



Tratamento Biológico de Efluente de Indústria de Pescado Fresco

Verônica Marinho Fontes Alexandre

Monografia em Engenharia Química

Orientadora

Magali Christe Cammarota

Outubro de 2010

TRATAMENTO BIOLÓGICO DE EFLUENTE DE INDÚSTRIA DE PESCADO FRESCO

Verônica Marinho Fontes Alexandre

Monografia em Engenharia Química submetida ao Corpo Docente da Escola de Química,
como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheira Química.

Aprovado por:

Juacyara Carbonelli Campos, D.Sc.

Larissa de Carvalho Alves, D.Sc.

Selma Gomes Ferreira Leite, D.Sc.

Orientado por:

Magali Christe Cammarota, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Outubro de 2010

Alexandre, Verônica Marinho Fontes

Tratamento biológico de efluente de indústria de pescado fresco / Verônica Marinho Fontes Alexandre – Rio de Janeiro, 2010.

xiii, 65p, Monografia – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2010.

Orientadora: Magali Christe Cammarota.

1. Tratamento biológico. 2. Indústria de pescado. 3. Efluente. 4. Monografia. (Graduação UFRJ/EQ). 5. Magali Christe Cammarota. I. Título.

Dedicatória

Aos meus pais.

Mesmo a formatura tendo sido “adiada”, este trabalho – e minha vida – mostram que não foi em vão.

Citação

Trabalhe! Muitos de seus colegas dirão que você está perdendo sua vida porque você vai trabalhar enquanto eles veraneiam. Porque você vai trabalhar enquanto eles vão ao mesmo bar da semana anterior, conversar as mesmas conversas. Mas o tempo, que é mesmo o senhor da razão, vai bendizer o fruto de seu esforço. E só o trabalho lhe leva a conhecer pessoas e mundos que os acomodados não conhecerão. E isso se chama sucesso.

(Nissan Guanaes)

AGRADECIMENTOS

Parafraseando uma amiga, agradeço a Deus e ao plano espiritual pela força, incentivo, empurrões e, principalmente, por todas as oportunidades dadas.

Aos meus pais, pela educação e ensinamentos. Se cheguei até aqui foi porque vocês me mostraram o caminho. Obrigada também pelas mordomias. Dei o máximo de mim para justificá-las.

Ao meu namorado Diego, por ser meu porto seguro. Obrigada por todos os momentos de descontração, alegria, carinho e compreensão. Obrigada por ser essa pessoa maravilhosa em quem eu sempre posso confiar. Sem você e os momentos que você me proporciona, tudo seria muito mais difícil... Obrigada por entender algumas ausências. E obrigada também por me transformar no seu monstrinho... Depois de todos esses anos acho que deu pra superar, né?! “Sem você eu até viveria, mas a vida não teria tanta graça.”

Ao meu irmão Bernardo, pelas caronas, conversas, vícios e brigas.

À minha orientadora Magali, por todas as oportunidades e por toda a confiança depositada. Graças a todos os trabalhos que desenvolvi com sua orientação pude me descobrir profissionalmente.

À Angélica Moreira Valente, por ter me mostrado o mundo do pescado e por ter feito com que eu me apaixonasse... Obrigada também por ter fornecido o material necessário. Sem sua ajuda este trabalho não existiria.

Às companheiras do LTA por toda ajuda, colaboração e por todos os momentos engraçados. Obrigada Fernanda, Juliana, Larissa IC, Larissa Pós-Doc, Monique, Nathália e Suzana. Desculpe pelo cheiro, mas canja é pior!

Àquela que lavava minhas vidrarias enquanto eu fazia suas titulações. Maíra, obrigada por todos os momentos, todas as conversas e todas as saídas. Faltou você azucrinando no restante do trabalho! Podia ter feito meus gráficos...

À grande e eterna amiga, que mesmo “distante” sempre terá um lugarzinho certo no meu coração. Rê, finalmente!

Aos colegas de faculdade, em especial à grande amiga Priscilla Badega. Obrigada por todo o carinho, por todas as xerox, por todas as palavras de incentivo e confiança. Todos esses anos de sofrimento valeram a pena por ter conquistado sua amizade.

Aos familiares que me deram momentos de descontração, seja com baralho, videogame, lanches, filmes, festas, viagens. Enfim...

Obrigada a todos que de alguma forma contribuíram para o desenvolvimento do trabalho.

Resumo da Monografia apresentada à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenharia Química.

TRATAMENTO BIOLÓGICO DE EFLUENTE DE INDÚSTRIA DE PESCADO FRESCO

Verônica Marinho Fontes Alexandre

Outubro, 2010

Orientadora: Prof. Magali Christe Cammarota, D.Sc.

A indústria pesqueira vem crescendo muito ao longo dos anos devido à elevada demanda por seus produtos. Entretanto, é uma indústria que gera elevada quantidade de resíduos. Boa parte dos resíduos sólidos já é utilizada como matéria-prima em outras indústrias, como por exemplo, na produção de farinha de peixe. O problema maior está na elevada quantidade e variabilidade dos efluentes líquidos gerados. O tipo de processamento, a espécie processada e até mesmo a época do ano influenciam nas características do efluente gerado. Apesar do lado negativo do processamento de pescado, uma das vantagens é que o efluente apresenta elevada quantidade de matéria orgânica biodegradável, podendo-se utilizar tratamentos biológicos ao invés de físico-químicos, que são mais caros e acabam gerando lodos de difícil descarte e tratamento. No entanto, o tratamento biológico, apesar de mais econômico, pode ser prejudicado pela gordura presente no efluente. O efluente e a gordura utilizados neste estudo são provenientes de uma indústria de pescado fresco situada no município de Duque de Caxias, Rio de Janeiro. Sua estação de tratamento de efluentes utiliza apenas tratamento físico-químico (que compreende unidades de gradeamento, peneiramento, equalização, flotação e oxidação com cloro) e tem seu espaço físico limitado. Desta forma, o objetivo deste trabalho foi estudar o tratamento biológico aeróbio e anaeróbio (em bateladas seqüenciais de 24 horas e 15 dias, respectivamente) para posterior proposta de alteração na estação. A concentração de O&G no efluente da indústria em questão se mantém na faixa de 200 mg/L, porém foram realizados choques de gordura para se avaliar a estabilidade dos sistemas aeróbio e anaeróbio de tratamento. Os resultados obtidos foram bastante promissores. O tratamento aeróbio garantiu uma remoção de DQO de até 97% após a adaptação da biomassa aos constituintes do efluente e da gordura. Houve uma pequena perda de eficiência após a realização de choques quinzenais de gordura (1500 mg O&G/L), entretanto não houve prejuízo da sedimentabilidade do lodo, e também não houve acúmulo de gordura no leito do lodo, indicando elevada capacidade de degradação da gordura. O tratamento anaeróbio apresentou remoção de DQO de até 90% e teor de metano no biogás em torno de 70%. Quanto maior o teor de gordura, maior a produção de biogás observada. A taxa máxima de produção de biogás aumentou da 1ª para a 2ª batelada, havendo um decréscimo na 3ª devido ao acúmulo de gordura. Ao se avaliar choques de gordura (1500 mg O&G/L) no tratamento anaeróbio, observou-se queda acentuada de eficiência (remoção de DQO e volume e taxa máxima de produção de biogás) e acúmulo de gordura no leito do lodo. Mesmo com a inibição do metabolismo devido ao elevado teor de gordura, o efluente ao final da batelada atendia aos padrões de descarte. Os experimentos comprovaram a viabilidade do tratamento biológico, especialmente do aeróbio, mesmo mediante choques de gordura. Se implementado na indústria, mantendo-se o sistema de flotação, a redução de custos pode chegar a quase R\$ 5.000/mês. Caso seja escolhido o tratamento aeróbio sem a etapa de flotação da gordura, visto que os tratamentos biológicos tiveram boas respostas com o teor de 200 mg O&G/L, essa redução pode chegar até R\$ 15.000/mês.

ÍNDICE

I. Introdução e Objetivos	1
II. Revisão Bibliográfica	3
II.1. Pescado	3
II.2. A indústria pesqueira	3
II.3. Processamento de pescado	5
II.4. Resíduos gerados nas indústrias de pescado	9
II.5. Legislação ambiental para indústrias produtoras de pescado	11
II.6. Sistemas de tratamento de efluentes	12
II.6.1. Tratamento biológico aeróbio	16
II.6.1.1. Lodos ativados	17
II.6.2. Tratamento biológico anaeróbio	19
III. Materiais e Métodos	22
III.1. Materiais	22
III.2. Métodos	23
III.2.1. Caracterização e origem de efluente, gordura e lodo	23
III.2.2. Tratamento biológico aeróbio	23
III.2.3. Tratamento biológico anaeróbio	24
III.2.4. Métodos analíticos	25
III.2.4.1. pH	25
III.2.4.2. Demanda química de oxigênio (DQO)	25
III.2.4.3. Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis	26
III.2.4.4. Índice Volumétrico de Lodo	27
III.2.4.5. Óleos e graxas (O&G)	27
III.2.4.6. Turbidez	29
III.2.4.7. Volume e composição do biogás	29
III.2.4.8. Produção específica de metano	30
IV. Resultados e Discussão	32
IV.1. Caracterização de efluente, gordura e lodo	32
IV.2. Tratamento biológico aeróbio	33
IV.3. Tratamento biológico anaeróbio	41
IV.4. Sequências de tratamento alternativas para a indústria de pescado fresco	50
IV.4.1. Estação de tratamento atual	50
IV.4.2. Alternativa 1: tratamento aeróbio	52
IV.4.3. Alternativa 2: tratamento anaeróbio	56

V. Conclusões	61
VI. Referências Bibliográficas	62

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura II.1 – Processamento de pescado na indústria objeto deste estudo. Fonte: Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura.	6
Figura II.2 – Fluxograma da estação de tratamento da indústria de pescado fresco. Fonte: Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura.	13
Figura II.3 – Esquema simplificado do processo de respiração aeróbia. Fonte: Dezotti (2008).	17
Figura II.4 – Balanço esquemático de DQO no sistema aeróbio. Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).	17
Figura II.5 – Unidades da etapa biológica do sistema de lodos ativados. Fonte: Von Sperling (1997).	17
Figura II.6 – Rota metabólica e grupos microbianos envolvidos na biodegradação anaeróbia. Fonte: adaptado de Chernicharo (2007).	20
Figura II.7 – Balanço esquemático de DQO no sistema anaeróbio. Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).	21
Figura IV.1 – Gordura utilizada nos experimentos.	33
Figura IV.2 – Biorreator aeróbio em batelada.	34
Figura IV.3 – Variação do pH no tratamento aeróbio. Setas vermelhas indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L).	34
Figura IV.4 – Acompanhamento da DQO total inicial e final no tratamento aeróbio. Setas em vermelho indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L). Linha em azul indica o padrão de descarte para efluente de indústria processadora de pescado.	35
Figura IV.5 – Acompanhamento da remoção de DQO total no tratamento aeróbio. Setas em vermelho indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L).	35
Figura IV.6 – Sólidos voláteis suspensos no tratamento aeróbio. Setas em vermelho indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L).	39
Figura IV.7 – IVL no tratamento aeróbio. Setas vermelhas indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L).	40
Figura IV.8 – Turbidez no efluente do tratamento aeróbio. Setas vermelhas indicam choques de gordura.	40
Figura IV.9 – Produção de biogás na primeira batelada do tratamento anaeróbio.	42
Figura IV.10 – Produção de biogás na segunda batelada do tratamento anaeróbio.	42
Figura IV.11 – Produção de biogás na terceira batelada do tratamento anaeróbio.	43
Figura IV.12 – Avaliação de choque de gordura no tratamento anaeróbio.	47
Figura IV.13 – Frascos de penicilina empregados no tratamento anaeróbio com	50

choque de gordura.

Figura IV.14 – Reator anaeróbio do tipo UASB. Fonte: Chernicharo (2007).

57

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela II.1 – Composição típica de pescado fresco	3
Tabela II.2 – Caracterização de efluentes de indústrias de pescado	10
Tabela II.3 – Remoções mínimas de carga orgânica biodegradável de efluentes industriais	12
Tabela II.4 – Classificação dos sistemas de lodos ativados em função da idade do lodo	18
Tabela III.1 – Origem e grau de pureza dos principais reagentes utilizados	22
Tabela IV.1 – Caracterização do efluente coletado antes e após o flotador.	32
Tabela IV.2 – Valores de DQO no tratamento aeróbio	36
Tabela IV.3 – Acúmulo de O&G no lodo aeróbio	38
Tabela IV.4 – Concentração de sólidos no tratamento aeróbio.	38
Tabela IV.5 – Resultados obtidos nas bateladas do tratamento anaeróbio	46
Tabela IV.6 – Resultados obtidos no experimento de choque de gordura do tratamento anaeróbio	49
Tabela IV.7 – Custos operacionais na estação de tratamento de efluente	52
Tabela IV.8 – Custos operacionais na primeira alternativa para a estação de tratamento de efluente	54
Tabela IV.9 – Custos operacionais na primeira alternativa para a estação de tratamento de efluente sem as etapas de coagulação/flotação	55
Tabela IV.10 – Custos operacionais na primeira alternativa para a estação de tratamento de efluente sem as etapas de coagulação/flotação para o efluente da 3ª coleta	56
Tabela IV.11 – Custos operacionais na segunda alternativa para a estação de tratamento de efluente	58
Tabela IV.12 – Custos operacionais na segunda alternativa para a estação de tratamento de efluente sem as etapas de coagulação/flotação	59

Tabela IV.13 – Custos operacionais na segunda alternativa para a estação de 60 tratamento de efluente sem as etapas de coagulação/flotação para o efluente da 3ª coleta

ÍNDICE DE SIGLAS

AGCL – ácidos graxos de cadeia longa

ASBR – *anaerobic sequencing batch reactor* (reator anaeróbio de bateladas sequenciais)

CNTP – condições normais de temperatura e pressão

DBO – demanda bioquímica de oxigênio

DQO – demanda química de oxigênio

FAD – flotação por ar dissolvido

FAI – flotação por ar induzido

FTU – unidade de turbidez de formazina

IVL – índice volumétrico de lodo

O&G – óleos e graxas

PEM – produção específica de metano

PL – produção de lodo

Q – vazão

SFS – sólidos fixos suspensos

STS – sólidos totais suspensos

SVS – sólidos voláteis suspensos

UASB – *upflow anaerobic sludge blanket* (reator anaeróbio de fluxo ascendente e manta de lodo)

$Y_{X/S}$ – produção específica de lodo

I. Introdução e Objetivos

A indústria de pescado tem se desenvolvido muito nos últimos anos devido à crescente demanda de seus produtos. Como a demanda de pescado tem sido muito maior que a oferta, a aquicultura tem se mostrado uma alternativa atraente para o setor pesqueiro. O Brasil, inclusive, mostra que esta tendência é real. Nos últimos dois anos, o aumento da produção pela aquicultura foi oito vezes superior ao da pesca extrativa (Delgado et al., 2003; Ministério da Pesca e Aquicultura, 2010).

Apesar de todo o crescimento e de todos os benefícios que a produção de pescado pode trazer, esse tipo de indústria gera uma enorme quantidade de rejeitos, que contribuem para a poluição do meio ambiente. As emissões gasosas ocorrem principalmente devido ao uso de combustíveis para se gerar vapor, mas também são geradas no processamento de farinha de peixe. Os rejeitos sólidos são normalmente aproveitados como matéria-prima em outros tipos de processamento, fazendo com que os efluentes líquidos sejam os principais responsáveis pela carga poluidora gerada nas indústrias processadoras de pescado (Aguilar, 1987; Sanda et al., 2003; Islam et al., 2004).

Os efluentes gerados por essas indústrias apresentam grande variabilidade, pois existem diversos tipos de matéria-prima e de processamento. A espécie processada, a época do ano, o local da pesca e os aditivos utilizados no processo são fatores que contribuem fortemente para essa variação. Em geral, o efluente apresenta elevadas vazões e concentrações de matéria orgânica, com elevados valores de demanda química e bioquímica de oxigênio (DQO e DBO, respectivamente), óleos e graxas (O&G) e sólidos suspensos. Se não tratado corretamente, os corpos receptores sofrem graves consequências, o que pode prejudicar inclusive o fornecimento da matéria-prima para a própria indústria. Assim, a indústria de pescados deve cuidar para que não se torne vítima de seu próprio sucesso e desenvolvimento (Rollón, 1999; Delgado et al., 2003; Sanda et al., 2003; Islam et al., 2004; Valente, 2009).

Apenas o tratamento físico-químico dos efluentes gerados não é suficiente, pois a matéria orgânica está presente em suspensão e também dissolvida. Mesmo que a quantidade de matéria orgânica presente seja elevada, ela é facilmente biodegradável. Por isso, processos biológicos são adequados no tratamento de efluentes das indústrias de pescado (Lucas et al., 2000; Valente, 2009).

Tendo em vista a importância do tratamento adequado dos efluentes gerados no processamento de pescado, o objetivo principal deste trabalho foi avaliar um sistema biológico de tratamento do efluente gerado em uma indústria de pescado fresco e propor

uma alteração na estação de tratamento em operação na mesma indústria. Para atingir este objetivo, as seguintes etapas foram desenvolvidas:

- Coleta e caracterização de efluente, gordura e lodos aeróbio e anaeróbio empregados no estudo;
- Avaliação da eficiência e estabilidade de sistemas de bancada de tratamento biológico aeróbio e anaeróbio do efluente sob diferentes concentrações de gordura;
- Levantamento do custo operacional da estação de tratamento de efluentes da indústria;
- Proposta de seqüências alternativas de tratamento para o efluente gerado na indústria;
- Levantamento de custos operacionais para as alternativas de tratamento propostas.

II. Revisão Bibliográfica

II.1. Pescado

De acordo com ABRAS (2007), o termo pescado refere-se a todos os frutos do mar, peixes inclusive, destinados à alimentação humana. Peixe fresco é o peixe conservado somente pelo resfriamento, a uma temperatura de aproximadamente 0°C.

O pescado é um alimento saudável, rico em proteínas e sais minerais, contribuindo para a saúde e qualidade de vida das pessoas. Segundo a Organização Mundial da Saúde, o consumo recomendado por pessoa é de pelo menos 12 kg por ano (ABRAS, 2007).

Segundo Rollón (1999), o teor de proteínas e lipídeos nos pescados depende da espécie, do tamanho, da idade, das condições de alimentação e do estágio de reprodução. Peixes utilizados em conserva apresentam 15-16% de proteína, 1-16% de lipídeos, 0-5% de carboidratos, 1-3% de substâncias inorgânicas e 60-72% de água. A Tabela II.1 mostra o teor das espécies mais utilizadas na indústria pesqueira.

Tabela II.1 – Composição típica de pescado fresco

Pescado	Proteína (%)	Lipídeo (%)	Carboidrato (%)	Cinza (%)	Água (%)
Salmão	20-29	3-10	0-3	1,2-1,7	60-72
Sardinha	18-20	4-16	0	3	65-71
Atum	23-25	1-7	0-4	1,2-1,7	67-71
Camarão	19-22	0,3-0,8	0	1,4-2,7	76-79

Fonte: Rollón (1999)

II.2. A indústria pesqueira

O consumo global de peixes dobrou desde 1973 devido a grandes investimentos no setor, sendo os países em desenvolvimento os responsáveis por quase todo este crescimento. Países com rápido crescimento populacional e de renda e urbanização tendem a apresentar aumento no consumo de produtos animais, incluindo peixes e derivados, e nos últimos anos os países em desenvolvimento apresentaram essas três características. Embora o consumo nos países desenvolvidos tenha diminuído, o elevado consumo nos países em desenvolvimento levou ao aumento do consumo mundial. O mesmo

comportamento foi observado na produção de peixes e derivados, na qual a discrepância chegou a ser três vezes maior (Delgado et al., 2003).

Apesar da captura mundial de peixes ter saltado de 44 para 65 milhões de toneladas no período de 1973 a 1997, no final dos anos 80 as unidades populacionais de peixes já se encontravam, na sua maioria, super-exploradas, diminuindo investimentos e a capacidade de pesca, o que retardou ou estagnou a produção pesqueira. Por essa razão, até 2020 os níveis de produção crescerão lentamente. Como alternativa, as indústrias podem começar a explorar espécies ainda não exploradas, que apresentam baixas demandas. Entretanto, não se sabe se os consumidores aceitarão esta troca. Além disso, tal mudança pode causar diversos impactos ambientais, como por exemplo, prejudicar espécies predadoras (Delgado et al., 2003).

Como as reservas de peixes nos oceanos não são mais consideradas inesgotáveis, a produção e o consumo de peixes, que aumentaram drasticamente em todo o mundo, fizeram com que as indústrias pesqueiras se tornassem vítimas de seu próprio sucesso. A aquicultura vem tentando cobrir a diferença entre a oferta e a demanda, e conforme o consumo aumenta, os riscos ao meio ambiente, ao bem-estar de pessoas com menor poder aquisitivo e ao setor pesqueiro também crescem. Nas décadas seguintes, a aquicultura será a maior fonte de produção de pescados, uma vez que piscicultores irão expandir suas áreas de cultivo e aumentar a produção por unidade de área cultivada. Apesar do potencial, o setor enfrentará alguns problemas, tais como competição pela terra e pela água, quantidade de investimento público e privado e escassez de farinha e óleo de peixe derivados de espécies selvagens capturadas (Delgado et al., 2003).

Por causa do crescimento lento das indústrias pesqueiras e do importante papel desempenhado pela aquicultura, esta última será um fator preponderante na determinação dos preços das *commodities* de pescado. Enquanto alguns presumem que a aquicultura é a solução de todos os problemas, outros apresentam também o lado negativo desta prática, que facilita a disseminação de doenças acidentais e os efluentes gerados pelos lagos apresentam fertilizantes, ração não-digerida e rejeito biológico, que geralmente é liberado em corpos receptores próximos (Delgado et al., 2003).

Delgado et al. (2003) também apontam problemas que vão além da poluição aquática. Nas últimas décadas, com o desenvolvimento da aquicultura, principalmente de camarões, centenas de milhares de hectares de florestas foram destruídos. A vegetação destruída era importante para filtrar nutrientes, limpar a água e proteger os ecossistemas de inundações e tempestades. Como agravante, os peixes da piscicultura que escapam para a natureza podem agir como predadores de espécies naturais, ou competir por alimento no *habitat*.

Essa preocupação tende a aumentar com o uso de engenharia genética para modificar as espécies criadas em regime de aquicultura.

O Brasil tem confirmado a tendência da aquicultura se desenvolver. De acordo com o Ministério da Pesca e Aquicultura (2010), nos últimos oito anos a produção brasileira de pescado aumentou 25%, passando de 990.889 toneladas anuais para 1.240.813 toneladas no ano de 2009. Nos últimos dois anos, apenas a aquicultura apresentou um aumento de 43,8%, enquanto que a pesca extrativa apresentou um aumento de apenas 5,4%. O principal responsável por essa elevada produção é a criação de tilápia, cuja produção aquícola representa 39% do total de pescado cultivado.

Um ambiente natural saudável é essencial para que o nível de pesca seja suficiente para manter a demanda. Contudo, as atividades da indústria da pesca normalmente causam danos em larga escala no ambiente aquático. Dentre os problemas, o principal é a exploração excessiva. Além das espécies certas, há ainda a pesca de espécies que não são aproveitadas ou de peixes que ainda não apresentam o tamanho certo, sendo então descartados. Estima-se que o descarte de pescado não utilizado chegue a 20 milhões de toneladas por ano, correspondendo a aproximadamente 25% de toda a pesca global. Algumas práticas de pesca são consideradas predatórias e acabam destruindo *habitats* marinhos. A própria pesca em si pode prejudicar o ecossistema se for retirada uma quantidade muito grande de uma determinada espécie, pois pode prejudicar a dinâmica do sistema em questão (Delgado et al., 2003).

II.3. Processamento de pescado

As indústrias de pescado diferem não só quanto à matéria-prima e à fonte de água utilizada, mas também quanto aos esquemas de processamento e as unidades de processo. Os principais tipos de processamento são secagem, fermentação, enlatamento e defumação. As principais espécies de pescado utilizadas em conserva são atum e sardinha, mas também se utilizam outras espécies, além de invertebrados como camarão e lula (Rollón, 1999).

Em média, apenas 30-40% da produção global de pescados é consumida fresca. O restante é processado para consumo humano e para outros propósitos. O pescado fresco é o tipo de pescado mais utilizado para consumo humano direto (53,7% do total), seguido de pescado congelado (25,7%), pescado em conserva (11,0%) e peixe curado (9,6%). Em 2000, o congelamento foi o método mais utilizado no processamento de pescado destinado

ao consumo humano, correspondendo a 55% do total, sendo o método mais utilizado em todo o mundo (Islam et al., 2004).

A indústria de pescado fresco na qual foram coletados o efluente e a gordura utilizados neste trabalho opera com o fluxograma de processo demonstrado na Figura II.1. As informações referentes às respectivas etapas foram obtidas na própria indústria.

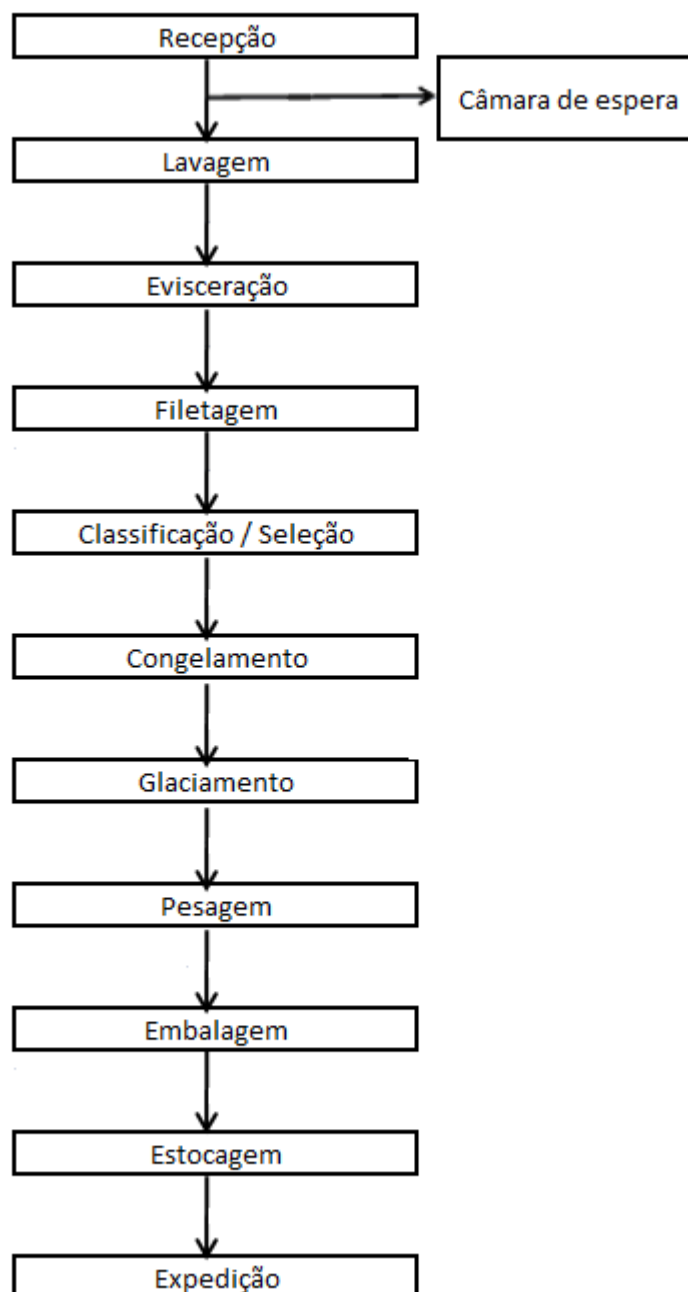


Figura II.1 – Processamento de pescado na indústria objeto deste estudo. Fonte: Comunicação pessoal da indústria em que foi coletado o efluente e a gordura.

Na indústria, de modo a garantir a qualidade do produto em questão, são seguidos os princípios das Boas Práticas de Fabricação e Manipulação de Alimentos, como recomendado pela ABRAS (2007). Este procedimento garante a qualidade higiênico-sanitária e a conformidade dos alimentos com a legislação sanitária, e inclui também a higienização de equipamentos, instalações e utensílios.

O pescado é um alimento de origem animal sensível a alterações de qualidade. Devido ao fato da velocidade dessas alterações ser bastante influenciada pelo tempo e pela temperatura de conservação, quanto mais tempo ficar exposto a temperaturas maiores que 3°C, maior o risco de deterioração (ABRAS, 2007).

Os peixes chegam na indústria em caminhões isotérmicos e/ou refrigerados. Na recepção, observam-se as condições gerais dos caminhões e todos os dados são registrados em planilhas. Peixes de grande porte são transportados a granel, estivados sobre estrados sanitários e intercalados com camadas de gelo. Os de pequeno e médio porte são transportados a granel em monoblocos plásticos acrescidos de 30% de gelo. Técnicos responsáveis pela qualidade avaliam o estado de frescor dos peixes através de avaliação sensorial. Quando há dúvidas sobre a qualidade do pescado, testes laboratoriais são realizados. As amostras utilizadas na análise são escolhidas levando-se em conta os critérios estatísticos. Esta etapa é considerada um ponto crítico de controle devido à grande variedade de matéria-prima e de fornecedores. Pode ocorrer contaminação microbiana, contaminação química, desenvolvimento de toxinas, aditivos e deterioração (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

A câmara de espera é utilizada quando a quantidade de peixes recebida é maior do que a quantidade a ser processada. O gelo é reforçado e o pescado é, então, liberado gradativamente. A temperatura da câmara é rigorosamente controlada para garantir a qualidade da matéria-prima (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

A lavagem é realizada com água corrente gelada e hiperclorada (5 ppm) e os peixes são projetados sobre a esteira de inspeção já no interior da água limpa. Todas as espécies são lavadas em cilindro de lavagem, porém as espécies de grande porte tem sua lavagem completada sobre a bancada da mesa de evisceração, onde ocorre a remoção de crustáceos aderidos às guelras e às cavidades e mucosas e de possíveis parasitas visíveis (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

Na etapa de evisceração, as escamas são removidas com o uso de pontas de aço ou através da máquina descamadeira. As vísceras são removidas com o uso de facas de aço

inox previamente esterilizadas. Cabeças, nadadeiras e guelras podem ser removidas ou não. Caso não sejam, ajudam a verificar o estado de frescor do pescado. A temperatura do pescado antes e após esta etapa, a higiene das mesas e o tempo de retirada das vísceras são devidamente controlados e medidas de correção são realizadas se necessário (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

Após a evisceração, os peixes são lavados com jatos de água gelada e hiperclorada (5 ppm) de modo a retirar restos de sangue e mucosidades. Algumas espécies, tais como peruá, arraia, cangulo e peixe porco, tem sua pele arrancada com auxílio de uma máquina (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

O peixe sofre uma secção abaixo da cabeça e o filé é retirado deslizando-se a faca ao longo da espinha central. No caso do salmão, a espinha é removida com pinça. Retiram-se então as nadadeiras e a mucosa presentes na região abdominal (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

Na etapa de classificação / seleção, os peixes frescos são classificados de acordo com o peso, sendo reunidos em conjuntos. Os peixes menores, ou seja, aqueles com menor gramatura, são congelados individualmente, sendo depositados sobre a esteira do túnel de congelamento helicoidal. Peixes maiores são congelados em túneis de congelamento estacionário em grades ou bandejas. Esta operação também pode ser realizada com os peixes pendurados em grades montadas dentro do túnel, de modo a se obter uma maior eficiência do sistema. Os tempos e as temperaturas utilizados são apropriados ao tamanho do peixe (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

No glaciamento, os peixes congelados são rapidamente mergulhados em água potável gelada usando grades de plástico de modo a formar uma película de proteção, que são então sacudidas para evitar que se colem. Após esta etapa, o pescado é colocado sobre uma esteira do túnel de secagem devidamente refrigerada (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

Após a pesagem em balanças calibradas e aferidas, os peixes são embalados. Espécies de pequeno e médio porte são embaladas em sacos plásticos previamente rotulados e acondicionados em caixas de papelão. As caixas são fechadas, lacradas, rotuladas e encaminhadas à câmara de estocagem. Já as espécies de grande porte são acondicionadas dentro de isopor forrado interna e externamente com sacos plásticos e acondicionados nas câmaras de estocagem (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

Durante a estocagem a temperaturas apropriadas, são realizados testes laboratoriais para a garantia da qualidade. Na expedição, o produto é embarcado em caminhões ou containeres dotados de refrigeração e lacrados (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

II.4. Resíduos gerados nas indústrias de pescado

As principais entradas de uma indústria pesqueira são peixe e/ou camarão fresco ou resfriado, água, gelo, hipoclorito de cálcio e outros reagentes químicos, materiais para embalagem, eletricidade e sabão líquido utilizado na limpeza. Já as saídas são os filés frescos, bexigas natatórias que são processadas separadamente, peles que podem ser transformadas em couro, gordura, carcaças, filés rejeitados pelo controle de qualidade e efluente. Os efluentes gerados no processamento de peixes e camarão apresentam elevadas concentrações de DQO, DBO, O&G, sólidos totais suspensos (STS), organismos patogênicos e nutrientes, entre outros. Por essa razão, causam efeitos adversos nos corpos receptores. A caracterização dos efluentes gerados nas indústrias processadoras de pescado não recebe a devida importância, e esta é uma etapa fundamental para garantir a proteção do meio ambiente e a sustentabilidade da própria indústria em questão (Islam et al., 2004).

Pouca atenção é dada às emissões gasosas das indústrias de pescado. Entretanto, o potencial poluidor atmosférico é expressivo nas indústrias que fabricam farinha de peixe. No processamento, grandes quantidades de resíduos gasosos de odores desagradáveis são gerados, causando inclusive incômodo à população vizinha às fábricas (Aguiar, 1987).

A quantidade de resíduos sólidos gerados no processamento de pescado depende da indústria, principalmente por causa da matéria-prima. Por isso é difícil afirmar a quantidade exata de resíduos gerados (Rollón, 1999). No processamento de camarão, por exemplo, a cabeça, a casca e a cauda são removidas, contribuindo para 50% do volume de material bruto. Até 65% do total do atum é desperdiçado no processo de produção de atum em conserva. A geração de efluente é da ordem de 27000 litros por tonelada de peixe, com DBO de 500 a 1500 mg/L, DQO de 1300 a 3250 mg/L e STS de 17000 mg/L, sendo 40% de origem orgânica (Mauldin e Szabo, 1974 *apud* Islam et al., 2004). Estima-se que a perda de massa da matéria processada em um dia para o efluente varia de 1 a 6%. Essa quantidade equivale a uma carga poluidora de 600 a 4000 kg DQO/d. Uma vantagem dos resíduos sólidos é o fato de eles poderem ser utilizados como matéria-prima de outras indústrias, como na produção de proteases e até mesmo como ração animal. Por isso, o principal foco

das indústrias processadoras de pescado está no rejeito líquido (Rollón, 1999; Sanda et al., 2003).

Rollón (1999) fez um levantamento da composição dos efluentes gerados em diversas indústrias de pescado em conserva localizadas em diferentes países. A Tabela II.2 apresenta alguns dados. Além da fração orgânica, composta basicamente por lipídeos e proteínas, os efluentes apresentam também diversos íons marinhos, como Cl^- , SO_4^{2-} , PO_4^{3-} , NH_4^+ , Na^+ , K^+ , Ca^{2+} e Mg^{2+} . As concentrações dos íons se encontram na faixa de 450 – 16000 mg Cl^-/L (chegando a 65000 mg/L quando se utiliza salmouras no processamento), 87 – 2510 mg $\text{SO}_4^{2-}/\text{L}$, 4 – 600 mg $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}/\text{L}$ e 4 – 6900 mg $\text{NH}_4^+\text{-N}/\text{L}$.

Tabela II.2 – Caracterização de efluentes de indústrias de pescado

Pescado	País	pH	DBO (mg/L)	DQO (mg/L)	O&G (mg/L)
Salmão	EUA	na	250 – 2600	300 – 5500	60 – 1600
Sardinha	EUA	na	1300	2500	720
Sardinha	Filipinas	6,9	7000	13500	10100
Sardinha	Filipinas	6,5	na	5800	1700
Atum / sardinha	Filipinas	7	9000	14100	5370
Atum / sardinha	Filipinas	na	14500	25600	3500
Atum / sardinha	Filipinas	6,5	na	6200	2000
Atum / sardinha	Tailândia	6,5-6,8	3000 – 4200	4800 – 6400	1160 – 5220
Atum / sardinha	Brasil	6,3 – 6,4	4100 – 6400	6500 – 10200	350 – 7500
Atum	Espanha	na	na	34500	4100
Atum	Espanha	5,6 – 6,6	na	20000 – 53600	na
Atum	Tailândia	6,4 – 6,6	800 – 7500	1500 – 10600	1920 – 8220
Atum	EUA	6,2 – 7,2	710	1900	930

na = não avaliado

Fonte: Rollón (1999)

A grande diversidade de valores torna difícil a avaliação, pois o volume e a concentração do efluente dependem do tipo de planta, da composição da matéria-prima, dos aditivos utilizados (por exemplo, óleo e molho de tomate), das unidades de processo e da fonte de água utilizada na indústria. O volume de efluente gerado no processamento de atum e sardinha em conserva chega a 14-22 m³ por megatonelada de matéria-prima. Além disso, em algumas fábricas, as cargas de DQO e DBO provem principalmente da etapa de pré-cozimento (Rollón, 1999).

O volume e as características dos efluentes de processamento de peixes e camarão normalmente apresentam grande variação. A DBO pode variar de 100 a 200000 mg/L,

sólidos suspensos podem atingir concentrações de 120000 mg/L, o pH pode ser extremamente alcalino (11,0) ou ácido (3,5) e os nutrientes, como nitrogênio e fósforo, podem estar ausentes ou presentes em níveis maiores que os necessários para a degradação biológica do efluente (Islam et al., 2004).

II.5. Legislação ambiental para indústrias produtoras de pescado

A legislação federal vigente consiste na Resolução nº 357 do Conama, de 17 de março de 2005, que dispõe sobre a classificação dos corpos d'água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, além de estabelecer as condições e padrões de lançamento de efluentes. Esta resolução estipula que os efluentes de qualquer fonte poluidora somente poderão ser lançados nos corpos d'água após o devido tratamento e desde que obedeçam às condições, padrões e exigências. As condições de lançamento estipuladas são:

- pH entre 5 e 9;
- temperatura inferior a 40°C, sendo que a variação de temperatura do corpo receptor não deverá exceder 3°C na zona de mistura;
- materiais sedimentáveis de até 1 mL/L em teste de 1h em cone Imhoff, exceto nos casos de lançamento em lagos e lagoas cuja velocidade de circulação seja praticamente nula, quando os materiais sedimentáveis deverão estar virtualmente ausentes;
- regime de lançamento com vazão máxima de até 1,5 vezes a vazão média do período de atividade diária do agente poluidor, exceto nos casos permitidos pela autoridade competente;
- óleos minerais até 20 mg/L e óleos vegetais e gorduras animais até 50 mg/L;
- o efluente não deve causar ou possuir potencial para causar efeitos tóxicos aos organismos aquáticos no corpo receptor, de acordo com os critérios de toxicidade estabelecidos pelo órgão ambiental competente; e
- ausência de materiais flutuantes.

A FEEMA, através da norma técnica NT-202.R-10, dispõe sobre os critérios e padrões de lançamento de efluentes líquidos. Seus padrões são iguais ou mais restritos que os da Resolução Conama nº 357. São eles:

- pH entre 5 e 9;
- temperatura inferior a 40°C;

- materiais sedimentáveis de até 1 mL/L em teste de 1h em cone Imhoff, exceto nos casos de lançamento em lagos e lagoas, quando os materiais sedimentáveis deverão estar virtualmente ausentes;
- materiais flutuantes virtualmente ausentes;
- cor virtualmente ausente; e
- óleos minerais até 20 mg/L e óleos vegetais e gorduras animais até 30 mg/L.

Além destes padrões de descarte, a NT-202.R-10 também informa os limites de concentração de diversas substâncias, tais como metais, amônia e cloro ativo.

Por fim, a diretriz e o controle de carga orgânica em efluentes líquidos de origem industrial se encontram na diretriz DZ-205.R-6 da FEEMA. As remoções mínimas para carga orgânica biodegradável de efluentes industriais se encontram na Tabela II.3.

Tabela II.3 – Remoções mínimas de carga orgânica biodegradável de efluentes industriais

Vazão $\leq 3,5 \text{ m}^3/\text{dia}$	
Carga (kg DBO/dia)	Remoção
$\leq 2,0$	Sólidos grosseiros, sedimentáveis e materiais flutuantes
Vazão $> 3,5 \text{ m}^3/\text{dia}$	
Carga (kg DBO/dia)	Remoção de DBO (%)
$2 < \text{carga} \leq 10$	40
$10 < \text{carga} \leq 100$	70
$\text{carga} > 100$	90

Fonte: FEEMA (2007)

Esta diretriz estipula também as concentrações máximas de DQO em efluentes de indústrias com vazão superior a $3,5 \text{ m}^3/\text{dia}$. Para o caso da indústria de pescado, a DQO deve ser menor que 500 mg/L ou carga orgânica menor que 10 kg DQO/dia.

II.6. Sistemas de tratamento de efluentes

A estação de tratamento de efluentes da indústria de pescado fresco em que foram coletados o efluente e a gordura opera de acordo com o fluxograma da Figura II.2.

O gradeamento é, normalmente, a primeira operação unitária em uma estação de tratamento de efluentes. As grades normalmente têm aberturas de tamanho uniforme e tem

como função reter sólidos grosseiros que possuem dimensões maiores que o espaçamento entre as barras, de modo que estes não prejudiquem os dispositivos de transporte do efluente (bombas e tubulações). Deve-se levar em consideração todos os aspectos da remoção de sólidos por gradeamento, pois o gradeado (material sólido retido nas grades) contém organismos patogênicos e atraem insetos, o que pode se tornar um risco para a saúde e segurança dos operadores, além de apresentarem odor e necessitarem de manuseio, transporte e disposição apropriados (Metcalf e Eddy, 2003).

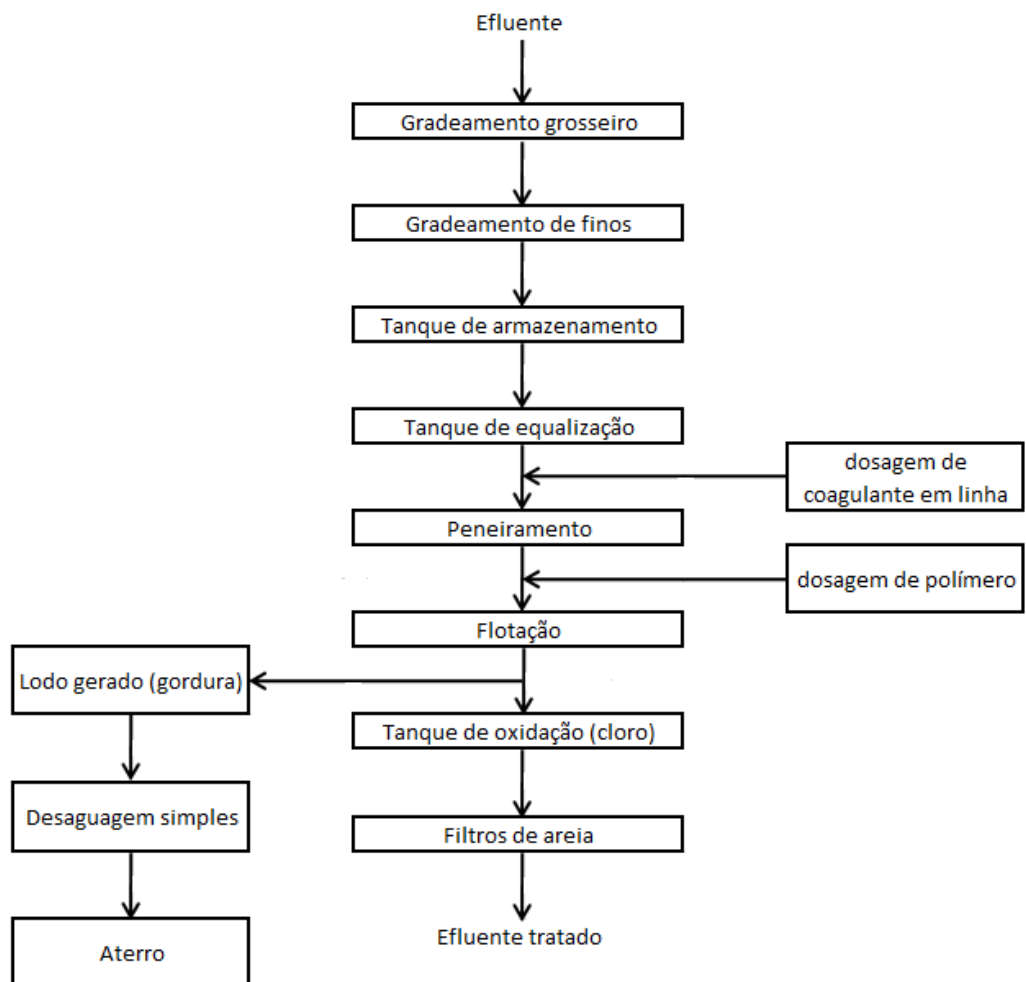


Figura II.2 – Fluxograma da estação de tratamento da indústria de pescado fresco.

Fonte: Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura.

A equalização é um método utilizado para minimizar problemas operacionais causados por variações na vazão ou concentração do efluente. Essa etapa cria melhores condições para os processos posteriores de tratamento, evitando carga excessiva e garantindo alimentação contínua e quantidade de poluentes bem distribuída. Além de melhorar o desempenho de grande parte das operações de tratamento, é uma boa opção para melhorar o desempenho de plantas sobrecarregadas. Como desvantagem, requer áreas

relativamente grandes, operação e manutenção adicionais, aumento no capital de investimento e necessidade de controlar o odor nos arredores de áreas residenciais (Metcalf e Eddy, 2003).

A etapa de coagulação tem como principal objetivo aglomerar impurezas que se encontram no estado coloidal (tipicamente apresentam cargas negativas em sua superfície) em partículas maiores, para que estas possam ser removidas. Produtos químicos são adicionados para provocar a desestabilização das cargas superficiais das partículas e, através de mecanismos de ligação e adsorção, as forças elétricas superficiais são neutralizadas e anulam as forças repulsivas. A coagulação se inicia na câmara de mistura rápida, que cria condições para que, em poucos segundos, todo o coagulante seja uniformemente distribuído. Após esta etapa, ocorre a floculação, que diz respeito à aglomeração dos colóides desestabilizados. A agitação nesse caso deve ser lenta, suficiente apenas para facilitar o contato dos coágulos e evitar a quebra dos flocos formados (Metcalf e Eddy, 2003).

Após a coagulação/floculação de material orgânico devido à adição do agente coagulante (sulfato de alumínio, de acordo com comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura), ocorre a etapa de peneiramento. Nesta etapa também ocorre a remoção de sólidos grosseiros (Dezotti, 2008).

Após a remoção do material particulado formado pela adição de sulfato de alumínio, tem-se a etapa de adição de polímero, que também desestabiliza as cargas superficiais das impurezas, ocorrendo uma nova etapa de coagulação/floculação.

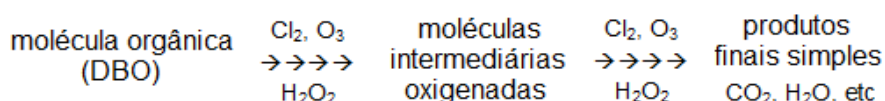
Por razões econômicas, o sulfato de alumínio e o cloreto férrico são os coagulantes mais utilizados. Entretanto, quando se utiliza grandes quantidades dessas substâncias, uma grande massa de precipitado é formada, e sua eliminação é, em algumas vezes, muito difícil. Por isso optam-se pela utilização de agentes coagulantes naturais ou produtos sintéticos, como os polímeros (Dezotti, 2008). Na indústria em questão utiliza-se inicialmente o sulfato de alumínio para posterior adição de polímero para que uma parcela das impurezas seja removida, diminuindo os custos com o segundo reagente, que é mais caro (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

Para remover as partículas formadas na etapa anterior, utiliza-se a operação unitária denominada flotação. Esta etapa é usada para separar partículas sólidas ou líquidas de uma fase líquida. Um gás (normalmente ar) é borbulhado na fase líquida. Suas bolhas se agregam ao material particulado, levando-as para a superfície. Por isso, a operação é facilitada quando se deseja separar partículas de baixa densidade, como óleos e gorduras.

O material sólido carregado para a superfície é removido por raspagem manual ou mecânica. O lodo concentrado é coletado em um tanque e tem sua água removida durante sua compactação. A flotação pode ser por ar induzido (FAI) ou por ar dissolvido (FAD). Na primeira ocorre agitação brusca do meio, seja por agitação mecânica ou borbulhamento de ar direto, enquanto na segunda o ar é dissolvido a alta pressão em um saturador e microbolhas são formadas quando o efluente é lançado na câmara de flotação à pressão atmosférica. A flotação por ar induzido apresenta as vantagens de ter um tamanho compacto, menor custo de investimento e capacidade de remover óleo livre e sólidos suspensos (Metcalf e Eddy, 2003).

O lodo gerado na etapa de flotação é encaminhado para um processo de desaguagem, para remoção de uma parcela de água, e é então encaminhado para disposição em aterro (Comunicação pessoal na indústria em que foram coletados o efluente e a gordura).

No fluxograma apresentado na Figura II.2 verifica-se o uso de uma etapa de oxidação com cloro com a finalidade de oxidação da matéria orgânica solúvel ainda presente no efluente. Metcalf e Eddy (2003) apresentam a reação geral para a oxidação de moléculas orgânicas que compõem a DBO do efluente, de acordo com a Reação II.1. Setas múltiplas indicam que a reação envolve diversas etapas. Quando se utiliza agentes oxidantes como oxigênio, cloro, ozônio e peróxido de hidrogênio, o processo é chamado de oxidação simples. As taxas de reação são normalmente muito baixas para serem aplicadas no tratamento de efluentes.



Reação II.1

Na década de 70, descobriu-se que o uso de oxidantes tais como cloro e ozônio em estações de tratamento de efluentes para desinfecção e remoção de cor, odor e sabor gerava subprodutos indesejáveis. Dentre esses subprodutos, os que apresentavam maiores concentrações eram trihalometanos (tais como clorofórmio) e ácidos aloacéticos, entretanto muitos outros também eram encontrados, tais como formaldeído, acetaldeído e clorofenóis. Esse fato é de grande importância devido ao impacto que essas substâncias geram na saúde pública e no meio ambiente. A maior parte é classificada como possivelmente carcinogênica. A formação desses subprodutos depende de fatores como: presença de precursores orgânicos, concentração de cloro livre, concentração de brometo, pH e temperatura. Muitos subprodutos causam impactos ambientais mesmo em concentrações

muito pequenas, o que levanta questões sobre o uso de cloro no tratamento de efluentes (Metcalf e Eddy, 2003).

Por fim, o efluente tratado passa por um filtro de areia, que é uma forma de tratamento terciário. Este filtro garante um polimento do efluente, removendo sólidos suspensos e coloidais que ainda possam estar presentes (Metcalf e Eddy, 2003).

O tratamento secundário de efluentes, proposto nesta monografia para o tratamento do efluente gerado na indústria em questão, consiste basicamente em degradar biologicamente os compostos carbonáceos presentes no efluente. Os micro-organismos oxidam o material biodegradável dissolvido, capturam e incorporam sólidos coloidais não sedimentáveis e suspensos para o interior dos flocos biológicos ou biofilmes, transformando ou removendo nutrientes. Durante o processo ocorre a decomposição de carboidratos, óleos e graxas, proteínas e outros compostos orgânicos complexos em substâncias mais simples, tais como CO_2 , H_2O , NH_3 , CH_4 e H_2S (Metcalf e Eddy, 2003).

Os processos biológicos ocupam posição de destaque devido às diversas vantagens de caráter econômico que proporcionam. O processo biológico reproduz, em uma unidade artificial previamente projetada de forma compacta e concentrada, os processos naturais de depuração, nos quais uma população microbiana variada atua. Os micro-organismos utilizam a matéria orgânica presente no efluente como fonte de carbono e a transformam em substâncias químicas simples. A fração que não é transformada, ou seja, as substâncias químicas mais resistentes são denominadas persistentes, recalcitrantes ou refratárias (Dezotti, 2008).

II.6.1. Tratamento biológico aeróbio

O processo de respiração aeróbia (Figura II.3) se baseia na presença de um doador de elétrons (matéria orgânica poluidora) e de umceptor final de elétrons (oxigênio). O rendimento energético é extremamente elevado devido à grande produção de ATP, por isso ocorre uma grande produção de biomassa, denominada lodo de excesso (Metcalf e Eddy, 2003).

A Figura II.4 apresenta o balanço de DQO em um reator aeróbio. Como se pode observar, a incorporação da matéria orgânica como biomassa microbiana é extremamente elevada, na ordem de 30 a 40%. Dos até 40% de DQO que são convertidos em biomassa, uma parte deve ser descartada como lodo de excesso (Chernicharo, 2007).

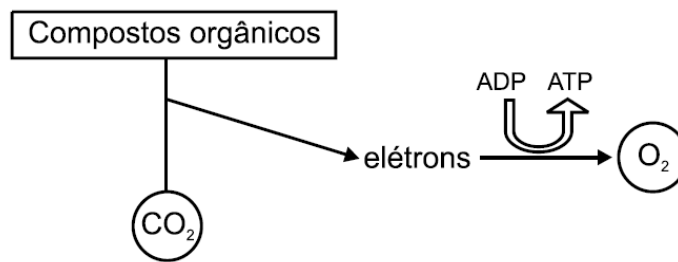


Figura II.3 – Esquema simplificado do processo de respiração aeróbia. Fonte: Dezotti (2008).

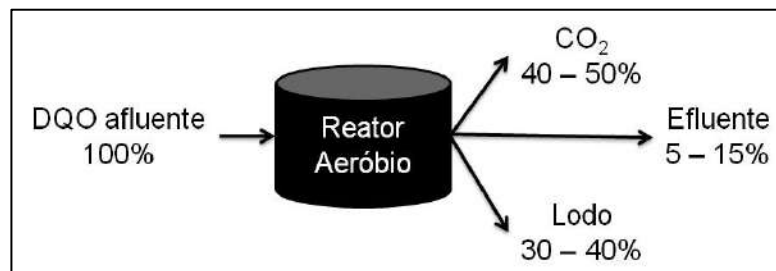


Figura II.4– Balanço esquemático de DQO no sistema aeróbio. Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).

II.6.1.1. Lodos ativados

O sistema de lodos ativados (Figura II.5) é amplamente utilizado a nível mundial, sendo muito indicado quando se deseja elevada qualidade do efluente e reduzidos requisitos de área. Contudo, seu índice de mecanização é superior ao de outros tipos de tratamento, acarretando operação mais sofisticada e maiores consumos de energia elétrica (Von Sperling, 1997).

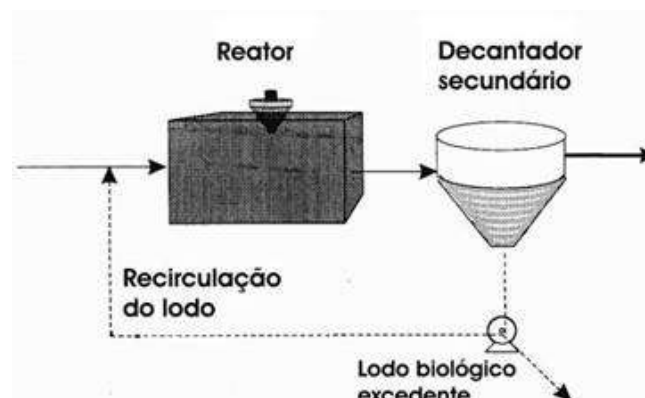


Figura II.5 – Unidades da etapa biológica do sistema de lodos ativados. Fonte: Von Sperling (1997).

No reator ocorrem as reações bioquímicas de remoção de matéria orgânica e, em condições específicas, de matéria nitrogenada. A biomassa utiliza o substrato disponível para se desenvolver. No sedimentador, também chamado de decantador secundário, a biomassa sedimenta, permitindo que o efluente seja descartado clarificado. Os sólidos sedimentados são recirculados, aumentando a concentração de biomassa no reator, sendo responsável pela elevada eficiência do sistema. Nesse sistema, o tempo de retenção hidráulica é baixo, da ordem de horas. Já o tempo de retenção de sólidos, ou idade do lodo, é maior para garantir a elevada eficiência do sistema. A purga de lodo é necessária para que a biomassa não cresça indefinidamente. Caso isso ocorra, a concentração excessiva de células no reator dificultaria a transferência de oxigênio, além de sobrecarregar o decantador. Por essas razões, recomenda-se que o sistema permaneça em equilíbrio. Para isso, deve-se retirar aproximadamente a mesma quantidade de biomassa que é aumentada por reprodução (Von Sperling, 1997).

Com relação ao fluxo, o sistema de lodos ativados pode ser classificado como contínuo ou intermitente (batelada). Com relação à idade do lodo, existem várias classificações, mas os mais comuns são lodos ativados convencional e aeração prolongada (Von Sperling, 1997). A Tabela II.4 apresenta as diferenças.

Na operação em batelada, todas as unidades, processos e operações (decantação primária, oxidação biológica, decantação secundária) são realizados em um único tanque, que é um reator de mistura completa. Quando se utiliza o sistema de aeração prolongada, a unidade de digestão de lodo também é realizada no próprio tanque. Em estações de tratamento que recebem vazão ao longo de todas as horas do dia, normalmente se utiliza dois ou mais reatores em paralelo. Se os despejos ocorrem de forma intermitente, apenas um reator é necessário (Von Sperling, 1997).

Tabela II.4 – Classificação dos sistemas de lodos ativados em função da idade do lodo

Idade do lodo	Carga orgânica volumétrica (kg DBO/m ³ .d)	Faixa de idade de lodo (dias)	Denominação usual
Reduzidíssima	1,2 - 2,4	0,5 - 2	Aeração modificada
Reduzida	0,3 - 0,7	3 - 15	Convencional
Elevada	0,1 - 0,3	20 - 40	Aeração prolongada

Fonte: Von Sperling (1997) e Metcalf e Eddy (2003).

II.6.2. Tratamento biológico anaeróbio

A digestão anaeróbia é um processo em que bactérias facultativas ou estritamente anaeróbias, na ausência de oxigênio, convertem compostos orgânicos complexos em substâncias mais simples através de processos oxidativos seqüenciais. Chernicharo (2007) considera a digestão anaeróbia como um ecossistema onde diversos grupos microbianos com fisiologias diferentes trabalham de modo interativo na conversão da matéria orgânica em metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia. A rota de degradação anaeróbia encontra-se representada na Figura II.6.

Em princípio, todos os compostos orgânicos podem ser degradados anaerobicamente, porém o processo se torna mais eficiente e econômico quando as substâncias são facilmente biodegradáveis. Esse tipo de tratamento tem sido muito utilizado no tratamento de efluentes de indústrias agrícolas, alimentícias e de bebidas, tanto em países desenvolvidos quanto em países em desenvolvimento (Chernicharo, 2007). Além de ser uma opção de tratamento biológico, o processo anaeróbio de tratamento de efluentes representa um importante vetor energético devido à produção de biogás.

Inicialmente, as bactérias fermentativas hidrolíticas excretam enzimas capazes de hidrolisar o material particulado complexo (polímeros orgânicos). Essa hidrólise gera materiais dissolvidos que podem atravessar a parede celular das bactérias fermentativas acidogênicas, capazes de fermentá-los. Os principais produtos desta etapa são os ácidos orgânicos, e ela só será limitante se o material particulado não for facilmente hidrolisável. As bactérias acetogênicas utilizam os ácidos orgânicos, transformando-os em substrato apropriado (acetato, hidrogênio e dióxido de carbono) para os micro-organismos metanogênicos. O grupo de micro-organismos metanogênicos é constituído pelas arqueas, que são anaeróbias estritas. A etapa de oxidação dos ácidos é termodinamicamente inibida pela presença dos próprios produtos da reação (hidrogênio e acetato). Micro-organismos metanogênicos hidrogenotróficos consomem essas substâncias e, conseqüentemente, permitem que a reação de oxidação dos ácidos orgânicos ocorra. Os micro-organismos metanogênicos acetoclásticos convertem o acetato em metano, garantindo a remoção de DQO do efluente (Chernicharo, 2007).

De acordo com Chernicharo (2007), as principais vantagens do processo anaeróbio frente ao aeróbio são baixa produção de sólidos, baixo consumo de energia, baixos custos de implantação e operação, tolerância a elevadas cargas orgânicas e possibilidade de operação com elevados tempos de retenção de sólidos e baixos tempos de retenção hidráulica. Em contrapartida, as principais desvantagens são remoção insatisfatória de nutrientes (nitrogênio e fósforo) e patógenos, a DQO residual na maioria dos casos ainda

não atende aos padrões de descarte e a instabilidade dos reatores devido a choques de carga orgânica e hidráulica, presença de compostos tóxicos ou ausência de nutrientes.

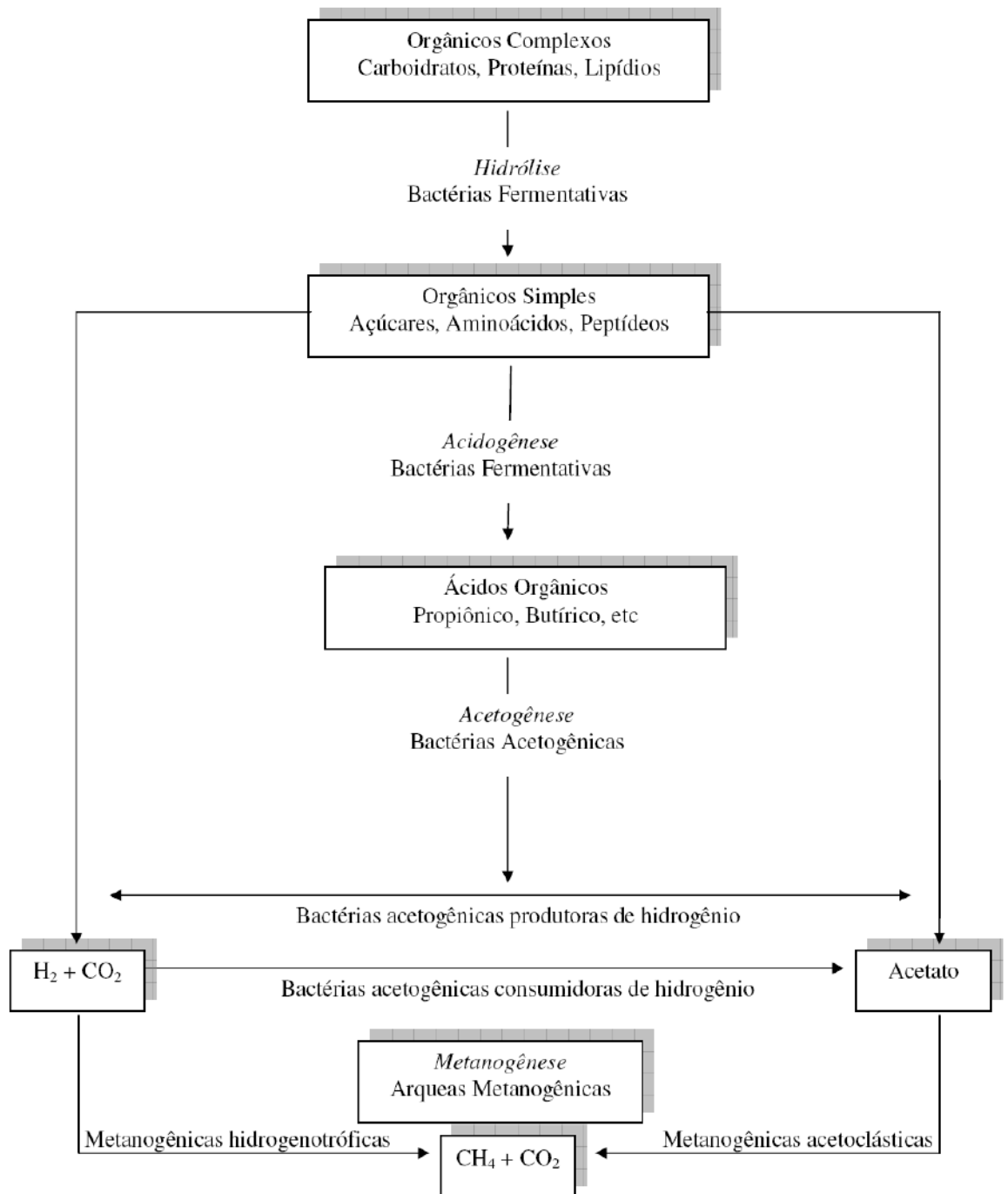


Figura II.6 – Rota metabólica e grupos microbianos envolvidos na biodegradação anaeróbia. Fonte: adaptado de Chernicharo (2007).

A Figura II.7 apresenta o balanço de DQO em um reator anaeróbio. Como se pode observar, a maior parte do material orgânico biodegradável (50 a 70%) é convertida em

metano. O lodo de excesso, produzido pela incorporação da matéria orgânica na biomassa representa uma parte muito pequena, da ordem de 5 a 15% (Chernicharo, 2007).

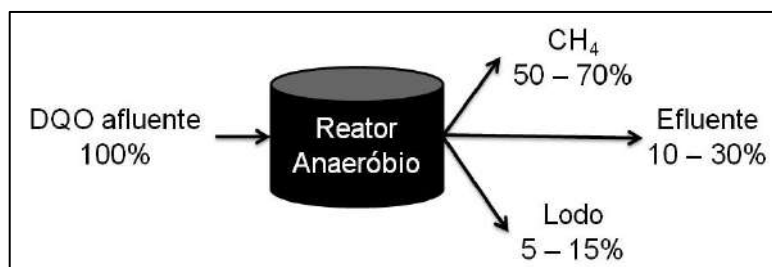


Figura II.7 – Balanço esquemático de DQO no sistema anaeróbico. Fonte: Adaptado de Chernicharo (2007).

Diante do exposto, fica evidente que o sistema de tratamento empregado na indústria (Figura II.2) remove basicamente os sólidos suspensos presentes no efluente, não considerando que uma parte da matéria orgânica se encontra presente na forma dissolvida. Esta concentração residual de matéria orgânica dissolvida não só não permite o enquadramento correto do efluente nos padrões de descarte, como é agravada na etapa de oxidação com cloro, que certamente leva à formação de organoclorados, muito mais nocivos ao ambiente que a própria matéria orgânica residual. Além disto, o uso de produtos químicos (coagulantes, floculantes, cloro), associado ao transporte e disposição do lodo gerado no tratamento, aumentam o custo do mesmo.

Com base nestas colocações, foi proposta uma avaliação para aplicação de um processo biológico, reconhecidamente mais econômico que processos físico-químicos, para o tratamento do efluente gerado na indústria de pescado fresco. E para tornar a substituição de processos menos onerosa, procurou-se utilizar as unidades já existentes na estação de tratamento da indústria.

A seguir, são apresentadas as metodologias empregadas e os resultados obtidos na avaliação do tratamento biológico do efluente, bem como a nova proposta de tratamento.

III. Materiais e Métodos

III.1. Materiais

Os principais reagentes e produtos químicos utilizados na realização deste trabalho se encontram na Tabela III.1, bem como sua origem e grau de pureza.

Tabela III.1 – Origem e grau de pureza dos principais reagentes utilizados

Reagente	Origem	Grau de Pureza
Ácido clorídrico	Vetec	P.A.
Ácido sulfúrico	Vetec	P.A.
Dicromato de potássio	RioLab	P.A.
Hexano	Vetec	P.A.
Hidróxido de sódio	Isofar	P.A.
Sulfato de magnésio	Vetec	P.A.
Sulfato de mercúrio	Vetec	P.A.
Sulfato de prata	Vetec	P.A.
Terra de infusórios	Vetec	-

Os principais equipamentos utilizados na realização deste trabalho foram:

Balanças Gehaka AG 200 e IV 2000

Centrífuga Quimis Q222 TM 104

Cromatógrafo Shimadzu GC 17A

Digestor Hach

Eletrodo de pH Quimis QA 338-EPG

Espectrofotômetro Hach DR 2000

Estufa Ética

Extrator Soxhlet para análise de óleos e graxas

Mangueira de aeração Boyu Air Curtain 60 cm

Mixer Walita

Mufra Fornos Lavoisier 400C

pHmetro Actron DL-14

Placas de agitação Quimis / Fisatom

III.2. Métodos

III.2.1. Caracterização e origem de efluente, gordura e lodo

O efluente e a gordura utilizados neste trabalho foram coletados em uma indústria de pescado fresco e congelado, situada em Duque de Caxias, Rio de Janeiro. O fluxograma da Estação de Tratamento encontra-se na Figura II.2. O lodo anaeróbio foi coletado em uma indústria de pescado em conserva, situada em São Gonçalo, Rio de Janeiro. Já o lodo aeróbio foi coletado em uma Estação de Tratamento de Esgotos localizada na Ilha do Governador, Rio de Janeiro.

O efluente foi coletado após a etapa de flotação, a montante do tanque de oxidação com cloro. A gordura foi coletada após sua remoção no flotador, antes de sofrer desaguagem para ser encaminhada a um aterro. Ambos foram armazenados a -20°C até o momento de sua utilização.

O lodo anaeróbio foi coletado no reator UASB (*upflow anaerobic sludge blanket*) em operação na indústria de pescado em conserva e mantido sob refrigeração a 4°C até o momento do seu uso. Já o lodo aeróbio foi coletado no sedimentador do sistema de lodos ativados e também foi mantido sob refrigeração a 4°C até o momento do seu uso.

Ambos os lodos foram caracterizados em termos de Sólidos Voláteis Suspensos (SVS). A gordura foi analisada em termos de O&G e teor de umidade e o efluente foi caracterizado em termos de pH, DQO e O&G.

III.2.2. Tratamento biológico aeróbio

O tratamento biológico aeróbio do efluente em questão foi realizado em um biorreator de bancada de 1L com volume útil de 500 mL, contendo inicialmente 2000 mg SVS/L. A operação foi realizada à temperatura ambiente ($20 \pm 2^{\circ}\text{C}$, laboratório com ar condicionado) em bateladas seqüenciais de 24 horas, exceto nos finais de semana, quando o tempo de batelada era de 72 horas.

O efluente tinha o pH ajustado para próximo de 7,0 e era alimentado ao biorreator, que era aerado e agitado através da injeção de ar com auxílio de uma bomba de aquário e mangueira difusora de 60 cm, instalada ao fundo do mesmo.

No final de cada batelada, desligava-se a aeração, retirava-se a mangueira difusora do biorreator e transferia-se todo o volume para uma proveta de 1L para a determinação do volume de sólidos sedimentáveis. Retirava-se uma amostra para determinação de pH, Sólidos Totais Suspensos (STS) e DQO e, então, drenava-se o sobrenadante através de sifão. Em seguida, o lodo era retornado ao biorreator com uma nova alimentação.

Inicialmente, a alimentação foi feita apenas com o efluente industrial coletado após o flotador (praticamente sem gordura, já que esta era removida no flotador). Após a adaptação da biomassa aos constituintes do efluente, a alimentação passou a ser feita com o efluente adicionado de gordura, de modo que a mistura apresentasse 200 mg O&G/L, concentração normalmente encontrada no efluente gerado pela indústria de pescado fresco. Após a adaptação da biomassa aos constituintes do efluente contendo gordura, foram feitos choques quinzenais de efluente com elevada concentração de gordura (1500 mg O&G/L). Apesar do efluente em estudo não apresentar teores tão elevados de O&G, os choques de gordura foram realizados para se avaliar a estabilidade do sistema de tratamento biológico mediante elevadas cargas de gordura.

No período de alimentação com 200 mg O&G/L, devido ao elevado crescimento de biomassa, começou-se a retirar um determinado volume de lodo do biorreator ao término de cada batelada, de modo a se manter uma idade do lodo de cerca de 20 dias. Deste volume retirado, determinava-se a concentração de Sólidos Suspensos Totais e Voláteis.

Outro parâmetro analisado foi o acúmulo de O&G no lodo. Quando a biomassa já estava bem adaptada aos constituintes do efluente e da gordura, quinzenalmente retirava-se uma amostra para análise desta variável. O volume retirado do reator era centrifugado, o sobrenadante descartado e o lodo analisado de acordo com o procedimento próprio para determinação de O&G em amostras sólidas. O resultado era calculado de acordo com a massa de sólidos retirada, uma vez que se tinha o valor de sólidos totais do dia anterior ao da análise.

III.2.3. Tratamento biológico anaeróbio

Os experimentos para avaliação da biodegradabilidade anaeróbia foram realizados em batelada, em frascos do tipo penicilina de 100 mL com 90 mL de volume útil. O lodo anaeróbio foi adicionado de modo que a mistura efluente e lodo contivesse 2000 mg SVS/L.

Foram realizados dois tipos de experimentos. No primeiro experimento, foram realizadas três bateladas seqüenciais com três diferentes teores de gordura (57, 200 e 500

mg O&G/L) para avaliar a adaptação do lodo a cada teor de gordura separadamente. No segundo, foram realizadas bateladas seqüenciais com efluente contendo teores médios de 57, 200, 1500 e novamente 200 mg O&G/L, de modo a adaptar a biomassa aos constituintes do efluente e da gordura e avaliar a estabilidade da biomassa mediante problemas operacionais no tratamento primário da estação de tratamento, que podem ocasionar um aumento no teor de gordura do efluente. A retirada do meio ao final de cada batelada foi realizada por sifão.

O pH do efluente em cada um dos experimentos foi ajustado para $7,0 \pm 0,2$ após o ajuste do teor de O&G com a gordura. Após a mistura do efluente e gordura ao lodo, os frascos eram fechados com batoques de borracha e lacres de alumínio. Conectaram-se seringas plásticas graduadas de 20 mL aos frascos, que foram então incubados a 30°C até a estabilização da produção de biogás. Mediante a produção de biogás, a pressão no *headspace* dos frascos aumentava e empurrava os êmbolos das seringas, permitindo a medição do volume de biogás produzido ao longo do tempo de incubação.

A DQO inicial do efluente foi analisada após a homogeneização do efluente com a gordura e antes do contato com a biomassa. A abertura dos frascos foi realizada no último dia de ensaio, após a estabilização da produção de biogás, que foi recolhido em ampolas gasométricas e analisado por cromatografia gasosa. Após a abertura dos frascos, retiraram-se amostras do sobrenadante para análise de DQO (denominada DQO final) e turbidez. Ao término de cada batelada do segundo experimento foram selecionados, aleatoriamente, três frascos para se analisar o teor de O&G, que seguiu o procedimento padrão para amostras líquidas.

III.2.4. Métodos analíticos

III.2.4.1. pH

O pH das amostras foi medido por leitura direta em potenciômetro.

III.2.4.2. Demanda química de oxigênio (DQO)

A DQO foi medida pelo método padrão colorimétrico de refluxo fechado (Hach), com dicromato de potássio em meio ácido, contendo sulfato de prata como catalisador e sulfato

de mercúrio para eliminar a interferência de cloretos presentes na amostra. As amostras, diluídas quando necessário, foram acrescidas dos reagentes e digeridas por 2 horas a 150°C. Após o resfriamento, a absorbância era lida a 600 nm em espectrofotômetro. Todas as análises foram realizadas em triplicata e o branco reacional foi preparado substituindo-se a amostra por água destilada. Preparou-se uma curva padrão utilizando-se biftalato de potássio como padrão, de modo a converter a absorbância lida em DQO (APHA, 1992).

III.2.4.3. Sólidos suspensos totais, fixos e voláteis

A determinação dos sólidos suspensos totais, fixos e voláteis, foi feita em cápsulas de porcelana previamente taradas em mufla a 550°C durante 30 minutos (P1). Centrifugava-se um determinado volume de amostra a 2000 G por 10 minutos à temperatura ambiente, descartando-se o sobrenadante. Os sólidos eram lavados com água destilada e novamente centrifugados sob as mesmas condições. Após adicionar os sólidos à cápsula, era realizado um aquecimento a 105°C até massa constante (P2). A cápsula era então levada novamente à mufla a 550°C por 30 minutos (P3). As concentrações de sólidos suspensos totais, fixos e voláteis, foram calculadas de acordo com as equações III.1 a III.3.

$$STS = \frac{(P_2 - P_1) \cdot 10^6}{V_{am}} \quad \text{eq. III.1}$$

$$SFS = \frac{(P_3 - P_2) \cdot 10^6}{V_{am}} \quad \text{eq. III.2}$$

$$SVS = \frac{(P_2 - P_3) \cdot 10^6}{V_{am}} \quad \text{eq. III.3}$$

Sendo:

STS = sólidos totais suspensos (mg/L)

SFS = sólidos fixos suspensos (mg/L)

SVS = sólidos voláteis suspensos (mg/L)

P₁ = massa da cápsula vazia (g)

P₂ = massa da cápsula após a estufa a 105°C (g)

P₃ = massa da cápsula após a mufla a 550°C (g)

V_{am} = volume da amostra (mL)

III.2.4.4. Índice Volumétrico de Lodo

O Índice Volumétrico de Lodo (IVL) foi determinado através de modificação do tempo de sedimentação do método padrão (APHA, 1992). Foi feita a decantação de 0,5L da mistura efluente e lodo durante 1 hora em proveta de 1L. O volume de lodo sedimentado, expresso em mL/L, foi dividido pela concentração de sólidos suspensos totais, obtendo-se o IVL em mL/g, conforme equação III.4.

$$IVL = \frac{VS}{STS} \cdot 10^3 \quad \text{eq. III.4}$$

Sendo:

IVL = índice volumétrico de lodo (mL/g)

VS = volume de lodo sedimentado (mL/L)

STS = sólidos totais suspensos (mg/L)

III.2.4.5. Óleos e graxas (O&G)

O teor de O&G em amostras do efluente, da gordura e do lodo foi determinado pelo método de extração em Soxhlet utilizando hexano como solvente (APHA, 1992).

Nas amostras líquidas, preparou-se um disco de tecido para filtrar a amostra. Sobre o tecido foi colocado um disco de papel Whatman nº 4 e uma camada de diatomita (terra de infusórios), obtida pela filtração de uma suspensão em água a 5% (m/v). Adicionou-se HCl 1:1 (v/v) nas amostras e filtrou-se. Os resíduos não-filtráveis, contendo as gorduras retidas, foram introduzidos em cartucho de extração previamente limpo com hexano. Todo o conjunto foi seco a 70°C por 30 minutos. Após o resfriamento, iniciou-se a extração com hexano em equipamento Soxhlet a uma velocidade de 20 ciclos por hora, durante 4 horas. Após esse tempo, evaporou-se o solvente em roto-evaporador. O balão utilizado na extração foi previamente tarado (P1) e após a extração do solvente, foi seco em estufa a 70°C (P2). A concentração de óleos e graxas presente na amostra foi calculada pela equação III.5.

$$O\&G = \frac{(P_1 - P_2) \cdot 10^6}{V_{am}} \quad \text{eq. III.5}$$

Sendo:

O&G = concentração de óleos e graxas (mg/L)

P₁ = massa do balão vazio (g)

P₂ = massa do balão com o resíduo (g)

V_{am} = volume de amostra (mL)

No caso da determinação de óleos e graxas na gordura e no lodo, adicionou-se MgSO₄.7H₂O, previamente seco a 150°C, na proporção de 1:1 em relação à massa da amostra. A mistura formada foi seca à temperatura ambiente até a solidificação. Em seguida, toda a mistura foi transferida para um disco de papel de filtro Whatman nº 4, que foi, então, acondicionado no cartucho de extração. A extração dos O&G das amostras sólidas foi realizada da mesma forma que das amostras líquidas (APHA, 1992).

A concentração de óleos e graxas na amostra de gordura foi então calculada de acordo com a equação III.6.

$$O\&G = \frac{(P_2 - P_1)}{S_U \cdot A} \cdot 100 \quad \text{eq. III.6}$$

Sendo:

O&G = concentração de óleos e graxas (% ou g O&G / 100 g peso seco)

P₁ = massa do balão vazio (g)

P₂ = massa do balão com o resíduo (g)

S_U = massa dos sólidos úmidos (g)

A = fração de sólidos secos (%)

No caso do lodo aeróbio, onde o teor de O&G foi avaliado no decorrer do tratamento, a amostra não foi pesada, mas utilizou-se tanto a concentração de sólidos totais suspensos quanto o volume de amostra para a determinação do teor. Assim, a concentração de óleos e graxas acumulada no lodo aeróbio foi determinada de acordo com a equação III.7.

$$O\&G = \frac{(P_2 - P_1) \cdot 10^6}{V_{am} \cdot STS} \cdot 100 \quad \text{eq. III.7}$$

Sendo:

O&G = concentração de óleos e graxas (% ou g O&G / 100 g peso seco)

P₁ = massa do balão vazio (g)

P_2 = massa do balão com o resíduo (g)

V_{am} = volume de amostra utilizado (mL)

STS = concentração de sólidos totais suspensos na amostra (mg/L)

III.2.4.6. Turbidez

A medida de turbidez das amostras foi realizada diretamente em espectrofotômetro HACH DR 2000, sendo o resultado expresso em FTU (unidade de turbidez de formazina).

III.2.4.7. Volume e composição do biogás

Nos ensaios de biodegradabilidade anaeróbia, o volume de biogás produzido foi medido através do deslocamento do êmbolo de seringas plásticas graduadas de 20 mL conectadas aos frascos do tipo penicilina.

O biogás produzido foi recolhido em ampolas gasométricas e sua composição foi analisada por cromatografia gasosa em cromatógrafo SHIMADZU GC – 17A. As condições utilizadas na cromatografia foram determinadas por Alves et al. (2004).

Coluna CHROMPACK Sílica Plot – 50 m x 0,32 mm

Temperatura da coluna – 30°C

Detector de condutividade térmica (TCD)

Temperatura do detector – 250°C

Temperatura do injetor – 160°C

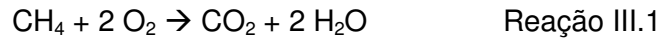
Razão de split – 1:5

Gás de arraste – Hidrogênio a 5,0 mL/min

Tempo de análise – 5 minutos

III.2.4.8. Produção específica de metano

Uma forma de se avaliar a produção de metano é a partir da estimativa de degradação de DQO, de acordo com a Reação III.1.



De acordo com Chernicharo (1997), cada 16 gramas de metano produzido e retirado da fase líquida correspondem à remoção de 64 g de DQO. Nas condições normais de temperatura e pressão (CNTP), isso corresponde a 350 mL CH₄/g DQO removida. A expressão geral que determina a produção teórica de metano se encontra nas equações III.8 e III.9.

$$V_{\text{CH}_4} = \frac{DQO_{\text{CH}_4}}{K(T)} \quad \text{eq. III.8}$$

Sendo:

V_{CH_4} = volume de metano produzido (L)

DQO_{CH_4} = carga de DQO removida no reator e convertida em metano (g DQO)

$K(T)$ = fator de correção para a temperatura operacional do reator (g DQO/L)

$$K(T) = \frac{P \cdot K_{DQO}}{R \cdot (273+T)} \quad \text{eq. III.9}$$

Sendo:

P = pressão atmosférica (1 atm)

K_{DQO} = DQO correspondente a 1 mol de metano (64 g DQO/mol)

R = constante dos gases (0,08206 atm L/mol K)

T = temperatura operacional do reator (°C)

Como os biorreatores operaram a 30°C, pode-se calcular a produção teórica de metano nas condições do experimento, encontrando-se o valor de 388 mL CH₄/g DQO removida.

Para cada experimento, determinou-se o volume de metano, que foi dividido pela DQO removida. Os valores obtidos foram comparados com o máximo possível de se obter a 30°C (388 mL CH₄/g DQO removida) de acordo com as equações III.10 e III.11.

$$PEM = \frac{V_{CH_4} \cdot 10^6}{(DQO_i - DQO_f) \cdot V_{\text{util}}} \quad \text{eq. III.10}$$

$$PEM (\%) = \frac{PEM}{388} \cdot 100 \quad \text{eq. III.11}$$

Sendo:

PEM = produção específica de metano (mL CH₄/g DQO removida)

DQO_i = DQO inicial (mg/L)

DQO_f = DQO final (mg/L)

V_{util} = volume útil do frasco de penicilina (90 mL)

V_{CH₄} = volume produzido de metano (mL)

IV. Resultados e Discussão

IV.1. Caracterização de efluente, gordura e lodo

Foram realizadas três coletas de efluente na indústria de pescado fresco, duas após e uma antes do flotor, sendo analisados pH, DQO e O&G. Os resultados encontram-se na Tabela IV.1. O efluente da 2ª coleta foi utilizado nos experimentos posteriores.

Tabela IV.1 – Caracterização do efluente coletado antes e após o flotor.

Coleta	Local	pH	DQO (mg/L)	O&G (mg/L)	Processamento
1ª	após flotor	7,2	755	19	Cação e camarão
2ª	após flotor	7,0	1188	57	Camarão, filé de salmão, linguado, badejo e namorado
Média	após flotor	7,1 ± 0,1	972 ± 306	38 ± 27	
3ª	antes flotor	7,6	6750	193	Cação e camarão

O pH manteve-se próximo da neutralidade, sendo ligeiramente maior antes da flotação. A espécie de pescado processado varia de acordo com o dia, alterando a composição do efluente. Isso pode ser comprovado observando-se os valores de DQO e de O&G. Rollón (1999) afirma que o salmão é uma das espécies de pescado que apresenta os maiores teores de lipídeos. Por esse motivo, o teor de O&G da segunda coleta foi três vezes superior ao da primeira coleta. Conseqüentemente, a DQO também foi maior. Responsáveis pelo setor de meio ambiente da indústria em estudo comprovaram a informação, afirmando que o salmão é a espécie mais crítica para o tratamento, pois quando entra no processamento, o efluente gerado apresenta valores maiores de DQO, DBO e O&G.

Valente (2009) utilizou efluente de uma indústria de pescado em conserva coletado após o flotor e obteve valores muito superiores de DQO (6612 ± 4336 mg/L) e de O&G (1470 ± 1188 mg/L). O elevado desvio padrão é explicado pela sazonalidade e pelos diferentes tipos de procedimentos utilizados na indústria, e também pela quantidade de pescado processada.

Os valores de DQO e O&G do efluente empregado no presente estudo diferem consideravelmente dos valores observados nos trabalhos de Valente (2009) e Rollón (1999 - Tabela II.2). Isso ocorre porque tais características dependem do processamento do pescado. Indústrias de pescado fresco, como a do presente estudo, geram efluentes menos concentrados e com menor teor de gordura; enquanto nas indústrias de pescado em conserva, para as quais existem mais dados disponíveis na literatura, os efluentes contêm maiores concentrações de matéria orgânica e gordura.

A gordura (Figura IV.1) foi coletada no mesmo dia da primeira coleta de efluente na indústria de pescado fresco, ou seja, quando o processamento foi de cação e camarão. Seu teor de umidade foi de 91 % e o percentual de O&G de 38 % (em base seca).



Figura IV.1 – Gordura utilizada nos experimentos.

O lodo anaeróbico coletado no reator UASB da indústria de pescado em conserva apresentou 51780 mg SVS/L e um teor de 5% de O&G (base seca). Enquanto o lodo ativado coletado na Estação de Tratamento de Esgotos apresentou 6800 mg SVS/L.

IV.2. Tratamento biológico aeróbio

Os resultados obtidos no tratamento aeróbio serão analisados como um conjunto das bateladas seqüenciais. As três fases distintas, adaptação ao efluente (sem adição de gordura), adição de efluente com 200 mg O&G/L e período de choques quinzenais de gordura com 1500 mg O&G/L, foram separadas nos gráficos por linhas pontilhadas.

O biorreator utilizado (Figura IV.2) operou em batelada e à temperatura ambiente. Antes do início do período de choques, a biomassa se mostrou bem adaptada aos constituintes do efluente e da gordura, tendo sido observadas pequenas larvas no leito de lodo. As larvas em questão seriam provenientes de moscas, o que seria um indicativo de

que o ambiente no biorreator estava propício ao desenvolvimento de organismos, com qualidade do efluente boa e quantidade de oxigênio disponível satisfatória.



Figura IV.2 – Biorreator aeróbio em batelada.

A Figura IV.3 mostra os valores de pH no início e no final de cada batelada. O pH inicial manteve-se na faixa de $6,9 \pm 0,3$, enquanto o final manteve-se na faixa de $7,1 \pm 0,7$, ambos na faixa da neutralidade, considerada ideal para a atividade de bactérias. De acordo com a legislação (Feema, NT-202.R-10), o pH de descarte de efluentes líquidos deve estar entre 5,0 e 9,0, logo o pH do efluente se enquadra nos padrões de lançamento. O desvio padrão do pH inicial é menor, pois o efluente tinha seu pH ajustado antes de ser adicionado ao biorreator.

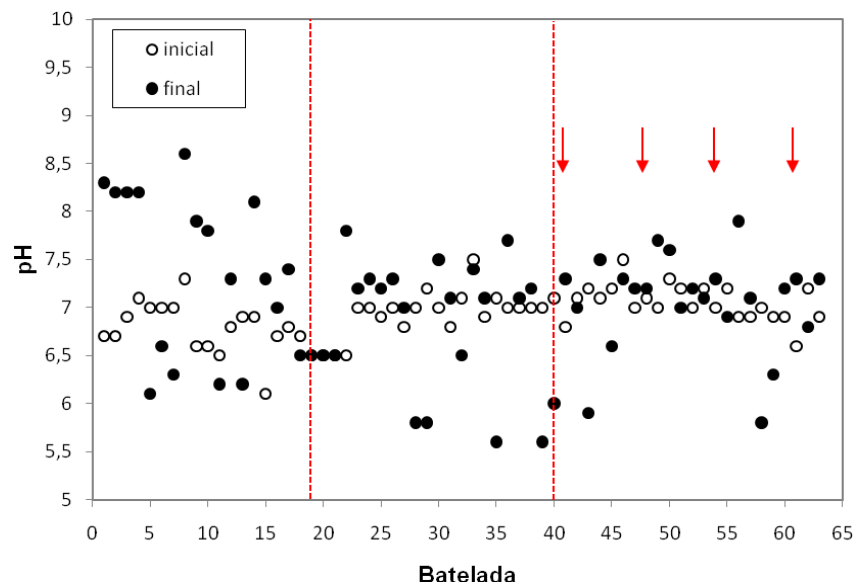


Figura IV.3 – Variação do pH no tratamento aeróbio. Setas vermelhas indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L).

Nas Figuras IV.4 e IV.5 tem-se os valores de DQO total no início e no final de cada batelada, bem como a sua remoção.

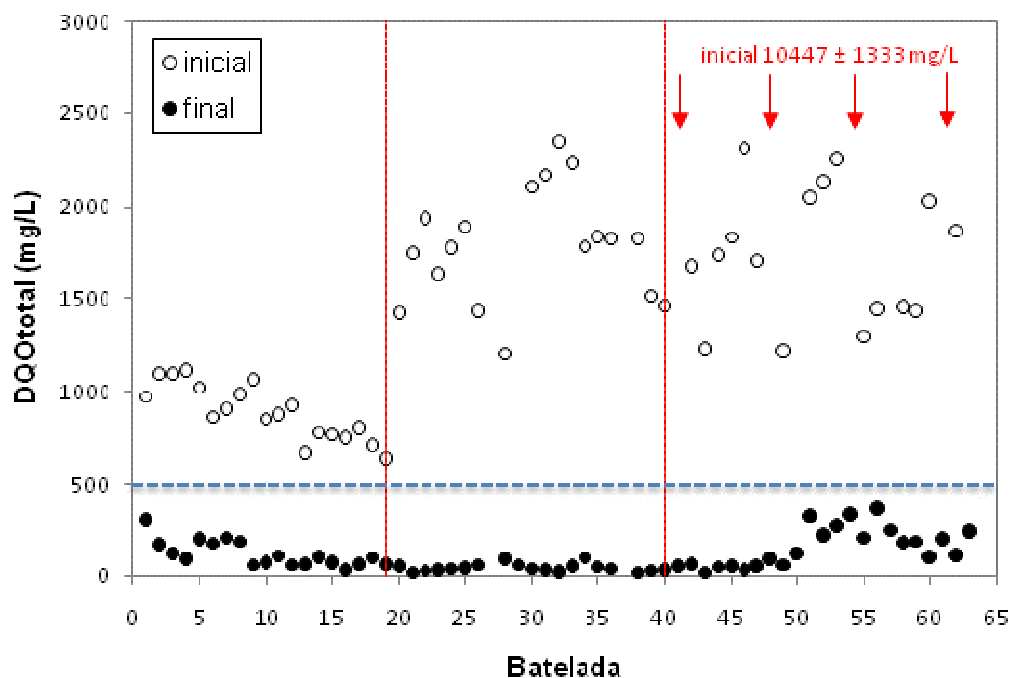


Figura IV.4 – Acompanhamento da DQO total inicial e final no tratamento aeróbio. Setas em vermelho indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L). Linha em azul indica o padrão de descarte para efluente de indústria processadora de pescado.

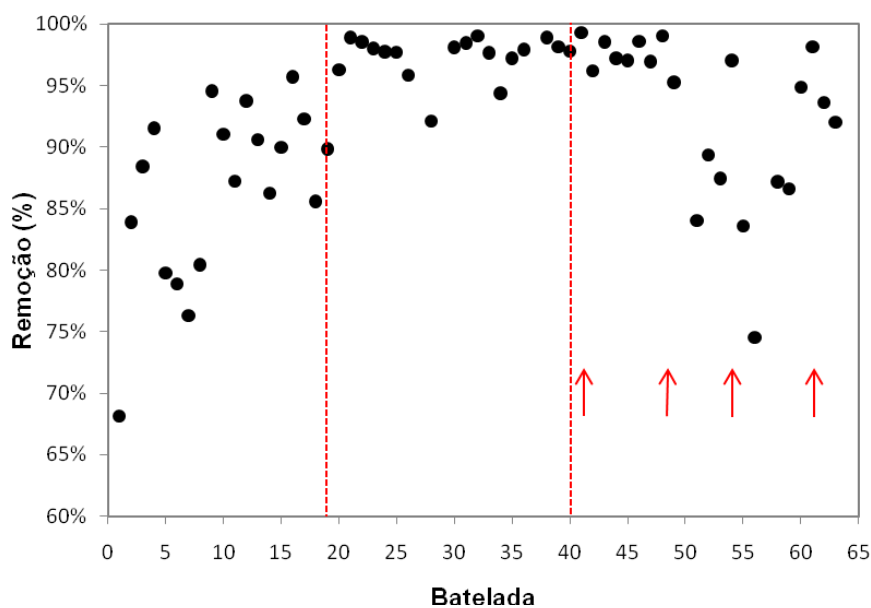


Figura IV.5 – Acompanhamento da remoção de DQO total no tratamento aeróbio. Setas em vermelho indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L).

Como foram avaliadas três fases com alimentações diferentes, os resultados são também mostrados na Tabela IV.2. O período de choques de gordura foi separado em dois, pois a carga orgânica do efluente com 1500 mg O&G/L é extremamente elevada e foram realizadas apenas quatro bateladas com essa alimentação. Se a média fosse feita englobando todos os pontos, o desvio padrão seria muito alto e não necessariamente representaria a realidade do sistema, já que as altas concentrações de gordura foram adicionadas propositalmente, não indicando variações de amostragem ou de alimentação.

Tabela IV.2 – Valores de DQO no tratamento aeróbio

Fase	O&G (mg/L)	DQO inicial (mg/L)	DQO final (mg/L)	Remoção DQO (%)
1 – Adaptação sem gordura	57	889 ± 151	122 ± 72	87 ± 7
2 – Operação com gordura	200	1787 ± 307	44 ± 22	97 ± 2
3 – Operação com choques quinzenais	200 1500	1812 ± 479 10447 ± 1333	156 ± 108 176 ± 128	91 ± 7 98 ± 1

Durante a fase de adaptação (efluente sem adição de gordura), observa-se que a DQO inicial diminuiu gradativamente com o passar do tempo. Isso ocorreu porque o efluente, que era armazenado em galões de 20L em freezer a -20°C, levava muito tempo para descongelar e ficava inviável mantê-lo congelado. Assim, quando se descongelava um galão para utilizá-lo, ele passava a ser armazenado em geladeira a 4°C. O fato de a temperatura ser maior, mesmo que ainda baixa, faz com que a atividade microbiana aumente. Além disso, o efluente não está mais em fase sólida, mas sim em fase líquida, favorecendo sua degradação. Logo, a DQO inicial diminuía devido à atividade de micro-organismos presentes no próprio efluente.

Nesse período, a DQO final diminuiu com o tempo, aumentando sua remoção (87 ± 7%). Isso mostra que a biomassa começou a se adaptar aos constituintes do efluente. Pode-se observar que a DQO final, bem como sua remoção, não estavam constantes, indicando que a completa adaptação necessitaria de um pouco mais de tempo.

Após a adaptação, o efluente passou a ser adicionado de gordura de modo que contivesse 200 mg O&G/L. Esse teor foi escolhido com base em informações da empresa, de que o efluente antes de passar pela etapa de flotação apresentava essa concentração máxima de gordura. Rosa (2004) e Damasceno (2007) avaliaram um sistema de lodos ativados alimentado continuamente com efluente de laticínio. Após a fase de adaptação da biomassa, a alimentação passou a ser feita com 400 mg O&G/L, e mesmo assim obtiveram

remoções de DQO da ordem de 80 e 90%, respectivamente. O metabolismo rápido das bactérias aeróbias facilita a assimilação das gorduras, mas mesmo assim pode haver o acúmulo dessas substâncias no lodo, prejudicando a transferência de massa entre as células e o meio (Rosa, 2004).

Nesta nova etapa do tratamento, a DQO inicial do efluente apresentou muitas variações, devido à heterogeneidade do meio pela presença de partículas de gordura suspensas. O mesmo efeito foi observado no trabalho de Damasceno (2007). A remoção de DQO atingiu valores elevados, tendo aumentado para $97 \pm 2\%$.

Para avaliar a estabilidade do sistema de tratamento mediante condições extremas, foram realizados choques de gordura (1500 mg O&G/L) quinzenais. A DQO inicial dos dias em que não era realizado o choque, ou seja, quando a alimentação era feita com 200 mg O&G/L, manteve-se próxima à DQO inicial do período anterior, como era de se esperar. Nos dias de choque, porém, a DQO era extremamente elevada (10447 ± 1333 mg/L) devido à grande quantidade de gordura adicionada. Analisando-se os gráficos observa-se que, após o primeiro choque, tanto a DQO final quanto a remoção de DQO mantiveram o mesmo comportamento da etapa anterior, levando em conta as flutuações. A partir do segundo choque, a eficiência do tratamento oscilou e atingiu valores mais baixos. No entanto, mesmo com a perda de eficiência, o efluente final das bateladas de todo o período analisado ainda se enquadraria no padrão de lançamento da legislação vigente. A elevada concentração de óleos e graxas prejudicou temporariamente a atuação da biomassa, mas os resultados levam a crer que problemas operacionais esporádicos na estação de tratamento conseguiriam ser corretamente contornados no tratamento biológico aeróbio em bateladas de 24h.

Uma elevada remoção de DQO não necessariamente indica que a matéria orgânica foi assimilada pelos micro-organismos, pois uma parte pode ter sido adsorvida ao lodo. O tempo de batelada de 24h pode não ser suficiente para que toda a gordura não-emulsionada seja degradada. Por essa razão, torna-se importante analisar o acúmulo de O&G no lodo (Valente, 2009). A amostra para a determinação de O&G no leito do lodo foi reitada no final da batelada, em intervalos de 15 dias. Independentemente dos resultados obtidos, a DQO final do tratamento (44 ± 22 mg/L) atenderia ao padrão de lançamento para indústria de pescado (<500 mg/L, Feema, DZ-205.R-6). Além disso, por apresentar valores baixos, a análise de O&G no efluente final (após o tratamento) não foi realizada, pois se houvesse uma concentração elevada, a DQO final seria mais elevada.

A Tabela IV.3 apresenta os resultados obtidos nas análises de O&G na biomassa.

Aparentemente, após os choques de gordura o acúmulo de O&G no lodo foi superior ao período em que o efluente era adicionado de 200 mg O&G/L. Entretanto, ao se levar em consideração o desvio padrão, isso não pode ser afirmado. Este resultado confirma a elevada capacidade de degradação da gordura presente no efluente no sistema de tratamento avaliado.

Tabela IV.3 – Acúmulo de O&G no lodo aeróbio

Período	O&G (mg O&G/g STS)
200 mg O&G/L	5,9 ± 1,5
Choques	7,4 ± 2,1

Na quinta batelada, foi retirada uma amostra do biorreator para a determinação da concentração de sólidos. Como o valor encontrado foi muito elevado (5360 mg STS/L e 4115 mg SVS/L), retirou-se metade do volume útil, adicionando-se efluente em seguida. A partir da batelada 27, um determinado volume da mistura efluente e lodo era retirado todos os dias, de modo a manter uma idade do lodo de 20 dias. A Figura IV.6 e Tabela IV.4 apresentam os resultados de sólidos no biorreator.

Tabela IV.4 – Concentração de sólidos no tratamento aeróbio.

Período	STS (mg/L)	SVS (mg/L)	SVS / STS
200 mg O&G/L	5142 ± 340	4103 ± 273	0,80 ± 0,01
Choques	6921 ± 1036	5215 ± 1459	0,81 ± 0,02

Como se pode observar na Figura IV.6, antes de se estipular a idade do lodo de 20 dias o crescimento da biomassa era muito acentuado. Após a retirada diária de parte da biomassa, o crescimento diminuiu. Mesmo com desvios-padrão grandes (6% e 15% para os períodos de 200 mg O&G/L e de choques, respectivamente), pode-se afirmar que a concentração de sólidos e, conseqüentemente, de biomassa continuou aumentando.

Do total de sólidos suspensos presentes no biorreator, 80% correspondiam à fração volátil. A concentração de sólidos voláteis suspensos em um reator consiste de biomassa (Metcalf e Eddy, 2003); portanto, 80% dos sólidos correspondem à concentração de biomassa. Como o lodo era lavado após a centrifugação da amostra, os 20% restantes não devem corresponder às substâncias orgânicas não-biodegradadas durante o tratamento. O mais provável é que seja devido a substâncias inorgânicas aderidas aos flocos biológicos,

uma vez que na estação de tratamento da indústria havia adição de coagulante e polímero para se realizar a separação da gordura do efluente de forma mais eficiente.

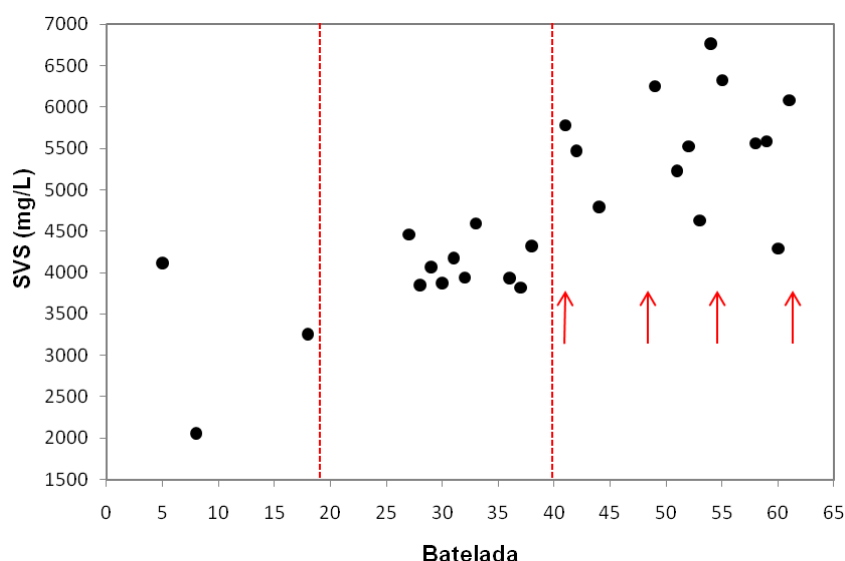


Figura IV.6 – Sólidos voláteis suspensos no tratamento aeróbio. Setas em vermelho indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L).

Um parâmetro que indica a sedimentabilidade do lodo é o IVL (índice volumétrico de lodo). A sedimentabilidade do lodo é um dado importante para o controle operacional de sistemas de tratamento por lodos ativados, pois quando a sedimentação é boa, o efluente descartado apresenta uma melhor qualidade, com uma turbidez menor (Von Sperling, 1997). Valores de IVL em torno de 100 mL/g são considerados bons, e valores menores são desejáveis (Metcalf e Eddy, 2003).

A Figura IV.7 apresenta os resultados de IVL obtidos no tratamento. O IVL diminuiu com o tempo, apesar das grandes variações nos resultados, tendo sido obtidos valores médios de 79 ± 5 e 53 ± 6 mL/g nos períodos de operação com 200 mg O&G/L e de choques, respectivamente. Assim, pode-se considerar que o lodo apresentou boa sedimentabilidade. Apesar da eficiência de remoção de DQO ter sido afetada com os choques de gordura, aparentemente a sedimentação do lodo não foi.

O IVL é influenciado pelas condições operacionais impostas ao processo, como por exemplo, a idade do lodo (Metcalf & Eddy, 2003). Neste caso, ao diminuir a idade do lodo (de infinito para 20 dias), a sedimentabilidade melhorou, pois passou a haver renovação das células. Jung et al. (2002) obteve IVL de 94 ± 40 mL/g ao tratar efluente de laticínio contendo 400 mg O&G/L pelo processo de lodos ativados em batelada, indicando boa sedimentabilidade do lodo mesmo em teores de gordura já considerados elevados. Este

valor aumentou com o aumento do teor de gordura, chegando a 569 ± 80 mL/g com alimentação contendo 800 mg O&G/L. Esses resultados mostram que a sedimentabilidade do lodo utilizado neste estudo é boa, pois mesmo com choques de 1500 mg O&G/L, sua sedimentação não foi prejudicada.

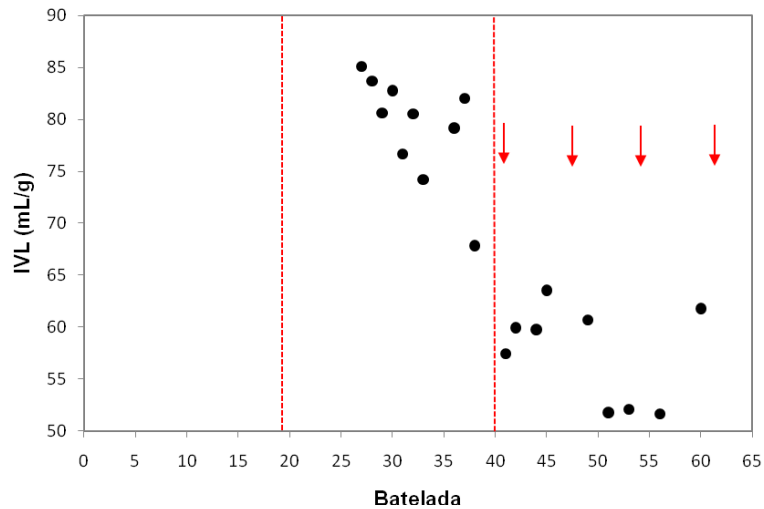


Figura IV.7 – IVL no tratamento aeróbio. Setas vermelhas indicam choques de gordura (1500 mg O&G/L).

A medida de turbidez no sobrenadante fornece informações complementares a respeito da sedimentabilidade do lodo. Por isso, a partir da batelada 32, começou-se a medi-la. Os resultados encontram-se na Figura IV.8.

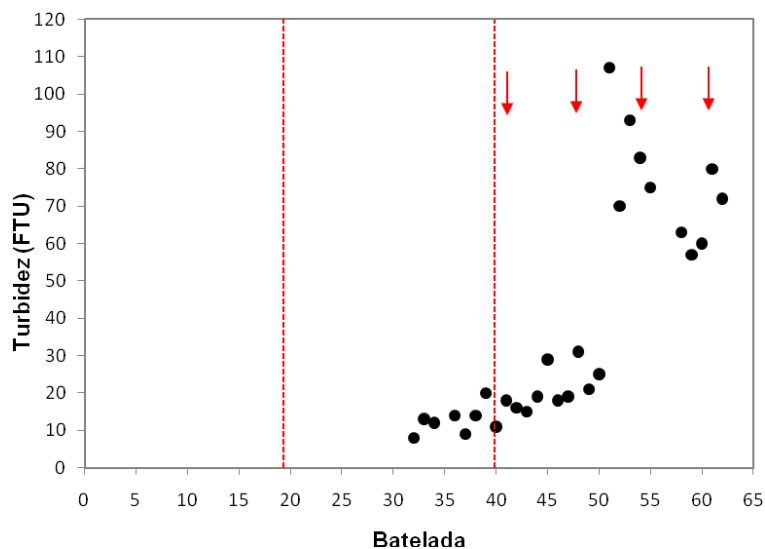


Figura IV.8 – Turbidez no efluente do tratamento aeróbio. Setas vermelhas indicam choques de gordura.

De acordo com a legislação (Resolução Conama nº 357), a turbidez do efluente lançado nos corpos receptores deve ser virtualmente ausente. Antes do início do período de choques de gordura, a turbidez se manteve bastante reduzida (13 ± 4 FTU). Após o primeiro choque, a qualidade do efluente começou a piorar, aumentando sua turbidez. Até a batelada que precedeu o segundo choque, a turbidez conseguiu se manter relativamente estável (16 ± 5 FTU). No entanto, após o segundo choque, a turbidez não somente aumentou, como também ficou instável, pois o desvio padrão aumentou muito (64 ± 26 FTU).

Os resultados de turbidez obtidos entram em conflito com os resultados de sedimentabilidade do lodo (IVL). Analisando os gráficos podemos ver que a diminuição do IVL coincide com o período em que a turbidez do sobrenadante aumenta. Os choques de gordura podem ter prejudicado a biomassa, fazendo com que os flocos ficassem muito pequenos, dificultando sua sedimentação. Além disso, o IVL recomendado de 100 mL/g corresponde a um tempo de sedimentação de 30 minutos. No caso dos experimentos, o tempo utilizado foi de 1 hora.

Os responsáveis pelo setor de meio ambiente da indústria em questão informaram que o teor de O&G no efluente após o flotador é baixo, da ordem de 50 mg/L. A DQO depende do tipo de processamento, mas não ultrapassa 1500 mg/L. Logo, estas informações somadas aos resultados obtidos experimentalmente, mostram que o tratamento biológico aeróbio é viável para tratar o efluente, podendo até mesmo substituir as etapas de flotação e oxidação com cloro.

IV.3. Tratamento biológico anaeróbio

O tratamento anaeróbio é mais suscetível a choques de carga, por isso, inicialmente foram realizadas três bateladas sequenciais com diferentes teores de gordura: 57 mg O&G/L (efluente sem adição de gordura), 200 e 500 mg O&G/L. As Figuras IV.9 a IV.11 apresentam a evolução da produção de biogás nas bateladas realizadas.

Pela produção de biogás da 1ª batelada (Figura IV.9), é possível verificar que a fase de adaptação (fase lag) da biomassa foi a mesma para todos os teores de gordura avaliados, sendo menor que 7 dias. A elevada fase lag, assim como a forma em “S” da curva de produção de biogás, indicam que o lodo não estava adaptado aos constituintes do efluente de pescado fresco, apesar deste ter sido coletado em um reator anaeróbio em operação em indústria de pescado em conserva. Na segunda e terceira bateladas (Figuras

IV.10 e IV.11), observou-se a redução da fase lag para menos de 1 dia, indicando a adaptação da biomassa aos constituintes do efluente.

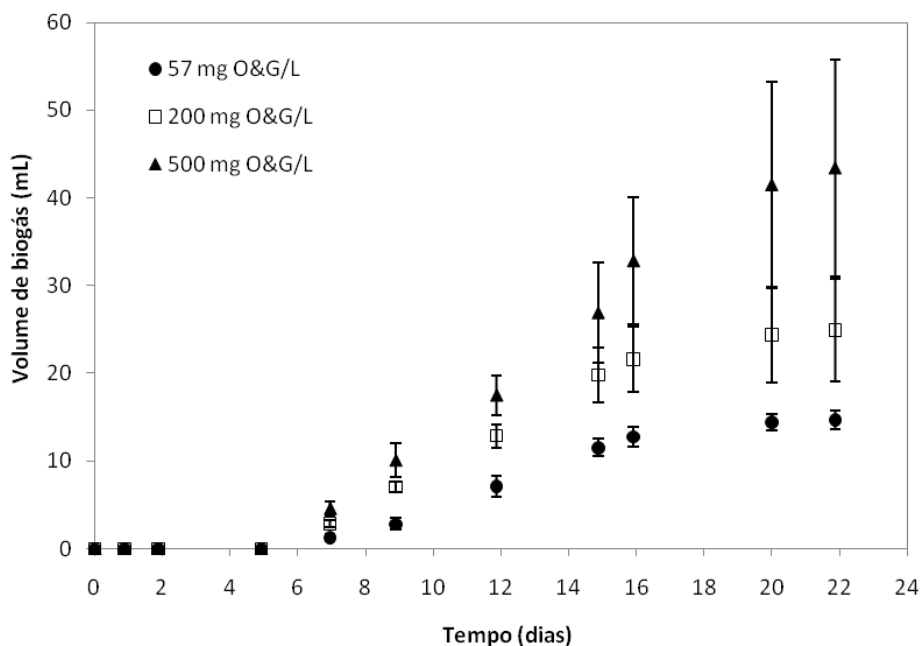


Figura IV.9 – Produção de biogás na primeira batelada do tratamento anaeróbio.

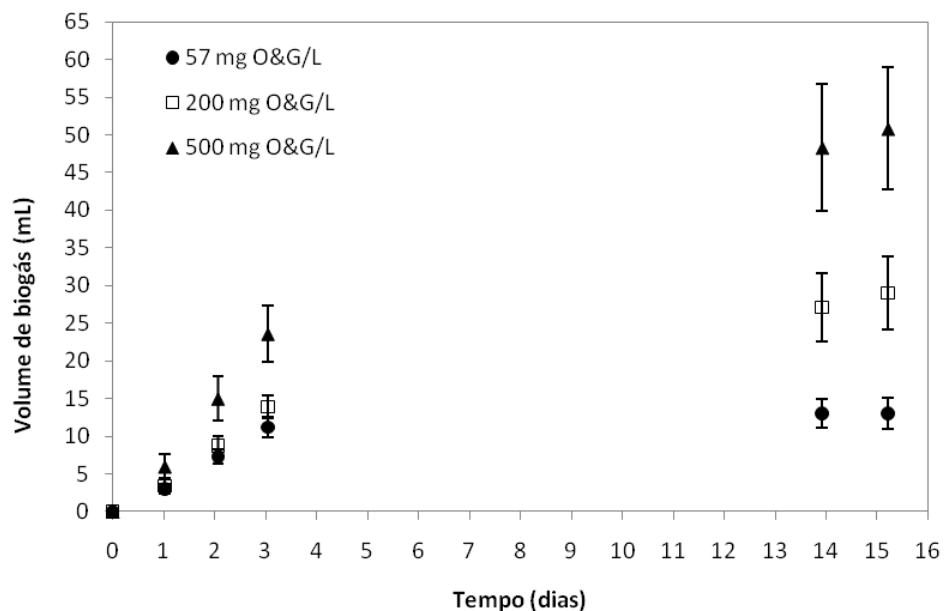


Figura IV.10 – Produção de biogás na segunda batelada do tratamento anaeróbio.

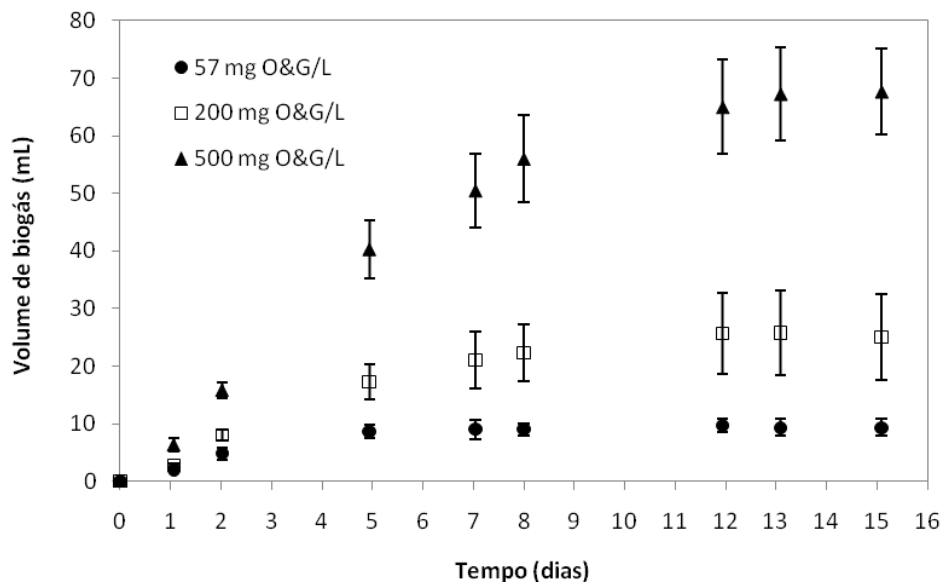


Figura IV.11 – Produção de biogás na terceira batelada do tratamento anaeróbio.

Aparentemente, o volume de biogás produzido aumentou com o teor de gordura em todas as bateladas, pois há uma maior quantidade de matéria orgânica disponível no meio. Contudo, na primeira batelada, quando se leva em conta o desvio-padrão, não se observa diferença entre os experimentos realizados com 200 e 500 mg O&G/L. Isso pode ter ocorrido devido a problemas de amostragem que surgem com a adição de gordura no efluente. Na indústria onde o material foi coletado, a gordura foi previamente separada do efluente pelo processo de coagulação, o que torna difícil emulsioná-la novamente. Assim, o efluente se torna heterogêneo, dificultando amostragens corretas. Quando se misturou o efluente com o lodo no início do tratamento, a concentração de gordura pode ter sido diferente nos frascos de penicilina. Como cada frasco apresentou uma quantidade diferente de matéria orgânica para ser biodegradada, o volume de biogás variou, fazendo com que o desvio-padrão fosse elevado. Os desvios obtidos no experimento com 57 mg O&G/L (efluente sem adição de gordura) são muito pequenos quando comparados aos outros dois, evidenciando que a causa foi, de fato, problemas de amostragem.

Apesar de os desvios continuarem altos para os experimentos com adição de gordura, na 2ª e 3ª bateladas foi possível observar o aumento da produção de biogás com o aumento do teor de O&G devido à maior carga de matéria orgânica disponível para ser biodegradada. O volume de biogás obtido no experimento com 200 mg O&G/L foi 2,2 vezes superior ao obtido com o efluente sem adição de gordura e 1,8 vezes inferior ao obtido com o efluente contendo 500 mg O&G/L. Com relação à 1ª batelada, o volume de biogás produzido não variou significativamente. Apesar de não ter havido aumento na produção, não se observou

redução devido à inibição do metabolismo bacteriano. Quando se deseja tratar efluente contendo gordura, esse é sempre um bom indicativo.

Observou-se que a produção de biogás começava a estabilizar no 22º, 15º e 13º dias na primeira, segunda e terceira bateladas, respectivamente. Descontando-se a fase lag da 1ª batelada, pode-se perceber que o número de dias necessários para se obter a “completa” biodegradação do efluente – independente do teor de gordura estudado – foi de 15 dias.

A remoção de DQO, turbidez no efluente tratado, acúmulo de O&G no lodo, volume de biogás, taxa máxima de produção de biogás, percentual, volume e produção específica de metano analisados nas três bateladas são apresentados na Tabela IV.5.

A DQO final diminuiu da primeira para a terceira bateladas em todos os teores de O&G avaliados, comprovando a adaptação do lodo. Apesar de a DQO inicial ter aumentado com o teor de óleos e graxas (devido à maior quantidade de matéria orgânica adicionada), a remoção de DQO se manteve na faixa de 80% a 90% e o efluente final das três bateladas atendeu ao padrão de descarte estabelecido na legislação (<500 mg/L - Feema, DZ-205.R-6), indicando estabilidade do tratamento.

A turbidez do sobrenadante foi analisada apenas para complementar a análise dos resultados. Assim como a DQO, independente do teor de gordura adicionado, seus valores não apresentaram grandes mudanças. No entanto, a turbidez no sobrenadante foi maior no experimento com 500 mg O&G/L, indicando que este teor prejudicava a sedimentabilidade do lodo, fazendo com que partículas finas permanecessem no sobrenadante. A turbidez também diminuía da 1ª para a 3ª batelada.

O volume de biogás e, conseqüentemente de metano, se mostrou diretamente proporcional à quantidade de gordura adicionada e seus valores se mantiveram da 1ª a 3ª batelada com o efluente contendo 57 e 200 mg O&G/L. Entretanto, com o efluente com 500 mg O&G/L, o volume de biogás aumentou da 1ª para a 3ª batelada.

Com relação à produção de biogás, o volume produzido não transmite todas as informações necessárias à análise dos dados. A velocidade com que o biogás é produzido, ou seja, a taxa de produção, é igualmente importante. Quanto maior a taxa, mais rapidamente ocorre a geração do gás, logo, mais rápido é o tratamento. Levando-se em conta os desvios, a taxa de produção de biogás aumentou com o teor de O&G. Essa não é, contudo, uma regra geral. Valladão et al (2007), ao tratar efluente de abatedouro de aves contendo 1200 mg O&G/L, atribuiu resultados inesperados de decaimento de remoção de DQO à presença de ácidos graxos de cadeia longa (AGCL). Lipídeos são hidrolisados a AGCL pela ação de lipases e a degradação dessas moléculas menores é altamente

dependente da metanogênese. Os AGCL inibem o crescimento de diversos micro-organismos e, ao inibir a metanogênese, a própria hidrólise dos lipídeos é inibida (Rollón, 1999).

Assim, ao se aumentar o teor de O&G, a possibilidade de haver acúmulo de AGCL no meio aumenta, fato que diminuiria a taxa de produção de biogás devido à inibição da metanogênese. Valente et al. (2010), ao tratar efluente de indústria de pescado em conserva com 1500 mg O&G/L com e sem tratamento enzimático anterior ao tratamento anaeróbio, observou diminuição tanto do volume quanto da taxa de produção de biogás em amostras com elevada concentração de lipases e menores tempos de hidrólise. Essas condições favoreceram o acúmulo de AGCL, inibindo os micro-organismos anaeróbios responsáveis pela degradação do efluente.

As taxas máximas de produção de biogás observadas neste estudo aumentaram da 1ª para a 2ª batelada devido à adaptação da biomassa aos constituintes do efluente e da gordura, fazendo com que a matéria orgânica fosse mais rapidamente assimilada. No entanto, a 3ª batelada apresentou valores menores que na 2ª, o que pode ser atribuído ao acúmulo de O&G não degradados na biomassa, conforme explicado anteriormente.

Com relação ao percentual de metano, não houve variação significativa entre os diferentes teores de gordura avaliados. Todos se encontraram na faixa de 70%, valor similar aos encontrados por Valente (2009 - 62%) e Valladão (2009 - 55% na 1ª batelada e 70% na 2ª batelada). Os volumes de metano obtidos acompanham o comportamento da produção de biogás. Os grandes desvios obtidos devido a erros de amostragem nos experimentos com adição de gordura (200 e 500 mg O&G/L) não permitem uma comparação precisa dos resultados.

Variações nos valores de remoção de DQO e de percentual de metano obtidos não indicam que percentuais semelhantes de matéria orgânica tenham sido assimilados pelos micro-organismos, pois uma parte pode ter sido adsorvida no lodo (Valente et al., 2010). Por isso, determinou-se a produção específica de metano (PEM). Aparentemente, seu valor aumentou com o teor de gordura no efluente. Porém, quando se observa os desvios, o mesmo não pode ser afirmado. Novamente, a amostragem nos experimentos com adição de gordura fizeram com que os desvios fossem muito elevados, dificultando a análise dos resultados. Levando-se em consideração os desvios obtidos nas análises, a PEM é maior nos experimentos com 200 e 500 mg O&G/L, não havendo queda quando comparados os valores da 1ª e 3ª bateladas.

Tabela IV.5 – Resultados obtidos nas bateladas do tratamento anaeróbio

Variáveis	mg O&G/L								
	57			200			500		
	(sem adição de gordura)								
	1 ^a	2 ^a	3 ^a	1 ^a	2 ^a	3 ^a	1 ^a	2 ^a	3 ^a
Batelada	Batelada	Batelada	Batelada	Batelada	Batelada	Batelada	Batelada	Batelada	
DQO inicial (mg/L)	922 ± 14	951 ± 25	673 ± 28	1078 ± 17	1156 ± 32	1049 ± 67	1817 ± 88	1889 ± 59	2217 ± 189
DQO final (mg/L)	238 ± 25	76 ± 8	64 ± 5	244 ± 27	77 ± 23	67 ± 6	319 ± 53	134 ± 34	110 ± 31
Remoção de DQO (%)	74 ± 3	92 ± 1	90 ± 1	77 ± 3	93 ± 2	94 ± 1	82 ± 3	93 ± 2	95 ± 1
Turbidez efluente (FTU)	96 ± 5	57 ± 8	40 ± 7	112 ± 12	71 ± 4	51 ± 7	148 ± 34	128 ± 18	74 ± 10
Volume de biogás (mL)	14,7 ± 1,1	13,0 ± 2,1	9,3 ± 1,5	24,9 ± 5,8	29,0 ± 4,8	25,0 ± 7,5	43,4 ± 12,4	50,8 ± 8,1	67,7 ± 7,4
Taxa máxima de produção de biogás (mL/dia)	1,44 ± 0,12	4,06 ± 0,41	1,75 ± 0,25	2,13 ± 0,39	5,19 ± 0,25	3,57 ± 0,65	3,12 ± 0,82	8,58 ± 1,07	8,33 ± 1,11
CH ₄ (%)	72,2 ± 1,5	71,9 ± 1,1	71,1 ± 0,3	70,8 ± 2,9	70,0 ± 2,1	70,7 ± 1,0	72,3 ± 1,8	70,9 ± 2,4	70,2 ± 0,8
Volume de CH ₄ (mL)	10,7 ± 1	10,4 ± 1,7	6,6 ± 1,1	17,8 ± 4,3	20,3 ± 3,6	17,7 ± 5,6	30,1 ± 8,9	36,1 ± 6,4	47,5 ± 5,4
PEM (mL CH ₄ /g DQO removida)	172,4 ± 20,0	133,4 ± 20,4	111,0 ± 10,5	234,7 ± 57,2	209,7 ± 39,0	232,5 ± 37,3	221,8 ± 71,0	229,2 ± 43,2	262,8 ± 31,5
PEM (% do valor teórico)	44 ± 5	34 ± 5	29 ± 3	60 ± 15	54 ± 10	60 ± 10	57 ± 18	59 ± 11	68 ± 8

PEM = produção específica de metano

Valente (2009) e Valladão (2009) obtiveram valores inferiores de PEM (79 e 124 mL CH₄/g DQO consumida, respectivamente). Esses resultados levam a crer que a matéria orgânica do efluente de indústria de pescado fresco é mais facilmente assimilada pela biomassa anaeróbia. Outra possibilidade, que talvez seja a mais provável, é que os estudos anteriormente mencionados utilizaram concentrações elevadas de O&G, o que pode ter gerado uma concentração maior de AGCL, inibindo o metabolismo dos micro-organismos anaeróbios.

O segundo tipo de experimento realizado teve como objetivo avaliar o comportamento do tratamento anaeróbio após choque de gordura com 1500 mg O&G/L. De modo a obter resultados confiáveis, antes do choque a biomassa passou por duas bateladas: na 1ª foi adicionado apenas o efluente com 57 mg O&G/L e na 2ª, o efluente com 200 mg O&G/L. O choque foi realizado na 3ª batelada e, em seguida, realizou-se uma 4ª batelada novamente com 200 mg O&G/L para verificar a extensão dos danos causados pelo elevado teor de lipídeos.

Como nos experimentos anteriores, inicialmente se analisou a produção de biogás. Como a 3ª batelada produziu uma quantidade muito elevada de biogás devido ao elevado teor de matéria orgânica presente no efluente inicial (1500 mg O&G/L), seus valores não se encontram no gráfico da Figura IV.12 para que se possa perceber os efeitos das outras bateladas.

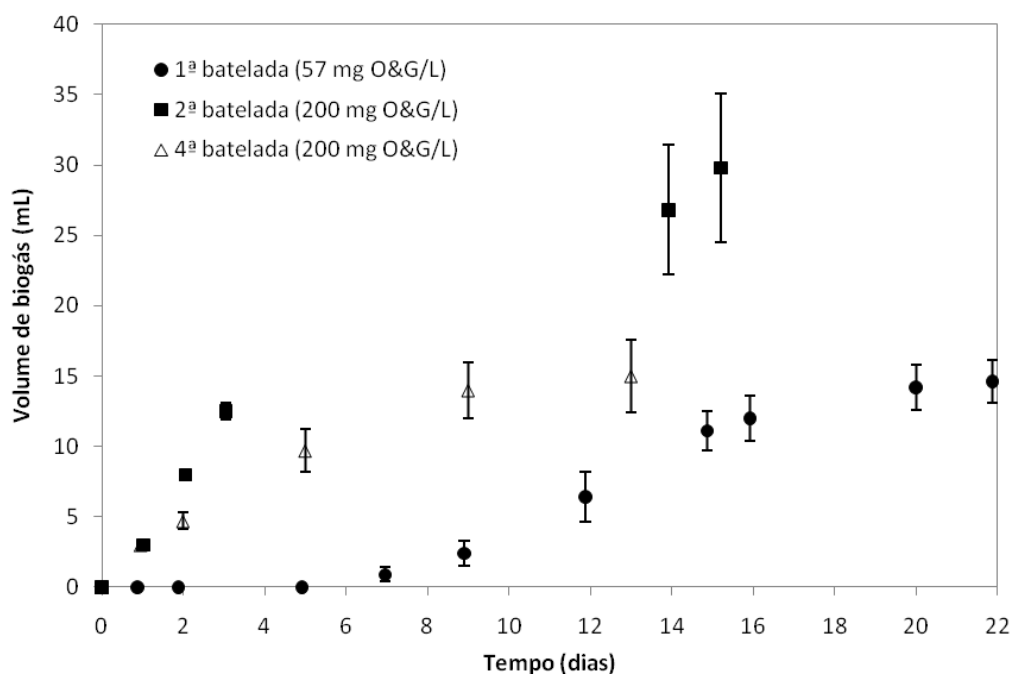


Figura IV.12 – Avaliação de choque de gordura no tratamento anaeróbio.

Assim como nos casos anteriores, só houve fase lag na 1ª batelada (7 dias). A partir da 2ª batelada, esse valor diminuiu para menos de 1 dia. A Tabela IV.6 apresenta os resultados obtidos em cada batelada.

Até a 3ª batelada houve aumento na remoção de DQO. Após o choque de gordura (4ª batelada), a eficiência do tratamento sofreu uma queda. A primeira etapa do metabolismo anaeróbio é a hidrólise de materiais particulados complexos (por exemplo, lipídeos). Os micro-organismos não conseguem assimilar matéria orgânica particulada, por isso a hidrolisam para formar substâncias mais simples e solúveis, para que estas sim possam permear a membrana celular. Essa é a etapa limitante do processo (Chernicharo, 2007). Como a quantidade de gordura era muito elevada, pode ter havido acúmulo de AGCL, que inibem a metanogênese e, em um processo cíclico, acaba por inibir a própria hidrólise dos lipídeos (Rollón, 1999). Por impossibilidade de prosseguir na rota metabólica, a biodegradação do efluente foi prejudicada, por isso houve redução da eficiência com relação à DQO. Esse fato pode ser comprovado pelo acúmulo de O&G no frasco de penicilina (1261 ± 120 mg/L). A determinação de O&G no final da batelada foi realizada utilizando-se todo o volume do frasco após a retirada do volume de amostra para se analisar DQO e turbidez. Após a 4ª batelada, quando se restabeleceu a alimentação com 200 mg O&G/L, o teor de gordura acumulado no frasco continuou elevado (1273 ± 86 mg/L). A Figura IV.13 mostra os frascos de penicilina durante a 1ª e 2ª bateladas e após a 4ª batelada.

Mesmo havendo perda de eficiência após o choque de gordura, a DQO final do efluente se manteve dentro do padrão de lançamento estabelecido pela legislação. A turbidez manteve-se praticamente constante, mostrando que mesmo com o acúmulo de gordura e conseqüente prejuízo do metabolismo, o material particulado presente no efluente ficou adsorvido no leito do lodo.

O teor de metano produzido foi o mesmo para todas as bateladas (na faixa de 70%), independente de o tratamento ter sido prejudicado ou não. Com isso, o comportamento observado tanto para o metano quanto para o biogás são iguais.

O volume de biogás produzido aumentou da 1ª para a 2ª batelada devido ao aumento do teor de gordura adicionado. Na 3ª batelada, o volume produzido foi muito superior, condizente com a carga recebida. Já na 4ª batelada, que recebeu a mesma carga que a 2ª batelada, o volume produzido diminuiu devido à inibição do metabolismo provocado pelo choque de gordura da 3ª batelada. Essa inibição também pode ser vista analisando-se os valores da taxa máxima de produção de biogás. Devido ao choque, a taxa máxima na 4ª batelada foi 38% do valor obtido na 2ª batelada, ambas alimentadas com 200 mg O&G/L.

Tabela IV.6 – Resultados obtidos no experimento de choque de gordura do tratamento anaeróbio

Variáveis	1ª batelada (57 mg O&G/L)	2ª batelada (200 mg O&G/L)	3ª batelada (1500 mg O&G/L)	4ª batelada (200 mg O&G/L)
DQO inicial (mg/L)	922 ± 14	1156 ± 32	8600 ± 556	1064 ± 59
DQO final (mg/L)	256 ± 11	104 ± 12	67 ± 10	151 ± 17
Remoção de DQO (%)	72 ± 1	91 ± 1	99 ± 0	86 ± 2
Turbidez (FTU)	105 ± 6	75 ± 18	84 ± 9	90 ± 3
O&G no volume total (mg/L)	n.a.	n.a.	1261 ± 120	1273 ± 86
Volume de biogás (mL)	14,6 ± 1,5	29,8 ± 5,3	158,3 ± 11,0	15,0 ± 2,6
Taxa máxima de produção de biogás (mL/dia)	1,42 ± 0,10	4,65 ± 0,27	12,81 ± 0,90	1,77 ± 0,46
CH ₄ (%)	73,7 ± 0,7	71,5 ± 1,2	70,0 ± 0,7	70,0 ± 1,2
Volume de CH ₄ (mL)	11,1 ± 1,0	21,3 ± 3,8	110,7 ± 8,9	10,5 ± 2,0
PEM (mL CH ₄ /g DQO removida)	184,0 ± 15,4	225,0 ± 42,7	144,3 ± 11,7	127,9 ± 24,2
PEM (% do valor teórico)	47 ± 4	58 ± 11	37 ± 3	33 ± 6

n.a. = não analisado

Os resultados já discutidos mostram que apesar da redução de DQO ter se mantido elevada em todas as bateladas, houve inibição da biomassa e acúmulo de gordura no meio. A redução no valor da PEM a partir da 3ª batelada reforça o resultado. Isso mostra que mesmo tendo o volume de biogás (e de metano) sido elevado no choque de gordura, a remoção de DQO pode ter sido por adsorção ao invés de biodegradação, pois apenas 33 - 37% da DQO removida foi convertida em metano.



Figura IV.13 – Frascos de penicilina empregados no tratamento anaeróbico com choque de gordura.

Apesar do maior acúmulo de O&G no lodo, os resultados obtidos também apontam para uma possível viabilidade do tratamento anaeróbico do efluente gerado na indústria de pescado fresco, dado que este contém teores em torno de 200 mg O&G/L. Assim, os dois processos biológicos – aeróbico e anaeróbico – foram avaliados para substituição de parte do atual sistema de tratamento empregado na indústria e redução dos custos operacionais. A idéia é manter as unidades de gradeamento, peneiramento, equalização e filtro de areia e substituir as unidades de flotação e oxidação com cloro por processo biológico aeróbico ou anaeróbico.

IV.4. Sequências de tratamento alternativas para a indústria de pescado fresco

IV.4.1. Estação de tratamento atual

O fluxograma da estação de tratamento da indústria de pescado fresco em que foi realizada a coleta do efluente e da gordura encontra-se na Figura II.2. A estação opera com

uma vazão de 8 m³/h. Os custos de operação com bombas e com o agitador do tanque de equalização serão desconsiderados, pois mesmo que se encontre uma alternativa economicamente mais atrativa, estes equipamentos continuarão sendo necessários, logo os custos permanecerão os mesmos. Os gastos da estação se resumem basicamente à utilização de produtos químicos.

Pelas informações obtidas através de contato na indústria, o método de flotação é por ar induzido, utilizando aerador mecânico submerso com eixo vertical. Entretanto, as informações referentes ao equipamento não foram fornecidas. De acordo com Metcalf & Eddy (2003), aeradores desse tipo operam com 0,75 – 100 kW e a taxa de transferência de oxigênio para efluentes a 15°C e 150 m de altitude varia de 0,6 a 1,1 kg O₂/kW.h. O requerimento de energia para aeradores mecânicos situa-se na faixa de 20 a 40 kW/10³ m³ para garantir um regime de mistura completa. Esse valor depende do tipo e do *design* do aerador, da natureza e concentração de sólidos suspensos, da temperatura e da geometria do tanque de aeração. Porém, para garantir a aeração necessária ao sistema, deve-se levar em conta o tempo de retenção do oxigênio. Esse tempo normalmente varia de 10 a 20 minutos, tanto para aeradores mecânicos quanto para aeração por ar difuso.

O consumo energético do flotador foi calculado considerando-se um consumo energético médio de 30 kW/10³ m³, uma vazão de 8 m³/h e o custo da energia elétrica para estabelecimentos não residenciais que consomem acima de 300 kWh (R\$ 0,44/kWh – Light, 2010). Outro custo operacional relacionado ao flotador é com a disposição do lodo gerado em aterro. De acordo com a concentração de O&G (200 mg/L) e vazão do efluente (8 m³/h), e também um teor de umidade de 90% no flotado, estimou-se uma produção de 384 kg/d ou 11,5 ton/mês de lodo. No entanto, este dado foi fornecido pela indústria, e é de 12 ton/mês, valor próximo ao estimado.

A Tabela IV.7 apresenta os gastos na estação de tratamento da indústria em questão. Como se pode observar, o custo total da estação é devido a reagentes químicos. Dentre eles, 78% dos gastos provem do uso do polímero catiônico em emulsão e do hipoclorito de sódio, principais responsáveis pelas etapas de coagulação/floculação e oxidação, respectivamente.

Tabela IV.7 – Custos operacionais na estação de tratamento de efluente

Etapa	Material/Operação	Quantidade	Preço	Custo para a empresa
Coagulação	Sulfato de alumínio	250 kg/mês	R\$ 1,14/kg	R\$ 285/mês
	Polímero catiônico em emulsão	600 kg/mês	R\$ 12,86/kg	R\$ 7.716/mês
Flotação	Ar	30 kW/10 ³ m ³	R\$ 0,44/kWh	R\$ 76/mês
	Lodo (aterro)	12 ton/mês	R\$ 120/ton	R\$ 1.440/mês
Oxidação	Ácido sulfúrico	400 kg/mês	R\$ 6,50/75 kg	R\$ 35/mês
	Soda cáustica concentrada comercial	200 kg/mês	R\$ 5,80/25 kg	R\$ 47/mês
	Hipoclorito de sódio	6000 kg/mês	R\$ 0,75/kg	R\$ 4.500/mês
	Manutenção	10% do total		R\$ 1.566/mês
			TOTAL	R\$ 15.665/mês

Fonte: Dados da indústria de pescado fresco, Vetec Química Fina, Auton Soluções Ambientais e MetCalf & Eddy (2003).

IV.4.2. Alternativa 1: tratamento aeróbio

Os resultados obtidos com o tratamento do efluente em batelada através do sistema de lodos ativados demonstram que esta é uma alternativa viável para a indústria em questão. Indústrias cujo efluente apresente composição semelhante também podem se beneficiar dos resultados, visto que o tratamento respondeu bem aos choques de carga efetuados. Dessa forma, a primeira alternativa para a estação de tratamento de efluentes em questão seria a substituição da oxidação com cloro por um sistema de lodos ativados.

O tanque de oxidação com cloro da estação possui um agitador mecânico, logo pode ser utilizado como o tanque de aeração do tratamento biológico aeróbio. De acordo com Metcalf & Eddy (2003), o tamanho e a forma do tanque são fatores importantes para que uma boa mistura seja alcançada. Os tanques de aeração devem ser quadrados ou retangulares e no caso de aeração mecânica de superfície, a altura e a largura do tanque vão depender do tamanho do aerador. Para alturas de 3 a 3,5 m e larguras de 9 a 12 m, como no caso do tanque utilizado para a oxidação com cloro na indústria, o tamanho recomendado do aerador mecânico é de 7,5 kW. Considerando um volume útil de 192 m³ (para tratar 8 m³/h por 24 h), a densidade de potência seria de 39 W/m³, valor situado na faixa recomendada para lodos ativados (20-60 W/m³). A empresa não forneceu esse valor,

mas caso seja atendido, não há necessidade de substituir o agitador para garantir a agitação e a aeração necessárias no tanque de aeração do tratamento por lodos ativados.

Com essa alternativa, seria necessária apenas a construção de um sedimentador. No entanto, como a geração de efluente na indústria é intermitente – uma das razões para a necessidade de um tanque de equalização, – pode-se considerar também a utilização de um sistema de lodos ativados em batelada. Neste caso, todas as unidades, processos e operações típicos do sistema de lodos ativados são realizados em um único tanque. Com isso, os processos e operações passam a ser sequências no tempo, e não unidades separadas (Von Sperling, 1997).

O processo em batelada é conseguido através do estabelecimento de ciclos de operação com duração definidas. Como a biomassa permanece no reator durante todos os ciclos, elimina-se a necessidade de decantadores separados (Von Sperling, 1997). Como o espaço físico da indústria é limitado, a construção de um sedimentador seria inviável, por isso uma alternativa atrativa para a empresa seria um sistema de lodos ativados operando em bateladas sequenciais, como avaliado em bancada.

Como o metabolismo das bactérias aeróbias é mais acelerado, mais energia é produzida, fazendo com que uma parcela maior possa ser desviada para o crescimento. Logo, o lodo de excesso produzido é bastante elevado (Metcalf & Eddy, 2003), o que acaba por aumentar o custo com a disposição final em aterro. Além disso, o lodo biológico deve ser estabilizado, ou seja, deve passar por um processo de redução de sólidos voláteis (remoção da matéria orgânica) antes de poder ser encaminhado para o aterro. Para evitar mais uma etapa de tratamento de lodo, pode-se utilizar um sistema de lodos ativados de aeração prolongada. Nessa variação do tratamento, o lodo excedente sai estabilizado porque a biomassa permanece mais tempo no sistema, fazendo com que as bactérias utilizem a matéria orgânica do próprio material celular para sua manutenção, uma vez que o substrato se torna escasso (Von Sperling, 1997). Já que não há necessidade de se estabilizar o lodo biológico excedente, procura-se evitar também, no sistema de aeração prolongada, a geração de alguma outra forma de lodo, que venha a requerer posterior estabilização. Deste modo, os sistemas de aeração prolongada usualmente não possuem decantadores primários, para evitar a necessidade de se estabilizar o lodo primário. Com isto, obtém-se uma grande simplificação no fluxograma do processo: não há decantadores primários nem unidades de digestão de lodo. Dessa forma, seriam realizados apenas o adensamento e desidratação do lodo e posterior encaminhamento do lodo seco ao aterro.

Sant'Anna Jr. (2010) cita valores de produção específica de lodo para unidades de lodos ativados com aeração prolongada de 0,1-0,2 kg SVS/kg DBO removida. Considerando

a DQO do efluente após o flotador (média de 1000 mg/L), uma remoção de DQO de 90% (obtida na unidade de bancada com TRH de 24 h) e a vazão de efluente da indústria (8 m³/h), a produção de lodo seria de:

$$PL = Y_{XS} Q (S_0 - S_e) = 0,15 \cdot 8 (1000 - 100) \cdot 10^{-3} = 1,08 \text{ kg SVS/h.}$$

Considerando uma relação SVS/STS de 0,8 e 60% de umidade no lodo seco (Van Haandel & Lettinga, 1994), a produção de lodo seria de 3,375 kg/h ou 2430 kg/mês. Assim, a primeira alternativa para a estação de tratamento seria a substituição da oxidação com cloro por um sistema de lodos ativados em batelada com aeração prolongada. A Tabela IV.8 apresenta os gastos da indústria com o tratamento do efluente segundo esta primeira alternativa. Pela tabela verifica-se que seriam excluídos os gastos com hipoclorito de sódio, ácido sulfúrico e soda cáustica da etapa de oxidação. Em compensação, haveria aumento de custo com disposição em aterro, pois além do material retirado no flotador, o lodo de excesso também deve ter uma disposição final. O custo adicional com a disposição final em aterro seria de R\$ 292/mês, considerando um custo de R\$ 120/ton (informado pela indústria). O consumo de oxigênio na unidade de aeração prolongada seria da ordem 2,0 kgO₂/kWh (Sant'Anna Jr., 2010), praticamente o dobro do consumido com o tanque de oxidação. Logo, a redução total de custos seria da ordem de R\$ 4.597/mês.

Tabela IV.8 – Custos operacionais na primeira alternativa para a estação de tratamento de efluente

Etapa	Material/Operação	Quantidade	Preço	Custo para a empresa
Coagulação	Sulfato de alumínio	250 kg/mês	R\$ 1,14/kg	R\$ 285/mês
	Polímero catiônico em emulsão	600 kg/mês	R\$ 12,86/kg	R\$ 7.716/mês
Flotação	Ar	30 kW/10 ³ m ³	R\$ 0,44/kWh	R\$ 76/mês
	Lodo (aterro)	12 ton/mês	R\$ 120/ton	R\$ 1.440/mês
Lodo Ativado com aeração prolongada	Ar	60 kW/10 ³ m ³	R\$ 0,44/kWh	R\$ 152/mês
	Lodo (aterro)	2430 kg/mês	R\$ 120/ton	R\$ 292/mês
	Manutenção	10% do total		R\$1.107/mês
			TOTAL	R\$ 11.068/mês

Fonte: Dados de MetCalf & Eddy (2003).

A estação de tratamento poderia eliminar também as etapas de coagulação/flotação, o que reduziria ainda mais os custos, visto que os estudos demonstram que o tratamento do efluente bruto (após gradeamento e peneiramento) é estável e atende aos padrões estabelecidos pela legislação quando o efluente apresenta 200 mg O&G/L, suportando inclusive choques quinzenais com 1500 mg O&G/L. Sem as etapas de coagulação/flotação, os gastos seriam reduzidos, pois não haveria necessidade do uso de sulfato de alumínio, do polímero catiônico em solução e o lodo gerado na flotação não existiria.

Considerando $Y_{X/S}$ de 0,15 kg SVS/kg DBO removida, a DQO do efluente com gordura (1800 mg/L, em média), uma remoção de DQO de 90% e a vazão de efluente da indústria (8 m³/h), a produção de lodo seria de:

$$PL = Y_{X/S} Q (S_0 - S_e) = 0,15 \cdot 8 (1800 - 180) \cdot 10^{-3} = 1,94 \text{ kg SVS/h}$$

Considerando uma relação SVS/STS de 0,8 e um teor de umidade no lodo seco de 60% (Van Haandel & Lettinga, 1994), a produção de lodo seria de 6,06 kg/h ou 4365 kg/mês. Foi considerado que, apesar da carga orgânica a ser removida e conseqüentemente o consumo de oxigênio ter dobrado, a potência do aerador mecânico ainda seria suficiente, mantendo-se a densidade de 60 kW/10³ m³. Com essa alternativa, os gastos seriam reduzidos da ordem de R\$ 14.914/mês (Tabela IV.9).

Tabela IV.9 – Custos operacionais na primeira alternativa para a estação de tratamento de efluente sem as etapas de coagulação/flotação

Etapa	Material/Operação	Quantidade	Preço	Custo para a empresa
Lodo Ativado com aeração prolongada	Ar	60 kW/10 ³ m ³	R\$ 0,44/kWh	R\$ 152/mês
	Lodo (aterro)	4365 kg/mês	R\$ 120/ton	R\$ 524/mês
	Manutenção	10% do total		R\$ 75/mês
			TOTAL	R\$ 751/mês

Fonte: Dados de MetCalf & Eddy (2003).

Como a composição do efluente é muito variável (Rollón, 1999), não se pode afirmar que o custo total da estação de tratamento será de R\$ 751/mês ao se eliminar as etapas de coagulação/floculação e flotação, pois uma DQO de entrada diferente no sistema de lodos ativados implicará uma geração de lodo também diferente. No caso dos experimentos realizados com a gordura e o efluente coletado após o flotador, a DQO média para o efluente contendo 200 mg O&G/L foi de 1800 mg/L. Entretanto, quando se coletou o efluente antes do flotador (tabela IV.1), a DQO obtida foi de 6750 mg/L para um teor de O&G de 193

mg/L. Essa diferença não pode ser explicada pela simples dificuldade de amostragem dos experimentos devido a partículas de gordura em suspensão, sugerindo uma real variabilidade da composição do efluente.

No caso de o efluente bruto apresentar DQO de 6750 mg/L, considerando uma remoção de DQO de 90%, Y_{XS} de 0,15 kg SVS/kg DBO removida e vazão de efluente da indústria de 8 m³/h, a produção de lodo seria de:

$$PL = Y_{XS} Q (S_0 - S_e) = 0,15 \cdot 8 \cdot (6750 - 675) \cdot 10^{-3} = 7,29 \text{ kg SVS/h}$$

A remoção de DQO foi considerada a mesma que nos experimentos (90%), pois a gordura é o componente crítico no tratamento desse tipo de efluente, e a concentração é a mesma (próxima de 200 mg O&G/L). Além disso, antes da flotação a gordura está emulsionada, facilitando a ação dos micro-organismos.

Considerando uma relação SVS/STS de 0,8 e um teor de umidade no lodo seco de 60% (Van Haandel & Lettinga, 1994), a produção de lodo seria de 22,78 kg/h ou 16402,5 kg/mês. Foi considerado que a potência do aerador mecânico ainda seria suficiente para manter a densidade de 60 kW/10³ m³, mesmo com o aumento da carga orgânica a ser removida. Com essa alternativa, os gastos seriam reduzidos da ordem de R\$ 13.309/mês (Tabela IV.10), que ainda é considerada uma redução bastante significativa.

Tabela IV.10 – Custos operacionais na primeira alternativa para a estação de tratamento de efluente sem as etapas de coagulação/flotação para o efluente da 3ª coleta

Etapa	Material/Operação	Quantidade	Preço	Custo para a empresa
Lodo Ativado com aeração prolongada	Ar	60 kW/10 ³ m ³	R\$ 0,44/kWh	R\$ 152/mês
	Lodo (aterro)	16402,5 kg/mês	R\$ 120/ton	R\$ 1.968/mês
	Manutenção	10% do total		R\$ 236/mês
			TOTAL	R\$ 2.356/mês

Fonte: Dados de MetCalf & Eddy (2003).

IV.4.3. Alternativa 2: tratamento anaeróbio

Com o tratamento em batelada anaeróbio, os resultados também indicam a possibilidade desta ser uma alternativa viável para a indústria em questão. Assim, a segunda alternativa para a estação de tratamento de efluentes da indústria seria a substituição do tanque de oxidação com cloro por um reator anaeróbio.

Uma possibilidade seria adaptar o tanque de oxidação com cloro a um reator anaeróbio de bateladas sequenciais (ASBR, *anaerobic sequencing batch reactor*). Como o processo é anaeróbio e ocorre produção de biogás, o tanque deve ser fechado e deve apresentar um sistema para recolhimento do gás, o que acarretaria um custo de investimento que não será considerado neste estudo.

O sucesso de um reator ASBR depende do desenvolvimento de um lodo com boa sedimentação. A operação consiste de quatro etapas: alimentação, reação, sedimentação do lodo e retirada do efluente tratado. Durante o período de reação, a agitação intermitente por alguns minutos a cada hora garante a distribuição uniforme de substrato e sólidos (Metcalf & Eddy, 2003). Um fator limitante dessa alternativa é o tempo de batelada. Nos estudos em escala de laboratório, o tempo de batelada médio foi de 15 dias após a adaptação do lodo aos constituintes do efluente, valor muito elevado para se implementar na indústria.

Outra alternativa seria o uso de um reator do tipo UASB (Figura IV.14). Reatores deste tipo são compactos, com baixa demanda de área, baixo custo de implantação e operação, baixa produção de lodo, baixo consumo de energia e satisfatória eficiência de remoção de DQO e DBO (Chernicharo, 2007). Os elementos críticos desse tipo de reator são o sistema de distribuição de afluente, o separador trifásico e o *design* da retirada de efluente. Como o lodo desenvolvido é bastante denso e granulado, o reator suporta cargas orgânicas volumétricas mais elevadas que outros processos anaeróbios (Metcalf & Eddy, 2003).

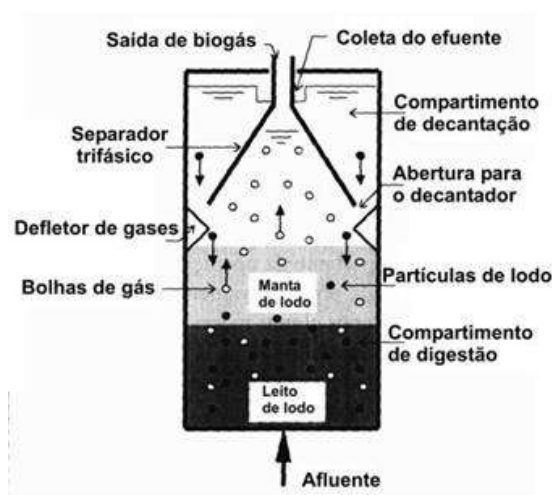


Figura IV.14 – Reator anaeróbio do tipo UASB. Fonte: Chernicharo (2007).

Em reatores do tipo UASB, a velocidade ascendente do efluente é um parâmetro importante a ser considerado. Velocidades recomendadas variam de 0,5 a 1,5 m/h (Metcalf & Eddy, 2003). Como o tratamento do efluente se dá em reatores verticalizados, caso seja

necessário um elevado tempo de retenção hidráulica, a altura será elevada, não comprometendo o espaço físico da empresa, o que constitui uma grande vantagem.

No metabolismo anaeróbio, uma parcela muito pequena da energia é desviada para a reprodução, da ordem de 5 a 15% do total, ou seja, a produção específica de lodo seria de 0,05 – 0,15 kg SVS/kg DBO removida (Chernicharo, 2007). Assim, a geração de lodo no processo anaeróbio foi considerada três vezes menor que no sistema de lodos ativados com aeração prolongada (0,05 kg SVS/kg DBO removida). Tendo em vista esses fatores, a segunda alternativa para a estação de tratamento seria a substituição da oxidação com cloro por um sistema de tratamento anaeróbio em reator do tipo UASB. Dessa forma, os gastos da indústria com o tratamento do efluente gerado reduziriam (Tabela IV.10), pois não haveria necessidade de hipoclorito de sódio, ácido sulfúrico e soda cáustica, e também da agitação no tanque de oxidação com cloro. Em compensação, haveria um aumento com o custo do aterro, pois além do material retirado no flotor, o lodo de excesso também deve ter uma disposição final. O custo adicional com a disposição final em aterro seria de R\$ 97/mês. Logo, a redução total de custos seria da ordem de R\$ 4.983/mês.

Tabela IV.11 – Custos operacionais na segunda alternativa para a estação de tratamento de efluente

Etapa	Material/Operação	Quantidade	Preço	Custo para a empresa
Coagulação	Sulfato de alumínio	250 kg/mês	R\$ 1,14/kg	R\$ 285/mês
	Polímero catiônico em emulsão	600 kg/mês	R\$ 12,86/kg	R\$ 7.716/mês
Flotação	Ar	30 kW/10 ³ m ³	R\$ 0,44/kWh	R\$ 76/mês
	Lodo (aterro)	12 ton/mês	R\$ 120/ton	R\$ 1.440/mês
UASB	Lodo (aterro)	810 kg/mês	R\$ 120/ton	R\$ 97/mês
	Manutenção	10% do total		R\$1.068/mês
			TOTAL	R\$ 10.682/mês

Fonte: Dados de MetCalf & Eddy (2003).

A estação de tratamento poderia eliminar também as etapas de coagulação/flotação, o que reduziria ainda mais os custos, visto que os estudos demonstram que o tratamento do efluente após gradeamento e peneiramento é estável e atende aos padrões estabelecidos pela legislação quando o efluente apresenta 200 mg O&G/L, suportando inclusive choques quinzenais com 1500 mg O&G/L. Sem as etapas de coagulação/flotação, os gastos

reduziriam, pois não haveria necessidade do uso de sulfato de alumínio, do polímero catiônico em solução e de ar e o lodo gerado na flotação não existiria, diminuindo o custo para a disposição em aterro. Com essa alternativa, os gastos reduzidos seriam da ordem de R\$ 15.471/mês.

Tabela IV.12 – Custos operacionais na segunda alternativa para a estação de tratamento de efluente sem as etapas de coagulação/flotação

Etapa	Material/Operação	Quantidade	Preço	Custo para a empresa
Reator UASB	Lodo (aterro)	1455 kg/mês	R\$ 120/ton	R\$ 175/mês
	Manutenção	10% do total		R\$ 19/mês
			TOTAL	R\$ 194/mês

Fonte: Dados de MetCalf & Eddy (2003).

Como a composição do efluente é muito variável (Rollón, 1999), não se pode afirmar que o custo total da estação de tratamento será de R\$ 194/mês ao se eliminar as etapas de coagulação/floculação e flotação, pois uma DQO de entrada diferente no reator anaeróbio implicará uma geração de lodo também diferente. No caso dos experimentos realizados com a gordura e o efluente coletado após o flotador, a DQO média para o efluente contendo 200 mg O&G/L foi de 1800 mg/L. Entretanto, quando se coletou o efluente antes do flotador (tabela IV.1), a DQO obtida foi de 6750 mg/L para um teor de O&G de 193 mg/L. Essa diferença não pode ser explicada pela simples dificuldade de amostragem dos experimentos devido a partículas de gordura em suspensão, sugerindo uma real variabilidade da composição do efluente.

No caso de o efluente bruto apresentar DQO de 6750 mg/L, considerando uma produção de lodo específica três vezes menor que no sistema de lodos ativados com aeração prolongada, a produção de lodo seria da ordem de 5467,5 kg/mês. Com essa alternativa, os gastos seriam reduzidos da ordem de R\$ 14.936/mês (Tabela IV.12), que ainda é considerada uma redução bastante significativa.

Tabela IV.13 – Custos operacionais na segunda alternativa para a estação de tratamento de efluente sem as etapas de coagulação/flotação para o efluente da 3ª coleta

Etapa	Material/Operação	Quantidade	Preço	Custo para a empresa
	Lodo (aterro)	5467,5 kg/mês	R\$ 120/ton	R\$ 656/mês
Reator UASB	Manutenção	10% do total		R\$ 73/mês
			TOTAL	R\$ 729/mês

Fonte: Dados de MetCalf & Eddy (2003).

V. Conclusões

- O efluente de indústria de pescado fresco avaliado é passível de tratamento biológico aeróbio e anaeróbio, sendo estes tratamentos resistentes a choques de carga sem perda significativa de eficiência.
- O tratamento com lodos ativados em bateladas sequenciais de 24h apresentou elevada remoção de DQO (da ordem de 90%), com lodo aeróbio apresentando elevado crescimento e boa sedimentabilidade, e não havendo acúmulo de gordura no meio, indicando elevada capacidade de degradação da gordura.
- O tratamento anaeróbio em bateladas sequenciais de aproximadamente 15 dias apresentou elevada remoção de DQO (da ordem de 90%), porém elevados teores de gordura reduziram a eficiência do sistema, levando à diminuição do volume e da taxa máxima de produção de biogás.
- Mesmo levando-se em consideração a perda de eficiência após os choques de gordura, ambos os tratamentos resultaram em um efluente que atende aos padrões de descarte em termos de DQO.
- A empresa poderia reduzir seus gastos alterando sua estação de tratamento de efluentes, substituindo o tanque de oxidação com cloro por um sistema biológico. Com um sistema de lodos ativados em batelada com aeração prolongada com e sem flotação, o custo pode ser reduzido em R\$ 4.597/mês e R\$ 14.914/mês. Com um reator do tipo UASB operando continuamente com e sem flotação prévia do efluente, o custo pode ser reduzido em R\$ 4.983/mês e R\$ 15.471/mês.

VI. Referências Bibliográficas

ABRAS. Cartilha do pescado. Associação Brasileira de Supermercados. Secretaria Especial de Aquicultura e Pesca. 2007.

Aguiar, A. L. C. Estudo dos efluentes líquidos das indústrias fluminenses de pescado em conserva – diagnóstico e alternativas de tratamento. Tese de mestrado, 1987. COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

Alves, L. C., Cammarota, M. C., França, F. P., 2004. Inibição de lodo biológico anaeróbio por constituintes de efluente de laboratório de controle de poluição, submetido a *Rev. Brasileira de Eng. San. e Amb.*, v. 10, pp. 236-242.

APHA, AWWA, WPCF, 1992. Standard methods for the examination of water and wastewater. 19th edition, New York.

Cammarota, M. C., Freire, D. M. G. A review on hydrolytic enzymes in the treatment of wastewater with high oil and grease content. *Bioresource Technology*, v. 97, p. 2195-2210, 2006.

Chernicharo, C. A. L. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. 2^a Ed, Vol. 5, Reatores anaeróbios, DESA/UFMG, 2007.

Chernicharo, C. A. L. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Vol. 5, Reatores anaeróbios, DESA/UFMG, 1997.

Chowdhury, P., Viraraghavan, T., Srinivasan, A., 2010. Biological treatment processes for fish processing wastewater – a review. *Bioresource Technology* 101, 439-449.

CONAMA, 2005, Resolução nº 357 de 17/03/2005, Dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes, e dá outras providências.

Damasceno, F. R. C. Adição de preparado enzimático durante choques de gordura em lodos ativados tratando efluente de laticínio. Tese de mestrado, 2007. Escola de Química, UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

Delgado, C. L., Wada, N., Rosegrant, M. W., Meijer, S., Ahmed, M., 2003. The future of fish: issue and trend to 2020 (issue brief). International Food Policy Research Institute (Washington DC) and the World Fish Center (Penang, Malaysia).

Dezotti, M. Processos e técnicas para o controle ambiental de efluentes líquidos. Rio de Janeiro: E-papers, 2008.

FEEMA, 1986, Critérios e padrões para lançamento de efluentes líquidos, NT-202.R-10.

FEEMA, 2007, Diretriz de controle de carga orgânica em efluentes líquidos de origem industrial, DZ-205.R-6.

Islam, M. S., Khan, S., Tanaka, M., 2004. Waste loading in shrimp and fish processing effluents: potential source of hazards to the coastal and nearshore environments. *Marine Pollution Bulletin* 49, 103-110.

Jaeger, K. e Reetz, M. T. Microbial lípases from versatile tools for biotechnology. *Trends in Biotechnology*, v.16, p. 396-403, 1998.

Jung, F., Cammarota, M. C., Freire, D. M. G. Impact of pre-hydrolysis on batch activated sludge systems dealing with oily wastewaters. *Biotechnology Letters*, v. 24, p. 1797-1802, 2002.

Leal, M. C. M. R., Freire, D. M. G., Cammarota, M. C., Sant'anna Jr, G. Effect of enzymatic hydrolysis on anaerobic treatment of dairy wastewater. *Process Biochem.*, v. 41, p. 1173-1178, 2006.

Lucas, A. P. C., Koetz, P. R., Przybylski, S. L. A. Tratamento anaeróbio de efluentes do processamento de corvina (*Micropogonias furneri*) em reator UASB. *Vetor*, v. 10, p. 113-124, 2000.

Mauldin, A. F., Szabo, A. J., 1974. Shrimp canning waste treatment St. Project No. S 800904. Office of Research and Development, US EPA, Washington, DC. *apud* Islam, M. S., Khan, S., Tanaka, M., 2004. Waste loading in shrimp and fish processing effluents: potential source of hazards to the coastal and nearshore environments. *Marine Pollution Bulletin* 49, 103-110.

Mendes, A. A., Pereira, E. B., Castro, H. F. Biodegradação de águas residuárias de laticínios previamente tratadas por lípases. *Braz. J. of Food Technol.*, v. 9, n. 2, p. 143-149, 2006.

Metcalf & Eddy. Wastewater engineering: treatment and reuse. 4th ed, McGraw-Hill, Inc. – International edition, 2003.

Ministério da Pesca e Aquicultura. Produção de pescado aumenta 25% nos últimos oito anos. Disponível em http://www.mpa.gov.br/#imprensa/2010/AGOSTO/nt_AGO_19-08-Producao-de-pescado-aumenta. Acesso em 24 de agosto de 2010.

Pandey, A.; Soccol, C. R.; Mitchell, D. New developments in solid state fermentation: I-bioprocess and products. *Process Biochemistry*, v. 35, p. 1153-1169, 2000.

Rollón, A. P. Anaerobic digestion of fish processing wastewater with special emphasis on hydrolysis of suspended solids. Ph.D. Thesis. Wageningen Agricultural University, Wageningen, The Netherlands.

Rosa, D. R. Avaliação molecular e desempenho de sistemas de tratamento anaeróbio de efluentes com alto teor de gordura submetidos à pré-tratamento enzimático em biorreatores de biomassa suspensa, granular e imobilizada. Tese D. Sc., 2008. Departamento de Bioquímica, IQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

Rosa, D. R. Tratamento enzimático/biológico de efluente com alto teor de gordura. Tese de mestrado, 2004. Departamento de Bioquímica, IQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

Sanda, E. G., Omil, F., Lema, J. M. Clean production in fish canning industries: recovery and reuse of selected wastes. *Clean Techn Environ Policy*, v. 5, p. 289-294, 2003.

Sant'Anna Jr., G. L. Tratamento biológico de efluentes: fundamentos e aplicações. Ed. Interciência, Rio de Janeiro, 2010.

Valente, A. M. Aplicação de enzimas hidrolíticas no tratamento biológico anaeróbio de efluente de indústria de pescado. Tese D. Sc., 2009. Departamento de Bioquímica, IQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

Valente, A. M., Alexandre, V. M. F., Cammarota, M. C., Freire, D. M. G. Pré-hidrólise enzimática da gordura de efluente da indústria de pescado objetivando o aumento da produção de metano. *Rev. Ciência e Tecnologia de Alimentos*, 2010.

Valladão, A. B. G. Efeito de pré-hidrólise enzimática de gordura na biodegradação anaeróbia de efluente de indústria de abate de aves. Tese D. Sc., 2009. Departamento de Bioquímica, IQ/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil.

Valladão, A. B. G., Freire, D. M. G., Cammarota, M. C. Enzymatic pre-hydrolysis applied to the anaerobic treatment of effluents from poultry slaughterhouses. *Int. Biodeter. Biodegr.*, v. 60 (4), p. 219-225, 2007.

Van Haandel. A. C; Lettinga, G. Tratamento anaeróbio de esgotos. Um manual para região de clima quente. Campina Grande, 1994.

Von Sperling, M. Princípios do tratamento biológico de águas residuárias – lodos ativados, v. 4. Belo Horizonte: DESA/UFMG, 416 p., 1997.