortada em toras, a qual passa por um processo de descascamento. Algumas empresas realizam o descascamento ainda na floresta, processo que contribui para a ciclagem dos nutrientes e manutenção da fertilidade do solo e diminuem volume para o transporte do material. Outras realizam o transporte das toras para descascamento na própria indústria, e utilizam as cascas geradas como combustível para alimentar a caldeira, aproveitando dessa forma o valor energético do material e reduzindo a quantidade de biomassa (lenha) a ser adquirida para alimentar as fornalhas das caldeiras de biomassa.

Após o descascamento, as toras são lavadas e picadas em pequenos pedaços de tamanho uniforme e dimensões pré-definidas, chamados cavacos, procedimento para facilitar o processo de cozimento. Na sequência, os cavacos são selecionados, por peneiras vibratórias, e armazenados ao ar livre em grandes pilhas.

Os cavacos cujas com dimensões superiores (lascas) ou inferiores (serragem ou palitos) ao padrão de aceite são utilizados como biomassa para queima nas caldeiras de biomassa, e o material selecionado é armazenado para o processo de cozimento.

O cozimento é realizado em um digestor, onde os cavacos são submetidos ao cozimento com a solução alcalina, denominada licor branco. O licor branco é uma solução aquosa de hidróxido de sódio (NaOH) e sulfeto de sódio (Na<sub>2</sub>S), que juntamente com os cavacos é submetido em alta temperatura e pressão. Descreve a BRACELPA (2013), que este procedimento objetiva na degradação e solubilização da lignina, para fim da deslignificação e individualização da fibra.

Logo após o cozimento é feita a separação da polpa celulósica do licor, por meio da lavagem, assim obtêm-se a polpa e o licor residual, denominado licor negro. Este precisa passar por outro processo para a recuperação dos reagentes químicos utilizados no cozimento (NaOH e Na<sub>2</sub>S), feito para viabilizar o processo de produção, além disso, nesta etapa, há o aproveitamento do vapor gerado no processo de recuperação do licor negro, para a geração de energia (BRACELPA, 2013).

O processo de recuperação do licor negro é considerado como uma das fases mais importantes na fabricação de polpa celulósica, pelo fato de estar diretamente relacionado com a viabilidade econômica de todo o processo.

Nesta fase o licor negro, diluído, é submetido à evaporação, que de acordo com Matias (2012), este procedimento o torna com uma concentração de sólidos finais superior a 70%. Neste contexto, Souza (2008) explica que o processo citado é realizado por uma sequência de evaporadores, em série, aquecidos a vapor, que remove o excesso de água, e aumenta a concentração de sólidos da mistura.

Na sequência, o concentrado é enviado para queima na caldeira de recuperação, onde a matéria orgânica é queimada e os sais inorgânicos formam um material fundido, composto principalmente por carbonato de sódio ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) e sulfeto de sódio ( $\text{Na}_2\text{S}$ ). O processo de queima na caldeira de recuperação é uma etapa de significativas emissões atmosféricas na forma de material particulado e de enxofre total reduzido (ETR), normalmente o controle feito é realizado por precipitadores eletrostáticos.

Tran e Vakkilainen (2008) descrevem que após a queima do licor negro, o fundido é coletado e dissolvido, adicionando licor branco fraco, formando o licor verde ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$  e  $\text{Na}_2\text{S}$ ), logo, segue-se para o processo de caustificação, em que é adicionado óxido de cálcio ( $\text{CaO}$ ), que reage com o  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , e forma novamente hidróxido de sódio ( $\text{NaOH}$ ), recompondo o licor branco forte, acrescido de uma lama calcária (carbonato de cálcio:  $\text{CaCO}_3$ ), que é precipitada. Ressalta-se que o processo de recuperação química não é 100% eficaz, no entanto, as eventuais perdas de reagentes do processo, sob a forma de efluentes líquidos, sólidos e gasosos são repostas por adição de álcali ao sistema, a qual pode ser feita sob a forma de soda cáustica, sulfato de sódio, cal virgem ou carbonato de cálcio (SOUZA, 2008).

A etapa de branqueamento da polpa celulósica consiste em um tratamento físico-químico que tem por objetivo melhorar as propriedades da pasta celulósica, algumas destas propriedades podem ser entendidas como alvura, limpeza e pureza química.

Ao finalizar a etapa de branqueamento a polpa celulósica branqueada passa pelo processo de secagem que consiste na remoção de excesso de água, a primeira etapa se faz por meio de uma filtração, onde a polpa é disposta em uma peneira que filtra a água em excesso e retém a fibra, depois a água remanescente é removida por meio de uma série de prensas, em seguida deve ser seca e preparada para a embalagem e armazenamento, assim, sucintamente, fechando o fluxograma de produção Kraft.

As indústrias que utilizam o processo Kraft de produção de polpa celulósica, de acordo com Morris e Nutter (1994), apresentam os mesmos estágios de produção e geram respectivos efluentes de cada setor e basicamente sete tipos distintos de resíduos: lodos primários e secundários, rejeitos de madeira, lama de cal, dregs, grits, e cinza de forno.

### **3.2 Efluentes líquidos gerados na indústria de celulose kraft**

As atividades desenvolvidas em uma indústria de produção de polpa celulósica são caracterizadas pelo alto consumo de água em seus processos produtivos. De acordo com alguns autores (THOMPSON *et al*, 2001; NAVIA *et al*, 2006; DIEZ *et al*, 2007) são consumidos, em média, 60 m<sup>3</sup> de água por tonelada de polpa celulósica produzida, e por conseguinte, gerados grandes volumes de efluentes líquidos.

As fábricas de polpa celulósica, pelas características da matéria prima e do processo produtivo, produzem, em geral, um efluente que apresenta altas concentrações de demanda química de oxigênio (DQO); demanda bioquímica de oxigênio (DBO<sub>5</sub>) que se origina de compostos facilmente biodegradáveis, tais como carboidratos e ácidos orgânicos; sólidos suspensos (SS), cor e toxicidade, resultante da presença de compostos lignínicos e seus derivados fenólicos de alto peso molecular (KREETACHAT *et al*, 2007; KHANSORTHONG e HUNSOM M, 2009).

Os efluentes da fábrica de polpa celulósica kraft, de acordo com Catalkaya e Kargi (2007), tem uma variedade de compostos tóxicos capazes de gerar efeitos prejudiciais sobre o meio

aquático receptor, caso este seja lançado sem o devido tratamento. Muitos autores descrevem a presença de efeitos tóxicos sobre peixes, tais como o stress respiratório, efeitos mutagênicos e carcinogênicos, bioacumulação em tecidos de peixes, biomagnificação, e efeitos letais (POKHREL e VIRARAGHAVAN, 2004; ORREGO *et al.* 2009).

Diante do exposto é evidente a necessidade do tratamento do efluente gerado na indústria, a fim de promover a redução do impacto ambiental, garantindo após lançamento no corpo receptor a menor interferência possível, desse modo atendendo também a regulação ambiental.

### **2.3 Produção e caracterização de lixiviado das cinzas dos precipitadores eletrostáticos da caldeira de recuperação**

No procedimento de produção de polpa celulósica “Kraft”, os cavacos de madeira são aquecidos no digestor juntamente com o licor de cozimento, originando como resultado a pasta celulósica e o licor negro. Na sequência, o licor é recuperado e sua composição é corrigida para reutilização. Na fase de recuperação, o licor negro é concentrado em evaporadores e depois é incinerado na caldeira de recuperação para sua posterior caustificação.

Na composição das principais matérias primas do processo “Kraft” há presença de compostos que contem cloreto (Cl) e potássio (K) e a alta volatilidade destes compostos em relação ao sódio, tende a aumentar o teor desses elementos nas cinzas encontradas na parte superior da caldeira de recuperação, nos precipitadores eletrostáticos. A proporção desses compostos nas cinzas é superior à dos sólidos do licor original e do fundido formado na parte inferior da fornalha (smelt). Minday *et al.* (1977), comenta que os compostos contendo cloreto e potássio (KCl, NaCl e K<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) tendem a diminuir a temperatura eutética das cinzas, constituídas principalmente de carbonato e sulfato de sódio (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> e Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), o que facilita sua solubilização em baixas temperaturas.

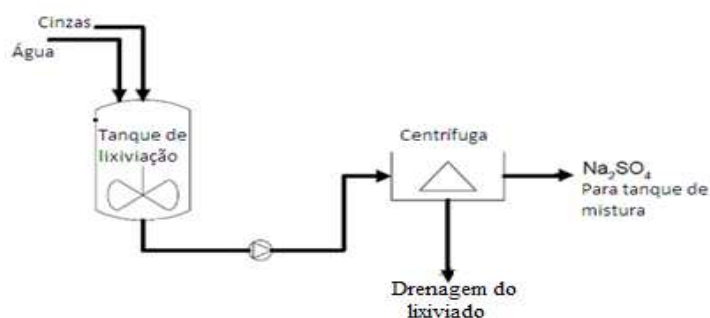
Larsson (2012) descreve que as cinzas provenientes desse equipamento são ricas em íons de sódio, sulfato, potássio, cloreto e carbonato que formam principalmente  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{NaCl}$ ,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ,  $\text{K}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{KCl}$  e  $\text{K}_2\text{CO}_3$ .

Como parte do procedimento que visa à viabilidade econômica do processo, o  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  deve voltar para o processo de recuperação do licor de cozimento, reduzindo a quantidade de novos produtos químicos utilizados no processo. Mas de acordo com Gonçalves *et al.* (2008), o cloreto e o potássio não podem retornar, já que prejudicam o processo mesmo em pequenas quantidades no licor negro, e contribuem para a incrustação e corrosão dos tubos de transferência de calor em caldeiras de recuperação.

Com isso, a remoção de cloreto e de potássio do licor torna-se cada vez mais importantes, devido à construção de novas caldeiras de recuperação que operam a temperaturas e a pressões de vapor mais elevadas (LARSSON, 2012).

De acordo com Larsson (2012) o sistema de lixiviação de cinzas consiste em diminuir a concentração de cloretos e de potássio no ciclo de licor enquanto o  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  é recuperado. O processo de lixiviação ocorre de modo em que a maior parte de cloreto e potássio são dissolvidos e pode ser separado na fase líquida, enquanto que uma grande fração de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  permanece sólido e pode ser separado da fase líquida retornando para o ciclo do licor.

Na Figura 2, é exemplificado o processo de lixiviação das cinzas, que tem como princípio a diluição dos compostos de cloreto e potássio, e posterior separação do  $\text{Na}_2\text{SO}_4$ , conforme descrito por Larsson (2012).



**Figura 2-** Representação simplificada do processo de lixiviação das cinzas.  
**Fonte:** adaptado de Larsson (2012).

Neste processo, a cinza é misturada com água morna num tanque de lixiviação, dissolvendo a maior parte do cloreto e do potássio, no entanto, a parte principal de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  continuará sólida. Após o equilíbrio de solubilidade, essa mistura de sólidos em suspensão e sólidos dissolvidos é transferida para uma centrífuga, onde o líquido e os sólidos são separados mecanicamente por forças centrífugas. Na sequência, a fração reciclada de sólidos contendo  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  é misturada com o licor negro no tanque de mistura, voltando para o ciclo de recuperação química.

Larsson (2012) salienta que não é possível realizar a total remoção de cloretos e de potássio, também assevera que a recuperação de  $\text{Na}_2\text{SO}_4$  não é completa, desse modo, uma parte do efluente, rico em potássio e cloreto, é devolvida ao tanque de lixiviação e a parte restante deve ser tratada antes de ser lançada no curso d'água.

Atualmente a fração de lixiviado que deve ser tratada é direcionada para a planta de estação de tratamento de efluentes geral da unidade industrial. Ressalta-se que a característica deste lixiviado se baseia em uma mistura aquosa de alta concentração de sais de cloretos e potássios dissolvidos, o que confere propriedades de alta condutividade.

Embora o volume de lixiviado a ser tratado, não seja representativo em comparação com a quantidade de efluente geral, pouco se conhece sobre o efeito deste sobre o tratamento biológico, não conhecendo de fato, as possíveis interferências que a presença do lixiviado das cinzas pode promover devido as suas características intrínsecas de configuração elevada.

## **2.4 Tratamento biológico na indústria de polpa celulósica**

O tratamento de efluentes líquidos em fábricas de polpa celulósica e papel é normalmente composto pelas etapas de tratamento preliminar, tratamento primário, tratamento secundário (biológico) e tratamento terciário. De acordo com Silva (1999), normalmente o tratamento secundário é suficiente para enquadrar os efluentes da fábrica nos limites de lançamento, o que torna a etapa de tratamento terciário raramente adotada.

Segundo Springer (1993) efluentes de indústrias de polpa celulósica e papel possui uma composição complexa, que incluem diversas substâncias potencialmente inibidoras do processo de tratamento por vias anaeróbias e por esse motivo, geralmente no tratamento deste tipo de efluente são adotados processos biológicos aeróbios, como lodos ativados e lagoas aeradas.

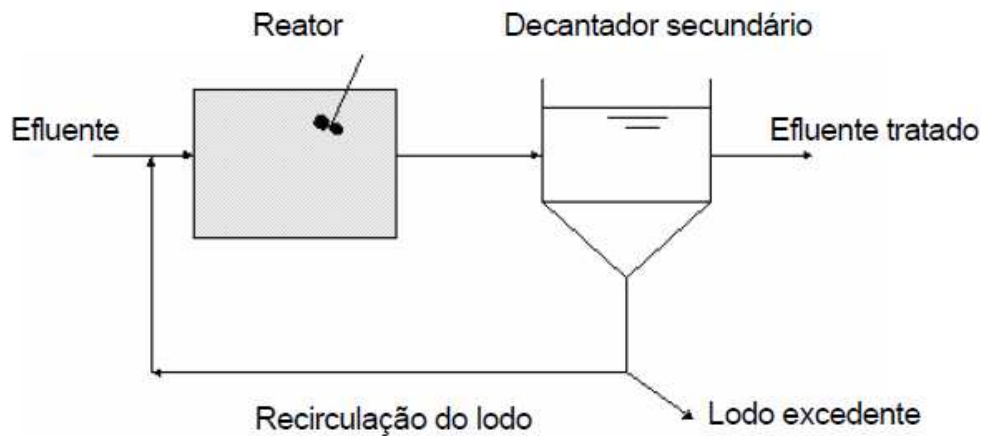
Visando não somente a qualidade ambiental do efluente final, mas também a viabilidade econômica, o tratamento biológico tem sido amplamente utilizado para o tratamento de efluentes industriais, que tem como característica altas concentrações de carga orgânica. O que permite o uso da tecnologia dos processos biológicos com boa eficiência do tratamento e significativa economia, que é o caso das indústrias de polpa celulósica e papel.

#### *2.4.1 Processos lodos ativados*

O processo de lodos ativados consiste basicamente de tratamento composto tipicamente por três unidades. A primeira consiste de um reator biológico no qual os microrganismos são mantidos em suspensão, em um tanque com aeração, promovendo o contato com os efluentes. A segunda unidade compõe-se por um sistema de separação sólido-líquido, por meio do processo de sedimentação. A terceira unidade consiste em um sistema de recirculação de lodo, para o retorno do lodo sedimentado para o reator de maneira a promover a manutenção dos microrganismos no sistema e promover melhor eficiência do processo. De acordo com Metcalf e Eddy (2003), o processo foi desenvolvido em 1914, na Inglaterra, por Arden e Lockett.

Segundo Von Sperling (1997), o sistema de tratamento por lodos ativados é amplamente utilizado para o tratamento de efluentes domésticos e industriais, procedimento justificado pelo fato do sistema gerar um efluente de boa qualidade em reduzidos requisitos de área.

Na Figura 3 é apresentado um fluxograma da configuração típica de um sistema de lodos ativados.



**Figura 3-** Fluxograma típico de um sistema de lodos ativados  
**Fonte:** Von Sperling (1997).

Dessa maneira entende-se que o sistema pode ser empregado ao tratamento de diversos tipos de efluentes, para o qual o propósito se destina a remoção da carga orgânica biodegradável.

Os sistemas de lodos ativados conforme fluxograma apresentado na Figura 3 configura um esquema de fluxo contínuo, no entanto há uma variante deste sistema com operação em fluxo intermitente, conhecido também por Reator em Batelada Sequencial – RBS.

#### 2.4.2 Reatores em batelada sequencial (RBS)

O sistema de lodos ativados por meio do RBS, busca aperfeiçoar o processo tanto na simplicidade de operacionalização, quanto na demanda por área. Basicamente, o sistema RBS consiste em concentrar todas as fases ocorrentes no sistema de lodos ativados de fluxo contínuo, em um único tanque, que pela intermitência e forma de operação, ora atua como reator com o fornecimento de aeração (convencional, ou prolongada), ora como decantador, sendo que a etapa de recirculação do lodo, substituída pela retenção do lodo e descarte do lodo excedente.

Segundo Von Sperling (2005), o funcionamento do sistema RBS pode ser descrito por meios de ciclos de tratamento que ocorrem da seguinte forma:

- ✓ Enchimento (alimentação do sistema com o afluente a ser tratado)
- ✓ Reação (aeração e mistura da massa líquida contida no reator)
- ✓ Sedimentação (separação dos sólidos por sedimentação)
- ✓ Descarte do efluente tratado (retirada do efluente tratado)
- ✓ Repouso (período para ajustar os ciclos e remoção do lodo excedente)

Esses ciclos de operação bem como o objetivo de cada etapa são exemplificados de forma esquemática (Figura. 4) conforme proposição de Santos *et al* (2001).

<b>IMAGEM</b>					
<b>FASE DO CICLO</b>	ENCHIMENTO	AERAÇÃO	SEDIMENTAÇÃO	DESCARGA	REPOUSO
<b>OBJETIVO DA FASE</b>	INTRODUÇÃO DO SUBSTRATO	BIODEGRADAÇÃO DO SUBSTRATO	CLARIFICAÇÃO DO EFLUENTE TRATADO	DESCARTE DO EFLUENTE TRATADO	RESERVA DE TEMPO A TRANSFERIR PARA OUTRA FASE, CASO NECESSÁRIO
<b>ESTADO DA AERAÇÃO</b>	LIGADA OU DESLIGADA	LIGADA	DESLIGADA	DESLIGADA	LIGADA OU DESLIGADA

**Figura 4** – Representação esquemática das fases de um RBS

**Fonte:** Santos *et al* (2001).

Ressalta que os ciclos de funcionamento conforme apresentado ocorrem em um único espaço físico, o que significa que o sistema RBS possui menor requisito de área para sua implantação.

A duração de cada ciclo de operação é uma variante a ser definida dependendo da característica do efluente, da qualidade requerida para o tratamento, da vazão a ser tratada, entre outros aspectos.

## 2.5. Microbiologia dos lodos ativados

O processo de tratamento biológico com lodos ativados consiste em tecnologia que visa a utilização dos microrganismos aeróbios na assimilação ou conversão da matéria orgânica, resultando em remoção da carga de poluentes orgânicos. O princípio do tratamento biológico como um todo baseia-se nos processos naturais de depuração, no entanto, criando condições na qual seja favorecida a realização do processo de depuração de forma rápida e com maior potencialização da capacidade de depurar grandes volumes de efluentes.

Segundo Seviour e Blackall (1999), o sistema de lodos ativados é utilizado tanto para o tratamento de esgoto sanitário e efluente industrial, seu princípio baseia-se na oxidação bioquímica dos compostos orgânicos e inorgânicos presentes nos efluentes, mediada por uma população microbiana diversificada e mantida em suspensão num meio aeróbio.

Na comunidade microbiana dos lodos ativados há a predominância das bactérias aeróbias, também há população de protozoários e fungos, bactérias nitrificantes, rotíferos e nematoides também surgem frequentemente quando há aeração prolongada e o lodo já possui idade superior a 10 dias. A avaliação microscópica da comunidade microbiana, de acordo com Vazollér (1989), pode servir como indicador de desempenho da estação de tratamento.

No reator a comunidade estabelecida é dinâmica e fundamental para o bom funcionamento do sistema, sendo que cada espécie tem sua importância, na formação da estrutura da comunidade microbiana, que influi no desempenho do tratamento (AMMAN; GLOCKNER; NEEF, 1997).

Vazollér et al (1989) explica que a estrutura dessa comunidade está diretamente ligada as condições operacionais e também com a qualidade e quantidade de efluente que alimenta o processo. Nesse sentido Madoni (1994) assevera que a avaliação microbiológica do lodo é capaz de fornecer informações sobre o desempenho da unidade de tratamento bem como a qualidade do efluente.

Uma abordagem realizada por Vazollér (1989) relaciona os microrganismos com as características do processo de tratamento de efluente, essa correlação é demonstrada na Tabela 1 que apresenta os microrganismos indicadores das condições de depuração.

**Tabela 1-** Microrganismos indicadores das condições de depuração

Microrganismos	Características do processo
Predominância de flagelados e rizópodes	Lodo jovem, característico de início de operação ou baixa idade de lodo
Predominância de flagelados	Deficiência de aeração, má depuração e sobrecarga orgânica
Predominância de ciliados pedunculares e livres	Boas condições de depuração
Presença de Arcella (rizópode com teca)	Boa depuração
Presença de Aspidisca costata (ciliado livre)	Nitrificação
Presença de Trachelophyllum (ciliado livre)	Idade de lodo elevada
Presença de Vorticella microstoma (ciliado peduncular) e baixa concentração de ciliados livres	Efluente de má qualidade
Presença de anelídeos do gênero Aelosoma (ciliado livre)	Excesso de oxigênio dissolvido
Predominância de filamentos	Intumescimento do lodo

**Fonte:** Vazollér (1989).

Diante da complexidade envolvida no processo de tratamento biológico, Madoni *et al* (1996) descreve que possíveis variações que possam ocorrer nas condições ambientais provenientes da composição do afluente, no ambiente do reator, ou mesmo da operação da estação, podem levar a alterações na comunidade do lodo, influenciando os processos de biodegradação e, podendo comprometer a qualidade do efluente tratado.

Dessa forma, a concepção e operacionalização de uma estação de tratamento devem considerar uma gama de informações acerca do efluente e do sistema, a fim de promover o melhor funcionamento de uma unidade, ajustando quando possível os parâmetros necessários.

### 2.5.2. Formação do floco

Os flocos biológicos podem ser definidos como agregados de sólidos em suspensão, formado por diferentes tipos de micro-organismos, produtos da hidrólise e da lise dos microrganismos, água, partículas orgânicas e inorgânicas, principalmente  $\text{Ca}^{2+}$  e  $\text{Mg}^{2+}$  e embebidos por substância polimérica extracelular - (EPS) (JIN *et al.*, 2003; LIAO *et al.*, 2000).

Assim entende-se que a formação do floco biológico é regida pelas suas propriedades físicas, químicas e biológicas, como hidrofobicidade, ligação de Van der Waals e ligações de cátions, quantidade e qualidade de EPS e quanto ao tamanho de filamentos de bactérias e fungos (SHENG *et al.*, 2010; WÍLEN *et al.*, 2008). Dessa forma, entende-se que as características dos flocos como tamanho, microestrutura, propriedades de superfície, densidade podem ser variáveis, influenciado pelo tipo de tratamento e as condições de operação.

Estudos demonstram que a hidrofobicidade interna e externa dos flocos, a produção de EPS, a concentração de íons e as cargas de superfície das estruturas das membranas estão relacionadas com o processo de adesão célula-célula (LIAO *et al.*, 2000).

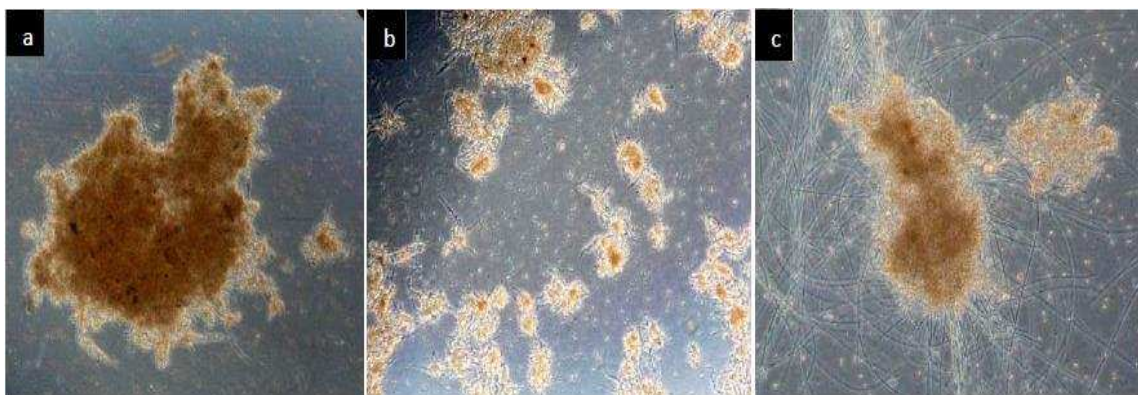
Outros estudos abordam que os cátions divalentes como  $\text{Ca}^{2+}$  e  $\text{Mg}^{2+}$  são considerados um dos fatores para estabilidade e compressão dos flocos biológicos. Esses íons são preponderantes na formação da estrutura dos flocos, pois eles agem como pontes entre exopolímeros carregados negativamente (EPS) e bactérias, porém quando a concentração deles é muito elevada pode ocorrer o processo de desestabilização do lodo, por dois motivos: (1) plásmolise celular das espécies bióticas e (2) por mudança de carga das superfícies dos flocos (ZITA E HERMANSSON, 1994).

Os autores abordam que o  $\text{Ca}^{2+}$  parece ser o cátion mais importante envolvido no processo de floculação dos lodos ativados, eles explicam que o aumento da concentração de eletrólitos resulta na compressão da dupla camada em volta das superfícies, aumentando a estabilidade dos flocos, entretanto, quando há um acréscimo de cátions ( $\text{Na}^+$  e  $\text{K}^+$ ) resulta na desestruturação do floco, pois há a perda do  $\text{Ca}^{2+}$  para o sistema.

Outros estudos abordam a questão da formação do floco como sendo ele formado por duas estruturas básicas, a microestrutura, que é composta por bactérias formadoras de floco e a macroestrutura, constituída por microrganismos filamentosos. De acordo com estes estudos estes microrganismos formam uma cadeia, uma espécie de rede, que serve de estrutura de apoio para o desenvolvimento e crescimento dos organismos formadores do floco, sendo a bactéria filamentosa apontada como a responsável pela macroestrutura, sendo evidenciado que o floco cresce na direção em que estas bactérias se desenvolvem (JENKIS *et al*, 2003).

Nesse sentido, alguns autores asseveram que o crescimento de microrganismos com filamentos longos e fortes permitem a formação de flocos macroscópicos, que se mantêm intactos até mesmo em ambientes em turbulência, no entanto, Souza (2002) retrata que o crescimento de filamentosos em excesso prejudica a sedimentabilidade do lodo, isto porque, o floco fica menos denso, e o excesso de filamentos cria uma barreira que dificulta a aproximação de um floco a outro.

Jenkins *et al* (2003) descreve que o crescimento excessivo dos microrganismos filamentosos é conhecido como o fenômeno chamado “*Bulking* filamentoso” que se caracteriza pela flotação do lodo no biorreator. O “*Bulking* filamentoso” descrito pelos autores pode ser observado na figura 5(c), onde se representa a configuração típica do fenômeno.



**Figura 5** - Microfotografia de contraste de fase (100x): (a) floco ideal (b) “pin-point floco” (cabeça de alfinete) (c) floco filamentoso.

**Fonte:** Adaptação de Sousa (2007).

A ocorrência do crescimento excessivo não é o único problema associado aos microrganismos filamentosos, os autores também comentam que as baixas ocorrências destes microrganismos prejudicam a formação dos flocos, desta vez, porém, ocasionando a formação de flocos fracos que facilmente se desagrega sob influência da turbulência do reator, dando origem aos chamados “*pin-point floc*” ou floco cabeça de alfinete (Fig. 5(b)).

Este tipo de ocorrência também é prejudicial à eficiência do tratamento, no entanto, como citam os autores, é importante que haja um equilíbrio entre os microrganismos filamentosos e as bactérias formadoras de floco, assim contribuindo para a formação do floco ideal, conforme apresentado na figura 5(a).

Diante deste fato, Wilén *et al* (2008) descreve que a capacidade de sedimentação e compactação dos flocos é um fator crucial para o desempenho global e para a eficiência da planta de tratamento.

### 2.5.3. Índice volumétrico do lodo

O Índice Volumétrico de Lodo (IVL) é um parâmetro bastante conhecido, que é utilizado para a quantificação das propriedades do lodo, particularmente quanto a sua sedimentabilidade. Esta operação de quantificação do IVL tem sido aplicada largamente no controle do processo de lodos ativados, por ser um procedimento relativamente simples.

Diversos fatores estão associados à floculação e defloculação dos flocos biológicos e que por sua vez podem interferir nos resultados de IVL, no entanto o seu acompanhamento como parâmetro operacional, transmite, não só informações quanto à sedimentabilidade, mas também como indicativo da boa condição de operação da planta de tratamento.

O IVL é um ensaio empírico, que consiste basicamente no índice definido como o volume ocupado por 1g de lodo após a sedimentação por trinta minutos. Este procedimento consiste em colocar uma amostra de lodo homogeneizada e com concentração de sólidos conhecida,

em uma proveta graduada, e após 30 minutos verificar e anotar a altura da interface de sedimentação do lodo e calcular o volume ocupado por cada grama deste material, aplicando a seguinte equação (01):

$$IVL = \frac{H_{30} \times 10^6}{H_0 \times SSTTA} \quad (01)$$

Onde:

IVL= Índice Volumétrico de Lodo,  $\text{ml.g}^{-1}$ ;

$H_{30}$ = altura da coluna do lodo após 30 minutos;

$10^6$ = conversão de mg para g e de L para ml;

$H_0$ = altura da coluna do lodo no tempo zero ( $t= 0\text{min.}$ );

SSTTA= sólidos suspensos totais no tanque de aeração,  $\text{mg.l}^{-1}$ .

A interpretação dos resultados é indicada pelo valor do IVL, os seus significados podem ser observados na tabela 2, conforme abordagem de Von Sperling (1997).

**Tabela 2** - Interpretação aproximada do Índice Volumétrico de Lodo (IVL)

Sedimentabilidade	IVL ( $\text{mg.l}^{-1}$ )
Ótima	0-50
Boa	50-100
Média	100-200
Ruim	200-300
Péssima	>300

**Fonte:** Von Sperling (1997).

Como pode ser observado, o IVL é interpretado em faixas de valores, no entanto, os menores valores dos índices representam as melhores condições de sedimentabilidade. Por ser um procedimento simples e de fácil interpretação, o IVL, é largamente utilizado como um parâmetro operacional, que auxilia no acompanhamento do funcionamento geral da planta de tratamento.

## 2.6. Efeitos da salinidade na microbiologia do lodo

Atualmente existem muitos estudos que visam conhecer os efeitos da salinidade no desempenho dos tratamentos biológicos. A salinidade é hoje considerada como um dos fatores que mais causam estresse nas plantas de tratamento de efluente (Moussa et al, 2006).

Existem uma gama de diferentes indústrias que geram efluentes com elevada concentração de sais inorgânicos, dentre estas podem citar: as refinarias de petróleo, produção de couro, indústrias farmacêuticas; fabricação de pesticidas e herbicidas; lixiviados de aterros sanitários; e outras (Moussa et al., 2006; Wang, 2005; Dan, 2003).

De acordo com Lin, Shyu e Sun (1997), tratar efluente salino não é fácil, e os métodos biológicos tradicionais, não são de fato usuais para tal finalidade.

Os estudos sobre tratamento dos efluentes salinos teve maior relevância na comunidade científica após estudo realizado por Kincannon e Gaudy (1966), no qual foi investigado a microbiologia de processos biológicos e concluíram que a redução de concentrações salinas causam efeitos mais graves na comunidade microbiana do que aumentos graduais dessa mesma concentração de sais.

Algumas décadas depois, Kargi e Uygur (1997) em seus estudos levantaram 4 aspectos de dificuldades principais no tratamento biológico de efluentes salinos, de modo geral se descrevem como sendo extensão limitada de adaptação, devido ao fato de que a salinidade altera as funções metabólicas e causa a plasmólise e/ou perda da atividade microbiana, isto com concentrações de sais de 3 a 5%. Outro aspecto segundo os mesmos autores, é a sensibilidade para mudança de força iônica, na qual a variação da concentração de sal de 0,5 a 2,0%, causa dificuldade de desempenho do sistema pelo fato que o bom desenvolvimento requer normalmente uma composição iônica constante.

Também a cinética de degradação reduzida, é outro fator apontado pelos autores, que descrevem que a taxa de degradação biológica de compostos orgânicos decresce com o

aumento das concentrações salinas. E por fim, o último aspecto descrito, trata-se da elevada concentração de sólidos suspensos, que devido a existência de sal nos efluentes, reduz a população de protozoários e organismos formadores de flocos, o que resulta na baixa eficiência de sedimentação.

Elevadas concentrações de sal ( $> 1\%$ ) provocam a desintegração das células, devido à perda de água celular (plasmólise) ou retirada do citoplasma que é induzido por uma diferença osmótica através da parede da célula e causa do fluxo de saída de água intracelular, resultando na perda da atividade microbiana e desidratação celular. Como resultado, a remoção de matéria orgânica de baixo desempenho, e aumentos dos sólidos suspensos no efluentes tratado, efeitos adversos (Dincer e Kargi (2000); Kargi (2002); Ozalp *et al.* (2003).

De acordo com Wilén *et al* (2008), a adição de sais reduz o número de bactérias filamentosas, que são responsáveis pela macroestrutura do floco, diminuindo a eficiência de sedimentação do lodo no decantador secundário e aumentando a perda de sólidos para o efluente final.

Santos (2012) assevera que efluentes salinos provocam grandes distúrbios no processo de tratamento microbiológico de lodos ativados. Em seu trabalho que objetivou investigar a influência da salinidade através dos testes de respirometria e da qualidade biológica do lodo, os resultados apontaram intoxicação dos lodos ativados em concentrações de sal a partir da concentração de  $5\text{g L}^{-1}$  de NaCl para choque de carga salina.

O tratamento biológico de efluente salinos normalmente resulta em baixa eficiência de remoção de DBO. Segundo Doudoroff (1940), devido a efeitos adversos que os sais provocam na comunidade microbiana, e que altas concentrações de sais (acima de  $1\%$ ) causa plasmólise celular ou inibição das atividades microbiana.

Kincannon e Gaudy (1996) observaram que, em ambientes adaptados, a redução da concentração de sais causa problemas mais severos do que o incremento. Em sistema de aeração prolongada, Stewart *et al* (1962), observou que o efeito que o sal provoca também a redução da eficiência de remoção de DBO.

No sistema de lodos ativados, Ludzack e Noran (1965), verificaram que altas concentrações de sais, resulta em perda de eficiência de remoção de DBO bem como altera a eficiência da formação de flocos, também foi observado que afeta o processo de nitrificação.

Kargi e Dincer (1996), estudaram o efeito da concentração de sal (1-5% NaCl) em tratamento biológico de efluente salino operado em batelada. Neste estudo também foi observado que o incremento da concentração de sal resultou em perda de eficiência da remoção de DQO.

Aloui *et al* (2008), ao investigar a performance do tratamento de efluente salino do processamento de peixes (1-6% de NaCl), em lodos ativados em reatores com alimentação contínua, observou que concentrações de sal acima de 4% causa inibição significativa do tratamento, no entanto, sendo aclimatizada o tratamento mostra-se eficiente para proporções abaixo de 4%.

Com o objetivo de estudar o efeito da salinidade no metabolismo de microrganismos acumuladores de fosfato, Welles *et al* (2014), investigou em um sistema de lodos ativados que concentrações de 0,18% em carga de choque, podem afetar severamente o sistema de tratamento de águas residuárias.

Efluentes com altas concentrações de sais também se tornam de difícil tratabilidade por vias anaeróbias (Kargi e Dincer, 1998; Boardman *et al*, 1995; Kempf e Bremer, 1998; Tuin *et al*, 2006; Rovirosa *et al*, 2004), por diversos motivos como: o efeito tóxico do sódio, plasmólise celular, aumento da pressão osmótica reduzindo a atividade celular, e inibição de microrganismos responsáveis pela metanogênese. Com isso resultando em limitações do uso da tecnologia para efluentes com altas cargas salinas.

Tokuz e Eckenfelder (1979) investigaram os efeitos de sais inorgânicos, como cloreto de sódio e sulfato de sódio, no desempenho do processo de lodos ativados, tratando um efluente sintético, e inferiram que, processos de aclimação apropriados da biomassa são de extrema importância, pois minimizam os efeitos negativos causados pela alta salinidade. Nos experimentos observou que em concentrações de NaCl até 35 g.L<sup>-1</sup> os efeitos adversos foram

leves no desempenho do processo de lodos ativados, no entanto, concentrações de NaCl acima desse valor, causaram aumento abrupto do teor de sólidos suspensos no efluente final.

## **2.7 Cargas de choque salino**

De acordo com Rozich et al (1992), as cargas de choque em um tratamento biológico podem ser descritas em três tipos, sendo eles, qualitativo, quantitativo e tóxico. Dessa forma, entende-se que uma carga de choque qualitativo consiste em uma mudança radical na composição dos compostos presentes no afluente ao sistema biológico.

O choque quantitativo consiste em um aumento da carga mássica do substrato do afluente ao sistema biológico, de tal forma pode ser provocado pelo aumento incremental da vazão, ou na concentração do substrato. O choque de característica tóxica, deve envolver uma repentina descarga de substâncias de características tóxicas que podem inibir a biomassa de degradar a água residuária (ROZICH et al, 1992).

O choque salino consiste na presença ou aplicação de determinada carga de sais, que modificam as condições do meio, gerando diversas implicações à microbiota. Muitos estudos têm sido desenvolvidos a fim de se investigar a tolerância a determinadas concentrações de sais, bem como a adaptabilidade de alguns grupos de microrganismos à determinados tipos de sais. E assim poder criar soluções em tratamento de efluentes com características similares aos efluente utilizados nos experimentos.

Brunet (1974) estudou o efeito de choque efluente altamente salino no processo de lodos ativados e descobriu que tais choques causaram a diminuição da eficiência de remoção de matéria orgânica, aumentou a turbidez do efluente e aumentou a perda de sólidos no clarificador.

Mesquita *et al.* (2006) avaliaram o efeito da salinidade em um reator batelada sequencial no tratamento de um efluente sintético, variando a concentração de NaCl entre 0,5 a 6,0%. Os

autores observaram que houve remoções de DQO entre 90% (para 0% de sal) e 27% (para 4% de sal), apontando um efeito inibitório do sal. Observaram também que cargas de choque do sal provoca a perda de sólidos nos reatores, verificado pelo aumento da turbidez demonstra uma maior quantidade de sólidos suspensos no efluente tratado.

Salvadó *et al.* (2001) observaram que há uma diminuição dos protozoários existentes nos lodos ativados, quando há um choque de carga de efluente salino. Outros investigadores que o choque salino, ou altas concentrações de NaCl causam efeitos adversos na eficiência de remoção de matéria orgânica, e também na sedimentação do lodo, devido a efeitos de desfloculação da biomassa (WITMAYER, FROULA e SHELL, 1985).

Os diversos estudos investigados demonstram uma alta propensão de prejuízos à microbiota do sistema de tratamento biológico, quando lhe são aplicados cargas salinas, principalmente quando esta é realizada sob carga de choque.

### 3 MATERIAL E MÉTODOS

O presente trabalho foi conduzido no Laboratório de Celulose e Papel do Departamento de Engenharia Florestal da Universidade Federal de Viçosa. A presente pesquisa foi realizada em três etapas conforme fluxograma apresentado na Figura 6.

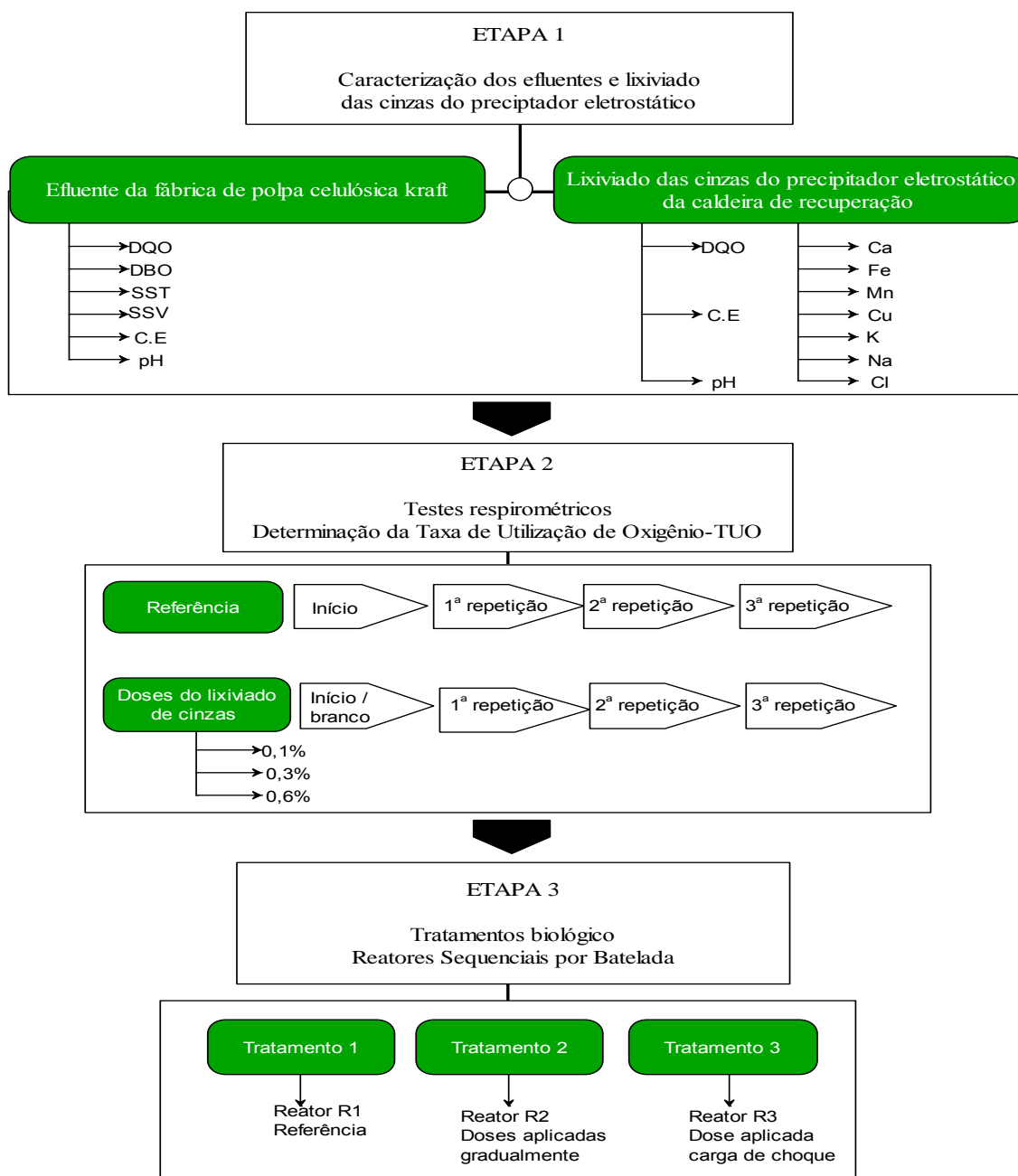


Figura 6 - Fluxograma de etapas de desenvolvimento do trabalho

### 3.1 Etapa 1: Coleta e caracterização dos efluentes industriais

O efluente utilizado na condução dos experimentos foi obtido de uma fábrica brasileira de produção de polpa celulósica kraft branqueada. Amostras foram coletadas na entrada do reator biológico em uma única amostragem.

O lodo biológico utilizado como inóculo foi coletado na linha de recirculação de lodo de uma estação de lodos ativados utilizada no tratamento de efluentes de uma fábrica de polpa celulósica kraft branqueada. A amostra de lodo foi encaminhada a UFV e foi armazenada em câmara fria à 5°C.

O efluente utilizado para esta pesquisa apresentou as seguintes características mostrada na Tabela 3.

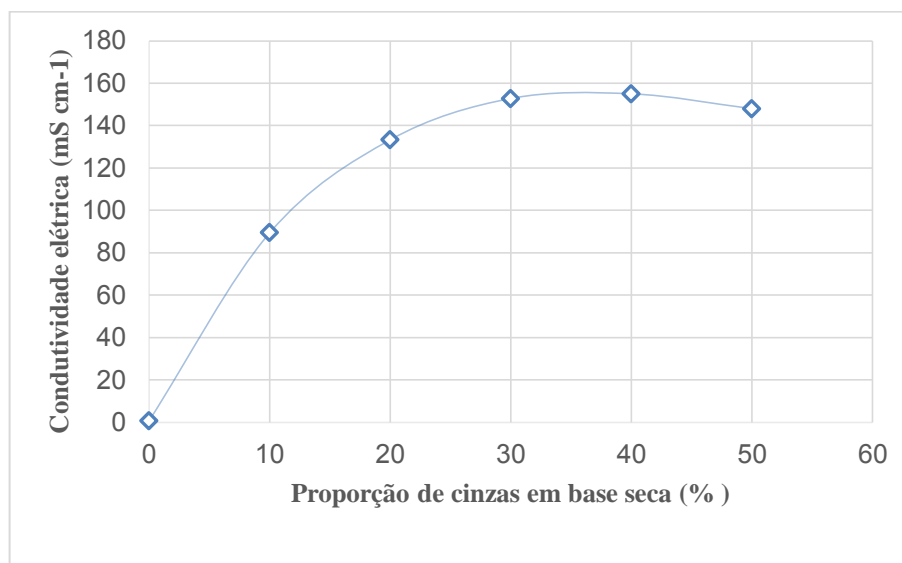
**Tabela 3** - Caracterização do efluente industrial

Parâmetros	DQO	DBO	C.E	SST	SSV	pH
	mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>	mS.cm <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>
	1217	486	3,4	180	126	7± 0,5

#### Geração e caracterização dos lixiviados

O lixiviado das cinzas da caldeira de recuperação foi obtido em laboratório. As cinzas foram coletadas no sistema de descarte do precipitador eletrostático da caldeira de recuperação de uma fábrica de polpa celulósica e foi armazenada em recipiente plástico impermeável. As amostras de cinzas foram encaminhadas à UFV, e estocada em local seco. Misturou-se cinzas com água destilada cuja proporção de mistura foi escolhida mediante a testes preliminares que apresentaram uma condutividade elétrica final próxima de 160 mS/cm, similar ao lixiviado da planta industrial. Foi utilizado a água destilada para garantir o mínimo de interferência externa às características do lixiviado produzido em laboratório.

Após realizar a mistura de cinzas e água, em seis diferentes proporções, foi adotada a proporção de mistura para a qual continha 40% de cinzas, dada esta relação por base seca, para esta proporção a condutividade elétrica atingiu nível próximo de 160 mS cm<sup>-1</sup> (Figura 6).



**Figura 7**– Proporção de mistura de cinzas e água x condutividade elétrica

A produção do lixiviado para o experimento foi realizada em um béquer de 2 litros e a mistura água: cinzas foi agitada por meio de um agitador magnético durante 30 minutos, após o tempo de mistura o agitador foi desligado, para proceder a separação da fase sólida/líquida por decantação. A coleta do sobrenadante (lixiviado) foi realizada depois de uma hora de decantação. A amostra produzida foi armazenada sob refrigeração para uso durante o experimento.

Os seguintes parâmetros foram caracterizados na amostra de lixiviado produzido: cálcio (Ca), ferro (Fe), manganês (Mn), magnésio (Mg), cobre (Cu), potássio (K), sódio (Na) e cloreto (Cl<sup>-</sup>). Os resultados são apresentados na Tabela 4.

**Tabela 4** – Caracterização do lixiviado das cinzas do precipitador eletrostático

Caracterização dos parâmetros físico-químicos do lixiviado de cinzas										
Ca	Fe	Mn	Mg	Cu	K	Na	Cl	pH	DQO	C.E
mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>	mg.L <sup>-1</sup>		mg.L <sup>-1</sup>	mS.cm <sup>-1</sup>
1,89	1,31	0	1,2	0,14	9590	44000	72,23	11,6	3532	160

As análises de caracterização do efluente e do lixiviado das cinzas foram realizadas seguindo procedimentos do *Standard Methods for the Examination of Water & Wastewater* (APHA, 1998).

### 3.2 Etapa 2: Teste de respirometria/Taxa de utilização de oxigênio-TUO

Os testes respirométricos foram conduzidos para buscar conhecer o efeito de inibição da atividade microbiana do lodo após diversas dosagens de lixiviado das cinzas.

O método de determinação da TUO (APHA, 1988) consiste em aerar o lodo ativado até que a concentração de oxigênio dissolvido (OD) atinja um valor de referência superior e em seguida, a aeração é interrompida e inicia-se o registro da depleção da concentração de OD em função do tempo.

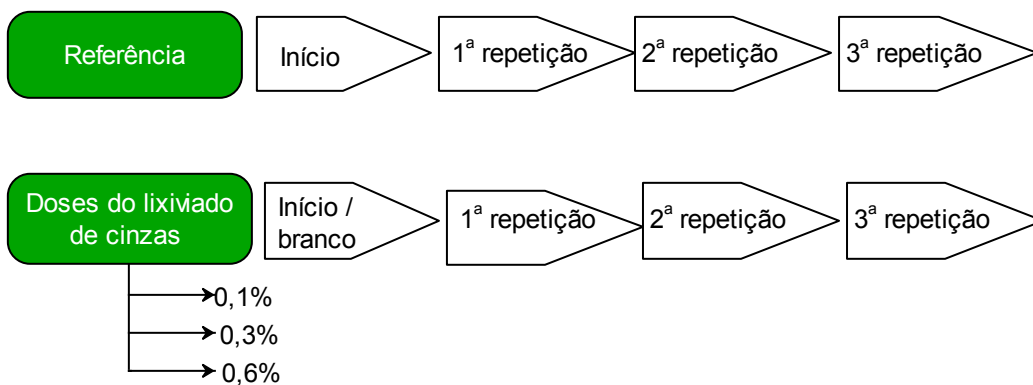
A TUO pode ser calculada como a declividade da curva durante a diminuição da concentração de OD, ou seja:

$$TUO = \frac{-\Delta Y_m}{\Delta t} \quad (2)$$

Onde:  $\Delta Y_m$ , é a variação da concentração de OD, medida no intervalo de tempo  $\Delta t$ , e TUO, é o valor da taxa de consumo de OD estimada.

Tendo realizados o procedimento de medição da depleção de OD em função do tempo, a TUO pode ser determinada por meio de uma regressão linear para encontrar a equação da reta que aproxima a curva de diminuição, sendo esta, a que melhor se ajuste ao conjunto de pontos medidos.

O teste respirométrico para a determinação da TUO foi realizado utilizando-se um reator de 400 ml de volume útil, adotou-se uma mistura lodo/efluente de 3:1. O teste em branco foi realizado em três ciclos, sendo cada ciclo com 30 minutos de aeração, e acompanhamento da depleção de OD durante 30 minutos com leituras a cada 10 segundos (Figura 7).



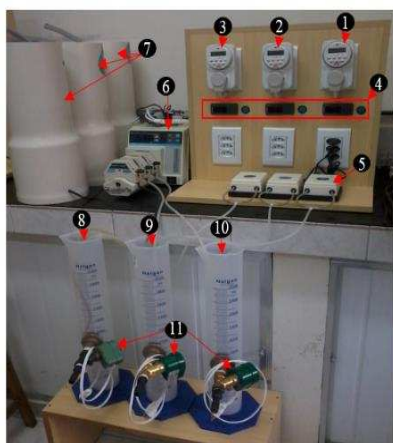
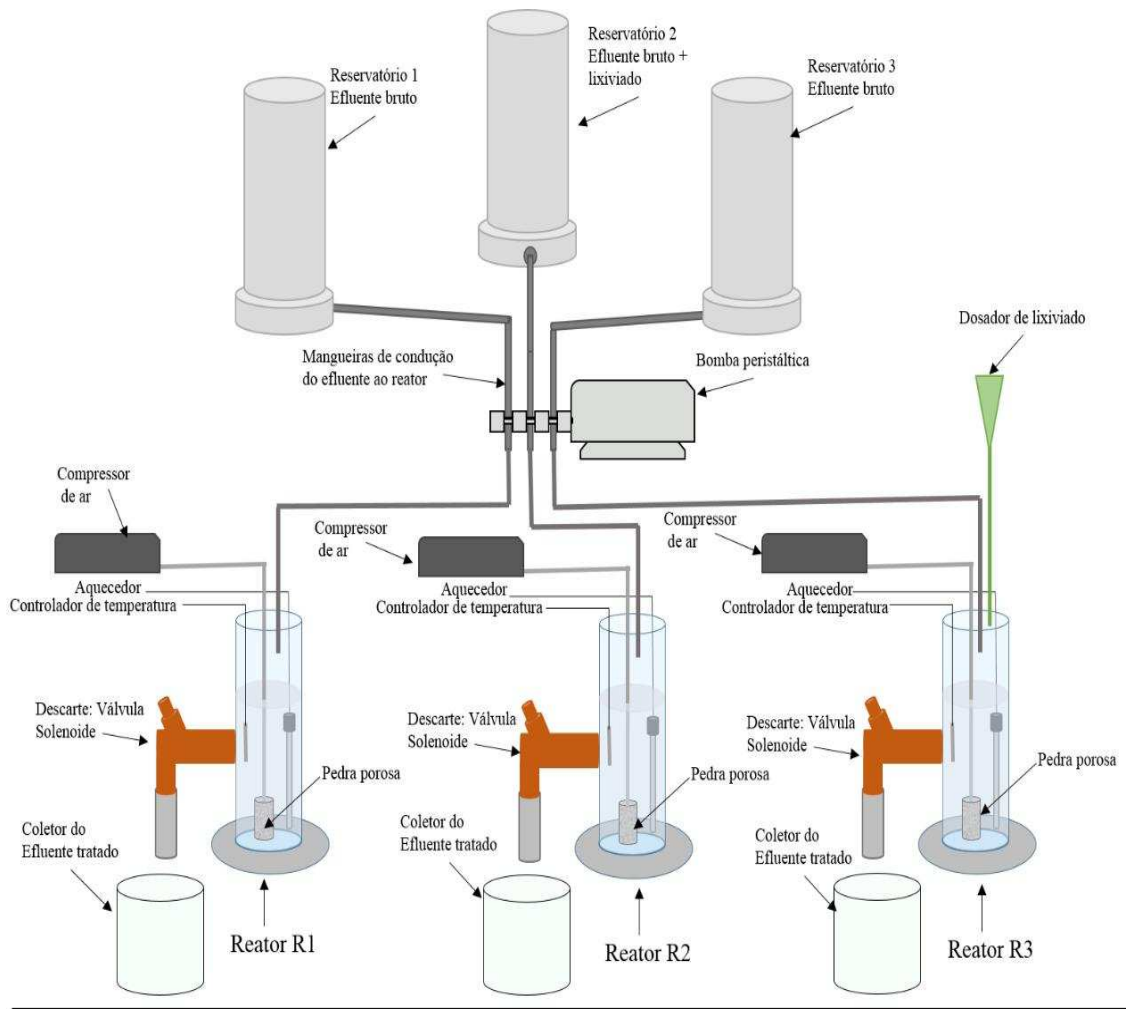
**Figura 8**– Fluxograma dos testes respirométricos

Para avaliar o potencial de inibição de atividades biológicas após incremento do lixiviado das cinzas, foi realizado três ensaios de 4 ciclos cada, sendo que o primeiro ciclo corresponde ao teste branco, e os três ciclos seguintes após adição de doses do lixiviado das cinzas.

Os procedimentos foram feitos em três ensaios onde cada um recebeu doses diferentes de lixiviado: 0,1% para o primeiro, 0,3% para o segundo e 0,6% para o terceiro, respectivamente. Essas doses foram aplicadas para buscar simular as condições industriais típicas, ou seja, o volume de lixiviado em relação ao efluente total de uma fábrica em um cenário industrial é da ordem de 0,4%.

### ***3.3 Etapa 3: Tratamento biológico em reatores sequenciais por batelada***

O aparato experimental (Figura 8) construído para o tratamento biológico consistiu de três reatores sequenciais por batelada (R1, R2, R3), com 1000 mL de volume útil cada.



- 1 Temporizador para controle de aeração
- 2 Temporizador para controle da bomba peristáltica
- 3 Temporizador para controle da válvula solenoide
- 4 Termostato para controle de temperatura
- 5 Compressor de ar
- 6 Bomba peristáltica
- 7 Reservatórios
- 8 Bioreator R1
- 9 Bioreator R2
- 10 Bioreator R3
- 11 Válvula solenoide

**Figura 9** - Aparato experimental

Cada reator foi equipado com um reservatório para armazenamento temporário do efluente bruto que era transferido para o reator por meio de uma bomba peristáltica. A transferência do

efluente do reservatório para o reator ocorria sempre no início de cada ciclo de operação, este controle foi realizado por um temporizador que acionava e desligava a bomba peristáltica nos tempos programados. A alimentação era automática.

Cada ciclo de operação consistiu em 11 horas de aeração/reação, 1 hora de repouso/decantação, totalizando o ciclo de 12h. Nesse sentido foram realizados dois ciclos diários durante todo o experimento.

Durante todo o ciclo, a temperatura no reator foi controlada por meio de um aquecedor conectado a um termostato, o que permitiu a manutenção da temperatura sempre a 35°C, permitindo que todos os estágios do tratamento ocorressem em condições mesofílicas.

Em cada ciclo e durante todos os tratamentos foi mantido uma relação DQO: N: P igual a 250: 5: 1 para garantir e manter a disponibilidade de nutrientes nos reatores. O oxigênio dissolvido foi mantido com concentração sempre acima de 2 mg L<sup>-1</sup>. E o pH no reator foi ajustado sempre dentro da faixa de 6,5 a 8 a cada ciclo de operação.

Os tratamentos realizados consistiram em duas fases sendo a primeira uma fase de aclimatação e estabilização dos reatores e, a segunda fase, a operação dos reatores em três diferentes formas de alimentação: i) sem adição do lixiviado; ii) com adição do lixiviado em doses graduais e; iii) com adição do lixiviado em doses súbitas (de choque).

A primeira fase consistiu em um período em que todos os reatores (R1, R2 e R3), após inoculação com o lodo biológico secundário, foram alimentados apenas com o efluente de fábrica de polpa celulósica. Este procedimento foi realizado por um período até a estabilização da eficiência de remoção de DQO.

Para a segunda fase foram realizados os seguintes tratamentos e aplicação de doses de lixiviado de cinzas conforme apresentado na Tabela 5.

**Tabela 5**– Proporção de lixiviado de cinzas aplicadas nos reatores em cada tratamento

Tratamento	Alimentação	Proporção de lixiviado aplicado nos reatores (%)					
	Efluente (mL)	1 <sup>a</sup> semana	2 <sup>a</sup> semana	3 <sup>a</sup> semana	4 <sup>a</sup> semana	5 <sup>a</sup> semana	6 <sup>a</sup> semana
Reator R1	400	0	0	0	0	0	0
Reator R2*	400	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
Reator 3**	400	0,4	0,8	1,2	1,6	2,0	2,4

\* Doses aplicadas a cada ciclo.

\*\* Doses aplicadas a cada dois ciclos.

No reator R2 as doses foram aplicadas a cada ciclo de operação e receberam incremento gradual semanalmente de 0,1% até 0,6%.

Para o tratamento realizado no reator R3 as doses foram aplicadas de forma súbita a cada dois ciclos de operação, perfazendo uma condição de choque de carga salina a cada 24 horas. As doses para este tratamento também foram aumentadas semanalmente conforme mostrado na Tabela 5.

O tempo de residência celular na fase do tratamento biológico não foi controlado, em função do volume útil dos reatores que se tornou inviável o descarte programado de lodo.

Durante todo o experimento foi monitorado o nível de oxigênio dissolvido (OD) dentro dos reatores, o pH, a condutividade elétrica (C.E), e a temperatura. Para monitoramento destes parâmetros de leitura direta foram utilizadas as sondas e o multiparâmetro HQ 40 da Hach.

Foram monitorados as concentrações de sólidos suspensos totais, sólidos suspensos voláteis e sólidos sedimentáveis do conteúdo dos reatores, durante todo o período de experimentação. Estes dados foram utilizados para o acompanhamento da performance dos reatores e também na composição do IVL.

Ainda para avaliação do desempenho dos reatores, foi monitorado durante todo o experimento e para cada dose aplicada aos tratamentos, a DQO de entrada e saída dos reatores, o que possibilitou avaliar possíveis efeitos da aplicação de cada dose na eficiência de remoção de matéria orgânica.

Para a avaliação da perda de sólidos foi monitorado os sólidos sedimentáveis no efluente tratado, a fim de observar o efeito de cada dose aplicada em cada tratamento e sua influência no sistema.

As técnicas e procedimentos de análises conforme procedimentos descritos no *Standard Methods for the Examination of Water & Wastewater* (APHA, 1998).

### ***3.4 Análise estatística***

Os resultados das análises dos parâmetros físico-químicos avaliados durante o experimento foram analisados por meio de análise de variância, seguida de comparação de média pelo teste Tukey, e por meio destes realizado as possíveis correlações existentes dentre os tratamentos realizados e as doses aplicadas.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Potencial de Inibição de Atividades Microbiana

A avaliação do potencial de inibição das atividades microbiana devido ao incremento do lixiviado pode ser verificado nos testes respirométricos apresentados na Figura 10. Os gráficos apresentados retratam a depleção de OD ao longo do tempo.

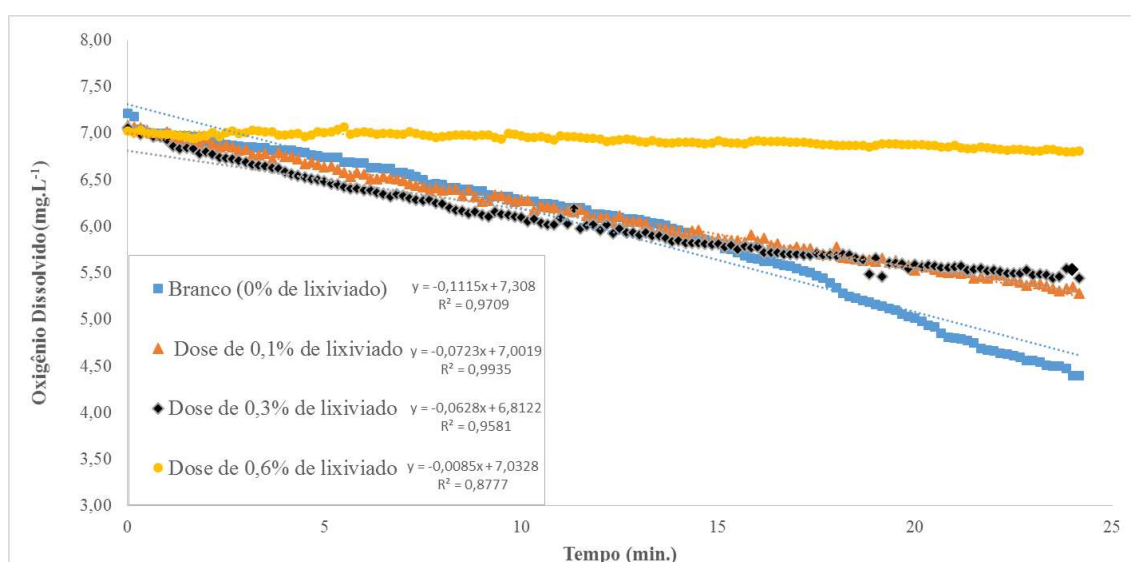


Figura 10- Testes respirométricos, determinação da TUO

A partir dos testes respirométricos foi determinada a TUO que é apresentada na Figura 10.

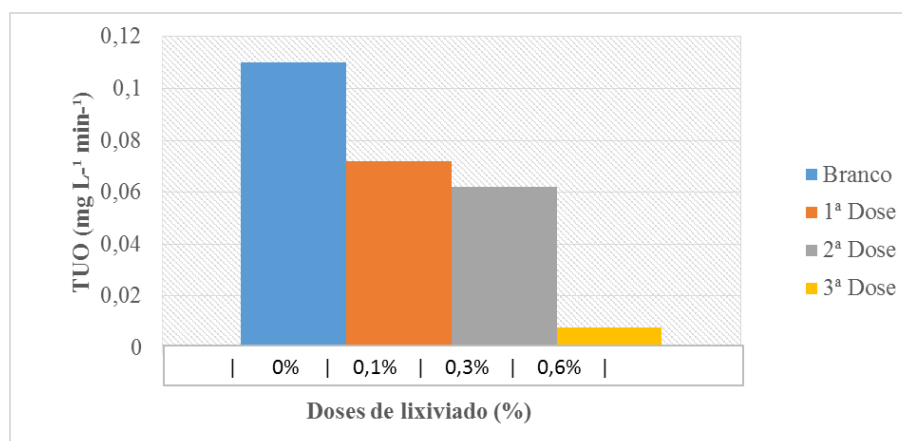


Figura 11- Perfil de TUO para as diferentes doses aplicadas aos testes respirométricos

Na Figura 10, pode-se observar que dos testes respirométricos, o “branco” (referência sem a presença do lixiviado) apresentou a maior depleção de OD, resultando uma TUO média igual a  $0,11 \text{ mg L}^{-1} \text{ min}^{-1}$  conforme demonstrado na Figura 11.

Observou-se que as doses de lixiviado de cinzas geraram efeitos de inibição da atividade microbiana. A dose de 0,1% de lixiviado promoveu uma TUO média de  $0,072 \text{ mg L}^{-1} \text{ min}^{-1}$ . Na sequência a dose de 0,3% apresentou valor da TUO média de  $0,062 \text{ mg L}^{-1} \text{ min}^{-1}$ . Neste caso, pode-se verificar houve redução da taxa de TUO comparado com a dose anterior, que por sua vez foi mais baixa que a TUO da referência.

O comportamento observado vai de encontro com a descrição de autores como Kargi e Uygur (1997), Aloui *et al.* (2008) que citam que altas concentrações salinas inibem o metabolismo da microbiota, presente no sistema de tratamento. Também menciona Wilén *et al.* (2008) o aumento da pressão osmótica do meio, que ocasiona uma diferença de potencial entre o meio e o interior das células dos microrganismos.

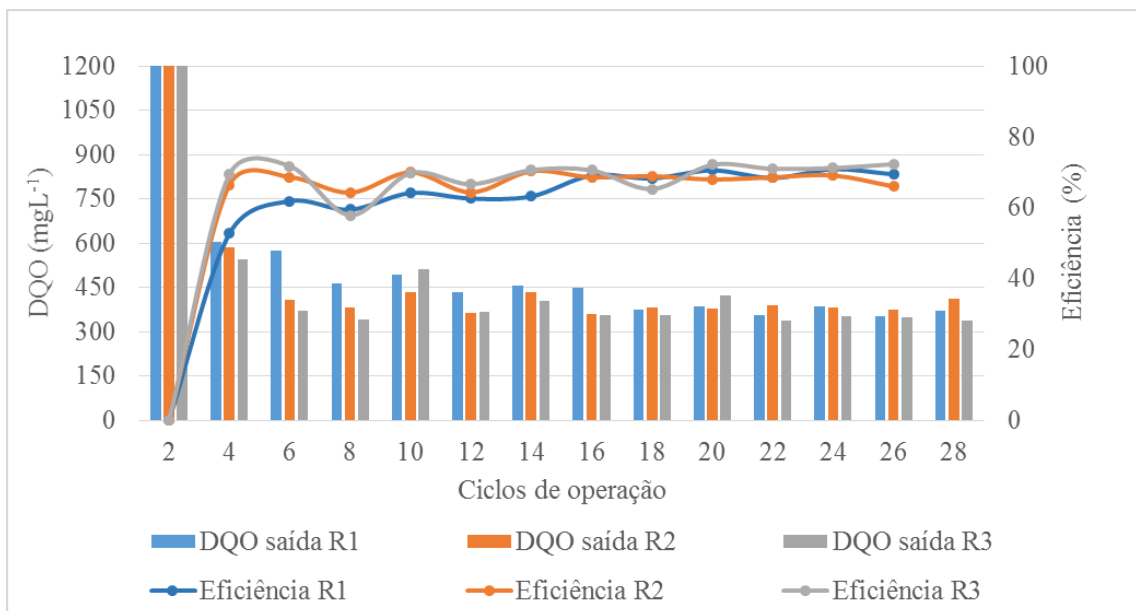
Esse comportamento ficou ainda mais evidente quando se observa a última dosagem de 0,6%, que mostrou-se extremamente inibitória à atividade biológica, e cessou completamente a atividade biológica, resultando em uma TUO média de apenas  $0,008 \text{ mg L}^{-1} \text{ min}^{-1}$ .

A justificativa da baixa TUO na presença do lixiviado pode estar relacionada com o aumento da salinidade e que possivelmente gerou toxicidade ao meio, um fator que foi estudado por Santos (2012), Doudoroff (1940), Boardman *et al.* (1995), que apontam que dentre as causas da inibição das atividades microbiana pela salinidade está a intoxicação da microbiota, assim também como a plasmólise celular, que gera morte ou inibição de determinadas grupos que compõem a microbiota presente no lodo. Também relatam que tal inibição depende da carga salina e da forma com que esta é aplicada, seja de forma contínua ou em batelada.

Observações similares também foram feitas por Kempf e Bremer (1998) e Tuin *et al.* (2006). E por este fato, diversos pesquisadores vem desenvolvendo estudos que demonstram a necessidade de um período de adaptação dos microrganismos a fim de se obter uma melhor performance na eficiência geral do tratamento.

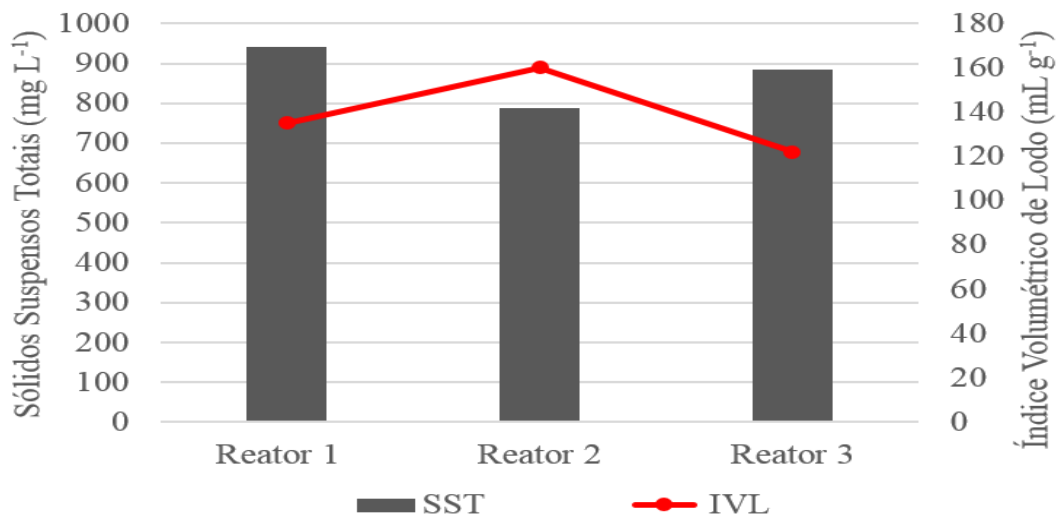
## 4.2 Influência do Lixiviado das Cinzas do Precipitador Eletrostático na Eficiência de Remoção de DQO

Na primeira fase do estudo, que consistiu em estabilizar os reatores biológicos às condições operacionais, foram encontrados os seguintes resultados de eficiência de remoção de DQO apresentados na Figura 12.



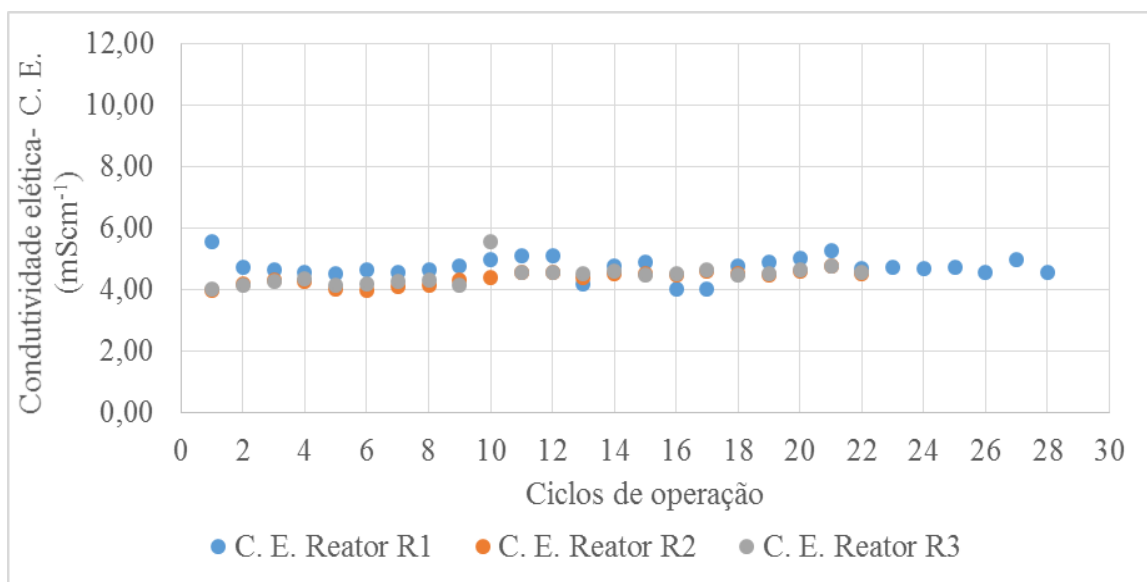
**Figura 12**– Estabilização de reatores biológicos/ eficiência de remoção de DQO (fase de adaptação)

O sistema de tratamento se estabilizou a partir do sexto ciclo de operação, onde a eficiência de remoção de DQO registrou valores médios de 70%. Durante a fase de estabilização, as concentrações de sólidos suspensos totais nos reatores foram 940, 788 e 855 mg L<sup>-1</sup> respectivamente nos reatores de R1, R2 e R3, conforme apresentado na Figura 13. Assim, após estabilização dos reatores, o índice volumétrico de lodo apresentou os seguintes valores de 135, 154 e 122 mL g<sup>-1</sup>, respectivamente, para os três reatores, o que demonstra uma boa sedimentabilidade do lodo, conforme sugere Von Sperling (1996).



**Figura 13** – Sólidos / IVL (fase de adaptação)

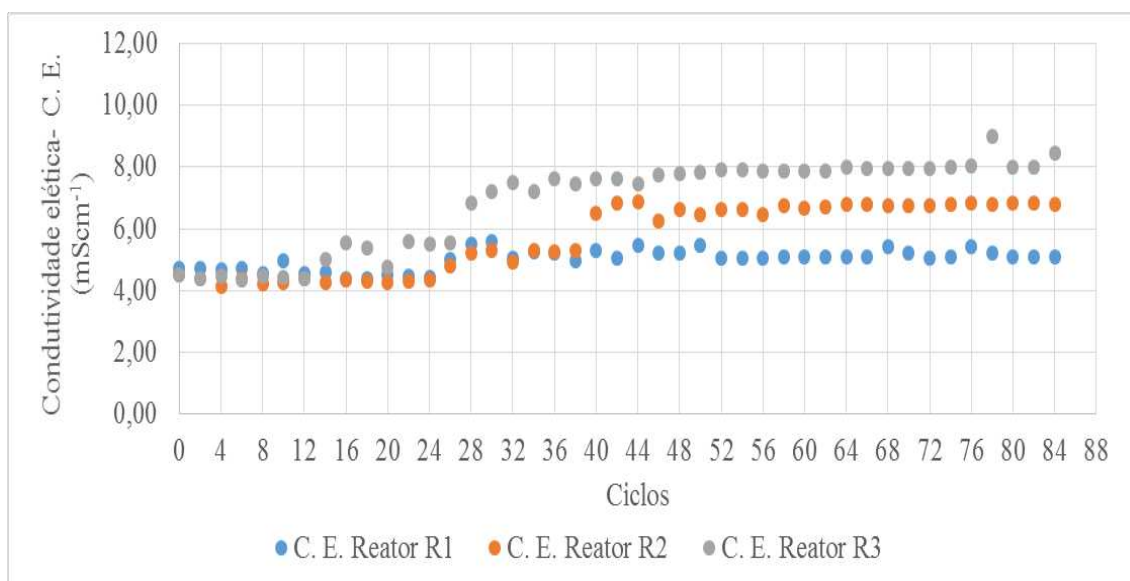
Como todos os reatores foram alimentados apenas com o efluente da fábrica de polpa celulósica, a condutividade elétrica permaneceu em torno de  $4,5 \text{ mS cm}^{-1}$ , caracterizando uma condição normal de operação (Figura 13).



**Figura 14**– Perfil de condutividade elétrica (fase adaptação)

Os resultados apresentados durante a estabilização da remoção de DQO mostraram que os três valores obtidos foram estatisticamente similares.

A Figura 15 apresenta o perfil de condutividade elétrica ao longo de seis semanas no interior dos reatores, período em que foram operados.

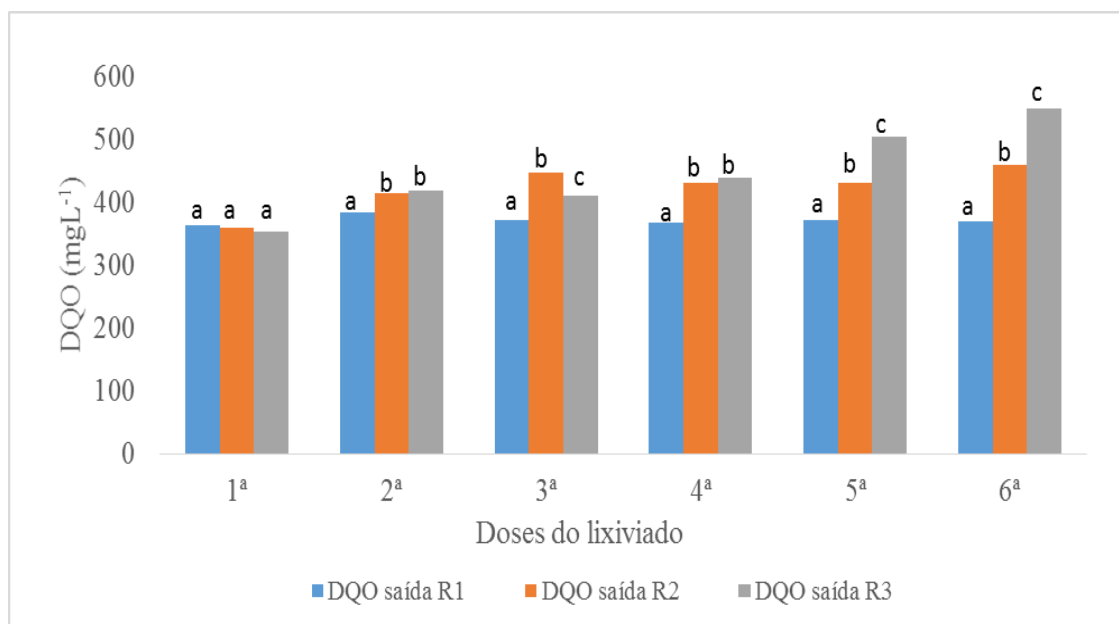


**Figura 15** - Perfil de Condutividade elétrica (período de experimento)

Observou-se que a presença e o incremento de doses de lixiviado provocou um aumento substancial no perfil de condutividade elétrica, nos reatores R2 e R3, enquanto que o reator R1, que não recebeu lixiviado, permaneceu próximo de 5 mS cm<sup>-1</sup>.

Os altos valores de condutividade elétrica no meio, indicam uma elevada concentração de sais, e que de acordo com Dalmacija *et al.* (1996), pode comprometer o tratamento biológico, pois impede o transporte das espécies químicas do ambiente para o interior da célula microbiana. Pode também causar perdas das funções metabólicas e efeitos de inibição, bem como pela diferença da pressão osmótica entre o citoplasma e o ambiente, com a tendência de causar a desidratação e a lise celular nos microrganismos.

Foi avaliada a remoção de DQO nos reatores a cada incremento de dose do lixiviado, que foi aplicado de forma contínua e em batelada conforme mostrado na Figura 16.



**Figura 16**– DQO saída, efluente final x doses de lixiviado de cinzas aplicadas

Obs.: a, b e c: notas estatísticas que indicam a variação entre as médias de DQO de cada tratamento, avaliada também para cada dose de lixiviado de cinzas aplicado ao tratamento.

É possível verificar que o efeito da presença do lixiviado nos reatores reduziu a eficiência de remoção de DQO no sistema. É notório também identificar que a forma de aplicação do lixiviado exerceu uma influência importante na queda da eficiência, ou seja, o efeito negativo na eficiência de remoção de DQO no reator R3, que recebeu doses súbitas de lixiviado, foi mais pronunciado que no reator R2 que recebeu doses contínuas com incrementos graduais. Ademais, ambos os reatores (R2 e R3) que receberam lixiviado obtiveram menores eficiências de remoção de DQO em relação ao reator R1, que não recebeu nenhuma carga de lixiviado.

Observou-se na Figura 16 que para as primeiras doses aplicadas, que foram de 0%, 0,1% e 0,4% de lixiviado, para tratamentos nos reatores R1, R2 e R3, respectivamente, as médias dos valores de DQO (364 mg.L<sup>-1</sup>), foram estatisticamente iguais (Apêndice A). Vale salientar que diferentemente dos resultados apresentados anteriormente para TUO, embora tenha sido observado uma redução na atividade microbiana, nessas dosagens, isso não refletiu em uma queda estatisticamente significativa da eficiência de remoção de DQO.

Para as doses de 0,2% para o reator R2 e de 0,8% para o reator R3, pode-se verificar que houve variações nos valores de DQO no efluente tratado em relação ao reatores R1, ou seja,

ocorreu uma queda na remoção da DQO. No entanto, não se observou nenhuma variação na remoção de DQO entre os reatores R2 e R3 para essas dosagens. Uma provável causa para a redução na eficiência de DQO pode ter sido o aumento da salinidade no meio, assim como foi observado por Kargi e Uygur (1997), Kincannon e Gaudy (1996) e Stewart *et al.*(1962), que relataram a salinidade como responsável pelo efeito da redução da eficiência de remoção de matéria orgânica.

Na terceira dose aplicada aos tratamentos (0,3% para o reator R2 e 1,2 para reator R3) foi verificado que houve uma redução ainda mais pronunciada na eficiência de remoção de DQO, tanto para os reatores R2 como para R3, em relação ao reator R1. A eficiência de remoção de DQO do reator R1 sempre se manteve em torno de 70%, enquanto que os demais apresentaram eficiências significativamente inferiores, evidenciando o efeito negativo do lixiviado na remoção de DQO do tratamento biológico.

Na quarta dosagem verificou-se que os reator R2 e R3, que receberam doses de 0,4%, e 1,6%, respectivamente, apresentaram diferença estatisticamente significativa em comparação ao reator R1, mas não entre eles, ou seja, na dosagem súbita nessa concentração, não se observa prejuízos mais elevados do que com a aplicação gradual de 0,4% de lixiviado.

Já para a quinta dosagem, na qual foi aplicada as doses de 0,5% e 2,0% de lixiviado, respectivamente no reator R2 e R3, foi observado que o tratamento conduzido no reator R3 foi o mais negativamente afetado, e apresentou menor eficiência de remoção de DQO (59%) comparado às eficiências dos reatores R2 (65%) e R1 (70%).

Os resultados apresentados indicaram que nessas condições as dosagens súbitas se tornaram potencialmente prejudiciais ao sistema de tratamento biológico. Observações similares relacionadas a tratamento de efluentes salinos foram mencionadas por Mesquita *et al.*(2006), Witmayer, Froula e Shell (1985), que apontaram a carga de choque salino como um fator prejudicial à microbiota, sendo este efeito mais pronunciado pelas descarga repentinas de substâncias com características tóxicas ou inibidoras. No presente trabalho essa redução da eficiência de remoção de DQO coincide com a redução da atividade microbiana, apresentada anteriormente na taxa respirométrica dos microrganismos (TUO).

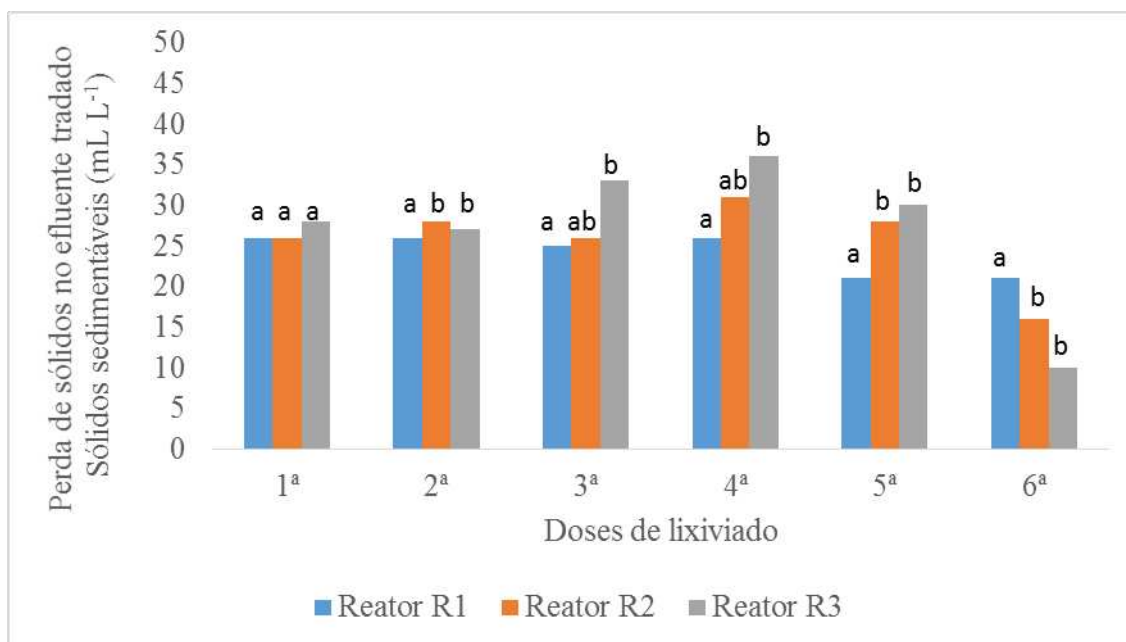
Na sexta dosagem, de 0,6% no reator R2 e 2,4% no reator R3, o desempenho dos reatores foi ainda mais afetado do que na quinta dosagem, embora mantivessem a mesma tendência entre os reatores R2 e R3, ou seja, menor eficiência durante a dosagem súbita. Foi observado um maior efeito negativo para o reator R3, que alcançou eficiência de remoção de DQO de 55%, e 62% para o reator R2, e 70% para o reator R1. Esse comportamento novamente se reporta com características similares aos estudos de Mesquita et al. (2006), Witmayer, Froula e Shell(1985), no que diz respeito a perda de eficiência de remoção da matéria orgânica, fato também subsidiado pelo estudo de Dalmacija *et al.* (1996).

A redução da eficiência de remoção de DQO, pelo incremento do lixiviado pode ser comparada aos estudos realizados por Ozalp *et al.* (2003), Wilén et al (2008), Santos (2012), Doudoroff (1940), e Ludzack e Noran (1965), que relataram também a perda de eficiência de remoção de matéria orgânica por adição de diferentes tipos de sais ao efluente que recebeu tratamento biológico.

De acordo com os resultados, em condições industriais, recomenda-se que o envio do lixiviado para ETE, seja realizado de forma contínua e gradual, mantendo-se concentrações abaixo de 0,3%.

#### **4.3 Influência do Lixiviado das Cinzas do Precipitador Eletrostático na Perda de Sólidos no Decantador Secundário**

A avaliação de perda de sólidos no efluente tratado foi realizada mediante a quantificação e o registro de sólidos sedimentáveis em Cone Imhoff. Os resultados obtidos são apresentados na Figura 17.



**Figura 17** – Perda de sólidos no efluente tratado

Nota-se que nas primeiras dosagens a perda de sólidos foi em média de 25 mL.L<sup>-1</sup> para os três reatores (R1, R2 e R3). Nessas condições não houve variação estatisticamente significativa da perda de lodo entre os tratamentos.

Já na segunda dosagem foi observado maior perda de sólidos nos reatores R2 e R3, ou seja, houve variação estatisticamente significativa entre estes reatores (R2 e R3), que receberam doses de lixiviado (Apêndice B), em comparação com o reator R1, que não recebeu doses de lixiviado. No entanto, nessa fase os reatores que receberam doses de lixiviado não apresentaram significativa perdas de sólidos entre eles.

Da terceira à quinta dosagem, foi observado um comportamento onde houve significativa variação dos reatores que receberam doses do lixiviado e do reator de referência, sem doses do lixiviado. E ainda é notório observar que a perda de sólidos nas condições de dosagens súbitas, mostraram-se sempre mais elevadas do que nas condições de dosagens graduais. Ou seja, estatisticamente a perda de sólidos varia significativamente entre todos os reatores, sendo que o reator R1 foi o que apresentou menor valor de perda de sólidos, e o reator R3 o maior valor de perda de sólidos. Ressalta-se que a quarta dose aplicada ao reator R3 (1,6% de

lixiviado), foi a mais prejudicial, que resultou em um valor médio de perda de sólidos de 43 mL.L<sup>-1</sup>.

Os fatores de perda de sólidos estão relacionados segundo Mesquita *et al.* (2006) com a inibição das atividades microbianas pela característica de salinidade presente no efluente. Assim como foi verificado no teste respirométrico, o lixiviado possui um alto potencial de inibição das atividades microbianas, que pode estar relacionado ao fato do lixiviado de cinzas apresentar em sua composição alta concentração de sódio (44.000 mg.L<sup>-1</sup>), potássio (9.590 mg.L<sup>-1</sup>) e cloreto (77 mg.L<sup>-1</sup>).

Mesquita *et al.*(2006), também observou que altas concentrações salinas (> 1%), provocou aumento de turbidez no efluente tratado, devido ao aumento de sólidos suspensos. Relataram também que este fato é mais agravante quando a carga salina é submetida a cargas de choque. Este efeito pode ser observado para os tratamentos nos reatores R2 e R3, que receberam doses do lixiviado, principalmente entre a terceira e quinta dosagem.

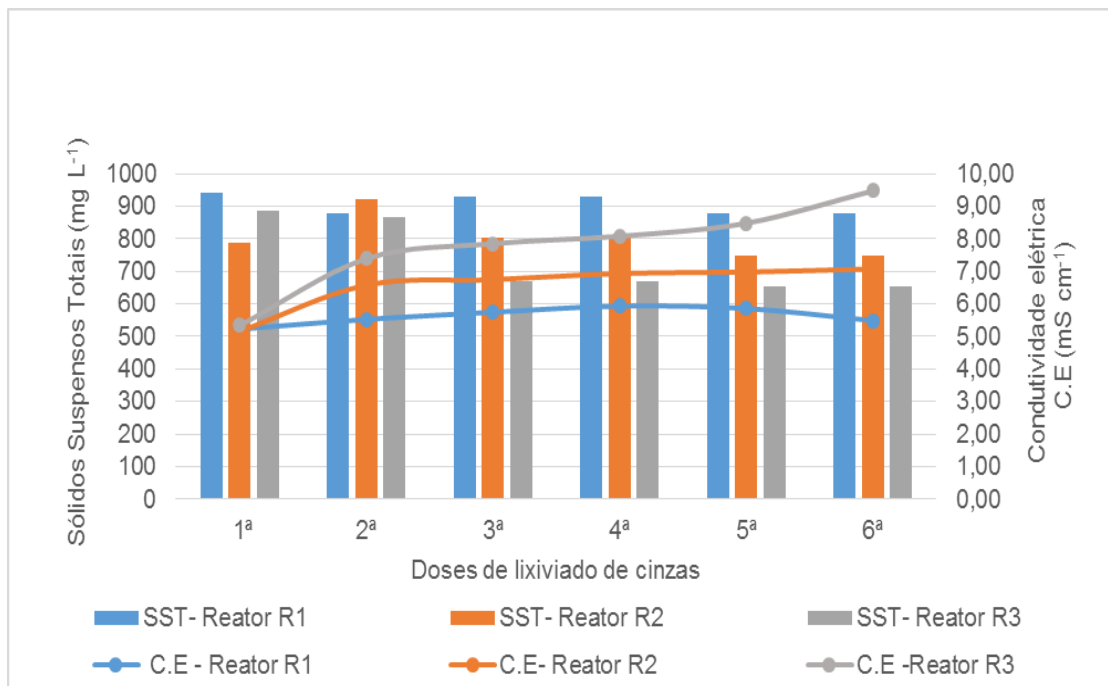
Fatos similares também foram observados por Brunet (1974), que também aponta a perda de sólidos pela presença de sal em elevadas concentrações, e o efeito da carga de choque que impulsiona ainda mais a ocorrência dessas perdas.

Nesse sentido, Salvadó *et al.* (2001) mencionaram que altas concentrações de sais no efluente provocam a redução de protozoários, e assim desestabilizam o equilíbrio de consórcio entre microrganismos, resultando em má formação de flocos biológicos e consequente perda de sólidos. Esse relato pode ser apontado como uma das possíveis causas da perda de sólidos acometida para o tratamento nos reatores R2 e R3, que receberam doses de lixiviado das cinzas.

Outro fator também considerado seria a desfloculação da biomassa pelas doses de lixiviado aplicado ao efluente, assim como observado por Witmayer; Froula e Shell (1985), em tratamento de efluentes com adição de cargas salinas.

Na última dose aplicada no reator R3, que foi 2,4% de lixiviado de cinzas, observou-se que a perda de sólidos foi em média de 15 mL L<sup>-1</sup>, valores menores que a perda de sólidos

apresentada para o reator R1(referencia). Fato inesperado, no entanto, esta ocorrência possivelmente pode ser atribuída à redução drástica da concentração de sólidos no reator R3, após significativas perdas durante todo o período de experimento, que é mostrado na Figura 18.

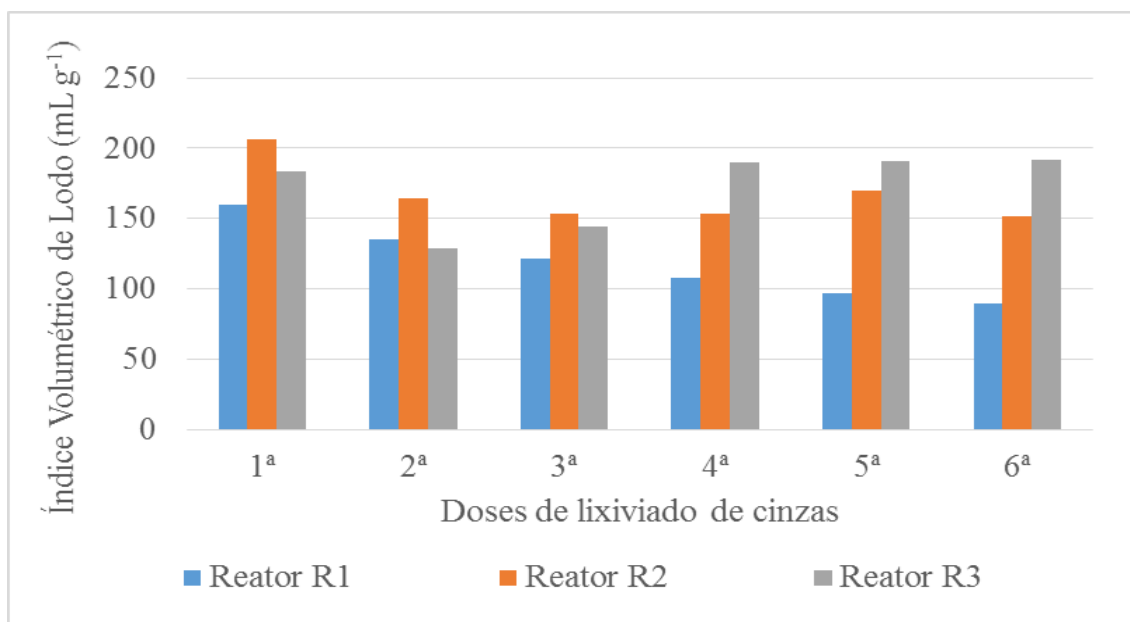


**Figura 18** – Sólidos suspensos totais x doses de lixiviado / condutividade elétrica

A concentração de sólidos no reator R1 permaneceu constante em aproximadamente 900 mg L<sup>-1</sup> durante todo o período de experimento. No Reator R2 durante o experimento reduziu de 900 para 700 mg L<sup>-1</sup> aproximadamente. E no Reator R3 houve uma brusca redução da concentração de sólidos no interior do reator que caiu de 900 para 600 mg L<sup>-1</sup>.

Nesse sentido, é notório que a perda de sólidos foi significativamente mais elevada para o Reator R3, sendo este o reator que recebeu doses súbitas ou em efeito de choque a cada 24h. por este fato a perda de sólidos alcançou o índice de aproximadamente 45% superior ao reator de referência (R1). Aplicações repentinas de efluentes salinos de alta condutividade elétrica, resulta em graves distúrbios a um sistema de tratamento biológico, em comparação à aplicação de doses graduais.

Também foi observado que a perda de sólidos refletiu em alterações no índice volumétrico de lodo (IVL). Os valores de IVL monitorados durante o experimento são apresentados na Figura 19.



**Figura 19** – índice volumétrico de lodo durante o experimento

Observou-se que o IVL do reator R1 foi evoluindo e alcançando no final do experimento o valor aproximado de 90 mL g<sup>-1</sup>, o que representa boa decantabilidade, segundo Von Sperling (1997).

Nos reatores R2 e R3, o IVL teve comportamento inverso ao observado no reator R1. Ou seja, após receber doses do lixiviado observou-se efeito negativo do lixiviado que elevou o nível do IVL a valores próximo de 200 mL g<sup>-1</sup>, assumindo a classificação de uma condição de sedimentabilidade ruim, de acordo com Von Sperling (1997).

Ressalta-se que concomitantemente à perda de sólidos nos reatores que receberam doses de lixiviado (R2 e R3), foi observado também a redução da atividade microbiana, o que possivelmente resultou na má formação de flocos, e/ou na desfloculação do lodo biológico. A junção destes fatores culminam na redução da eficiência de remoção de DQO. Assim também pode se justificar que a perda de sólidos resultou na redução da biomassa do meio, influenciando no equilíbrio da relação Alimento: Microrganismos (A: M), que possivelmente

afetou o tempo de resposta do sistema de tratamento, resultando em baixa eficiência de remoção de DQO após o ciclo de operação.

## 5 CONCLUSÕES

O estudo realizado permitiu avaliar e concluir as seguintes atribuições a respeito do efeito do lixiviado das cinzas do precipitador eletrostático no sistema de tratamento biológico por lodos ativados. O lixiviado de cinzas tendo um valor de condutividade elétrica da ordem de  $160 \text{ mS cm}^{-1}$ , pode alterar significativamente a característica da condutividade elétrica da estação de tratamento, aumentando o nível de 4 para até  $7 \text{ mS cm}^{-1}$  aproximadamente, comprometendo o funcionamento da ETE.

O lixiviado possui alto potencial de inibição de atividades dos microrganismos como foi demonstrado pela redução da taxa de utilização de oxigênio (TUO). Proporções de lixiviado de cinzas acima de 0,3% provoca efeitos negativos consideráveis, ao passo que, na proporção de 0,6%, foi observado completa paralisação da atividade microbiana, de acordo com o teste respirométrico.

Em relação à remoção de DQO, o sistema de tratamento biológico suporta cargas de lixiviado até a dose de 0,3%, quando esta é aplicada de forma gradativa. Doses acima de 0,3% causam a redução na eficiência de remoção de DQO. Para as cargas de choque, os efeitos negativos observados foram significativamente mais elevados. A proporção 2,4% foi suficiente para causar redução de eficiência de remoção de matéria orgânica em mais de 20%, e proporcionar um aumento da perda de sólidos no decantador secundário em aproximadamente 40% acima do valor de perda de sólidos no reator referência.

Observou-se que a carga de choque (operação realizada no R3), para todas as variáveis avaliadas, respondeu em grau mais elevado do que quando o lixiviado foi aplicado em doses gradativas. Contudo, o lixiviado das cinzas do precipitador eletrostático provoca efeitos negativos no sistema de tratamento biológico, e este é mais acentuado quando o lixiviado é aplicado subitamente e/ou em cargas de choque.

## REFERÊNCIAS

ALOUI, F.; KHOULI, S.; LOUKIL, S.; SAYADI, S. Performance of activated sludge process for the treatment of fish processing saline wastewater. **Science Direct Desalination**. v. 246, p. 398-396. 2008.

AMMAN, R.; GLÖCKNER, F.O.; NEEF, A. Modern methods in subsurface microbiology: in situ identification of microorganisms with nucleic acid probes. **Microbiology Reviews**, v. 20(3-4), p. 191-200. 1997.

BOARDMAN G. D.; TISINGER J. L; GALLAGHER D. L. Treatment of clam processing wastewaters by means of upflow anaerobic sludge blanket technology. **Water Research**. v. 29, p.1483– 490. 1995.

BURNETT, W. E. The effect of salinity variations on the activated sludge process. **Wat. Sew. Works**. v.121, p. 54-55. 1974.

CATALKAYA, E. C.; KARGI, F. Effects of operating parameters on advanced oxidation of diuron by the Fenton's reagent: a statistical design approach. **Chemosphere**. v. 69, p. 485-492. 2007.

DAN, N.P.; VISVANATHAN, C.; BISWADEEP, BASU. Comparative evaluation of yeast and bacterial treatment of high salinity wastewater based on biokinetic coefficients, **Bioresource technology**, [S.I.], v. 87, [s.n.], p.51- 56, 2003.

DIEZ, M. C.; CASTILLO, G.; AGUILAR, L.; VIDAL, G.; MORA, M. L. Operational factors and nutrient effects on activated sludge treatment of *Pinus radiata* Kraft mill wastewater. **Bioresource Technology**, v.83, p. 131 – 138. 2002.

DIEZ, M. C.; RUBILAR, O.; CEA, M.; NAVIA, R.; DE MARTINO, A.; CAPASSO, R. Recovery and characterization of the humate-like salified polymeric organic fraction (lignimerin) from Kraft cellulose mill wastewater. **Chemosphere**, v. 68 (9), p. 1798 – 1805. 2007.

DINCER, A. KARGI, F. Effects of operating parameters on performances of nitrification and denitrification processes. **Bioprocess Engineering**. v. 23, p. 75–80. 2000.

DOUDOROFF, M. Experiments on the adaptation of *E. coli* to sodium chloride. **J. Gen. Physiol.** v. 23, p. 585-590. 1940.

EIKELBOOM, D. H. Process control of activated sludge plants by microscopic investigation. **Water Science Technology**, v.42, n 9, p.119-126, 2000.

FERREIRA, D. J. O. **Análise do escoamento de gases em uma caldeira de recuperação química via fluidodinâmica computacional** – Dissertação de mestrado – Departamento de Engenharia Química da UFMG, Belo Horizonte, 2007.

FLEMMING, H. C.; WINGENDER, J. Extracellular polymeric substances: structure, ecological functions, technical relevance. **Encyclopedia of Environmental Microbiology**. New York. V.3. 2002.

HEWITT L. M.; PARROTT J. L.; MCMASTER M. E. A decade of research on the environmental impacts of pulp and paper mill effluents in Canada: sources and characteristics of bioactive substances. **J Toxicol Environ Health Part B** v.9, p.341–356. 2006.

JENKINS, D., RICHARD, M. G., DAIGGER, G. T. Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming, 2nd edn. Boca Raton, FL: **Lewis Publishers**. 1993.

JIN, B.; WILÉN, B.M.; LANT, P. A comprehensive insight into floc characteristics and their impact on compressibility and settleability of activated sludge, **Chemical Engineering Journal**, v.95 [s.n.], p.221-234. 2003.

KARGI, F. Enhanced biological treatment of saline wastewater by using halophilic bacteria, **Biotechnology Letters**. v. 24, p. 1569–1572. 2002.

KARGI F, DINCER A. R. Saline wastewater treatment by halophile-supplemented activated sludge culture in an aerated rotating biodisc contactor. **Enzyme Microb Technol**. v.22, p. 427–433. 1998.

KARGI F.; DINCER A. R. Effect of salt concentration on biological treatment of saline wastewater by fed-batch operation. *Enzyme and Microbial Technology*. **Elsevier Science Inc**. New York. v.19, p. 529-537. 1996.

KEMPF, B.; BREMER, E. Uptake and synthesis of compatible solutes as microbial stress responses to high-osmolality environments. **Arch Microbiol**. v.170, p. 319–330. 1998.

KHANSORTHONG, S.; HUNSOM, M. Remediation of wastewater from pulp and paper mill industry by the electrochemical technique. **Chemical Engineering Journal**. v.151, p. 228–234. 2009.

KINCANNON. D. F.; GAUDY, A. F. Some effects of high salt concentration on activated sludge. **J. WPCF**. v.38, p. 1148-1 158. 1966.

KREETACHAT, T.; DAMRONGSRI, M.; PUNSUWON, V.; VAITHANOMSAT, P.; CHIEMCHAI SRI, C; CHOMSURIN, C. Effects of ozonation process on lignin-derived compounds in pulp and paper mill effluents. **Journal of Hazardous Materials**, v.n. 142, p. 250-257. 2007.

LARSSON MALIN. **Calculation tool for the treatment of electrostatic precipitator ash in Metso's ash leaching process Master's Thesis within the Innovative and Sustainable Chemical Engineering programme**. Department of Chemical and Biological Engineering Forest Products and Chemical Engineering. Chalmers University of Technology. 2012.

LASPIDOU, U. S., RITTMAN, B. E. A unified theory for extracellular polymeric substances, soluble microbial products, active and inert biomass. **Water Research**. Londres. v. 11, p. 2711-2720. 2002.

LIAO, B. Q; ALLEN, D. G; DROPO, I. G; LEPPARD, G. G; LISS, S. N. Surface properties of sludge and their role in bioflocculation and settleability, **Water research**, v. 35,n.2, p. 339 – 350, 2001.

LUDZACK, F. J.; NORAN, D. K. Tolerance of high salinities by conventional wastewater treatment processes. **J. War. Pollut. Cont. Fed.** v. 37, p. 1404-1416. 1965.

MADONI, P.; DAVOLI, D.; GORBI, G.; VESCOVI, L. Toxic effect of heavy metals on the activated sludge protozoan community. **Water Research**, v. 30, p. 135-141. 1996.

MADONI, P. A sludge biotic index (SBI) for evaluation of the biological performance of activated sludge plants based on the microfauna analysis. **Water Research**, v. 28, n. 1, p. 67-75. 1994.

MATIAS, D. V. S. **Análise do potencial de valorização dos resíduos de licor verde da indústria de pasta de papel**. Dissertação (Mestrado em Engenharia do Ambiente) – Faculdade de Ciências e Tecnologia da Universidade de Coimbra, Coimbra. 2012.

METCALF & EDDY. **Wasterwater engineering: treatment and reuse**. Metcalf & Eddy, inc., 4 ed., 1540p. 2003.

MESQUITA, D. P.; COELHO, M. A. Z.; FERREIRA, E. C. Efeito do sal no desempenho de um reator batelada sequencial. **XVI Congresso Brasileiro de Engenharia Química – COBEQ**. 2006.

MOTTA, M.; FILHO, O. B.; GIORDANO, G. Estudo por análise de imagem do comportamento de uma estação de tratamento de esgotos por lodos ativados em bateladas para remoção da carga orgânica. **Engenharia Sanitária e Ambiental**. v.11,n. 4, p. 153 – 161, 2006.

MOUSSA, M. S.; SUMANASEKERA, D. U.; IBRAHIM, S. H.; LUBBERDING, H. J.; HOOIJMANS, C.M.; GIJZEN, H. J.; VAN LOOSDRECHT, M. C. Long terms effects of salt on activity, population structure and floc characteristics in enriched bacterial cultures of nitrifiers, **Water Research**, [S.I.], v.40, [s.n.], p. 1377- 1388, 2006.

NAVIA, R.; INOSTROZA, X.; DIEZ, M. C.; LORBER, K. E. Irrigation model of bleached Kraft mill wastewater through volcanic soil as a pollutants attenuation process. **Chemosphere**. v. 63, p. 1242 – 1251. 2006.

NIELSEN, P. H; JAHN, A; PALMGREN, R. Conceptual model for production and composition of exopolymers in biofilms. **Water Science Technology**. Londres. v.36, p. 11-19, 1997.

NITISORAVUT, S.; E KLOMJEK, P. Inhibition kinetics of salt-affected wetland for municipal wastewater treatment. **Water Research**. v.39, p.4413-4429. 2005.

MORRIS, L.A.; NUTTER, W.L. Pinus taeda seedling growth following application of ash and sludge residues from Kraft pulp mills: glasshouse and first year field trial. In .POLGLASE, P.J.;

TUNNIGLEY (eds.). Land treatment collective meeting - land application of wastes in Australia and New Zealand research and practice Proceedings. **Camberra**. v. p. 56-66. 1994.

ORREGO R.; GUCHARDI J.; HERNANDEZ V.; KRAUSE R.; ROTI L.; ARMOUR J.; GANESHAKUMAR M.; HOLDWAY D. Pulp and paper Mill effluent treatments have differential endocrine-disrupting effects on rainbow trout. **Environ Toxicol Chem**. v.28, p.181-188. 2009.

OZALP, G.; GOMEZ, Y.C.; GONULDINC, S.; OZTURK, I.; ALTINBAS, M. Effect of high salinity on anaerobic treatment of low strength effluents, **Water Science and Technology**. v. 48, p. 207-212. 2003.

PIOTTO, Z. C. **Eco eficiência na indústria de celulose e papel** – estudo de caso. Tese de doutorado apresentada ao programa de pós-graduação da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, na concentração de engenharia hidráulica e sanitária. São Paulo, 2003.

POKHREL, D.; VIRARAGHAVAN, T. Treatment of pulp and paper Mill wastewater – a review. **Science of the Total Environment**, v.333, p. 37 – 58. 2004.

ROVIROSA, N.; SANCHEZ, E.; CRUZ, M; VEIGA, M. C.; BORJA, R. Coliform concentration reduction and related performance evaluation of a down-flow anaerobic fixed bed reactor properties studied at a full scale activated sludge plant. **Water Research**, v.42, [s.n.],p. 2004.

ROZICH, A. F.; GAUDY. A. F. Design and operation of activated sludge processes using respirometry. **Lewis Publishers**, 1992.

SALVADÓ, H., MAS, M., MENÉNDEZ, S; GRACIA, M. P. Effects of Shock Loads of Salt on Protozoan Communities of Activated Sludge. **Acta Protozool**. v. 40, p. 177-185. 2001.

SANTOS, R.C.O. Proposta de um método racional para o dimensionamento de reatores tratamento de efluentes sob condições transientes. **ASADES**, 2001. Disponível em: treating low-strength saline wastewater. **Bioresource Technology**. v.94, p.119-127. 2003.

SEVIOUR, R. J., BLACKALL, L. L. **Microbiology of Activated Sludge**. Dordrecht: Kluwer. 1999.

SHENG, G. P.; YU, H. Q.; LI, X, Y. Extracellular polymeric substances (EPS) of microbial aggregates in biological wastewater treatment systems: A review, **Biotechnology Advances**. Amsterdã. v.28. p. 882-894, 2010.

SILVA, C. M. **Princípios básicos do tratamento de efluentes líquidos**. Viçosa-MG: [s.n.], 1999. 25p. Apostila de aula referente à disciplina controle ambiental na indústria de celulose e papel.

SOUZA, A. H. C. B. Guia técnico ambiental da indústria de papel e celulose. São Paulo: **CETESB**, 2008.

SPRINGER, A. M. Industrial environmental control- Pulp and paper industry. 2 ed. Atlanta: **Tappi Press**, 1993.

STEWART, M. J.; LUDWIG, H. F.; Keams, W. H. Effects of varying salinity on the extended aeration process. **J. War. PoUt.** Cow. Fed. v.34, p. 1161-1177. 1962.

THOMPSON, G.; SWAIN, J.; KAY, M.; FORSTER, C. F. The treatment of pulp and paper mill effluent: a review. **Biosource Technology**, v.77, p. 275 – 286. 2001.

TOKUZ, R. Y.; ECKENFELDER, W. W. The Effect of Inorganic Salts on the Activated Sludge Process Performance. **Water Research**, v. 13, n. 1, pp. 99-104.1979.

TRAN, H., VAKKILAINNEN, E.K.; The Kraft Chemical Recovery Process, **Tappi**. 2008. Disponível em <<http://www.tappi.org/content/events/08kros/manuscripts/1-1.pdf>> Acessado em 04/05/2014.

TUIN B. J. W; GEERTS R, WESTERINK J. B; VAN GINKEL C. G;. Pretreatment and biotreatment of saline industrial wastewaters. **Water Science Technology**. v.53 p.17–25. 2006.

VAZOLLÉR, R.F. R, F.; GARCIA, M. A. R.; GARCIA JUNIOR, A. D.; CONCEIÇÃO NETO, J. **Microbiologia de lodos ativados**. São Paulo: CETESB, 1989. 23 p.

VON SPERLING, M. **Lodos ativados**. 1. Ed., Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 1997. V.4, 416p.

VON SPERLING, M. **Princípios Biológicos do Tratamento de Águas Residuárias. Lodos ativados**. Vol 4. Belo Horizonte: Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental, Universidade Federal de Minas Gerais, 428p. 2002.

WANG, J.L; ZHAN, X. M; FENG, Y.C; QIAN, Y. Effect of Salinity on the Performance of Activated Sludge System, **Biomedical and Environmental Sciences**, China, v.18, [s.n.], p.5-8, 2005.

WILÉN, B.M; LUMLEY, D; MATTSSON, A; MINO, T. Relationship between floc composition and flocculation and settling properties studied at a full scale activated sludge plant. **Water Research**, v.42, [s.n.], p. 4404 – 4418, 2008.

WILLES, L.; LOPEZ-VAZQUEZ, C. M.; HOOIJMANS, C. M.; VAN LOOSDRECHT, M. C. M.; BRDJANOVIC, D. Impact of salinity on the aerobic metabolism of phosphate-accumulating organisms. **Applied Microbiology Biotechnology**. v.99, p.3659- 3672. 2015.

WINGENDER, J; NEU, T. R; FLEMMING, H. C. Microbial extracellular polymeric substances: Characterization, structures and function. Berlin Heidelberg: **Springer-Verlag**. 1999.

WITMAYER, G.; FROULA, D.; SHELL, G. Effect of salinity on a rendering-meat packing hide curing wastewater activated sludge process. Proc. 40th Ind. **Waste Conf., Purdue Univ., West Lafayette, Ind.**, v.40, p. 79-86. 1985.

WOOLARD, C. R.; IRVINE, R. L. Biological treatment of hypersaline wastewater by a biofilm of halophilic bacteria. **War**. v.66, p. 23-25. 1994.

WOOLARD, C. R.; IRVINE, R. L. Treatment of hypersaline wastewater in the sequencing batch reactor. **War**. v.29, p. 1159-1168. 1995.

XAVIER, C.R. **Influencia de la tecnología de tratamiento en la eliminación de fitoesteroides contenidos en efluentes de celulosa kraft y en la toxicidad de estos compuestos en organismos acuáticos**. Tese de Doutorado, Centro de Ciências Ambientais – EULA – Chile, Universidade de Concepción – Chile, 2006.

ZITA, A.; HERMANSSON, M. Effects of ionic strength on bacterial adhesion and stability of flocs in a wastewater activated sludge system. **Applied and environmental Microbiology**, v.60, p.3041 – 3048, 1994.

## APÊNDICE A

Análise estatística da eficiência de remoção de DQO avaliados nos reatores R1, R2 e R3

---

Legenda:

FATOR 1: F1

FATOR 2: F2

---

Quadro da análise de variância

	GL	SQ	QM	Fc	Pr>Fc
F1	5	1310.5	262.09	65.998	0.0000e+00
F2	2	1457.0	728.52	183.449	0.0000e+00
F1*F2	10	1070.4	107.04	26.954	1.6576e-30
Resíduo		174	691.0	3,97	
Total		191	4528.9		

CV = 3.03 %

Teste de normalidade dos resíduos

p-valor: 9.020509e-10

Estatisticamente a 5% de significância, os resíduos não podem ser considerados normais.

---

Interação significativa: desdobrando a interação

---

Desdobrando F1 dentro de cada nível de F2

Quadro da análise de variância

	GL	SQ	QM	Fc	Pr>Fc
F2	2	1457.0330	728.51647	183.4488	0
F2:F1 para R1	5	15.8590	3.17180	0.7987	0.552
F2:F1 para R2	5	438.0525	87.61050	22.0613	0
F2:F1 para R3	5	1926.9468	385.38936	97.0455	0
Resíduo	174	690.9932	3.97123		
Total	191	4528.8845	23.71144		

F1 dentro do nível 1 de F2

Interação	Níveis	Médias
1	1	70.11876
2	2	68.44003
3	3	69.49060
4	4	69.76212

5	5	69.33820
6	6	69.52099

**De acordo com o teste F, as medias desse fator são estatisticamente iguais**

F1 dentro do nível 2 de F2 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Doses do lixiviado	Médias
a	1	70.36665.9645
B	2	64.75085
bc	4	64.54919
bcd	5	27.1
cd	3	63.27073
d	6	62.22049

F1 dentro do nível 3 de F2 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Doses do lixiviado	Médias
a	1	70.86313
B	3	66.27326
b	2	65.51544
b	4	64.12708
c	5	58.54812
d	6	54.85329

-----  
Desdobrando F2 dentro de cada nível de F1

Quadro da análise de variância

Interação	GL	SQ	QM	Fc	Pr > Fc
F1	5	1310.46864	262.09373	65.9982	0
F1:F2 para dose 1	2	2.87308	1.43654	0.3617	0.697
F1:F2 para dose 2	2	49.61036	24.80518	6.2462	0.0024
F1:F2 para dose 3	2	193.51111	96.75555	24.3642	0
F1:F2 para dose 4	2	190.85213	95.42607	24.3642	0
F1:F2 para dose 5	2	584.57745	292.28873	73.6016	0
F1:F2 para dose 6	2	1505.99851	752.99925	73.6016	0
Resíduo		174	690.99320	3.97123	0
Total		191	4528.88447	23.71144	

F2 dentro do nível 1 de F1

Interações	Níveis	Médias
1	1	70.11876
2	2	70.36688
3	3	70.86313

**De acordo com o teste F, as medias desse fator são estatisticamente iguais.**

**De acordo com o teste F, as médias desse fator são estatisticamente iguais.**

F2 dentro do nível 2 de F1 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	1	68.44003
b	2	65.9645
b	3	65.51544

F2 dentro do nível 3 de F1 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	1	69.4906
b	3	66.27326
c	2	63.27073

F2 dentro do nível 4 de F1 / Teste de Tukey

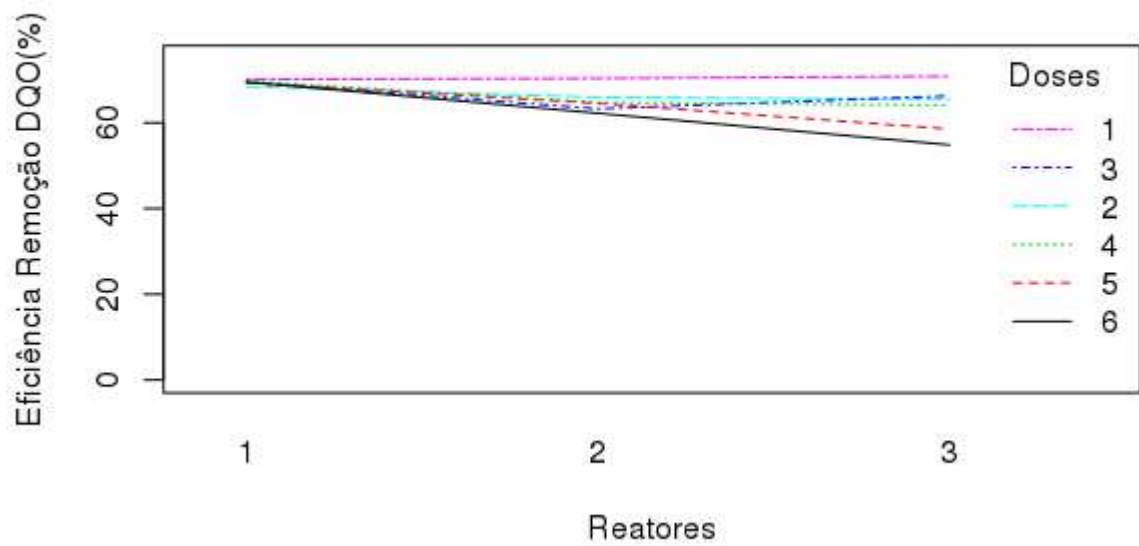
Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	1	69.76212
b	2	64.75085
b	3	64.12708

F2 dentro do nível 5 de F1 / Teste de Tukey

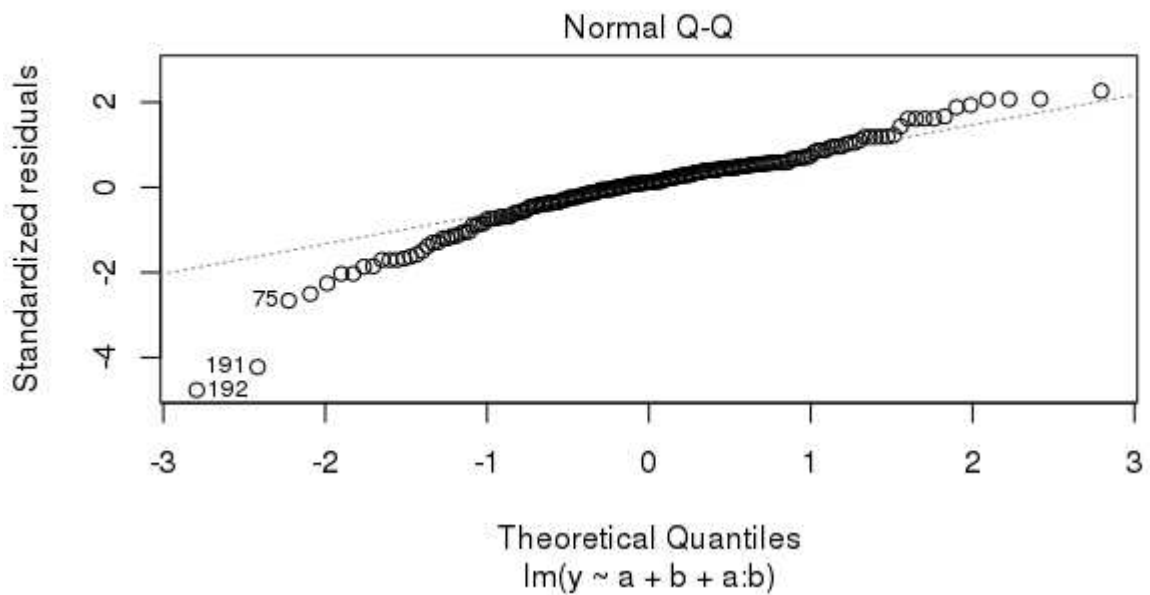
Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	1	69.3382
b	2	64.54919
c	3	58.54812

F2 dentro do nível 6 de F1 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	1	69.52099
b	2	62.22049
c	3	54.85329



**Figura 1A** – Avaliação da influência do lixiviado na eficiência de remoção de DQO.



**Figura 2B** – Teste de normalidade dos dados de eficiência de remoção de DQO.

## APÊNDICE B

### Análise estatística da perda de sólidos

-----  
Legenda:

FATOR 1: F1 (Reatores)

FATOR 2: F2 (Doses de lixiviado)

-----

Quadro da análise de variância análise de perda de sólidos

	GL	SQ	QM	Fc	Pr>Fc
F1	5	4326.5	865.29	24.9421	0.0000e+00
F2	2	747.9	373.96	10.7793	4.0268e-05
F1*F2	10	2582.1	258.21	7.4428	1.0000e-09
Resíduo		162	5620.1	34.69	
Total		179	13276.6		

Cv= 22.36 %

Teste de normalidade dos resíduos

p-valor: 4.250007e-06

**Neste caso a 5% de significância, os resíduos não podem ser considerados normais.**

-----

**Interação significativa:** desdobrando a interação

-----

Desdobrando F1 dentro de cada nível de F2

Quadro da análise de variância

	GL	SQ	QM	Fc	Pr>Fc
F2	2	747.916	373.95800	10.7793	0
F2:F1 para R1	5	237.790	47.55800	1.3709	0.2379
F2:F1 para R2	5	1522.280	304.45600	8.7759	0
F2:F1 para R3	5	5148.480	1029.69600	29.6809	0
Resíduo		162	5620.132	34.69217	
Total		179	13276.958	74.17094	

F1 dentro do nível 1 de F2

Interação	Níveis	Médias
1	1	26.80
2	2	24.64
3	3	26.10
4	4	21.80
5	5	21.80
6	6	22.80

De acordo com o teste F, as medias desse fator são estatisticamente iguais.

F1 dentro do nível 2 de F2 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Doses do lixiviado	Médias
a	3	31.5
A	4	27.9
a	5	27.9
a	1	27.1
a	2	26.6
b	6	15.36

F1 dentro do nível 3 de F2 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Doses	Médias
a	3	36.9
A	5	36.9
ab	2	33.1
ab	4	29.7
b	1	27.4
c	6	9.76

Desdobrando F2 dentro de cada nível de F1

Quadro da análise de variância

Interação	GL	SQ	QM	Fc	Pr >Fc
F1	5	4326.4713	865.29427	24.9421	0
F1:F2 para dose 1	2	1.8000	0.90000	0.0259	0.9744
F1:F2 para dose 2	2	392.2107	196.10533	5.6527	0.0042
F1:F2 para dose 3	2	583.2000	291.60000	8.4054	3e-04
F1:F2 para dose 4	2	342.8667	171.43333	4.9416	0.0083
F1:F2 para dose 5	2	1154.0667	577.03333	16.633	0
F1:F2 para dose 6	2	855.8507	427.92533	12.3349	0
Resíduo		162	5620.1320	34.69217	
Total		179	13276.5980	74.17094	

F2 dentro do nível 1 de F1

Interações	Níveis	Médias
1	1	26.8
2	2	27.4
3	3	27.4

**De acordo com o teste F, as medias desse fator são estatisticamente iguais.**

F2 dentro do nível 2 de F1 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	3	33.1
b	2	26.6
b	1	24.64

F2 dentro do nível 3 de F1 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	3	36.9
ab	2	31.5
b	1	26.1

F2 dentro do nível 4 de F1 / Teste de Tukey

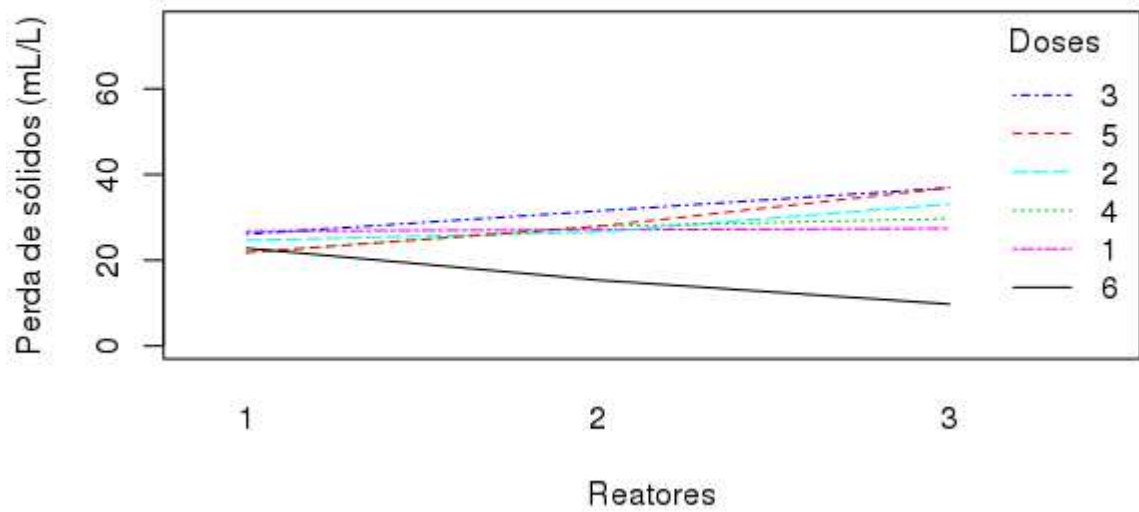
Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	3	29.7
ab	2	27.9
b	1	21.8

F2 dentro do nível 5 de F1 / Teste de Tukey

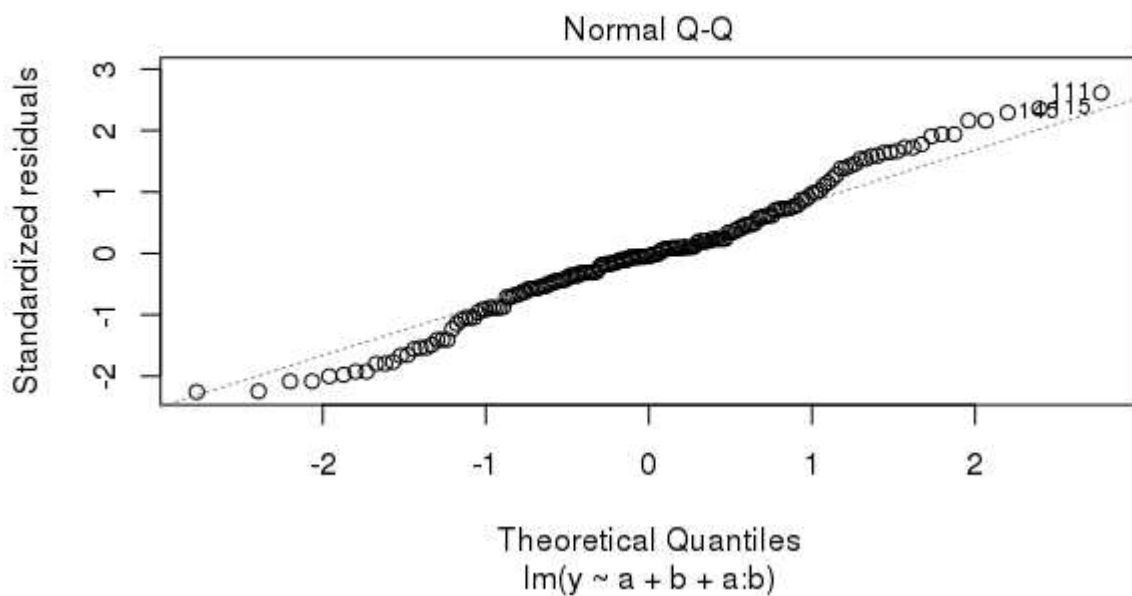
Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	3	36.9
b	2	27.9
b	1	21.8

F2 dentro do nível 6 de F1 / Teste de Tukey

Nível de diferença estatística entre médias	Reatores	Médias
a	1	22.8
b	2	15.36
b	3	9.76



**Figura 1B** – Avaliação da perda de sólidos nos reatores em cada dose de lixiviado aplicada.



**Figura 2B** – Teste de normalidade dos dados de perda de sólidos

