

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA**

**Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental**

**Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental**

**DELMIRA BEATRIZ WOLFF**

**ESTUDO DA TRATABILIDADE DE UM EFLUENTE TÊXTIL POR  
BIOMASSA FIXA ATRAVÉS DE UM REATOR DE LEITO  
FLUIDIZADO TRIFÁSICO AERÓBIO**

Dissertação apresentada à Universidade  
Federal de Santa Catarina, para obtenção  
do título de Mestre em Engenharia Ambiental

Orientadora: Rejane Helena Ribeiro da Costa

FLORIANÓPOLIS  
SANTA CATARINA  
DEZEMBRO, 1997

**ESTUDO DA TRATABILIDADE DE UM EFLUENTE TÊXTIL POR BIOMASSA  
FIXA ATRAVÉS DE UM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO TRIFÁSICO  
AERÓBIO**

DELMIRA BEATRIZ WOLFF

Dissertação submetida ao corpo docente do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de

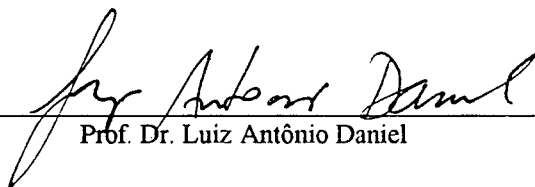
**MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL**

na Área de Tecnologias de Saneamento Ambiental.

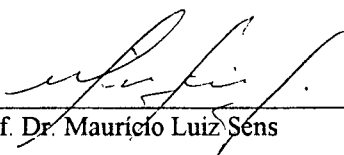
Aprovado por :



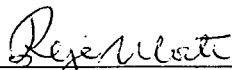
Prof.ª Dr.ª Rejane Helena Ribeiro da Costa (Orientador)



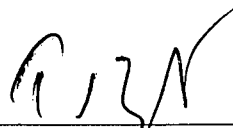
Prof. Dr. Luiz Antônio Daniel



Prof. Dr. Maurício Luiz Sens



Prof.ª Dr.ª Rejane Helena Ribeiro da Costa  
(Coordenadora)



Prof. Dr. Paulo Belli Filho

FLORIANÓPOLIS , SC - BRASIL  
DEZEMBRO DE 1997

## AGRADECIMENTOS

À professora Rejane Helena Ribeiro da Costa, pela dedicada orientação e apoio;

Ao acadêmico Leandro Bassani, pelos feriados e fins de semana dedicados à montagem e operação do reator;

Aos colegas Júlio, Luis, Marilda, Ramon e Rui, pelo auxílio seguro, boa vontade e amizade;

À Lígia e Rosana, por terem dividido comigo a responsabilidade da obtenção de dados;

Ao Supervisor e aos funcionários do LIMA, cuja colaboração foi essencial para o desenvolvimento desta pesquisa;

Às Prof<sup>as</sup> Célia Tavares e Rosângela Bergamasco, da UEM, pelas respostas;

À URTB/INSA - Toulouse, França, pela doação do material suporte;

Às indústrias têxteis Karsten e Cremer de Blumenau, pelos reagentes doados;

Às minhas irmãs, pelo eterno apoio e incentivo;

Aos amigos Arthur, Marisa e Márcia, pelo apoio, incentivo, energia e amizade, importantes para a manutenção do equilíbrio necessário para chegar até o fim;

Aos Professores Drs. Luiz Antônio Daniel e Maurício Luis Sens por aceitarem participar da banca, e

Ao CNPq e à CAPES, por terem me concedido a bolsa de estudo, condição *sine qua non* para a realização deste trabalho.

“Que os nossos esforços desafiem as impossibilidades.  
Lembra-vos de que as grandes proezas da história  
foram conquistas do que parecia impossível.”

Charlie Chaplin

A meus pais (*in memoriam*) por terem me aberto as portas deste mundo.

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Esquema dos parâmetros que condicionam o biofilme em leito fluidizado .....	25
Figura 3.1a Esquema da instalação piloto .....	37
Figura 4.1 Perda de carga em função da velocidade do líquido .....	46
Figura 4.2 Evolução da DQO de entrada e saída, eficiência de remoção MES – ensaio 1 .....	48
Figura 4.3 Evolução da DQO de entrada e saída, eficiência de remoção MES – ensaio 2 .....	49
Figura 4.4 Evolução da DQO de entrada e saída, eficiência de remoção MES – ensaio 3 .....	50
Figura 4.5 Evolução da DQO de entrada e saída, eficiência de remoção MES – ensaio 4 .....	51
Figura 4.6 Evolução da DQO de entrada e saída, eficiência de remoção MES – ensaio 5 .....	52
Figura 4.7 Evolução da DQO de entrada e saída, eficiência de remoção MES – ensaio 6 .....	53
Figura 4.8 Eficiência da remoção de DQO em função da expansão do leito .....	55
Figura 4.9 Eficiência da remoção de DQO em função da carga orgânica aplicada ...	55
Figura 4.10 Eficiência da remoção de DQO em função dos teores de OD no reator ..	56
Figura 4.11 Concentração média de OD no reator em função da expansão do leito ...	57
Figura 4.12 Evolução dos polissacarídeos e proteínas aderidos e suspensos e relação PS/PN – ensaio 1 .....	59
Figura 4.13 Evolução dos polissacarídeos e proteínas aderidos e suspensos e relação PS/PN – ensaio 2 .....	60
Figura 4.14 Evolução dos polissacarídeos e proteínas aderidos e suspensos e relação PS/PN – ensaio 3 .....	61
Figura 4.15 Evolução dos polissacarídeos e proteínas aderidos e suspensos e relação PS/PN – ensaio 4 .....	62
Figura 4.16 Evolução dos polissacarídeos e proteínas aderidos e suspensos e relação PS/PN – ensaio 5 .....	63

Figura 4.17 Evolução dos polissacarídeos e proteínas aderidos e suspensos e relação PS/PN – ensaio 6 .....	64
Figura 4.18 Evolução dos sólidos totais – lodo sedimentado – ensaio 5 .....	66
Figura 4.19 Superfície do OSBG – aumento 14 x .....	67
Figura 4.20 Colonização do OSBG do OSBG – aumento 2000 x .....	68
Figura 4.21 Cohabitação das bactérias – aumento 2000 x .....	68
Figura 4.22 Superfície do OSBG – aumento 250 x .....	68

**LISTA DE TABELAS**

Tabela 2.1 Características médias dos despejos têxteis em SC .....	9
Tabela 2.2 Características de efluentes têxteis de Blumenau .....	9
Tabela 3.1 Concentração em g/l dos produtos utilizados no efluente sintético .....	40
Tabela 3.2 Concentração em g/l de um efluente sintético nutriente .....	41
Tabela 3.3 Condições operacionais do reator .....	41
Tabela 4.1 Resultados obtidos nos ensaios 1 a 6 .....	47
Tabela 4.2 Resultados obtidos nos ensaios 1 a 6 .....	58

## RESUMO

Santa Catarina destaca-se a nível nacional no setor de indústrias têxteis, possuindo um amplo e diversificado parque fabril. Os resíduos líquidos destas unidades industriais são tratados atualmente por processos de biomassa suspensa que, embora apresentem bons resultados na remoção da poluição carbonácea, têm o inconveniente da elevada produção de lodo. O uso de processo de cultura fixa através de reatores biológicos de leito fluidizado apresenta-se como um processo muito interessante para o tratamento desses efluentes, uma vez que o mesmo se caracteriza por uma menor produção de lodo e menor tempo de detenção hidráulica.

Este trabalho teve o objetivo de verificar a tratabilidade de um efluente têxtil através de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio. O sistema de tratamento utilizado constituiu-se de uma coluna em acrílico de 2,0m de altura e 0,09m de diâmetro interno, sendo dotado por um sistema de recirculação com bomba centrífuga e uma decantação secundária. O material suporte constituiu-se por esferas de termoplástico denominadas OSBG<sup>®</sup>, com diâmetro médio de 2,7 mm e massa específica de 1180kg/m<sup>3</sup>. Utilizou-se um efluente sintético, baseado na composição do efluente de uma determinada indústria têxtil, contendo corantes, detergentes, amaciantes, umectantes, e outros.

A metodologia utilizada compreendeu ensaios, variando-se a expansão do leito fluidizado através da vazão de recirculação. A carga orgânica variou para valores de DQO afluente entre 400 e 1600 mg/l. Foram efetuadas medidas da fase líquida: DQO, sólidos em suspensão, pH e Oxigênio Dissolvido; e a quantificação do biofilme através do teor de proteínas e polissacarídeos. Foi quantificada a produção de lodo, através da medida dos sólidos totais e sólidos sedimentáveis.

Os resultados são apresentados na forma de curvas da evolução do abatimento de DQO, crescimento do biofilme e suas relações com a produção de proteínas e de polissacarídeos, e da produção específica de lodo. A eficiência do sistema em termos de remoção de DQO aumenta gradativamente com a expansão do leito, variando entre 20 e 90%. A produção específica de lodo situa-se na faixa de 0,41 a 1,0 kgST/kgDQO<sub>remov.</sub>

O uso do reator de leito fluidizado trifásico aeróbio mostra-se como um processo com grande potencial na tratabilidade de efluente têxtil em relação aos processos biológicos convencionais.

Palavras chave: Leito fluidizado, Biofilme, Efluente têxtil



## SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS .....	i
LISTA DE TABELAS .....	iii
ABSTRACT .....	iv
RESUMO .....	v
CAPÍTULO	
1. INTRODUÇÃO .....	1
1.1. Posicionamento do problema .....	3
1.2. Objetivo geral e específico .....	4
2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	5
2.1. O processo têxtil .....	5
2.2. Caracterização dos despejos têxteis .....	8
2.3. Sistemas biológicos de cultura fixa .....	12
2.3.1. Características do biofilme .....	12
2.3.1.1. Características biológicas do biofilme .....	12
2.3.1.2. Características físicas do biofilme .....	12
2.3.1.3. Características químicas do biofilme .....	13
2.3.2. Fatores que afetam a formação do biofilme .....	13
2.3.3. Crescimento do biofilme .....	15
2.3.4. Principais vantagens dos processos de culturas fixas .....	20
2.4. Reatores de leito fluidizado .....	20
2.4.1. Processo de fluidização .....	20
2.4.2. Descrição do processo de reator de leito fluidizado .....	20
2.5. Comportamento hidrodinâmico de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio .....	24
2.5.1. Parâmetros ligados à hidrodinâmica das fases líquida, sólida e gasosa no interior do reator .....	24
2.5.1.1. O efeito do cisalhamento .....	26
2.5.1.2. O efeito do atrito .....	26
2.5.1.3. Retenção sólida, líquida e gasosa .....	26
2.5.2. O material suporte .....	27

2.5.2.1. Materiais suportes de baixa densidade empregados por alguns pesquisadores .....	28
2.5.3. A temperatura .....	30
2.5.4. Influência dos parâmetros biológicos e químicos .....	30
2.5.4.1. O efeito das cargas aplicadas .....	30
2.5.4.2. A taxa de transferência do oxigênio dissolvido no reator .....	32
2.6. Utilização de reatores de biomassa fixa para o tratamento de efluentes industriais .....	33
2.6.1. Tratamento de efluentes industriais por reator de leito fluidizado .....	34
3. MATERIAIS E MÉTODOS .....	36
3.1. Instalação piloto .....	36
3.2. Meio suporte .....	39
3.3. Substrato .....	39
3.4. Condições experimentais e protocolo de acompanhamento da operação do reator .....	40
3.5. Determinação dos parâmetros hidrodinâmicos .....	43
3.5.1. Medida da velocidade mínima de fluidização .....	43
3.5.2. Medida da retenção total dos sólidos .....	43
3.5.3. Porosidade do leito .....	43
3.6. Métodos de cálculo para a avaliação do sistema .....	44
3.6.1. Eficiência de remoção .....	44
3.6.2. Produção específica de lodo .....	44
3.6.3. Coeficiente específico de desprendimento .....	45
4. APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS .....	46
4.1. Parâmetros hidrodinâmicos e dados operacionais .....	46
4.2. Estudo do biofilme .....	58
5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES .....	70
6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	72
ANEXOS .....	81
ANEXO I .....	82
ANEXO II .....	84
ANEXO III .....	86
ANEXO IV .....	87

permite uma distribuição da biomassa mais uniforme ao longo do leito, o que favorece as taxas de transferências entre substrato e biomassa (COSTA, 1989).

Deste modo, os reatores de leito fluidizado podem ser aplicados para o tratamento de uma grande variedade de águas residuárias, desde despejos domésticos e industriais até mesmo aqueles que contêm resíduos perigosos, tais como fenóis e organoclorados (TAVARES et al, 1994), na depuração carbonácea, na nitrificação, desnitrificação e na remoção simultânea de carbono orgânico e nitrogênio, que é obtida por um reator de leito fluidizado com áreas aeróbias e anaeróbias. Através do leito fluidizado, a mesma recirculação interna produz o transporte de formas oxidadas do nitrogênio (POLANCO et al., 1993).

Segundo SUTTON e MISHRA (1993), o desenvolvimento de sistemas de reações biológicas de água e esgoto utilizando biomassa em leito fluidizado remonta a 1940, na Inglaterra, porém o desenvolvimento dos meios suportes remonta aos anos 70, quando a "US EPA MERL Group" estudou uma instalação piloto com leito fluidizado, utilizando areia como meio-suporte.

Inicialmente, eram somente empregados meios-suporte com altas densidades e pequenos diâmetros, tais como argila, areia, carvão ativado, vidro e outros. Contudo, com o excessivo crescimento do biofilme, sua densidade decresce e, com o emprego de elevadas velocidades de fluidização, ocorre um significativo arraste das partículas com o biofilme aderido para o exterior do reator. Observou-se, então, que, para assegurar uma melhor performance dos reatores biológicos de leito fluidizado, é fundamental a obtenção de biofilmes finos e densos. A espessura, portanto, deve ser controlada. Alguns sistemas utilizam processos mecânicos para limitar a espessura do biofilme, como por exemplo, bombas air lift, misturadores, bombas volumétricas e outros, os quais apresentam desvantagens, tais como custos elevados e dificuldades operacionais (COSTA, 1989). É fator preponderante manter a condição de colonização do suporte em regime permanente, quanto à quantidade de biomassa aderida, bem como à retenção do biofilme. Então, com o objetivo de obter-se o controle das características físicas do biofilme, desenvolveu-se o reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, que utiliza injeção direta do gás no meio. Isso promove uma condição de turbulência que permite limitar a espessura do biofilme, pois a velocidade superficial do gás afeta diretamente os efeitos do cisalhamento e atrito entre as partículas, os quais possuem influência sobre a

formação e retenção do biofilme, e sobre a colonização do suporte. Além disso, esse tipo de reator proporciona o aumento da porosidade do leito, propiciando o livre movimento das bolhas de gás nos vazios intersticiais, gerando uma melhor distribuição do oxigênio, bem como diminui as perdas de carga e a conseqüente colmatação do leito.

Contudo, para melhorar a estabilidade do processo em reatores de leito fluidizado trifásico aeróbio para a depuração carbonácea de efluentes, LERTPOCASOMBUT et al (1988) e TAVARES (1992) estudaram suportes constituídos de materiais poliméricos granulares de baixa densidade e maior diâmetro, os quais apresentam algumas vantagens: compatibilidade com o crescimento do biofilme (não tóxicos, fácil adesão bacteriana); área superficial suficiente para a colonização; densidade ligeiramente maior que a da água; as características físicas (densidade, diâmetro) são conservadas quando ocorre o crescimento microbiano; apresentam baixo custo e boa resistência mecânica.

### **1.1. Posicionamento do problema**

Santa Catarina destaca-se a nível nacional no setor de indústrias têxteis, possuindo um amplo e diversificado parque fabril, constituído por 1333 indústrias: 1151 microempresas, 109 de pequeno porte, 49 de médio e 24 de grande porte, sendo que, deste total, 97 empresas têm mais de 50 empregados, abrangendo as atividades de fiação e tecelagem, beneficiamento de fibras têxteis vegetais, artificiais e sintéticas, e de matérias têxteis de origem animal, fabricação de artefatos têxteis, tecidos elásticos, malharias, acabamento de fios e tecidos, fabricação de tecidos especiais (feltros, felpudos e outros)(FIESC, 1996). Devido ao próprio processo de industrialização têxtil de Santa Catarina, as cidades foram crescendo ao redor das indústrias e, como conseqüência, estão atualmente localizadas em zonas urbanas de elevada densidade populacional.

Os resíduos líquidos das unidades industriais atualmente são tratados por processos físico-químicos e biológicos convencionais, os quais apresentam bons resultados na redução carbonácea, mas têm como inconveniente a alta produção de lodo e a necessidade de disponibilização de grandes áreas para implantação do processo de tratamento e de aterros industriais para disposição do lodo. Além disso, esses efluentes caracterizam-se por uma grande variação de cargas, devido à própria variação do processo industrial que envolve a

seqüência de produção e acabamento têxtil, onde são utilizados corantes, tensoativos, espessantes e produtos químicos diversos que tornam este efluente muito complexo, geralmente com concentrações de DBO<sub>5</sub> e DQO altas, porém variáveis, e com diferentes características de biodegradação.

Neste contexto, o método de tratamento biológico avançado de efluentes por meio de cultura fixa em leito fluidizado trifásico aeróbio apresenta-se como uma alternativa interessante para o tratamento de efluentes têxteis, por apresentar ótima eficiência na redução carbonácea, alta capacidade para absorver cargas de choque, necessita de baixo tempo de detenção hidráulica, requerendo menor área para sua implantação e ainda menor produção de lodo que os processos biológicos convencionais.

## 1.2. Objetivos Geral e Específicos

O *objetivo geral* do presente trabalho foi verificar a tratabilidade de um efluente têxtil por cultura fixa através de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, que constitui um sistema pioneiro em Santa Catarina e no Brasil para este tipo de efluente.

Os *objetivos específicos* são:

- estudo da hidrodinâmica do reator;
- utilização de um meio suporte polimérico específico (OSBG)<sup>®</sup>;
- estudo das cargas volumétricas aplicadas;
- estudo da produção de lodo secundário.

## **2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **2.1. O PROCESSO TÊXTIL**

Os produtos têxteis são oriundos do beneficiamento da matéria-prima, que pode ser constituída por fibras naturais (lã, algodão) ou artificiais (rayon, poliéster, nylon).

O processo industrial referente à indústria têxtil tem sido alterado continuamente, devido ao desenvolvimento de novas tecnologias, novos reagentes, e também sofre variações de acordo com a demanda do consumo por tipos de tecidos e colorações.

O processo, bem como a geração de resíduos líquidos referente à obtenção de algodão, rayon-viscose e poliéster divide-se nas seguintes etapas (BRAILE, 1979; CETESB, 1991):

#### **Preparação do fio e fiação:**

A matéria prima vem acondicionada em fardos de algodão, que é processado nos abridores, batedores, cardas, passadores, penteadeiras, maçarqueiras, filatórios, retorcedeiras e canicaleiras. Toda esta etapa é seca, ou seja, não há geração de efluentes líquidos.

#### **Tingimento de fios:**

Os fios são fervidos em rolos ou em bobinas, em soluções de soda cáustica e detergente (cozimento), seguindo-se a lavagem em água corrente e mergulho em soluções contendo corantes. Os fios tingidos em bobinas vão para a tecelagem e os tingidos em rolos seguem para a engomagem.

Os despejos de cores fortes são intermitentes e contêm, basicamente, soda cáustica, detergente e sabões.

**Engomagem:**

Este processo tem por objetivo aumentar a resistência mecânica dos fios crus que chegam às unidades de engomagem em rolos de urdume, passam por uma solução de goma de fécula fervida e vão formar os rolos engomados para a tecelagem.

Os despejos são constituídos pelas águas de lavagem das panelas onde são preparadas as soluções de amido, bem como pela descarga das engomadeiras, a um volume de 0,5 a 0,8 l/kg de material processado. São altamente concentrados, têm DBO elevada, causada principalmente pela presença de amido, e o pH varia de 7 a 9.

**Tecelagem:**

Neste processo, os fios são transformados em tecidos nos teares, não sendo produzidos despejos líquidos.

**Chamuscagem:**

É o processo de queima da penugem do pano, obtida pela passagem do mesmo sobre grelhas acesas.

**Desengomagem e Lavagem:**

É feita a embebição do pano com enzimas, detergentes alcalinos quentes ou sabões e emolientes dissolvidos em água, em um saturador com a finalidade de destruir as gomas, o que ocorre após um período de 2 a 10 horas em temperatura superior a 120<sup>0</sup> C. Na seqüência, o tecido passa por lavadeiras especiais.

Nesta etapa, os despejos são formados principalmente pelos produtos da decomposição da goma de amido e do reagente da hidrólise. O volume é relativamente baixo e a DBO é alta, sendo responsável por cerca de 50% da DBO total.

**Cozimento e Lavagem:**

O cozimento pode ser feito em contínuo ou por batelada, sempre por meio de vapor, soda cáustica e produtos químicos diversos.

**Alvejamento e Lavagem:**

É feito por meio de peróxido de hidrogênio e/ou cloro, e tem a finalidade de remover a cor natural das fibras.

Os despejos líquidos são contínuos e contêm cloro, hipoclorito e peróxido. A contribuição destes despejos atinge cerca de 10% da carga total de DBO.

**Mercerização e Lavagem:**

Este processo consiste na embebição do tecido em solução de soda cáustica forte, durante um período pré-determinado. Durante a embebição, o tecido é mantido esticado por correntes e em seguida é lavado em água com vapor. A soda cáustica é recuperada. Os despejos são contínuos, com pequena carga.

**Secagem:**

É feita por meio de secadeiras, constituídas por uma série de cilindros aquecidos com vapor. Nesta operação, não são produzidos despejos, uma vez que ocorre a recuperação do condensado.

**Estampagem:**

A estampagem é efetuada por meio de rolos gravados ou quadros com corantes e outros pigmentos.



**Tinturaria:**

O tingimento é feito por processo contínuo ou descontínuo. No processo contínuo, o tecido, após sofrer um banho contendo tinta e produtos químicos, passa por prensas secadoras, e posteriormente, é encaminhado para o processo de vaporização. No descontínuo, o tecido é submetido a um processo de vaivém, sendo enrolado e desenrolado entre dois cilindros, ao mesmo tempo que passa por um tanque contendo as tintas e produtos auxiliares.

Os despejos provenientes deste processo são variados, devido aos diferentes tipos de corantes e da forma de aplicação, são volumosos, possuem forte coloração e em alguns casos, são tóxicos. A DBO é geralmente baixa, mas pode atingir 37% da carga total.

**Lavagem:**

Os tecidos estampados, tingidos e os que se destinam diretamente ao acabamento, são lavados em ensaboadeiras. Os despejos das ensaboadeiras possuem volume elevado e principalmente nas primeiras etapas de lavagem são altamente concentrados em função dos tecidos conterem gomas, corantes e outros produtos químicos.

**Acabamento:**

É a última fase no processamento do tecido e consiste na aplicação de gomas e resinas, que são secadas ou fixadas sob temperaturas controladas, a fim de que o tecido receba o toque solicitado pelo comprador, e é executado por meio de processos mecânicos e químicos. Os despejos, que são oriundos da lavagem das máquinas e pisos, podem conter uréia, formol, trifosfato, amido, estearato, óleos, emulsões e resinas polivinílicas e sais de magnésio.

**2.2. CARACTERIZAÇÃO DOS DESPEJOS TÊXTEIS**

De acordo com BRAILE (1979), os despejos oriundos das máquinas de impressão em cores e de acabamento, de modo geral, têm pequeno volume, são decorrentes das operações

de limpeza das máquinas e lavagem das caldeiras, e são constituídos por amido, corantes, gomas, graxas e resinas.

Os despejos compostos provenientes das diversas seções são constituídos de:

- compostos orgânicos: amido, dextrina, gomas, glucose, graxas, pectina, álcoois, ácido acético, sabões e detergentes;
- compostos inorgânicos: hidróxido de sódio, carbonato, sulfato e cloreto.

MARTINS (1997) apresenta os valores médios de características físico-químicas dos efluentes gerados em diversas indústrias têxteis catarinenses, medidos ao longo de 1995:

**Tabela 2.1 - Características médias dos despejos têxteis em Santa Catarina**

PARÂMETRO	VALOR
Temperatura (° C)	35 a 40
pH	7,2 a 11,7
DQO (mg/l)	1050 ± 380
DBO (mg/l)	315 ± 120
Sólidos Sedimentáveis (ml/l)	3 ± 2

Fonte: MARTINS (1997)

Em um levantamento efetuado em indústrias têxteis de Blumenau - SC, chegou-se aos seguintes dados médios:

**Tabela 2.2. Características de Efluentes Têxteis de Blumenau ( Bruto e após tratamento)**

PARÂMETRO	EFLUENTE BRUTO	EFLUENTE TRATADO
pH	10,31	7,95
DQO (mg/l)	850,00	223,00
DBO (mg/l)	351,00	88,00
Sól. Totais (mg/l)	3.624,30	2.304,20
Sól. Tot. Fixos (mg/l)	2.028,80	1.416,60
Cor (PtCo)	1.861,00	649,00

Fonte: Prefeitura Municipal de Blumenau (1996) - (trabalho não publicado)

Uma característica dos efluentes têxteis que tem sido objeto de várias pesquisas, por constituir-se em um problema de ampla magnitude, é a presença de corantes. BISHOP (1996) relata que, durante o processo de tingimento, somente 60 a 90% do corante aplicado fica fixado, sendo que o remanescente é perdido nas operações de lavagem que sucedem o tingimento. Segundo este autor, aproximadamente 100.000 toneladas/ano de corantes são lançadas em efluentes provenientes de operações de tingimento.

Nas indústrias têxteis são utilizados diversos tipos de corantes, conforme o resultado específico que se deseja obter. De acordo com MARTINS (1997), os mais comuns utilizados nas indústrias têxteis de Santa Catarina são:

### **Corantes azóicos**

Os corantes azóicos são caracterizados pela presença de um ou mais azo grupos (-N=N-), e, em associação com um ou mais sistemas aromáticos, são utilizados principalmente nas cores vermelha, amarela e laranja. Estas moléculas são de difícil degradabilidade, porém, sob condições anaeróbias, alguns tipos de bactérias podem reduzir o corante, quebrando a ligação e formando aminas aromáticas como benzidina, acetilbenzidina etc. A maioria dos azocorantes não possuem normalmente efeitos citotóxicos, mutagênicos ou carcinogênicos, mas as aminas aromáticas produzidas geralmente possuem, e são recalcitrantes, não podendo ser biotransformados sob condições anaeróbias. Contudo, os metabólitos de alguns tipos de azocorantes podem ser mineralizados através de processos aeróbios. (HARMER e BISHOP, 1992; BISHOP, 1996).

### **Corantes Reativos**

Os corantes reativos constituem a maior classe de corantes, possuindo uma grande variedade de cores, e são também os mais comumente utilizados, devido à sua capacidade de combinação química com fibras celulósicas (algodão, viscose, linho, lã e seda), apresentando boa-solidez. Além disso, possuem características favoráveis para rapidez da reação, facilidade de operação e baixo consumo de energia na aplicação (MARTINS, 1997).

De acordo com FELLER (1995), os corantes reativos estão incluídos no grupo dos azocorantes, pois cerca de 80% dos corantes reativos são caracterizados quimicamente pela presença de pelo menos um grupamento azo.

### **Corantes ácidos**

São compostos por sais de sódio, em geral a partir de ácidos sulfônicos ou ácidos carboxílicos. São corantes aniônicos, bastante solúveis em água, e são empregados no tingimento de fibras nitrogenadas: lã, seda, nylon e algumas fibras acrílicas. Estes corantes não são recomendados para algodão, pois não possuem afinidade por fibras celulósicas.

### **Corantes diretos**

São aplicados ao tingimento de fibras celulósicas, principalmente o algodão, podendo ser utilizados para tingir lã, couro, papel e seda. A maioria dos corantes diretos são di, tri e poliazos.

### **Corantes dispersos**

São definidos como substâncias insolúveis em água, tendo afinidade com uma ou mais fibras hidrófobas, como por exemplo, acetato de celulose. São também utilizados no tingimento de nylon, triacetato, poliéster e acrílicos.

### **Corantes ao enxofre**

São compostos orgânicos complexos, insolúveis em água, utilizados principalmente para conferir cor preta em fibras celulósicas. Conferem odor aos efluentes e dificultam a remoção da cor destes.

## 2.3. SISTEMAS BIOLÓGICOS DE CULTURA FIXA - BIOFILME

### 2.3.1. Características do Biofilme

Segundo SHIEH e KEENAN (1986), o biofilme pode ser definido como uma matriz gelatinosa formada na superfície de um meio suporte sólido, a qual é composta primariamente por carboidratos, que são polimerizados para produzir polissacarídeos ramificados ou lineares. Segundo COSTERTON (1978), citado por TAVARES (1992), as cadeias polissacarídicas são constituídas de moléculas glucídicas e são produzidas graças à ação das enzimas bacterianas chamadas polimerases.

#### 2.3.1.1. Características biológicas do biofilme

De acordo com as observações feitas por NGUYEN (1989), o biofilme aeróbio é constituído por bactérias aeróbias gram negativas, tais como *Pseudomonas*, *Aeromonas*, *Arthrobacter*, *Flavobacter*, *Achromobacter*, e bactérias filamentosas. A camada externa do biofilme não é regular e uniforme, sendo que a superfície é muito rugosa.

#### 2.3.1.2. Características físicas do biofilme

As principais características físicas do biofilme são o volume e a massa. O volume pode ser avaliado pela espessura. A massa volumétrica do biofilme seco ( $X_f$ ) é dada pela massa de matérias voláteis por volume de biofilme úmido. A massa de matérias voláteis mais a massa de água por volume de biofilme dá a massa volumétrica do biofilme úmido ( $\rho_f$ ) (COSTA, 1989).

SHIEH e KEENAN (1986) constataram que um biofilme espesso não possui necessariamente uma maior taxa de conversão que um biofilme delgado, devido à resistência à transferência de massa imposta à estrutura gelatinosa do biofilme. Então, quando a espessura é menor que o valor crítico, o biofilme é totalmente ativo. Quando a espessura exceder ao valor crítico, somente aquela porção do biofilme com espessura menor que o valor crítico é ainda ativa. Do mesmo modo, BELKHADIR (1986) reporta que o biofilme constitui-se de

microorganismos ativos e inativos. Conseqüentemente, um acréscimo na espessura do biofilme não induz a um correspondente acréscimo na taxa de conversão do substrato.

### **2.3.1.3. Características químicas do biofilme**

A composição inorgânica do biofilme varia de acordo com a composição química do substrato, o que pode afetar a estrutura do biofilme, e certamente afeta suas propriedades biológicas e físicas. A presença de cálcio, magnésio e ferro afeta as ligações intermoleculares entre os exopolímeros excretados pelas bactérias.

A composição orgânica varia com a fonte de carbono disponível no substrato para o metabolismo bacteriano, e certos elementos como o nitrogênio, fósforo e enxofre, em concentrações capazes de limitar o crescimento, estimulam a produção de polissacarídeos, que possuem alta propriedade de absorção (SHIEH e KEENAN, 1986 e COSTA, 1989).

### **2.3.2. Fatores Que Afetam a Formação do Biofilme**

A acumulação dos microorganismos é o resultado de fenômenos físicos e biológicos, os quais têm sido investigados por muitos pesquisadores. Segundo alguns autores, citados por TAVARES (1992), esta acumulação divide-se em três etapas, que são: a adsorção de microorganismos (etapa reversível); a fixação irreversível e a colonização da superfície do sólido ligada ao crescimento e à multiplicação dos microorganismos aderidos. O crescimento dos microorganismos conduzirá à formação da biomassa ou volume do biofilme.

A estrutura externa do biofilme é altamente heterogênea (formada por diversas microcolônias) e muito complexa. Em geral, são formadas protuberâncias ou estruturas filamentosas nos biofilmes aeróbios.

Os fatores que afetam a formação e a estrutura do biofilme são:

### 1. Materiais polissacarídicos:

De acordo com SHIEH e KEENAN (1986), os microorganismos aderidos secretam os materiais polissacarídicos, que possuem alta propriedade absorviva, responsáveis por manter os microorganismos agrupados, e permitem que os microorganismos do biofilme cresçam em meio nutriente extremamente diluído.

### 2. Características do suporte:

As propriedades da superfície do sólido são importantes na formação inicial do biofilme, sendo que alguns autores afirmam que a rugosidade da superfície é um fator mais importante que as suas características físico-químicas (VAN LOOSDRECHT et al., 1995). NAVARRO et al (1984) e FAUP (1982), citados por TAVARES (1992), ressaltaram a importância da presença de poros e cavidades na superfície do material, para aumentar as zonas de fixação bacteriana. Por outro lado, as células aderidas na superfície rugosa podem ser protegidas do desprendimento devido ao cisalhamento, de modo a manterem-se na superfície o tempo necessário para ocorrer a adesão irreversível, o crescimento de uma microcolônia e, posteriormente, o biofilme.

### 3. Espécies microbianas:

A produção da biomassa e a taxa de crescimento dependem fortemente do tipo de microorganismos presentes no sistema. Culturas heterogêneas mostraram uma apreciável superioridade sobre culturas puras para o crescimento do biofilme. Existem certas espécies de microorganismos ou grupos fisiológicos que são mais prováveis para aderir e reproduzir na superfície do meio. Segundo FLETCHER (1985), citado por TAVARES, (1992), existem bactérias, denominadas oligotróficas, que são adaptadas ao crescimento em meios com baixos níveis nutricionais, e bactérias que são facilmente adaptáveis a meios com altas concentrações de nutrientes, as bactérias copiotróficas, De um modo geral, as oligotróficas tem maior capacidade para produção de polissacarídeos.

### 4. Características do substrato e concentração:

O crescimento do biofilme é o resultado da transferência de massa do substrato, e subsequente conversão do substrato pelo biofilme, cuja composição afeta fortemente a produção de polissacarídeos no biofilme. A glicose e outros açúcares, que são compostos de baixo peso molecular, podem ser transportados e assimilados diretamente pelas células, bem

como a presença de nutrientes tais como nitrogênio, fósforo e enxofre estimulam o crescimento do biofilme na superfície do suporte, pois são importantes para a produção de polissacarídeos. TAVARES (1992) concluiu que a produção de polissacarídeos é dependente da relação proteína/carboidrato do substrato.

#### 5. Condições hidrodinâmicas:

A taxa de colonização do suporte e a formação do biofilme são extremamente sensíveis aos efeitos das forças de cisalhamento e ao atrito entre as partículas (COSTA, 1989; TAVARES, 1992). A estrutura externa do biofilme é influenciada pelo balanço entre o desprendimento (resultante das forças de cisalhamento) e o processo de crescimento (resultante da taxa de crescimento superficial específica) (VAN LOOSDRECHT et al., 1995).

#### 6. Condições Ambientais:

EHLINGER et al (1989), constataram que o pH básico é desfavorável para a adesão das proteínas sobre o suporte, mas não influencia na adesão dos polissacarídeos, e MOZES et al. (1987) observaram que o pH ácido (entre 4 e 5) é muito favorável para a maior parte das fixações bacterianas hidrófilas, ambos citados por NGUYEN (1989). SHIEH e KEENAN (1986) afirmam que a máxima produção de polissacarídeos para uma cultura microbiana ocorre com pH neutro.

JARMAM et al.(1978), citados por BERGAMASCO (1996), observaram que a produção de exopolissacarídeos por *Nitrobacter vinelandie* ocorreu sob todas as condições de limitação, porém, sob limite de O<sub>2</sub>, diminuiu significativamente a produção destes polímeros.

#### **2.3.3. Crescimento do biofilme**

BELKHADIR (1986) e NGUYEN (1989) apresentam o crescimento do biofilme em seis fases: fase de latência, fase de aceleração, fase de acumulação, fase de declínio, fase de estabilização e fase de desprendimento ou queda.



### 1. Fase de latência ou de ativação:

Corresponde ao fenômeno de adsorção de moléculas orgânicas sobre a superfície áspera do suporte (etapa passiva de fixação) e fixação bacteriana, por meio de forças de interação eletrostáticas ou não eletrostáticas, e das forças atrativas de Van de Waals (etapa ativa). Ocorre, então, a formação de pequenas colônias dispersas, situadas preferencialmente nas protuberâncias da superfície rugosa

Percebe-se que o efeito da mobilidade, da energia livre ou da carga superficial são particularmente eficazes sobre a fixação. A quantidade de bactérias fixas depende do valor da tensão crítica da superfície. Os fatores da geometria da superfície e dos materiais do suporte influenciam muito a fixação bacteriana.

Mecanismos da fixação bacteriana: A adesão é feita por meio de um embaralhamento das fibras polissacarídicas realizando a *glicocalix*, espécie de capa envolvendo uma única célula ou colônia bacteriana. Existem três enzimas na superfície bacteriana e através destas enzimas, as *glucosil-transferases*, provocam a polimerização da glucose em polissacarídeos de cadeias longas chamadas *glicanes*, insolúveis na água. A *glicane* pode aderir diretamente na superfície. A segunda, uma *frutosiltransferase*, permite igualmente a polimerização da frutose em polissacarídeos solúveis na água e liberado da glucose. As fibras polissacarídicas são, na maior parte, carregadas negativamente e podem se aderir aos íons bivalentes positivos do suporte.

BELKHADIR (1986) cita a constatação por muitos cientistas que no curso da fixação, as bactérias secretam a matéria colante (*glicocalix*) e produzem os exopolímeros permitindo uma adesão bactérias/sólidos.

Alguns autores, como MOZES et al. (1987), citado por NGUYEN (1989), concluem que as bactérias se fixam sobre um suporte por equilíbrio de forças eletrostáticas e das forças atrativas de Van der Waals. É evidenciada a influência das interações entre forças eletrostáticas e não eletrostáticas e de repulsão célula-célula, ou célula-suporte para diferentes espécies microbianas sobre diferentes suportes.

A duração desta fase é muito rápida. Ela depende enormemente da concentração do substrato para o mesmo suporte. No que concerne à cinética de crescimento, esta fase é difícil de controlar.

## 2 Fase de aceleração ou dinâmica:

Esta etapa corresponde a uma verdadeira explosão do fenômeno, sendo que, se o substrato orgânico e o oxigênio estiverem disponíveis em grande excesso, no início desta fase, os microorganismos totalmente ativos em suspensão colonizam o suporte à taxa de crescimento máxima. Estas colônias se ampliam, e se espalham por toda a superfície. No decorrer desta fase, constata-se que:

- a taxa de produção de polissacarídeos e de proteínas aumenta muito rápido;
- ocorre uma queda extremamente rápida e massiva da concentração em substrato;
- há um forte consumo de oxigênio. O teor inicial de oxigênio dissolvido torna-se, então, limitante, é necessário o aporte de oxigênio por meio de uma fonte exterior;
- há uma acumulação muito nítida em biomassa.

Ao final desta fase, a biomassa fixa se apresenta como uma camada muito fina (entre 30-90  $\mu\text{m}$  de espessura), mas a biomassa continua a se acumular. As bactérias filamentosas começam então a aparecer sobre a camada periférica, cujo fenômeno depende do teor de oxigênio (quanto maior o teor de oxigênio, mais rápido as filamentosas crescem). Neste momento, a superfície do biofilme torna-se rugosa e não plana. A superfície rugosa, é responsável pelo fenômeno difusional de utilização de  $\text{O}_2$  e do substrato na superfície do biofilme, assim como os efeitos de cisalhamento entre o filme e o fluxo de líquido. Concluindo, a superfície rugosa favorece então as reações de troca na interface biofilme/líquido. Por outro lado, nesta fase a concentração do substrato na saída tende a um valor limite mínimo não nulo ( $S_{\text{min}}$ ). A quantidade de oxigênio consumido já atende, assim, a um valor máximo. Isto implica que a capacidade do biofilme em consumir o substrato tende ao seu máximo.

A evolução das matérias secas totais do biofilme ( $M_b$ ) não traduz este estado de equilíbrio. Segundo BELKHADIR (1986), o biofilme é constituído por microorganismos ativos e microorganismos inativos.

Uma bactéria ativa ( $M_a$ ) é definida como uma bactéria que degrada o substrato, e pode constituir o ponto de partida para novas colônias ou participar do desenvolvimento de colônias já existentes, proliferando na sua periferia. Quando a superfície está inteiramente ocupada e o consumo de oxigênio atende a um valor máximo, isto caracteriza uma quantidade de biomassa ativa máxima e constante ( $(M_a)_{max}$ ).

Uma bactéria inerte ou desativada ( $M_d$ ) é definida como uma bactéria não desempenhando mais nenhum papel no processo de despoluição. Esta biomassa, situada *a priori* no interior das colônias, resulta da transformação de bactérias ativas que perderam sua capacidade de degradação do substrato mas que conservam certas atividades enzimáticas. Esta desativação, ligada ao efeito do confinamento, depende da fração de superfície ocupada.

No que concerne ao processo de despoluição, a fase de aceleração desempenha um papel importante, que corresponde ao de um regime permanente em relação às bactérias ativas ( $M_a$ ). É por isso que se denomina fase dinâmica de crescimento.

### 3. Fase de acumulação linear

A fase de crescimento linear do biofilme corresponde a uma taxa constante de acumulação da biomassa sobre o suporte. No decorrer desta fase, observa-se que:

- a concentração do substrato na saída do reator fica constante e mínima, e depende da concentração de oxigênio dissolvido;
- o consumo de oxigênio pelos microorganismos é constante e máximo;
- a espessura ou a massa do biofilme continua a aumentar de modo linear em função do tempo, devido à acumulação da biomassa desativada, pois a biomassa ativa deve atender um valor constante e máximo.

### 4. Fase de declínio:

No decorrer desta fase, os fenômenos físicos tornam-se preponderantes, sendo que o biofilme torna-se sensível, em particular, às pressões de cisalhamento sobretudo no caso de um biofilme aeróbio obtido com alta concentração em oxigênio dissolvido, notadamente por causa de sua estrutura filamentosa pouco aderente. Então, o declínio está ligado aos esforços

hidrodinâmicos, onde os efeitos aumentam com a espessura do biofilme e a velocidade do líquido, que impedem as acumulações adicionais do biofilme.

A massa total do biofilme, a espessura, a atividade bacteriana (ATP, ADH), os teores de proteínas, de polissacarídeos tendem aos valores máximos, enquanto que as concentrações em oxigênio e em substrato na saída ficam sempre constantes. Pode-se dizer que o sistema tende ao regime permanente em relação ao biofilme.

As matérias em suspensão aumentam em função da taxa de oxigênio dissolvido.

#### 5. Fase estacionária ou de estabilização do biofilme

Esta fase é caracterizada por um equilíbrio ecológico entre os microorganismos na fronteira das duas zonas. Neste período, a massa total do biofilme atinge valores máximos, que caracterizam um regime permanente em relação à fase sólida embora o regime permanente na fase líquida seja estável. Por esta razão é chamada fase estacionária. Durante esta fase, o desprendimento será igual à acumulação do biofilme, que se traduz por uma velocidade nula de crescimento do biofilme.

#### 6. Fase de queda ou desprendimento

O desprendimento do biofilme é um fenômeno aleatório que depende do comportamento das bactérias fixas diretamente no suporte e da forte acumulação do biofilme. Caracteriza-se por fatores biológicos como a "lise" celular nas camadas profundas, pelas modificações das interações bactérias-suporte e por fatores físicos, tais como ações de forças da gravidade e as forças tangenciais sobre a massa do biofilme. Nesta fase, as matérias em suspensão aumentam e os regimes permanentes de funcionamento em relação às concentrações do substrato e em biomassa são desequilibrados. Por outro lado, observa-se uma reconstituição do substrato na fase líquida devido à perda parcial ou total do biofilme. Ocorre, então, um fenômeno de crescimento de um novo biofilme no lugar onde parte do biofilme desprendeu.

### **2.3.4. Principais Vantagens dos Processos de Culturas Fixas:**

Os processos que utilizam culturas fixas apresentam muitas vantagens em relação àqueles que trabalham com biomassa floculada. NOUVION (1986), citado por COSTA (1989), cita como principais vantagens dos processos com biofilmes:

- entrada rápida em regime;
- boa performance, principalmente na eliminação das matérias em suspensão;
- nenhum risco de perda total da biomassa;
- tempo de detenção reduzido para unidades de tamanho 5 a 10 vezes menor que em processos convencionais;
- maior capacidade para absorver as bruscas variações das cargas de poluição.

BISHOP (1997) inclui como vantagem a habilidade que os biofilmes têm para suportar uma grande variedade de população microbiana em variadas locações dentro deste, as quais podem degradar diferentes substratos, bem como a capacidade de isolamento do glicocalix ao redor dos microorganismos, que os protege da ação danosa dos agentes tóxicos.

## **2.4. REATORES DE LEITO FLUIDIZADO**

### **2.4.1. Processo de Fluidização:**

De acordo com a definição dada por PONCELET et al. (1985), a fluidização de um sólido por um líquido consiste em manter contato entre duas ou mais fases físicas distintas, de composição química diferente. Este processo consiste em pôr as partículas sólidas do reator em suspensão por meio de uma corrente líquida e/ou gasosa ascendente. O comportamento das partículas é função da velocidade ascensional do líquido no sistema com duas fases, e do líquido e do gás no sistema trifásico.

### **2.4.2. Descrição do Processo do Reator de Leito Fluidizado:**

O tratamento biológico de esgotos orgânicos solúveis (domésticos ou industriais), requer o íntimo contato de componentes reativos (substrato, biomassa e oxigênio). Um modo

de aumentar a taxa de reação (e reduzir a dimensão da planta), é aumentar a concentração de biomassa, o que pode ser obtido através da fluidização do meio. Para isto, desenvolveram-se dois tipos de reatores biológicos de leito fluidizado, que são: reator de leito fluidizado bifásico e reator de leito fluidizado trifásico.

Em um reator de leito fluidizado bifásico, a água residuária a ser tratada é bombeada e passa em fluxo ascendente pelo leito com velocidade suficiente para induzir a fluidização do meio, ou seja, a fluidização é caracterizada por uma velocidade de líquido superior à velocidade mínima de fluidização. Uma vez fluidizado, cada partícula proporciona uma alta área superficial por unidade de volume para a formação e crescimento do biofilme, que resulta em uma maior concentração da biomassa. A velocidade mínima de fluidização em meio bifásico pode ser estimada a partir de correlações teóricas, que se baseiam no princípio de que a fluidização é obtida quando a força exercida pelo líquido ascendente é igual ao peso específico do sólido (ERGUN, 1952, citado por HATZIFOTIADOU, 1989):

$$\left| \begin{array}{l} \text{perda de carga ao} \\ \text{longo do leito} \end{array} \right| \times \left| \begin{array}{l} \text{secção transversal} \\ \text{da coluna} \end{array} \right| = \left| \begin{array}{l} \text{volume} \\ \text{do leito} \end{array} \right| \times \left| \begin{array}{l} \text{fração de} \\ \text{sólidos} \end{array} \right| \times \left| \begin{array}{l} \text{peso específico} \\ \text{dos sólidos} \end{array} \right|$$

ou

$$\Delta P \cdot S = S \cdot H(1 - \varepsilon)(\rho_s - \rho_l) \cdot g \quad (2.1)$$

A perda de carga provocada pela passagem do líquido é, então:

$$\Delta P = H(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_l) \cdot g \quad (2.2)$$

$\Delta P$ : perda de carga ( $M.L^{-1}.T^{-2}$ )

H: altura do leito (L)

$\varepsilon_{mf}$ : porosidade do leito para velocidade mínima de fluidização

$\rho_s$ : massa volumétrica do sólido ( $M.L^{-3}$ )

$\rho_l$ : massa volumétrica do líquido ( $M.L^{-3}$ )

$g$ : aceleração da gravidade ( $L.T^{-2}$ )

A perda de carga pode ser expressa pela correlação de ERGUN (1952), e extrapolada para o início da fluidização:

$$\frac{\Delta P}{H} = 150 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{\mu_l U_{mf}}{\rho_l g d_p^2} + 1,75 \cdot \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \cdot \frac{U_{mf}^2}{d_p g} \quad (2.3)$$

$\mu_l$ : viscosidade dinâmica do líquido ( $M.L^{-1}.T^{-1}$ )

$U_{mf}$ : velocidade ascensional do líquido ( $L.T^{-1}$ )

$d_p$ : diâmetro da partícula ( $L$ )

Combinando as duas expressões, a velocidade mínima de fluidização será dada por:

$$\frac{1,75}{\epsilon_{mf}^3} \cdot Re_{mf}^2 + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \cdot Re_{mf} = Ga \quad (2.4)$$

$Re_{mf}$ : número de Reynolds nas condições mínimas de fluidização

$Ga$ : número de Galileu

Se as partículas não são esféricas, deve ser feita a correção através do coeficiente de esfericidade, que pode ser calculado da seguinte forma (KUNII e LEVENSPIEL, 1969, citados por COSTA, 1989):

$$\phi = \frac{\text{Superfície de uma esfera de mesmo volume da partícula}}{\text{Superfície da partícula}} \quad (2.5)$$

Se os parâmetros  $\varphi$  e  $\varepsilon_{mf}$  não forem conhecidos, podem ser determinados através da expressão de WEN e YU (1966), citados por COSTA (1989):

$$\frac{1}{\varphi \varepsilon_{mf}} = 14 \quad (2.6)$$

$$\frac{1}{\varphi^2 - \varepsilon_{mf}} = 11$$

Finalmente, a velocidade mínima de fluidização poderá ser dada por:

$$Re_{mf} = \{(33,7)^2 + 0,0408Ga^{1,0,5} - 33,7 \quad (2.7)$$

onde:

$$Re_{mf} = \frac{dp \cdot \rho_l \cdot U_{mf}}{\mu_l} \quad (2.8)$$

$$Ga = \frac{dp^3 \cdot \rho_l (\rho_s - \rho_l) g}{\mu^2} \quad (2.9)$$

O processo de leito fluidizado trifásico, por sua vez, utiliza simultaneamente a injeção de gás e líquido, o que melhora a transferência líquido/sólido e induz alta força de cisalhamento que controla a espessura do biofilme. Com isto, os reatores de leito fluidizado têm como vantagem adicional o fato de poderem permitir o desenvolvimento de biofilmes extremamente finos e densos. A fluidização das partículas em um processo trifásico é função de muitas variáveis interrelacionadas, como densidade das partículas, espessura do biofilme, densidade do biofilme e velocidade do líquido e do gás (CHANG & RITTMANN, 1993).

A importância do controle da espessura do biofilme é devido ao fato de que, em leito fluidizado aeróbio, na eliminação de poluição carbonácea, a taxa de crescimento dos microorganismos pode ser muito intensa, em função da carga do substrato. Ressalta-se que a



atividade específica do biofilme não está ligada à sua espessura, pois, qualquer que seja ela, a reação tende à reação de superfície (MOREAU et al, 1993). Estes reatores permitem mistura completa, e toleram variação de carga, concentração e temperatura, e são caracterizados por alta taxa de remoção carbonácea. LERTPOCASOMBUT (1991) obteve cargas orgânicas eliminadas entre 4,6 e 10,1 kgDBO/m<sup>3</sup> dia, TAVARES (1992) obteve uma eficiência média de remoção de DQO de 83% para uma COV aplicada de 8,10 kgDQO/m<sup>3</sup>.dia e BERGAMASCO (1996), para uma COV aplicada de 13,68kgDQO/m<sup>3</sup>.dia, apresentou uma eficiência de até 89,46% de remoção de DQO.

## **2.5. COMPORTAMENTO HIDRODINÂMICO DE UM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO TRIFÁSICO AERÓBIO**

Os reatores de leito fluidizado trifásico apresentam um comportamento hidrodinâmico muito complexo. Para assegurar a viabilidade do tratamento de diversos tipos de efluentes nos mesmos, devem ser observados os seguintes parâmetros operacionais que condicionam o desenvolvimento do biofilme e afetam a eficiência do processo:

### **2.5.1. Parâmetros Ligados à Hidrodinâmica das Fases Líquida, Sólida e Gasosa no Interior do Reator:**

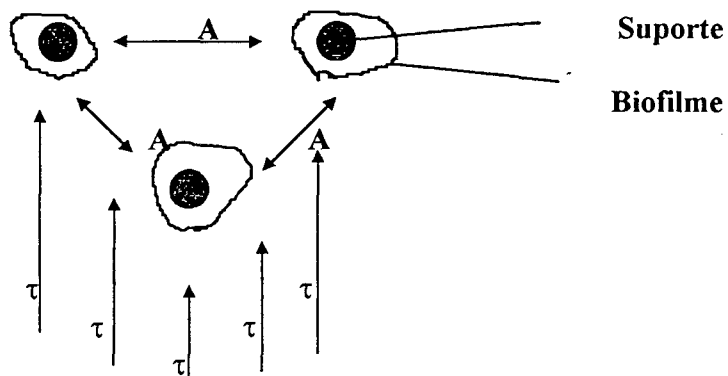
A adição da fase gasosa altera significativamente o regime hidrodinâmico do leito fluidizado. Podem ocorrer mudanças efetivas na expansão do leito, na porosidade, retenção líquida e sólida, as quais podem afetar a acumulação do biofilme, o desprendimento do biofilme e a taxa de remoção do substrato.

Os mecanismos que controlam os desprendimentos ou queda do biofilme devido à hidrodinâmica de um reator com leito fluidizado trifásico são ainda pouco conhecidos. A taxa de desprendimento do biofilme é uma função complexa de muitas variáveis, como a hidrodinâmica das fases, características do suporte e morfologia do biofilme (CHANG et al., 1991).

Para se assegurar um adequado funcionamento do reator de leito fluidizado trifásico, é fundamental a manutenção da colonização do suporte em regime permanente em termos de biomassa aderida, ou retenção do biofilme, que é assegurada se os biofilmes são mantidos finos. Neste contexto, a velocidade superficial do gás figura como uma das variáveis de operação mais importantes para o controle da espessura do biofilme e sua retenção no reator.

Os parâmetros físicos são: o cisalhamento pela passagem de água e de ar e o atrito representado pelo choque entre as partículas do leito. Estes fenômenos dependem dos mesmos parâmetros, a saber: a velocidade do líquido e a velocidade superficial do gás. Para o atrito, contudo, é necessário levar em conta o efeito do material suporte.

O estado do sistema pode ser caracterizado pela porosidade do leito ( $\epsilon$ ), a qual depende da velocidade ascensional do líquido e do tamanho, da densidade e da forma das partículas. O volume ocupado pelo material (retenção sólida  $\epsilon_s$ ) é igual a  $1-\epsilon$ . O choque entre as partículas (atrito) é função de sua concentração e da porosidade do leito (COSTA, 1989). A figura 2.1 apresenta um esquema dos parâmetros físicos de controle do biofilme.



$\tau$ - cisalhamento pela água e ar

A - atrito: choque entre as partículas

**Figura 2.1** - Esquema dos parâmetros físicos que condicionam o biofilme em um leito fluidizado. Fonte: COSTA (1989)

### **2.5.1.1. O efeito do cisalhamento**

As perdas por cisalhamento são devidas às forças de cisalhamento causadas pela velocidade superficial do gás e do líquido. Elas agem sobre a superfície do biofilme, sendo importante ressaltar novamente que as perdas dependem não somente da força de cisalhamento mas também da estrutura do biofilme.

Quando as velocidades de passagem do líquido são mais elevadas, observa-se uma taxa de crescimento bacteriano mais efetiva, bem como o efeito devido ao cisalhamento é mais forte, a difusão do substrato é função da velocidade da água (SHIEH e KEENAN, 1986 e CHARAKLIS, 1973 citados por COSTA, 1989), observaram que o biofilme se desenvolvendo sob condições de forte cisalhamento, adere mais fortemente ao material suporte.

TAVARES et al.(1995) observaram que o aumento da velocidade superficial do gás causou uma redução na massa de proteína e polissacarídeos aderidos no suporte, fator utilizado como indicador da acumulação do biofilme. Concluíram, então, que a acumulação do biofilme decresce com o aumento deste parâmetro, embora a eficiência média de remoção de DQO não seja afetada pela velocidade superficial do gás.

### **2.5.1.2. O efeito do atrito**

As perdas por atrito resultam das colisões entre as partículas do leito. Estas perdas são função da superfície exposta do biofilme e da frequência das colisões. A intensidade dos choques depende do tamanho e da densidade do material. Sua frequência depende da concentração em partículas, dependendo esta da porosidade do leito.

### **2.5.1.3. Retenção sólida, líquida e gasosa**

A retenção da fase sólida, líquida e gasosa é afetada pela velocidade do gás e do líquido, e pelas propriedades do sólido, tais como diâmetro e densidade.

A determinação da retenção das três fases é importante, pois através dela se determina a porosidade do leito, que é definida como a fração do volume do leito ocupado pela fase líquida e gasosa. Deste modo, a porosidade é diretamente proporcional à altura do leito fluidizado (HATZIFOTIADOU, 1989). A retenção de cada fase representa a fração volumétrica de leito ocupada por esta fase, e a soma delas é igual a 1 (HATZIFOTIADOU, 1989; TAVARES, 1992, CHANG et al., 1993).

$$\varepsilon_l + \varepsilon_s + \varepsilon_g = 1 \quad (2.10)$$

A porosidade do leito é definida pela soma das retenções gasosa e líquida

$$\varepsilon = \varepsilon_l + \varepsilon_g = 1 - \varepsilon_s \quad (2.11)$$

A retenção sólida pode ser calculada pela equação:

$$\varepsilon_s = \frac{M_s}{\rho_s \cdot S \cdot H} \quad (2.12)$$

onde  $M_s$  é a massa total de partículas suporte em [M],  $\rho_s$  é a densidade do sólido em  $[M.L^{-3}]$ ,  $S$  é a seção transversal da coluna em  $[L^2]$  e  $H$  é a altura do leito expandido em [L].

### 2.5.2. O Material Suporte

Como visto anteriormente, as características físicas do suporte, como rugosidade (microcavidades) e carga elétrica são essenciais ao desenvolvimento do biofilme.

Segundo OGER (1984), citado por COSTA (1989), o material suporte deve, fundamentalmente, possuir as seguintes propriedades:

- caracterizar-se por um estado de superfície essencialmente poroso, permitindo uma melhor adesão da biomassa;

- permitir a adsorção das substâncias poluentes a degradar, dos metabólitos resultantes desta degradação e das enzimas produzidas pelos microorganismos;
- apresentar uma boa resistência mecânica;
- possuir um tamanho ótimo para as condições de funcionamento do reator.

As características necessárias ao material suporte são então, de acordo com a companhia francesa Lyonnaise des Eaux (1985):

- tamanho efetivo da ordem de 100 a 400  $\mu\text{m}$ , para permitir uma superfície de troca importante por unidade de volume do reator;
- densidade próxima de 1, mas superior à da água, de modo que o material recoberto de biomassa sedimente naturalmente;
- porosidade : não há um valor preciso, mas não devem ser utilizados materiais muito lisos;
- resistência ao atrito < 25%, teste de friabilidade (30 minutos, 1500 golpes);
- coeficiente de uniformidade muito baixo, de modo a evitar os problemas de segregação das partículas com a expansão do leito. Um valor inferior a 1,5 é desejável;
- composição química - o material não deve ser solúvel no líquido a tratar; o valor do teste da perda ao ácido deve ser inferior a 2%.

#### **2.5.2.1. Materiais suporte de baixa densidade empregados por alguns pesquisadores:**

LERTPOCASOMBUT (1991) propôs a utilização de um material granular polimérico de baixa densidade ( $1180 \text{ kg/m}^3$ ) e diâmetro grande (2,7 mm), que se denomina OSBG (Optimized Support for Biological Growth), French Patent # 8 703 611 (1987) para a depuração carbonácea em reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, que apresentou os seguintes resultados:

- dois regimes estacionários: um relatado para a fase líquida, o outro para o biofilme;
- biofilmes muito finos de 15 a 35  $\mu\text{m}$  são capazes de remover 9 a 13  $\text{kgDQO}\cdot\text{m}^{-3}\cdot\text{d}^{-1}$ ;
- influência do fluxo de gás na retenção do biofilme: a alta taxa de vazão, a pouca espessura do biofilme sem perda da atividade. De fato, para uma velocidade do ar de 5,7 m/h, o biofilme acumulado no suporte é mais fino, a atividade específica decresce, mas a capacidade de remoção permanece constante. Quando o fluxo de ar é incrementado, parte

do biofilme é desprendido, então a atividade específica cresce, enquanto que a remoção de DTO (demanda total de oxigênio) permanece constante;

- Estas condições permitem um operação do reator muito estável e uma baixa produção de lodo: 0,11 a 0,23 kgMES/kg de DQO solúvel removida.

TAVARES (1992) verificou a influência das características físicas do suporte sobre o comportamento do reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, com três suportes diferentes: partículas de quitina, esferas de poliestireno e partículas OSBG.

A quitina é um polissacarídeo natural, encontrado nas cascas de crustáceos (siris, caranguejos, camarões etc.), com densidade de  $1400 \text{ kg/m}^3$  e diâmetro médio de 0,37 mm.

Os materiais poliméricos sintéticos (esferas de poliestireno e OSBG) possuem densidade volumétrica inferior à quitina, de  $1037$  e  $1180 \text{ kg/m}^3$  respectivamente, mas com diâmetro superior, na ordem de 2,0 e 2,7 mm, em média. As esferas de poliestireno passaram por um tratamento com ácido nítrico e solução sulfocrômica, para dotá-las com características de rugosidade e carga elétrica, condição necessária ao crescimento bacteriano.

Os resultados obtidos comprovaram que os materiais poliméricos são adequados para a formação de um biofilme fino, denso e ativo, e os três suportes comprovaram que a presença de poros e cavidades na superfície das partículas aumentam as zonas de fixação bacteriana, melhorando a performance do processo de tratamento de efluentes. A produção específica do lodo foi muito baixa, na ordem de 0,17 a 0,32 kg MES/kgDQO<sub>removida</sub>. Concluiu-se que o ambiente dos reatores é bastante oxidativo, devido à elevada transferência de oxigênio e pelas condições hidrodinâmicas de manutenção de biofilmes aeróbios finos.

HERNANDEZ-ROCHA (1992) empregou dois tipos de partículas: de PVC e poliestireno, com densidades de 1,10 e 1,17 g/ml e diâmetros médios de 2,50 e 2,40mm, respectivamente.

DISTLER et al. (1995) pesquisaram um recheio com partículas de poliestireno pré-expandido, com diâmetro médio de 2,50 mm e densidade de  $1010 \text{ kg/m}^3$ . Foram obtidos biofilmes finos e ativos. A produção específica de lodo foi de 0,36 kgSST/kgDQOremovida.

TOLEDO (1997) utilizou partículas de poliestireno pré-expandido, com diâmetro médio de 2,38 mm, densidade  $1015 \text{ kg/m}^3$ , as quais foram submetidas a um tratamento de superfície com solução sulfocrômica para dotá-las com as características de rugosidade e conseqüente maior aderência do biofilme. A produção de lodo observada foi de 0,16 a 0,28  $\text{kgSS/kgDQO}_{\text{removida}}$ .

BERGAMASCO (1996) pesquisou a utilização de partículas poliméricas para adesão microbiana em um reator de leito fluidizado trifásico. Foram estudados três suportes poliméricos: poliestireno, PVC e PVC + DOP "Plasticizer", com diâmetros médios de 2,33; 3,36 e 4,68mm e densidades de 1140; 1297 e 1205  $\text{kg.m}^{-3}$ , respectivamente. Estes suportes passaram por um tratamento ácido, para acrescentar-lhes características superficiais de rugosidade, porosidade e carga elétrica, com o objetivo de melhorar a adesão microbiana e a performance do processo de tratamento biológico.

As eficiências de remoção de DQO variaram de 51 a 89,5%, e as produções específicas de lodo observadas foram de 0,05 e 0,08  $\text{kgbiomassa.kgDQO}_{\text{rem}}^{-1}$  para partículas de PVC + DOP e 0,16  $\text{kgbiom.kgDQO}_{\text{rem}}^{-1}$  para partículas de PVC.

### **2.5.3. A Temperatura**

A temperatura desempenha um papel importante sobre o crescimento dos microorganismos. Uma seleção natural das bactérias é feita segundo as temperaturas nas quais se trabalha. De acordo com SHIEH et al. (1981), citados por COSTA (1989), a produção de polissacarídeos é freqüentemente maior quando as temperaturas não são ótimas para o crescimento bacteriano.

### **2.5.4. Influência dos Parâmetros Biológicos e Químicos**

#### **2.5.4.1. O efeito das cargas aplicadas**

A carga orgânica volumétrica aplicada é definida por:

$$COV = \frac{S_0 \cdot Q}{V} \quad (2.13)$$

onde:

$S_0$  = concentração do substrato na entrada do reator em  $[M.L^{-3}]$

$Q$  = vazão do efluente  $[L^3 \cdot T^{-1}]$

$V$  = volume do líquido do reator  $[L^3]$

A carga superficial aplicada é definida por:

$$Cs = \frac{S_0 \cdot Q}{A_m} \quad (2.14)$$

onde  $A_m$  = superfície disponível do material  $[L^2]$

RITTMAN (1985), citado por COSTA (1989), definiu três tipos de cargas volumétricas para os reatores com biomassa fixa: fraca, média e forte, tomando como base a taxa média de reação de superfície ou o fluxo médio do substrato no biofilme.

Um reator que funciona com forte carga volumétrica desenvolve um biofilme espesso e o fluxo de penetração do substrato não é proporcional à sua espessura; um reator com carga fraca aciona um biofilme fino com um fluxo de penetração proporcional à sua espessura; um reator com carga média trabalha a um fluxo de penetração do substrato que fornece um biofilme de espessura justa no limite da espessura do biofilme. Ainda de acordo com Rittman, obtém-se um melhor rendimento com reator de leito fluidizado quando se trabalha com carga fraca, devido a uma melhor atuação das forças de cisalhamento. Um biofilme fino fica menos exposto nas cavidades da superfície rugosa do material suporte. Trabalhando-se com carga forte, a massa específica das partículas é modificada, e estas, envolvidas por um biofilme espesso, tornam-se menos densas. A porosidade do leito aumenta e, em consequência, o atrito diminui.



#### 2.5.4.2. A taxa de transferência do oxigênio dissolvido no reator:

O oxigênio constitui um fator limitante do crescimento dos organismos nos processos aeróbios de depuração biológica. Em vista disto, o estudo da transferência de massa gás-líquido e a determinação de parâmetros de controle desta transferência são fundamentais para a performance deste processo.

Nos leitos fluidizados trifásicos, as principais etapas da transferência de massa são:

- a transferência de oxigênio da fase gasosa à líquida;
- a transferência do oxigênio e do substrato da fase líquida à superfície do biofilme;
- a transferência de produtos no biofilme.

Nos reatores de leito fluidizado trifásicos, constata-se que a introdução de ar no reator aumenta a turbulência do sistema. O efeito disto é que se consegue diminuir a espessura do biofilme, graças ao cisalhamento, e, por conseqüência, diminuir a resistência às transferências (COSTA, 1989).

A transferência de matéria gás-líquido é determinada através do coeficiente de transferência volumétrico de oxigênio ( $k_L a$ ) em água, onde “ $k_L$ ” é o coeficiente de transferência de matéria e “ $a$ ” é a área interfacial de troca. Este coeficiente depende das condições hidrodinâmicas, da retenção gasosa e do diâmetro das bolhas.

BIGOT (1990), citado por TAVARES (1992), apresenta a seguinte relação entre  $k_L a$  e  $U_G$  (velocidade superficial do gás):

$$k_L a = C U_G^n \quad (2.15)$$

onde  $C$  e  $n$  são constantes características do sistema que dependem de  $\epsilon_s$ .

TAVARES (1992) obteve elevados coeficientes volumétricos de transferência em sua instalação piloto, o que indica que os reatores de leito fluidizado trifásico operam a níveis satisfatórios de oxigênio dissolvido em seu interior.

## **2.6. UTILIZAÇÃO DE REATORES DE BIOMASSA FIXA PARA O TRATAMENTO DE EFLUENTES INDUSTRIAIS**

### **2.6.1. Tratamento de Efluentes Contendo Corantes Têxteis por Processos Biológicos De Cultura Fixa**

Atualmente tem sido desenvolvidas pesquisas em torno da biotransformação de efluentes que contêm corantes por processo de cultura fixa, devido às vantagens apresentadas pelo processo em relação aos de biomassa suspensa. Os resultados obtidos têm sido animadores, como se observa na seqüência:

HARMER e BISHOP (1992) investigaram a biotransformação do corante azóico laranja ácido- AO-7 (acid orange -7) em um efluente municipal sintético, utilizando um reator de biofilme de tambor rotativo. A taxa de remoção de AO-7 por biofilme foi de 18 a 97%, sendo que foram verificadas duas condições: a primeira, em alta concentração de oxigênio dissolvido e baixa carga de DQO e a segunda, com baixa concentração de OD e alta carga de DQO. Foram avaliadas também a produção e a degradação dos metabólitos intermediários.

ZAOYAN et al. (1992) estudaram o tratamento anaeróbio e aeróbio de um efluente têxtil por combinação de processo de biomassa fixa com biomassa suspensa, através de reator "RBC - Rotating Biological Contactor" - e lodo ativado. Os resultados mostraram uma redução de DQO de 75-80%, remoção da cor 72-78% e DBO de 95%, e uma produção de lodo muito baixa. Os autores concluíram que, no tratamento anaeróbio, além da redução de cor ocorre a redução da matéria fracamente biodegradável em matéria mais facilmente degradável, melhorando assim a performance do processo aeróbio.

GONÇALVES (1996) desenvolveu a caracterização e estudo da tratabilidade pelas vias físico-química e biológica aeróbia dos efluentes líquidos das lavanderias industriais de Colatina (ES), sendo que a tratabilidade por via biológica foi verificada através de um reator com biomassa fixa, mais especificamente um biofiltro aerado submerso em escala reduzida, alimentado com uma mistura de efluente de lavanderias com esgoto doméstico decantado. Foram testados três níveis de diluição: com 15%, 30% e 50% de efluente de lavanderia e 85%,

70 e 50% de esgoto doméstico sedimentado. Os resultados obtidos em termos de redução de DQO foram de 72%, 67% e 38%, respectivamente.

BISHOP (1996) testou uma grande variedade de corantes azóicos, no intuito de verificar sua habilidade em ser biodegradado aerobicamente em sistemas de biofilmes. Os reatores utilizados foram um tambor rotativo interno e um tambor estacionário externo. Dos 23 corantes azóicos testados, somente três demonstraram ser aerobicamente biodegradáveis: o laranja ácido - 7 (AO-7), laranja ácido - 8 (AO-8) e o vermelho ácido - 88 (AR-88). O autor verificou que a estrutura do corante desempenha um papel fundamental na sua degradabilidade, e afirmou que os processos de biomassa fixa constituem-se em um mecanismo melhor que os de biomassa suspensa para a remoção dos corantes azóicos.

COUGHLIN et al (1997) isolaram, de uma linhagem de bactérias capazes de degradar aerobicamente corantes azóicos, originalmente denominadas TBX65, duas espécies denominadas MC1 e MI2. A MI2 é capaz de utilizar um meio mineral contendo AO7 e AO8 como única fonte de carbono, energia e nitrogênio. A MC1 é capaz de reduzir o corante aerobicamente, somente na presença de uma fonte exógena de carbono e nitrogênio. Foram investigadas a sobrevivência e a habilidade para degradação de corante azóico da MC1 e MI2 em biofilmes gerados em um reator de tambor rotativo. Os autores concluíram que a MC1, sendo um cometabolizador de corantes azóicos, não é ideal para degradar o corante azóico em biofilmes. Contudo, a MI2 poderia competir melhor em uma comunidade de biofilme onde a utilização do corante azóico poderia ser um fator seletivo para sua sobrevivência.

### **2.6.2. Tratamento de Efluentes Industriais por Reator de Leito Fluidizado**

Os processos de biomassa fixa através de reatores de leito fluidizado estão sendo amplamente pesquisados e desenvolvidos para o tratamento aeróbio e anaeróbio de efluentes industriais (CHANG & RITTMANN, 1993).

São citados neste trabalho somente alguns autores que desenvolveram pesquisas com reatores de leito fluidizado aeróbio para remoção carbonácea. As altas taxas de remoção

obtidas mostram que este processo é bastante promissor para o tratamento de diversos tipos de efluentes.

HOLLADAY et al (1978), citados por HERNANDEZ-ROCHA (1992), estudaram a degradação dos compostos fenólicos do efluente de fabricação de coque, utilizando como suporte carvão ativado com diâmetro de 0,00149 a 0,0177 cm. As concentrações pesquisadas estavam na faixa de 45 e 2200 mg/l de fenol. As eficiências de remoção de substrato foram entre 87 e 99%, para tempos de residência hidráulicos entre 13 e 53 minutos.

FORSTER et al (1986) utilizaram um reator de leito fluidizado com injeção de oxigênio puro para tratar esgoto sanitário sedimentado e um efluente sintético, simulando o efluente de uma leiteria (leite em pó), com DQO de 830 mg/l, obtendo uma eficiência de remoção de 94%, com um tempo de retenção hidráulica de 22 horas.

LI e SHIEH (1986), citados por HERNANDEZ-ROCHA (1992), observaram a aplicação de um reator de leito fluidizado para o tratamento de efluentes de matadouro. Os efluentes utilizados foram previamente equalizados e coagulados/floculados e após misturados ao reciclo do reator e oxigenados em um tanque sob pressão, antes de sua introdução no reator. Os tempos de residência hidráulica foram 8,8 - 30,8 minutos e DBO<sub>5</sub> de 305 - 603 mg/l. Foram obtidas as seguintes remoções: DBO<sub>5</sub> 71-93%, gorduras 29-84% e nitrogênio amoniacal 20-73%.

BERGAMASCO et al (1997) verificaram a viabilidade de utilização de reator de leito fluidizado trifásico no tratamento de resíduos industriais tóxicos. Foi utilizado um efluente sintético que simulava um resíduo de uma indústria de laticínios com DQO média de 380 mg/l. O processo atingiu eficiências superiores a 80% de remoção de DQO, a um tempo de retenção hidráulica de 40 minutos.

A utilização de reatores de leito fluidizado para o tratamento de efluentes industriais têxteis ainda não havia sido pesquisada, sendo, portanto, o presente trabalho pioneiro com este tipo de efluente.

### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1. Instalação Piloto

O Reator de Leito Fluidizado Trifásico (RLFT) utilizado no estudo constitui-se de uma coluna cilíndrica em acrílico transparente, com altura de 200 cm e diâmetro interno de 9 cm. Na parte inferior, foi colocado um dispositivo tronco cônico em nylon, com altura de 15 cm e diâmetro interno de 9 cm, com aberturas para a entrada do efluente líquido e do ar. Este último é introduzido por meio de três difusores porosos, posicionados em um ângulo de  $120^\circ$ . Na parte superior foi localizado um dispositivo de saída, onde ocorria a separação parcial das fases líquida e gasosa, constituído por dois tubos concêntricos de PVC com diâmetros internos de 10 e 20 cm, respectivamente, e alturas de 15 e 6,5 cm. A figura 3.1.a apresenta um esquema da instalação piloto, e a figura 3.1.b, a foto do reator.

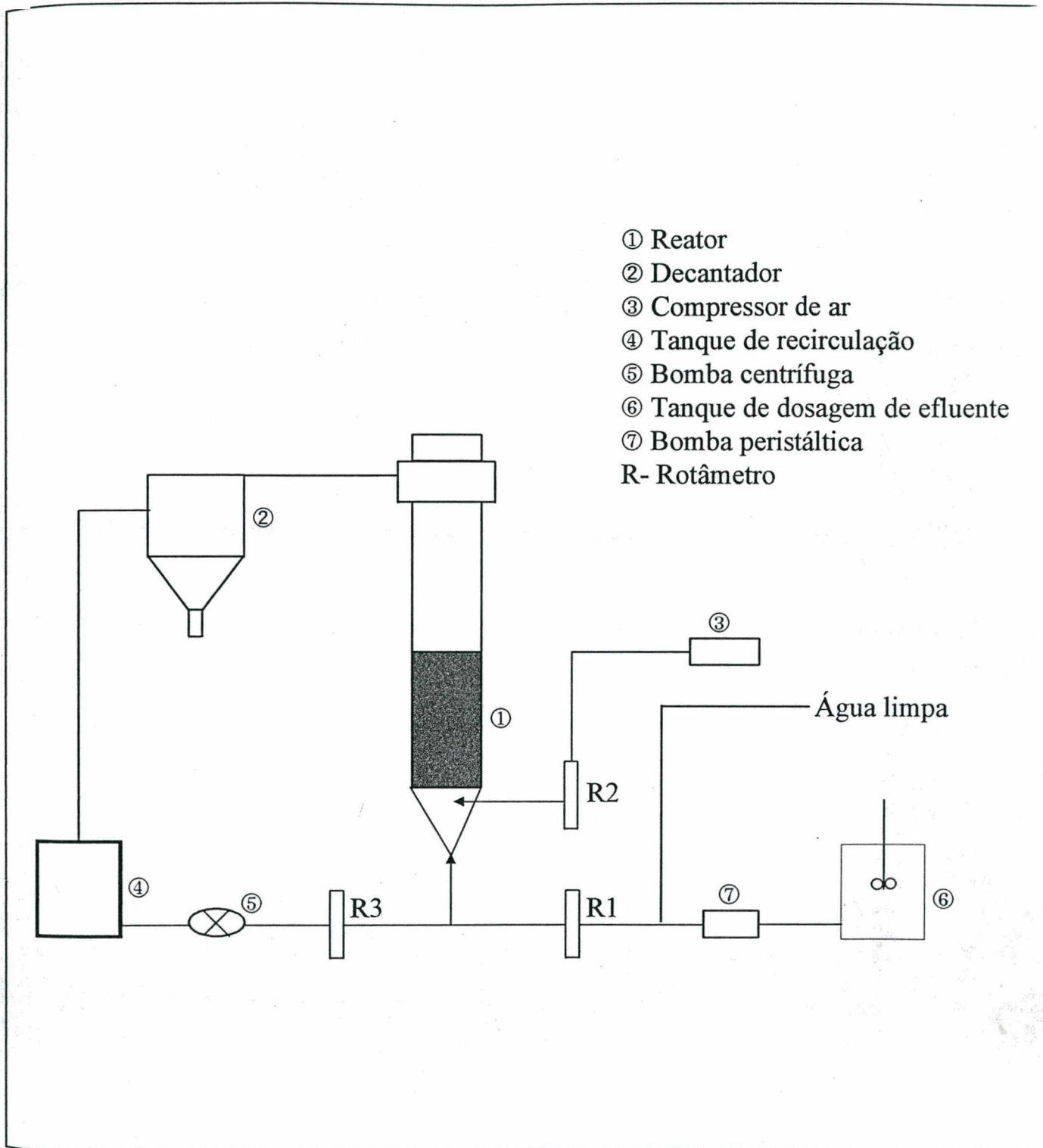
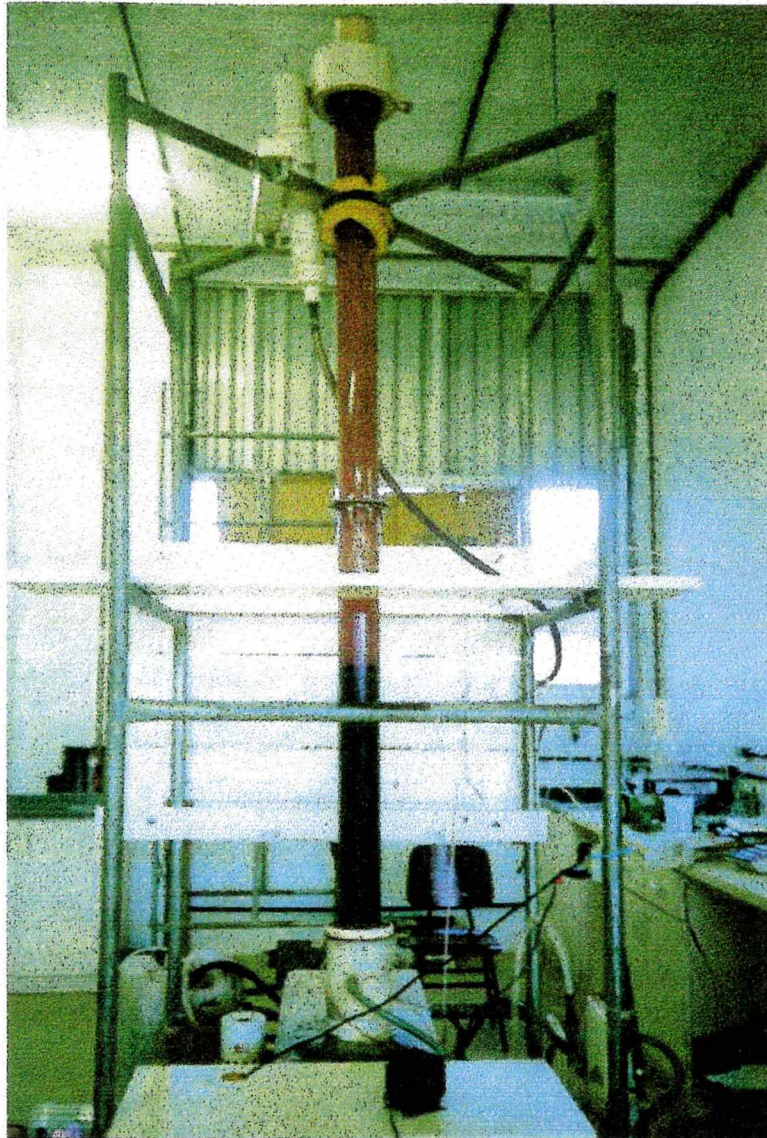


Figura 3.1.a. Instalação Piloto



**Figura 3.1.b.** Foto do Reator de Leito Fluidizado

A alimentação do substrato foi efetuada através de uma bomba peristáltica Masterflex, de vazão regulável, que bombeava o líquido armazenado em um tanque provido com um agitador mecânico, o qual era diluído com água da rede de abastecimento, cuja vazão era medida por meio de um rotâmetro de água.

O ar comprimido provinha de um compressor de ar, cuja linha era dotada por um filtro e válvula reguladora de pressão, sendo que a vazão era medida por meio de um rotâmetro de ar.

Na saída do reator, foi instalado um decantador com volume de 40 l para recolher o material suporte que porventura fosse arrastado e o lodo produzido. Do decantador, o efluente seguia para um tanque de retenção, de onde parte era recirculado para o reator através de uma bomba centrífuga Schneider, modelo BC-96.

### **3.2. Meio Suporte**

O material suporte utilizado foi constituído por esferas de termoplástico denominadas OSBG (Optimized Support for Biological Growth - French patent # 8703611, 1987), com diâmetro médio de 2,7 mm e densidade de  $1180 \text{ kg/m}^3$ , que contribui para a permanência das biopartículas no interior do reator de leito fluidizado. Este material já fora testado com êxito por outros pesquisadores (LERTPOCASOMBUT, 1991; TAVARES, 1992). A utilização deste suporte está inserida em um programa de pesquisas desenvolvidas em cooperação entre o Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental-UFSC e a "Unité de Recherche Traitement Biologique" do "Institut National des Sciences Appliquées"- URTB/INSA-Toulouse (França).

### **3.3. Substrato**

Foi utilizado um substrato sintético concentrado, baseado em receitas de banhos de tingimento efetuados por uma determinada indústria em um dia normal de operação, onde eram realizadas operações de pré-alvejamento e três banhos de tingimento. Considerando-se que o efluente é constituído por uma fração de 10% da concentração inicial dos produtos utilizados nos banhos, desta forma, a fração que iria para descarte era constituída pelos produtos e suas respectivas concentrações, mostrados na tabela 3.1:



**Tabela 3.1.** Concentração em g/l dos produtos utilizados no efluente sintético

<b>DISCRIMINAÇÃO PRODUTO</b>	<b>PRÉ- ALVEJAMENTO</b>	<b>SOLUÇÃO AZUL</b>	<b>SOLUÇÃO VERMELHA</b>	<b>SOLUÇÃO LARANJA</b>
Dispersante	0,028	0,05	0,082	0,048
Umectante	0,036	0,004	0,006	0,004
Soda cáustica	0,09	0,052	-	-
Peróxido hidrogênio	0,028	-	-	-
Ácido acético glacial	0,028	0,016	-	-
Deslizante	-	0,010	0,016	0,010
Sal refinado	-	0,210	0,500	0,222
Barrilha	-	0,017	0,150	0,060
Detergente	-	0,017	0,041	0,031
Corante azul	-	0,012	-	-
Corante vermelho	-	0,0021	0,00556	0,00018
Corante laranja	-	-	0,0047	0,00646

Todos os produtos discriminados na tabela 3.1, com exceção do ácido acético glacial (Quimidrol), soda cáustica 1N e sal refinado, foram doados pelas indústrias Karsten e Cremer, de Blumenau - SC.

Os corantes reativos utilizados foram: Azul BTE eniativo RN, Vermelho BTE eniativo supra 2B e Laranja BTE eniativo 3R.

Os efluentes têxteis, como visto anteriormente, por sua complexidade e elevados teores de DQO e baixa relação DQO/DBO, são de difícil degradabilidade. Os estabelecimentos industriais geralmente lançam seus despejos sanitários na entrada do sistema de tratamento secundário, com o objetivo de adicionar nutrientes ao seu efluente industrial, para obter uma adequada relação C/N/P. Neste trabalho foi simulado o lançamento de esgoto sanitário, através da adição de um substrato sintético, formado por diversos nutrientes, cujas concentrações são mostradas na tabela 3.2.

**Tabela 3.2.** Concentração em g/l de um efluente sintético nutriente

PRODUTO	CONCENTRAÇÕES (g/l)	PROCEDÊNCIA
Acetato de amônio	1,00	Vetec
Glucose anidra	0,74	Vetec
Fosfato de potássio dibásico	0,70	Reagen
Cloreto de cálcio	0,06	Synth
Sulfato de magnésio	0,06	Nuclear
Cloreto férrico	0,06	Reagen

### 3.4. Condições Experimentais e Protocolo de Acompanhamento da Operação do Reator

O experimento foi realizado em seis ensaios, com diferentes condições experimentais, conforme mostra a tabela 3.3.

**Tabela 3.3.** Condições operacionais do reator (valores médios)

Ensaio	DQO <sub>E</sub> (mg/l)	COVaplic (kgDQO/m <sup>3</sup> .d)	Qrecirc (l/h)	Qtotal (l/h)	Expansão (%)	Qa (l/h)
1	590,8 ± 96,12	40,76 ± 6,63	222	252	14	120
2	1132,2 ± 234,45	73,70 ± 15,26	402	432	44	120
3	972,3 ± 184,69	61,80 ± 11,74	618	648	80	100
4	751,2 ± 86,23	47,36 ± 5,44	690	720	100	110
5	607,67 ± 176,34	38,31 ± 11,12	690	720	100	110
6	453,67 ± 158,36	28,60 ± 9,98	690	720	100	100

O reator foi preenchido até uma altura de 50 cm de OSBG, correspondendo a 25% da coluna. A partida do sistema foi feita com inoculação de lodo ativado sedimentado, proveniente do sistema de tratamento de esgoto sanitário da Lagoa da Conceição, mantido por cinco horas em anoxia em leito fixo, após o que o substrato foi adicionado, de início, com

vazão e concentração mais fraca, a qual foi aumentada gradativamente, até chegar à condição de operação pré-estabelecida.

A vazão do líquido de entrada manteve-se em média em 0,50 l/min, pois como era diluída com vazão da rede, havia variações no fluxo. O tempo de residência hidráulica médio no reator foi de 22 minutos. O pH, medido diariamente por meio de um pHmetro Digimed DM2, esteve na faixa de 7 a 7,5. A DQO na entrada do sistema e a expansão do leito foram variadas. O ensaio 1 foi iniciado com uma velocidade próxima à velocidade mínima de fluidização, e os ensaios 1 e 2 foram realizados com intermitência, ou seja, não recebiam alimentação do substrato à noite, em virtude de, no início, esta ser feita com uma bomba peristáltica que não suportava um período de operação de 24 horas, devido à sua fragilidade. No entanto, o leito era mantido fluidizado através da vazão de recirculação.

Nos ensaios de 1 a 5 analisou-se diariamente a DQO total da entrada e saída, através do micrométodo 1 - HACH e no ensaio 6, a DQO total e solúvel através do micrométodo 2 - Standard Methods (anexo I).

Os ensaios de 1 a 5 foram conduzidos com oxigênio como fator limitante, em virtude de problemas com o compressor de ar existente. Foram medidas uma vez ao dia as concentrações de OD (oxigênio dissolvido) e a temperatura na saída do reator através de um oxímetro ORION model 835. A concentração de OD nos experimentos 1 e 2 não ultrapassou 2,0 mg/l, e nos experimentos 3 a 5, variou de 0,3 a 5,0 mg/l. No experimento 6, este problema foi solucionado, sendo que o OD foi mantido na faixa de 3,5 a 6,8 mg/l. A temperatura do líquido variava de acordo com a temperatura ambiente. Este parâmetro, entretanto, sofria também influência da temperatura da bomba centrífuga de recirculação do efluente.

A expansão do leito foi determinada pela vazão de recirculação. Não era possível, contudo, manter a expansão de 100 % por todo o tempo, uma vez que a bomba centrífuga alterava continuamente sua capacidade de vazão.

As análises da biomassa livre (em suspensão) no reator e microorganismos fixos no suporte, expressas pelo teor em proteínas e em polissacarídeos, foram efetuadas diariamente, através dos métodos de Lowry (modificado) e de Dubois, respectivamente (anexo 18), bem

como a matéria em suspensão (MES), determinada por filtração a vácuo em membrana de  $0,45\mu\text{m}$  de poro, secos em estufa a  $105^{\circ}\text{C}$ , por 1 hora.

Foram realizadas observações microscópicas no MEV (Microscópio Eletrônico de Varredura) - Philips XL30 - Microsonda, situado no Laboratório de materiais da Engenharia Mecânica - UFSC. As bactérias que formam o biofilme foram imobilizadas através da aplicação de solução de formaldeído PA.

### **3.5. Determinação dos Parâmetros Hidrodinâmicos**

#### **3.5.1. Medida da velocidade mínima de fluidização**

A velocidade mínima de fluidização foi determinada experimentalmente em leito bifásico através da medida da perda de carga (hp) no leito em função da velocidade ascensional do líquido ( $U_L$ ). A perda de carga aumenta com a velocidade do líquido enquanto o leito permanece fixo, tornando-se aproximadamente constante após a fluidização do leito. (COSTA, 1989).

#### **3.5.2. Medida da retenção total dos sólidos**

A retenção total dos sólidos foi determinada por meio do deslocamento do volume de água, da seguinte forma: adicionou-se um determinado volume de água no reator, em seguida, foi lançado o sólido e medida a nova altura do líquido na coluna. A diferença entre o volume final e inicial do líquido representa o volume de sólido adicionado (HERNANDEZ-ROCHA, 1992).

#### **3.5.3. Porosidade do leito**

A fração de vazios do leito em repouso ( $\epsilon_0$ ) foi determinada através da equação 2.11 e a porosidade do leito fluidizado bifásico foi obtida medindo-se a altura do leito em função da velocidade do líquido. De posse dos valores de H lídos, determinou-se a porosidade do leito ( $\epsilon$ ) através da equação (TAVARES, 1992):

$$\varepsilon = 1 - \frac{(1 - \varepsilon_0) H_0}{H} \quad (3.1)$$

### 3.6. Métodos de Cálculo Para Avaliação do Sistema

#### 3.6.1. Eficiência de remoção

Para calcular a eficiência da remoção da DQO, utilizou-se a equação 3.2:

$$E_{(\%) = \frac{S_0 - S}{S_0} \cdot 100 \quad (3.2)$$

onde  $S_0$  e  $S$  são as concentrações de DQO(mg/l) do efluente na entrada e na saída do reator, respectivamente.

#### 3.6.2. Produção específica de lodo

A produção específica de lodo é definida como a quantidade de biomassa produzida, expressa em materiais em suspensão, por unidade de massa de substrato consumido em DQO, calculada a partir da equação 3.3:

$$Y = \frac{X_e}{S_{\text{cons}}} \quad (3.3)$$

onde  $X_e$  é a concentração de biomassa na saída [kgMES/l] e  $S_{\text{cons}}$  é a concentração de substrato consumido [kgDQO/l].

### 3.6.3. Coeficiente específico de desprendimento

RITTMAN (1982), citado por TAVARES (1992), definiu o coeficiente específico de desprendimento do biofilme ( $b_s$ ) como a relação entre o fluxo de biomassa não aderida e perdida no efluente de saída e a biomassa aderida às partículas. BERGAMASCO (1997) utilizou os teores de proteína (PN) como parâmetro de medida da biomassa. Assim, o coeficiente específico de desprendimento foi calculado pela equação 3.4, a seguir:

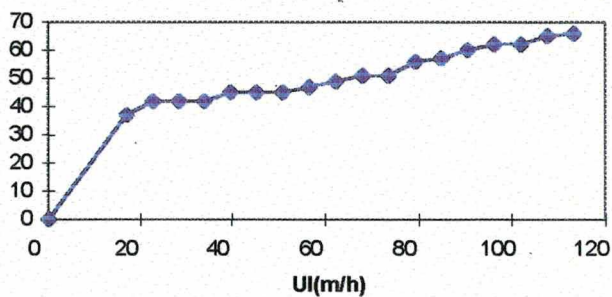
$$b_s = \frac{Q \cdot X_e}{M_s \cdot X_{pt}} \quad (3.4)$$

onde  $Q$  é a vazão de alimentação (l/dia);  $M_s$  é a massa total de suporte (g),  $X_e$  é o teor de proteína do material em suspensão (mgPN/l) e  $X_{pt}$  é a biomassa aderida ao suporte (mgPN/gsuporte).

## 4. APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DOS RESULTADOS

### 4.1. Parâmetros Hidrodinâmicos e Dados Operacionais:

A velocidade mínima de fluidização ( $U_{mf}$ ), medida em leito bifásico, foi determinada em ensaio seguindo a metodologia apresentada no item 3.5.1. A figura 4.1 apresenta os valores encontrados neste ensaio. Os resultados mostram que a  $U_{mf}$  é da ordem de 22,63 m/h ou 0,6286 cm/s, valor muito semelhante ao encontrado por LERTPOCASOMBUT (1991), que foi 0,6256 cm/s.



**Figura 4.1.** Perda de carga em função da velocidade do líquido -  $U_{mf} = 22,63$  m/h

Os resultados obtidos nos ensaios 1 a 6 (valores médios) para os parâmetros: DQO, eficiência de remoção, tempo de retenção hidráulica, OD, porosidade do leito e MES, são apresentados na tabela 4.1.

**Tabela 4.1.** Resultados obtidos nos ensaios 1 a 6 (valores médios)

<b>Parâmetro</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>	<b>5</b>	<b>6</b>
<b>DQO<sub>e</sub></b> <b>(mg/l)</b>	590,8 ± 96,12	1132,26 ± 234,45	972,3 ± 184,69	751,20 ± 86,23	607,67 ± 176,34	453,67 ± 158,36
<b>DQO<sub>s</sub></b> <b>(mg/l)</b>	434,3 ± 68,03	846,96 ± 179,76	573,20 ± 105,06	382,80 ± 57,42	270,92 ± 89,28	146,82 ± 93,97
<b>Eficiência de remoção(%)</b>	26,10 ± 6,64	24,96 ± 6,23	40,12 ± 11,20	48,70 ± 8,26	55,56 ± 5,06	61,22 ± 14,88
<b>COV<sub>aplic</sub></b> <b>kgDQO/m<sup>3</sup>d</b>	40,76 ± 6,63	73,70 ± 15,26	61,80 ± 11,74	47,36 ± 5,44	38,31 ± 11,12	28,60 ± 9,98
<b>COV<sub>remov</sub></b> <b>kgDQO<sub>r</sub>/m<sup>3</sup>d</b>	10,80 ± 3,50	18,57 ± 6,59	25,37 ± 9,79	23,23 ± 5,61	21,54 ± 6,33	13,08 ± 3,93
<b>t<sub>rh</sub></b> <b>(min)</b>	21	22	23	23	23	23
<b>OD</b> <b>(mg/l)</b>	1,28	1,63	2,85	3,30	3,15	4,60
<b>Porosidade do leito</b>	0,32	0,49	0,62	0,62	0,64	0,64
<b>MES</b> <b>(mg/l)</b>	160,5 ± 26,95	200,42 ± 46,95	165,5 ± 34,52	154,00 ± 25,14	133,33 ± 37,5	141,89 ± 77,19

No ensaio 6, foi medida, também, a DQO solúvel, cujos resultados foram:

DQO<sub>sol e</sub> = 312,62 ± 139,62 (mg/l)

DQO<sub>sol s</sub> = 28,93 ± 28,41 (mg/l)

Eficiência = 89,39 ± 11,01 (%)

As figuras 4.2 a 4.7 apresentam a evolução da DQO de entrada e saída, a eficiência de remoção da DQO e a matéria em suspensão (MES) ao longo do tempo, para os ensaios 1 a 6.



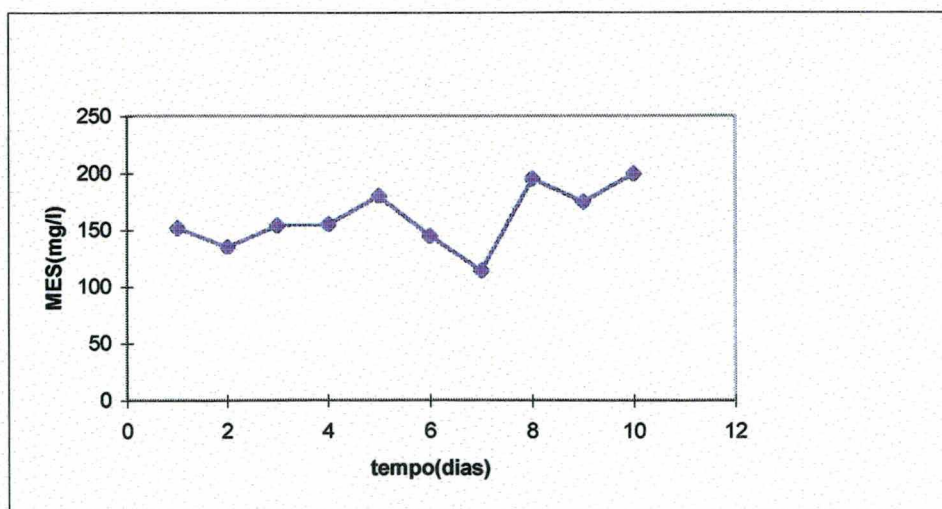
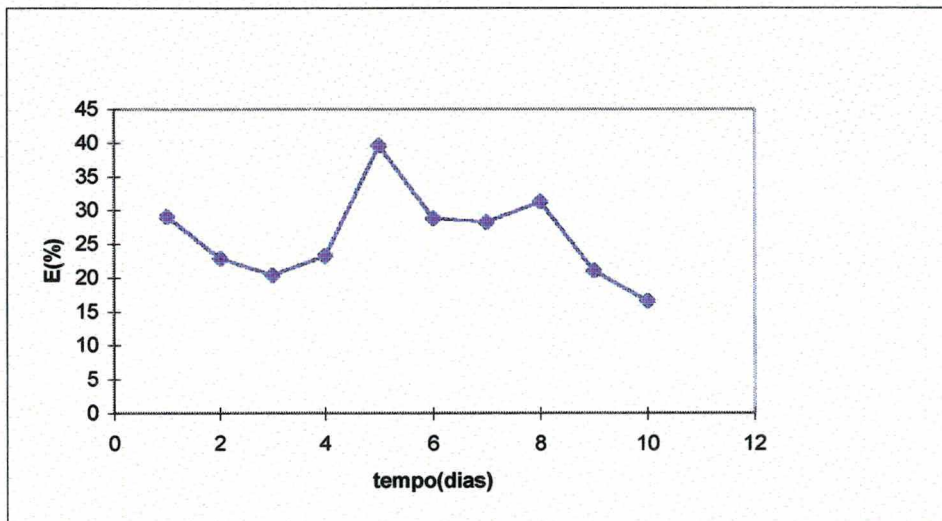
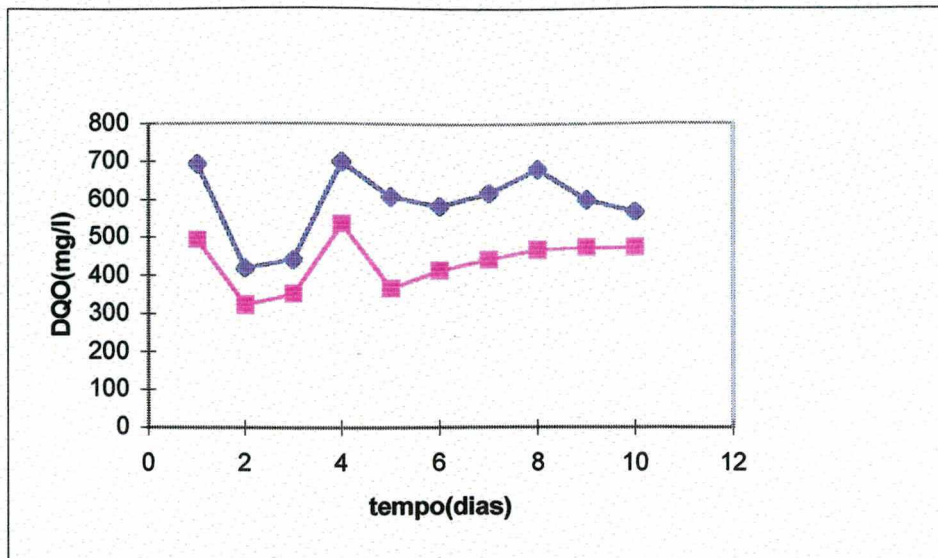


Figura 4.2. Evolução da DQO entrada e saída, eficiência de remoção e MES- ensaio 1

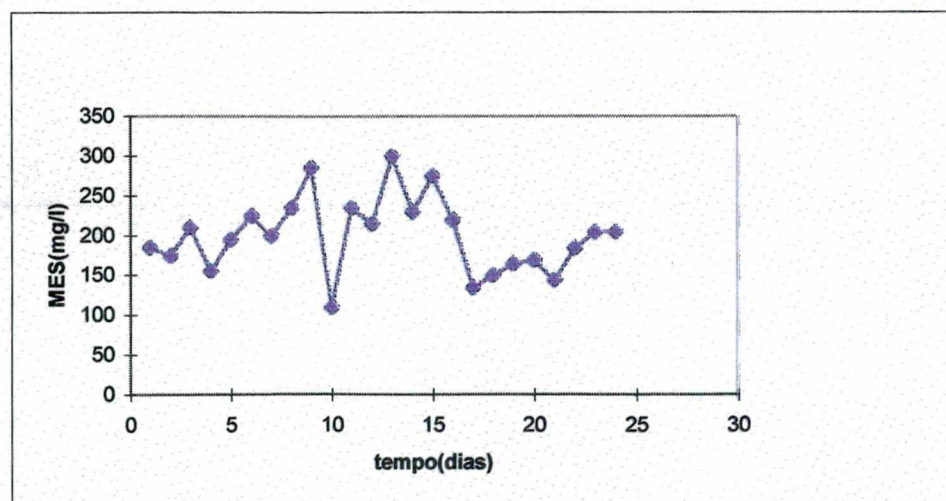
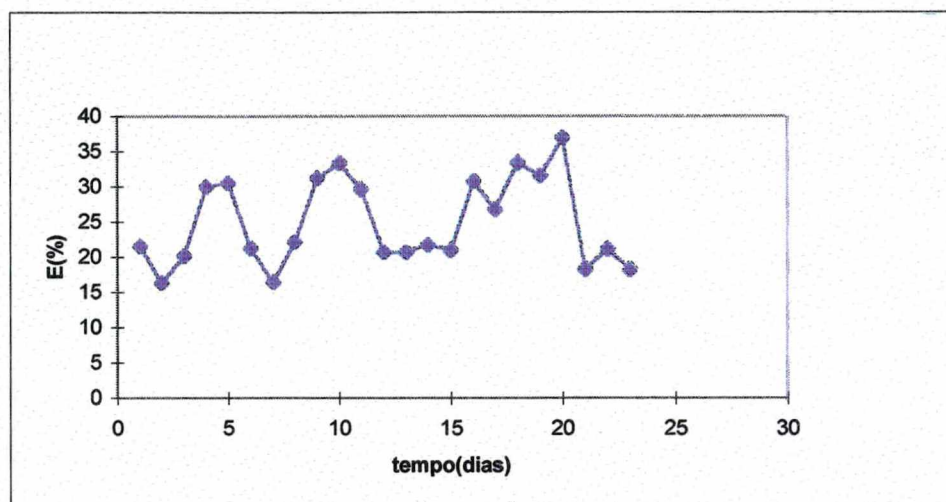
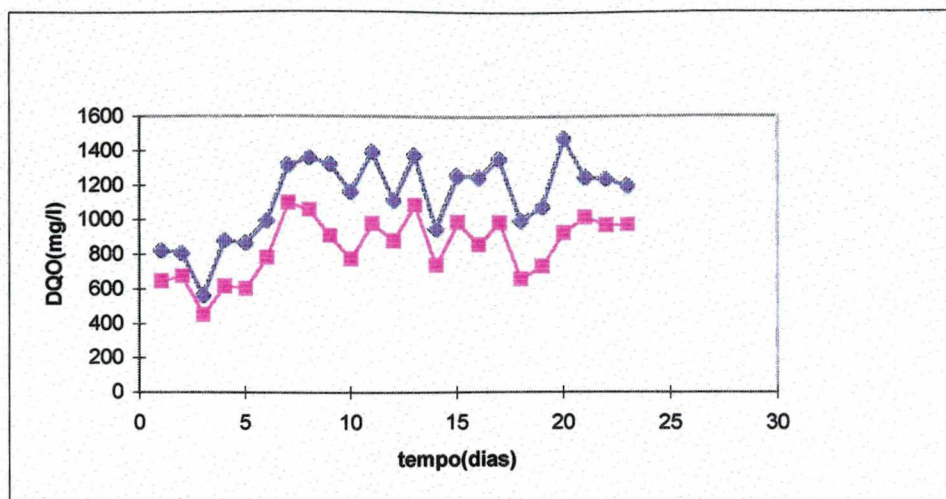


Figura 4 3. Evolução da DQO entrada e saída, eficiência de remoção, MES- ensaio2

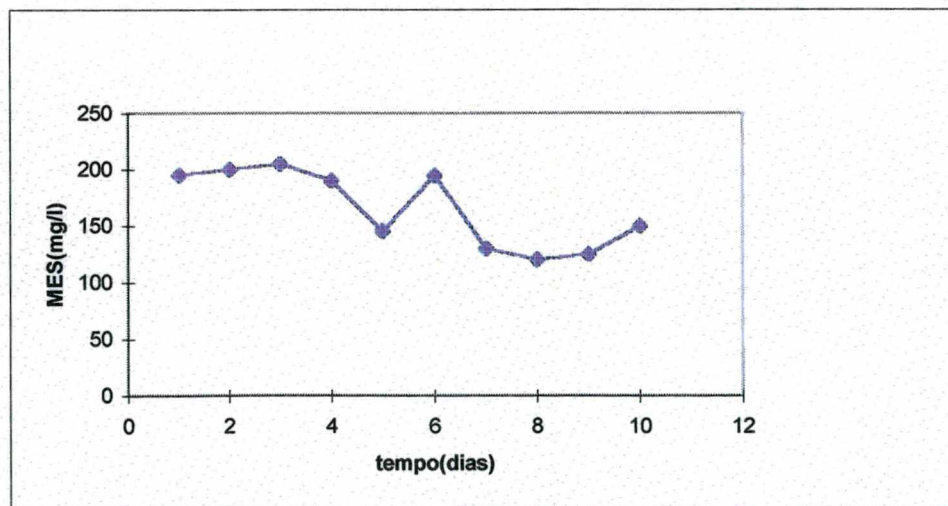
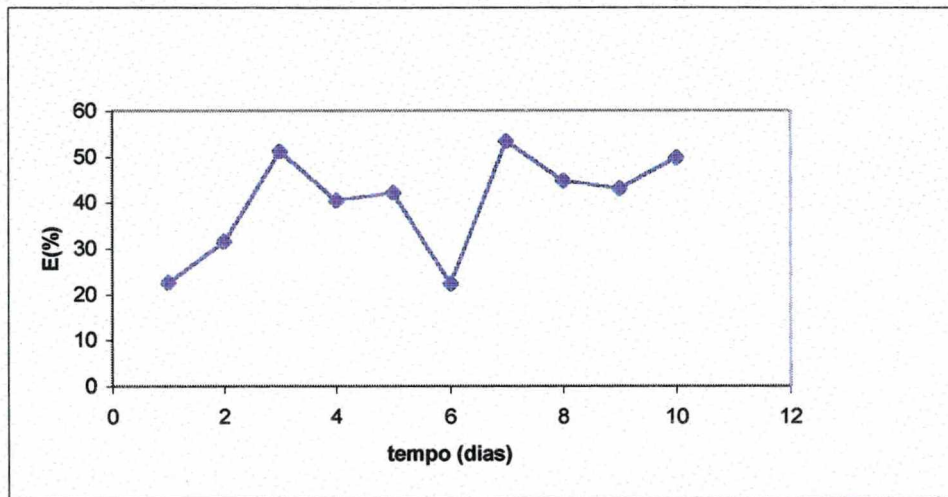
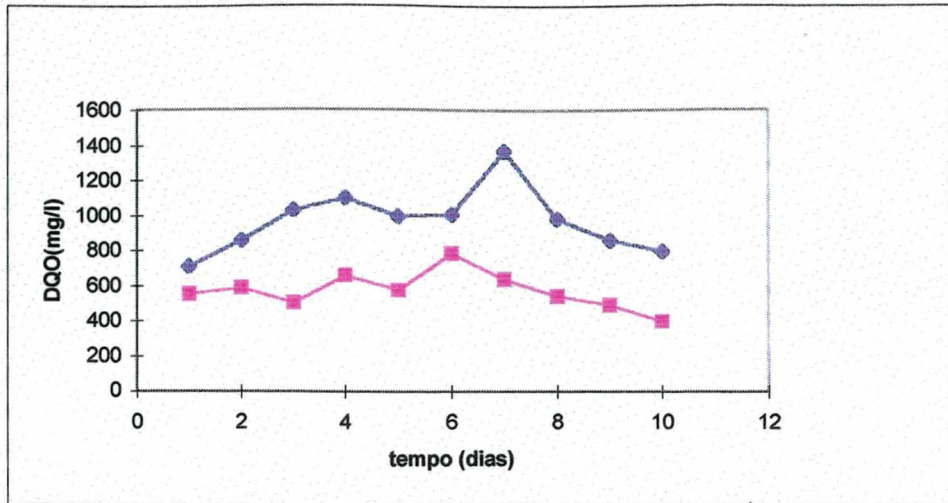


Figura 4.4- Evolução da DQO entrada e saída, eficiência de remoção, MES- ensaio 3

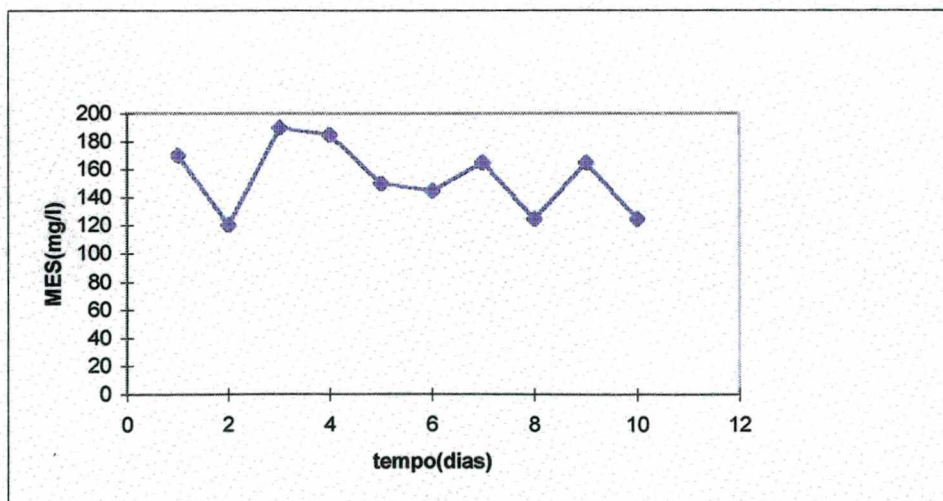
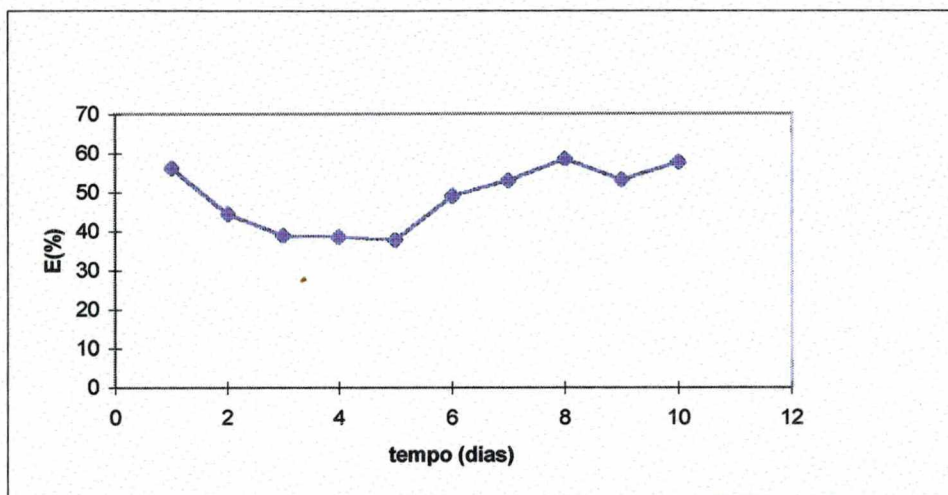
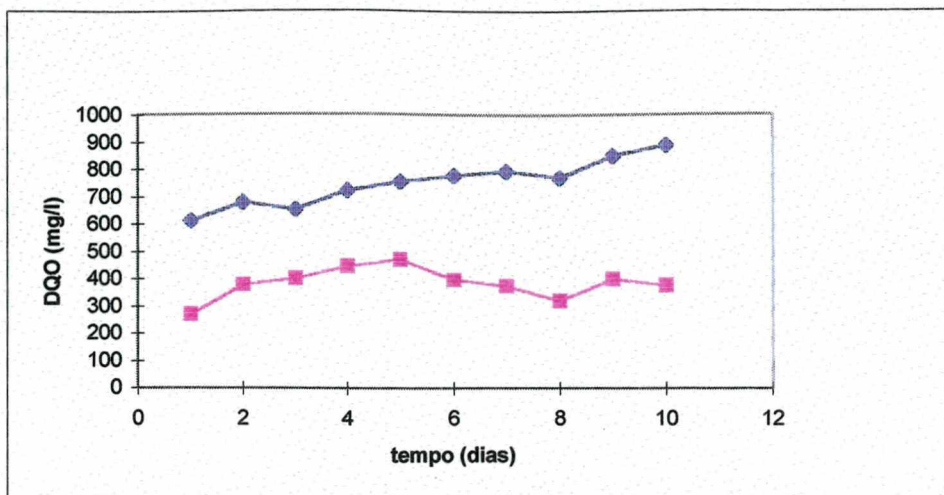


Figura 4.5 Evolução da DQO entrada e saída, eficiência da remoção, MES - ensaio 4

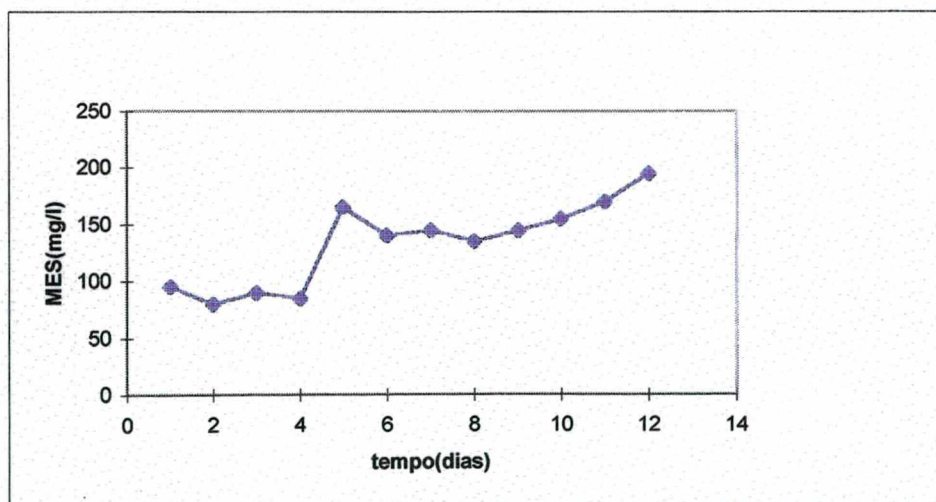
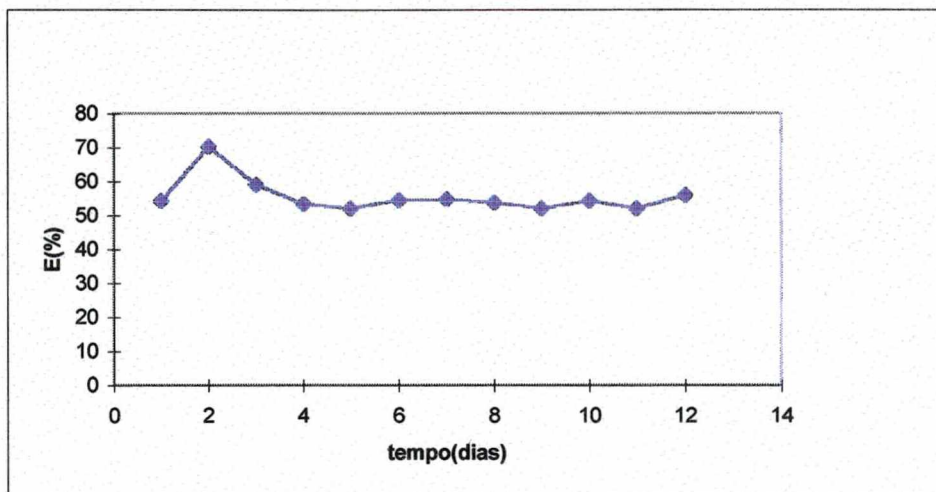
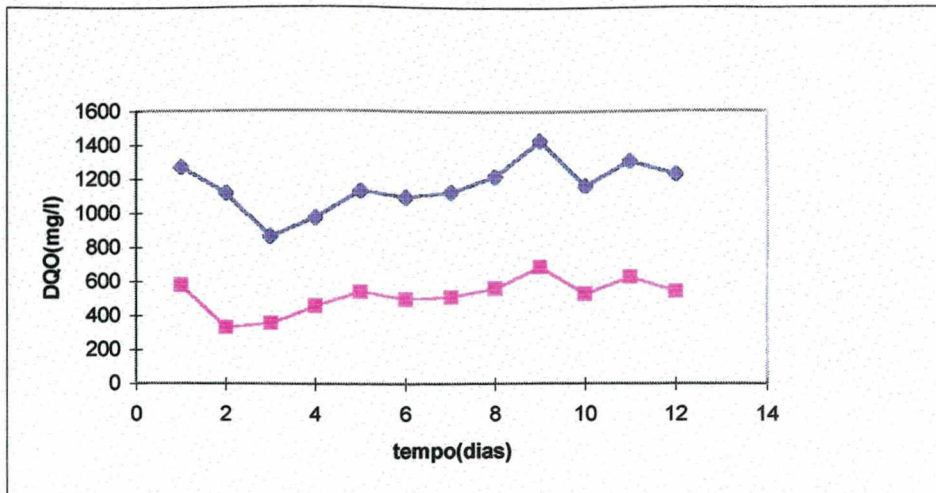


Figura 4.6- Evolução da DQO entrada e saída, eficiência da remoção, MES - ensaio 5

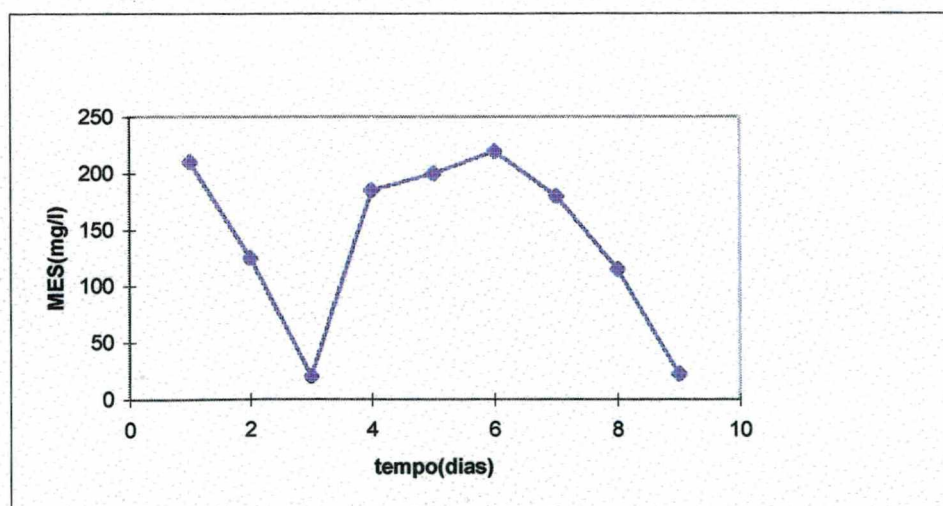
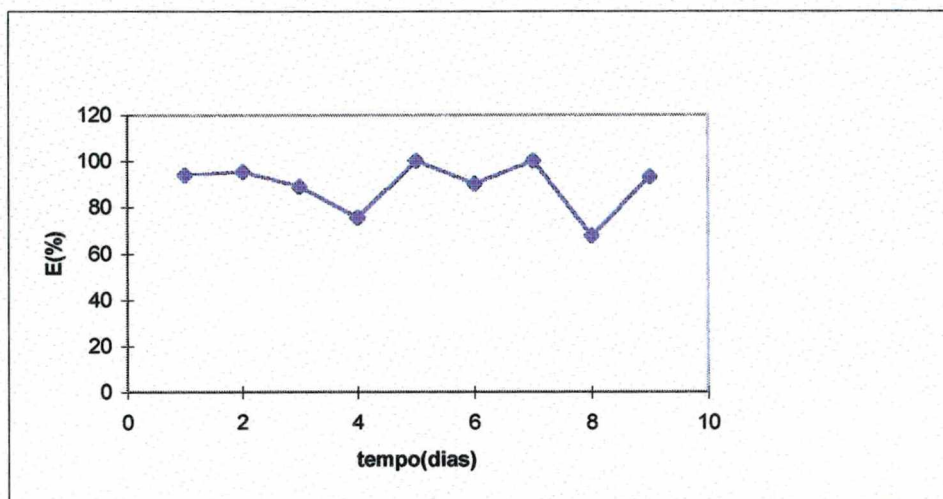
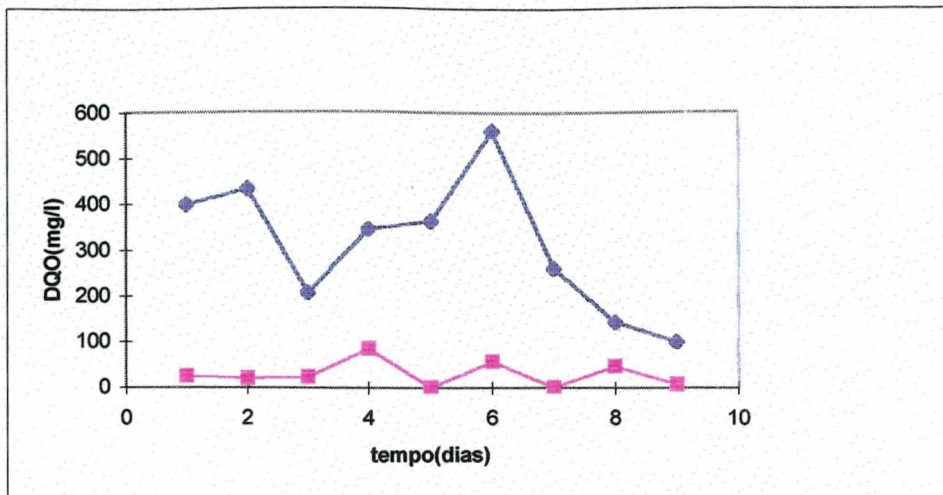


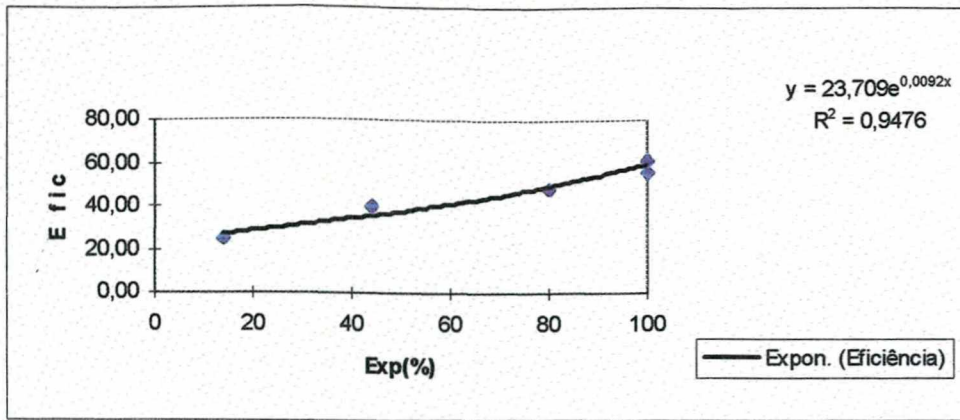
Figura 4.7. Evolução da DQO solúvel entrada e saída, eficiência de remoção, MES-ensaio 6

Apesar da impossibilidade de manter a constância das condições operacionais pré-estabelecidas para os ensaios 1 a 5 no que se refere à concentração do substrato, velocidade do ar e teor de OD, os resultados obtidos são interessantes e requerem algumas considerações.

Os ensaios 1 e 2 foram efetuados em condições de baixa expansão do leito, ou seja, maior retenção sólida e conseqüentemente, menor fração volumétrica ocupada pelo líquido. De acordo com COSTA (1989), nestas condições, verifica-se forte atrito e fraco cisalhamento pela água. O efeito do atrito induz à construção de um biofilme mais denso e mais coesivo. Como conseqüência, há menor perda do biofilme, ocorrendo, assim, uma grande acumulação da biomassa sobre o suporte, sendo que esta condição favorece o aumento da espessura do biofilme. No ensaio 3, aumentou-se a velocidade do líquido, aumentando, assim, a expansão do leito. Os ensaios 4 a 6 finalmente trabalharam com a condição ideal de operação, ou seja, forte expansão (a 100%), retenção sólida mais fraca, e maior fração volumétrica ocupada pelo líquido. Ainda segundo COSTA (1989), nestas condições, o biofilme está sob baixo atrito e alto cisalhamento pela água. O cisalhamento pela velocidade do líquido favorece o desprendimento, contribuindo para manter o biofilme fino. Deste modo, ocorre uma renovação mais rápida dos microorganismos, devendo, então, manter uma maior concentração de biomassa ativa, bem como a elevada porosidade do leito permite uma grande superfície de contato entre os microorganismos e o substrato.

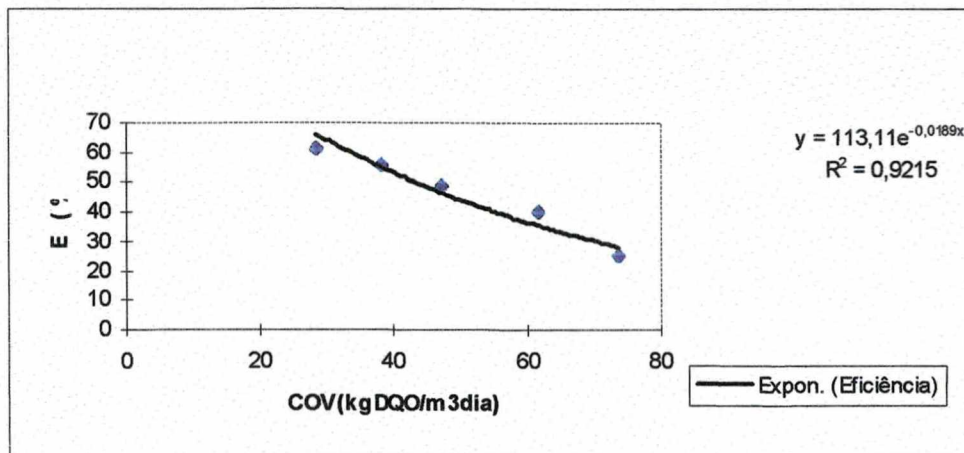
As concentrações de DQO na entrada do sistema apresentam variações ao longo dos ensaios, em virtude das flutuações da vazão da rede.

Para as condições operacionais testadas, verificou-se a influência dos parâmetros: expansão do leito (%) e carga orgânica aplicada ( $\text{kgDQO}/\text{m}^3 \cdot \text{dia}$ ). As figuras 4.8 e 4.9 apresentam as variações da eficiência na remoção de DQO em função destes dois parâmetros, respectivamente.



**Figura 4.8.** Eficiência de remoção da DQO em função da expansão do leito

A figura 4.8 mostra que a eficiência na remoção da DQO, para as diferentes condições estudadas, aumenta com a expansão do leito.



**Figura 4.9.** Eficiência de remoção da DQO em função da carga orgânica aplicada (COV)

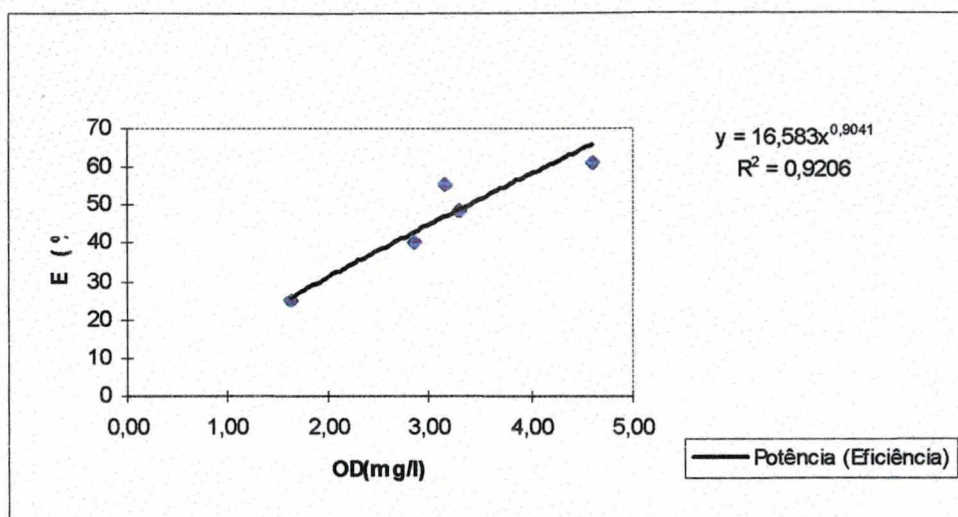
Eliminando-se o ensaio 1, onde a expansão do leito foi muito pequena (14%), assim como a concentração de OD (1,28mg/l), observa-se na figura 4.9 que cargas mais elevadas têm influência negativa sobre a eficiência de remoção de DQO do sistema, em concordância ao reportado por RITTMANN (1985) e COSTA(1989).

Nos ensaios 1 e 2, feitos com baixa expansão e elevada COV, verificou-se que a matéria em suspensão (MES) apresentou tendência para aumentar com o tempo para o período



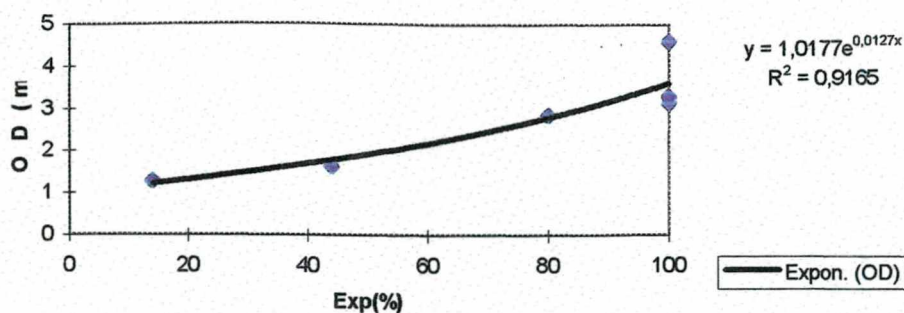
inicial da operação (figuras 4.2 a 4.7). Após, tende a ficar mais estável, observando-se, porém, que os teores tornaram-se mais elevados em função da carga orgânica mais alta (tabela 4.1).

Como o processo de tratamento estudado neste trabalho trata-se de um processo biológico aeróbio, evidentemente a eficiência foi afetada negativamente pela limitação de oxigênio. As figura 4.10 e 4.11 mostram a influência da expansão do leito e teor de oxigênio dissolvido sobre a eficiência do sistema, e que a concentração de OD é função da expansão do leito.



**Figura 4.10.** Eficiência da remoção de DQO(mg/l) em função dos teores de OD no reator

A concentração média de oxigênio dissolvido no reator aumenta em função da expansão do leito, conforme mostra a figura 4.11.



**Figura 4.11.** Concentração média de OD no reator em função da expansão do leito

Nos ensaios realizados verificou-se que os valores médios do teor de OD medidos na saída do reator (tabela 4.1) foram muito baixos (menores que 2mg/l) nos ensaios 1 e 2, indicando que, de forma similar ao que sucede em leitos bifásicos, trabalhou-se com limitação de oxigênio. Nos ensaios sucessivos, com o aumento da porosidade do leito e melhores condições de aeração, observou-se que o teor médio de oxigênio dissolvido foi mais elevado, especialmente no ensaio 6, onde, além da expansão a 100%, foi operado com fornecimento normal de ar, sendo mantida, inclusive, a constância na  $U_G$  estabelecida para o experimento.

Em síntese, as figuras 4.8, 4.9, 4.10 e 4.11 mostram, de forma integrada, a importância dos parâmetros carga orgânica aplicada, expansão do leito e concentração de oxigênio dissolvido na tratabilidade do efluente têxtil em reator de leito fluidizado trifásico aeróbio, tendo a carga orgânica uma influência negativa na eficiência do tratamento e os dois últimos, uma influência positiva.

Analisando-se mais detalhadamente as tabelas 4.1 e 4.2, para condições iguais de COV (aproximadamente 40kgDQO/m<sup>3</sup>.dia), dos ensaios 1 e 5, verificou-se que a eficiência passou de 26% para aproximadamente 56% quando a expansão passou de 14% para 100% e conseqüente aumento de OD de 1,28mg/l para 3,15mg/l.

Do mesmo modo, para condições iguais de expansão do leito (100%) dos ensaios 4, 5 e 6, teores de OD superiores a 3 mg/l, a eficiência na remoção da DQO aumenta com a redução da carga orgânica aplicada, conforme mostra a tabela 4.1.

## 4.2. Estudo do Biofilme

A tabela 4.2 apresenta os resultados obtidos nas análises do biofilme: polissacarídeos, proteínas, produção de lodo e coeficiente específico de desprendimento.

**Tabela 4.2.** Resultados obtidos nos ensaios 1 a 6 (valores médios):

Parâmetro	1	2	3	4	5	6
<b>PSaderido</b>	1,15 ±	0,84 ±	1,53 ±	2,59 ±	1,58 ±	0,58 ±
<b>mgglic/gsup</b>	0,22	0,20	0,50	0,37	0,37	0,12
<b>PNaderida</b>	0,26 ±	0,34 ±	0,27 ±	1,24 ±	0,62 ±	0,74 ±
<b>mgBSA/gsup</b>	0,07	0,12	0,07	0,41	0,28	0,19
<b>PSsusp</b>	0,53 ±	0,65 ±	0,53 ±	0,27 ±	0,27 ±	-
<b>mgglic/gsup</b>	0,15	0,36	0,28	0,13	0,09	
<b>PNsusp</b>	0,78 ±	1,28 ±	1,23 ±	1,39 ±	1,24 ±	-
<b>mgBSA/gsup</b>	0,36	0,27	0,49	0,45	0,26	
<b>PS/PN ader</b>	4,54 ±	2,98 ±	6,14 ±	2,38 ±	3,34 ±	0,83 ±
	0,81	1,69	2,58	1,09	2,22	0,30
<b>PS/PN susp</b>	0,81 ±	0,54 ±	0,50 ±	0,21 ±	0,22 ±	-
	0,53	0,38	0,33	0,05	0,06	
<b>Y(kgMES/ kgDQO<sub>rem</sub>)</b>	1,02	0,70	0,41	0,42	0,21	0,46
<b>bs (dia<sup>-1</sup>)</b>	1,20	1,61	1,82	0,42	2,55	-

Os resultados que são mostrados na seqüência, assim como as observações junto ao microscópio eletrônico, permitem uma análise da evolução do biofilme nas diferentes condições experimentais. O biofilme foi quantificado em termos de teor de proteínas e polissacarídeos, uma vez que o meio suporte era constituído de material polimérico, o qual não suportaria a quantificação em termos de matérias voláteis nele fixados, o que é feito em estufa a 105°C e, posteriormente em mufla a 550°C. As figuras 4.12 a 4.17 mostram a evolução dos polissacarídeos e das proteínas, aderidos e suspensos, assim como a relação entre estes dois parâmetros (PS/PN), ao longo do tempo, para os ensaios 1 a 6.

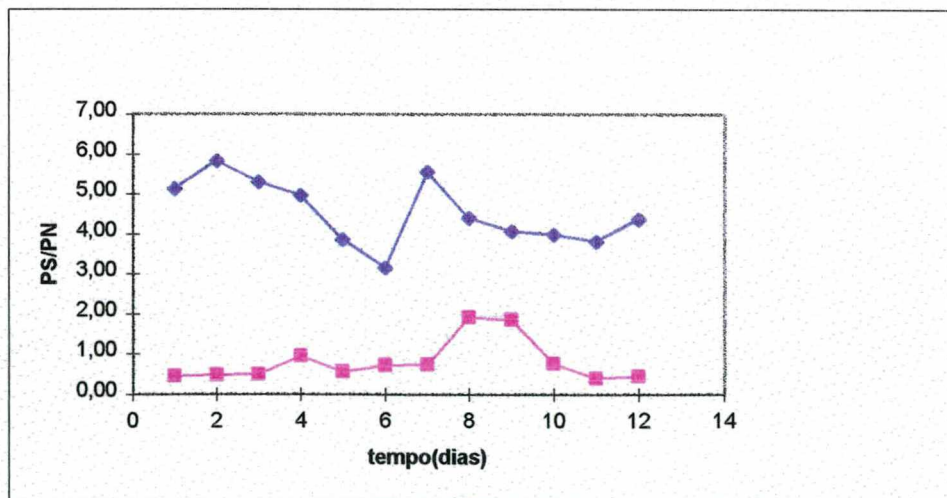
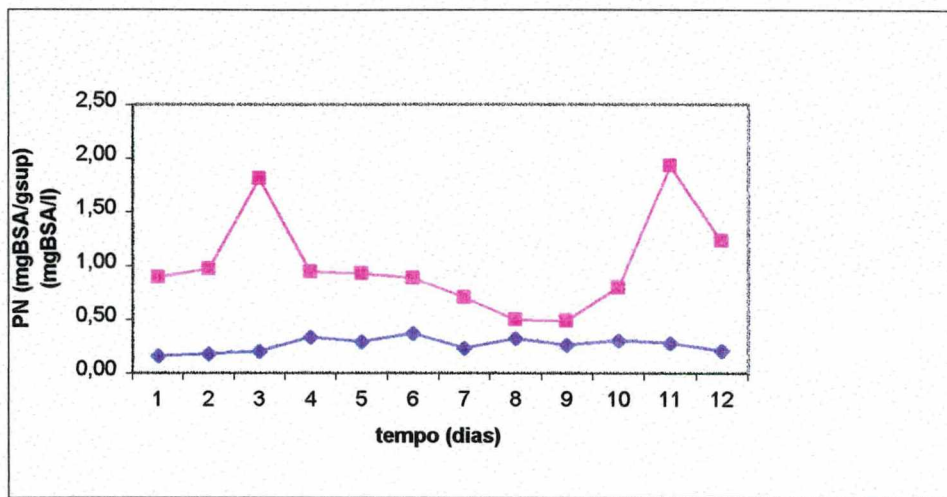
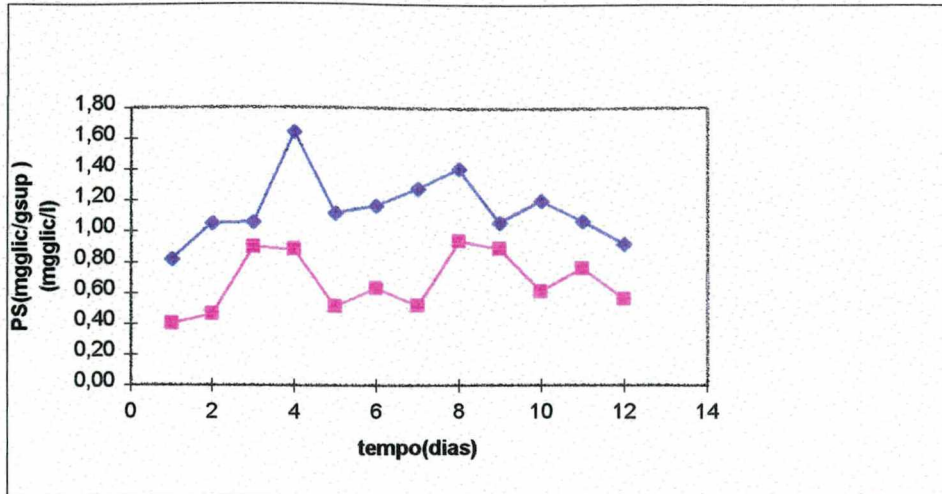


Figura 4.12 Evolução do polissacarídeo, proteína ,PS/PN aderido e suspenso - ensaio 1

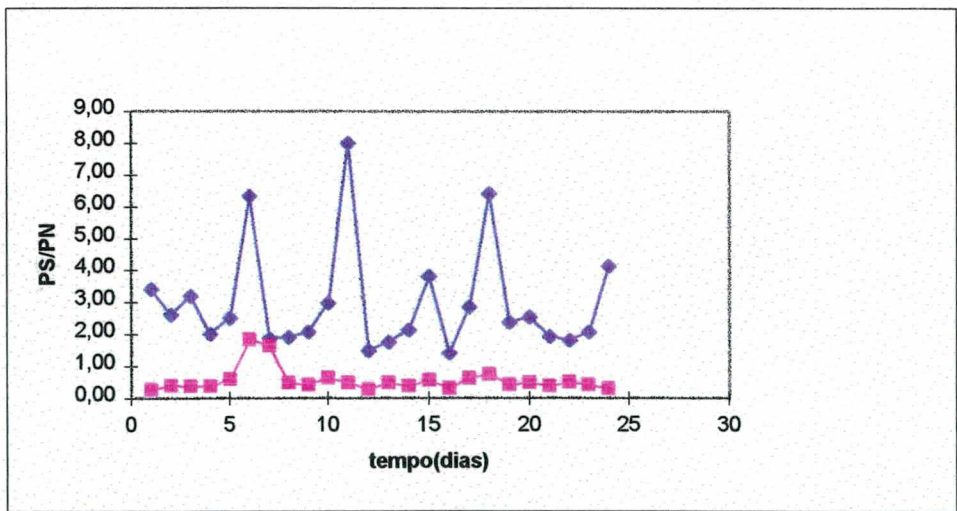
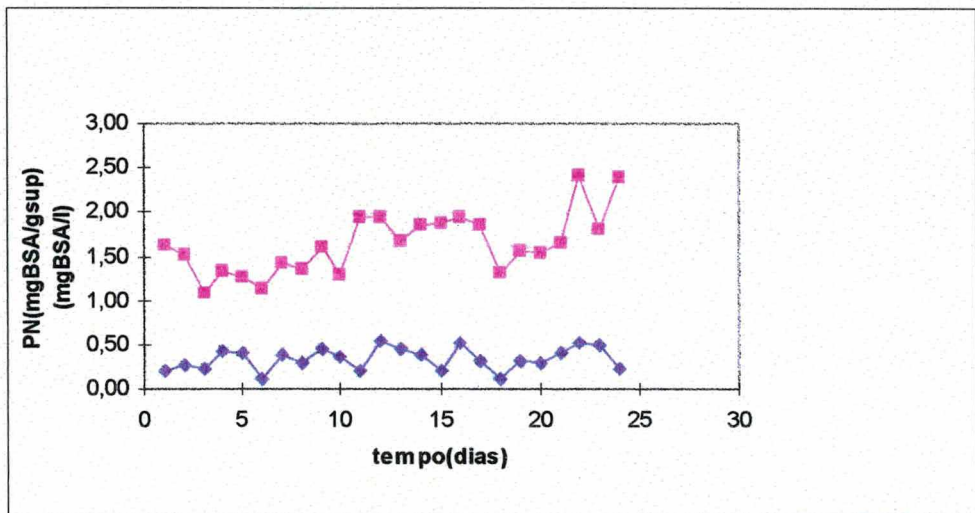
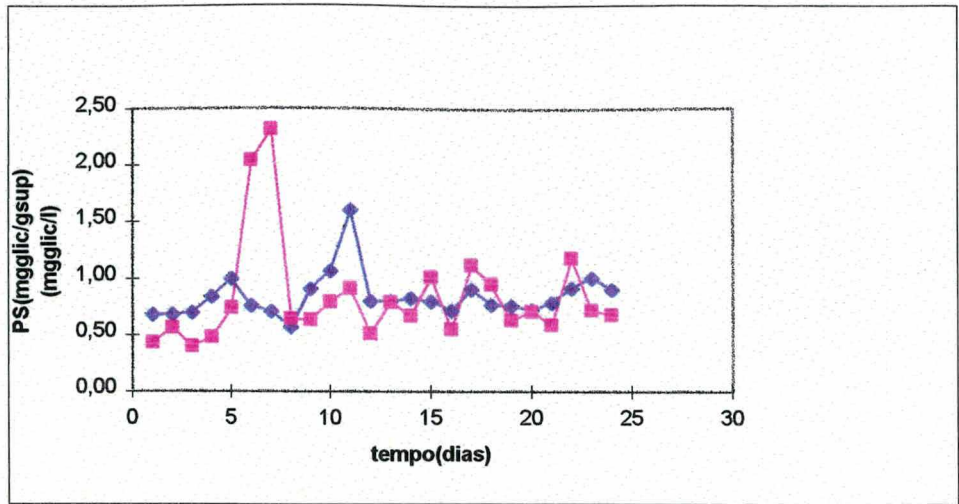


Figura 4.13. Evolução do polissacarídeo, proteína PS/PN aderido e suspenso - ensaio2

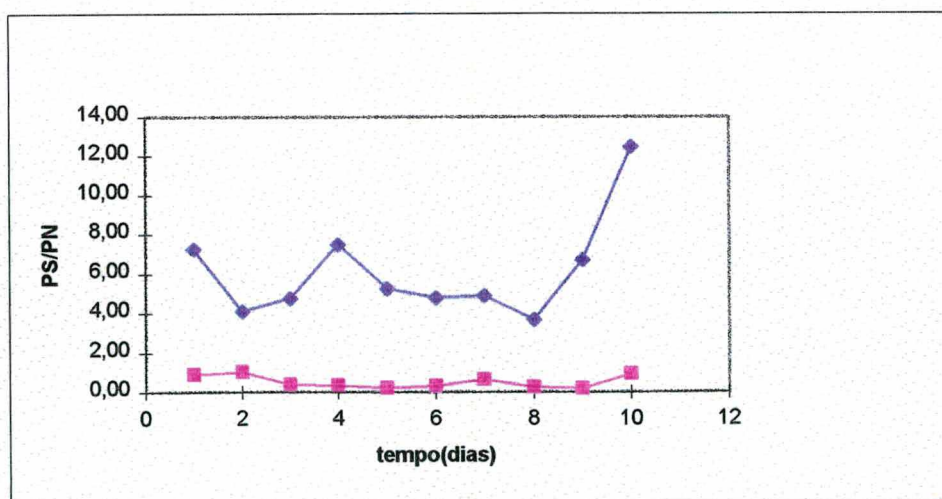
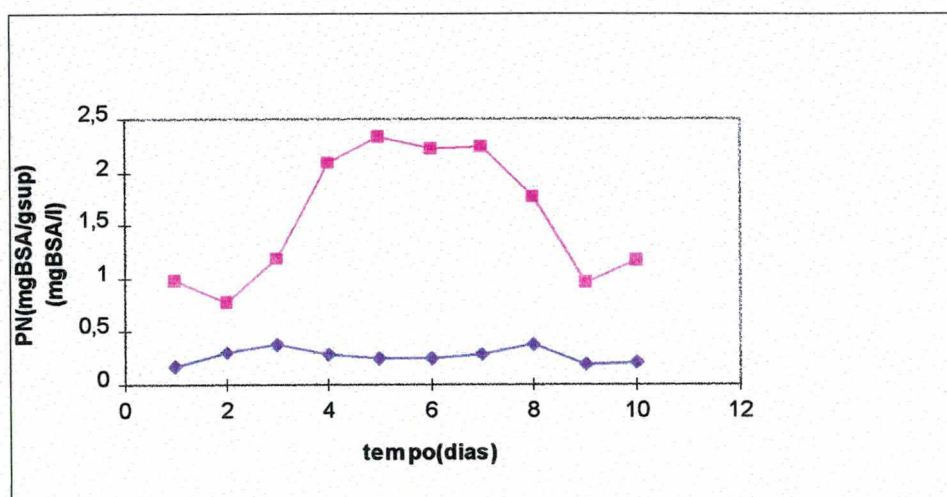
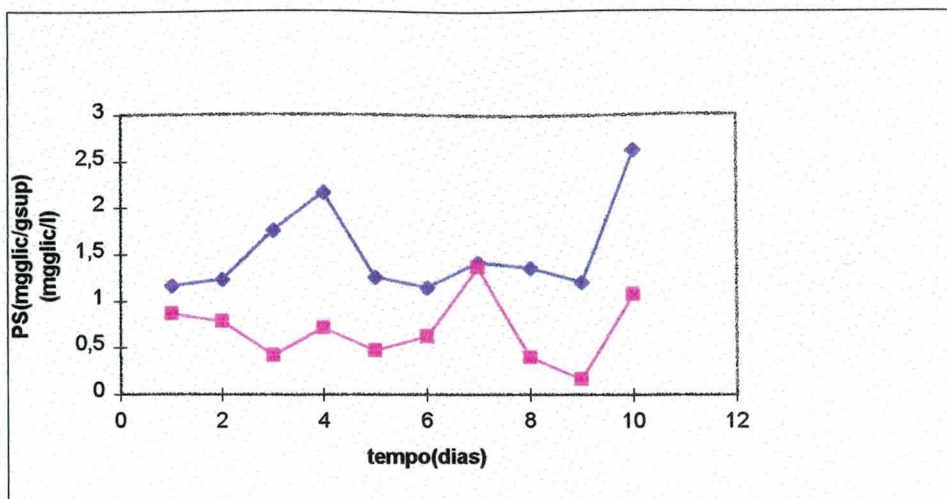


Figura 4.14. Evolução do PS, PN e PS/PN aderido e suspenso - ensaio 3

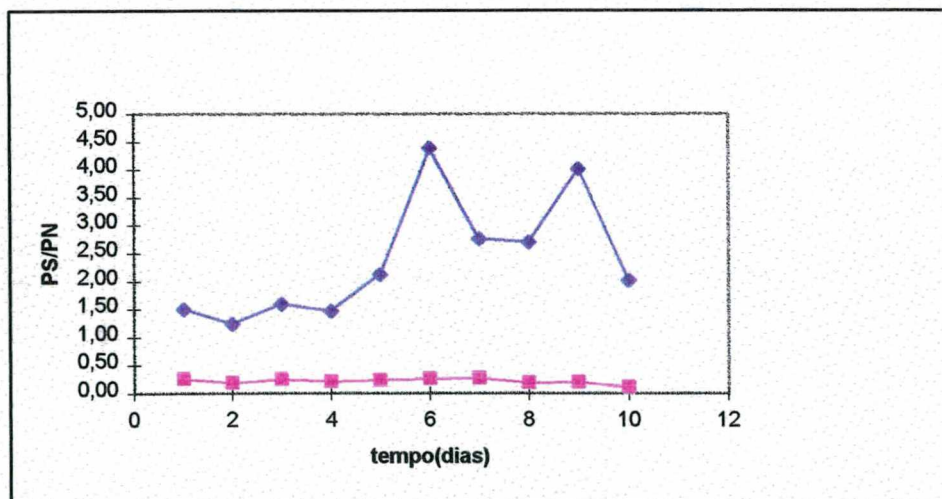
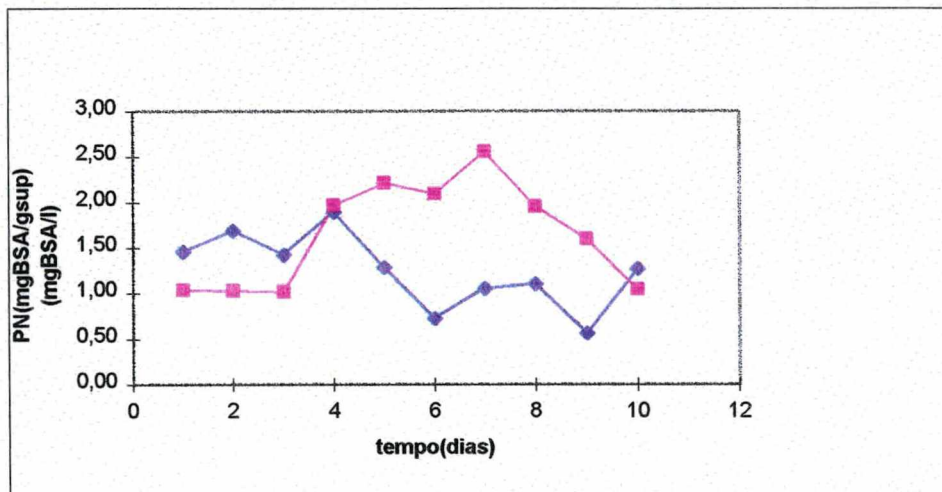
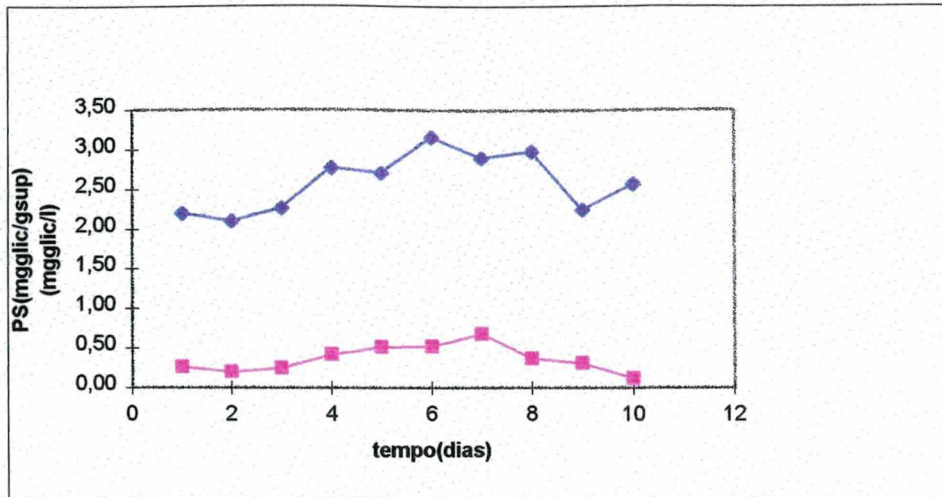


Figura 4.15. Evolução do PS, PN e PS/PN aderido e suspenso – ensaio 4

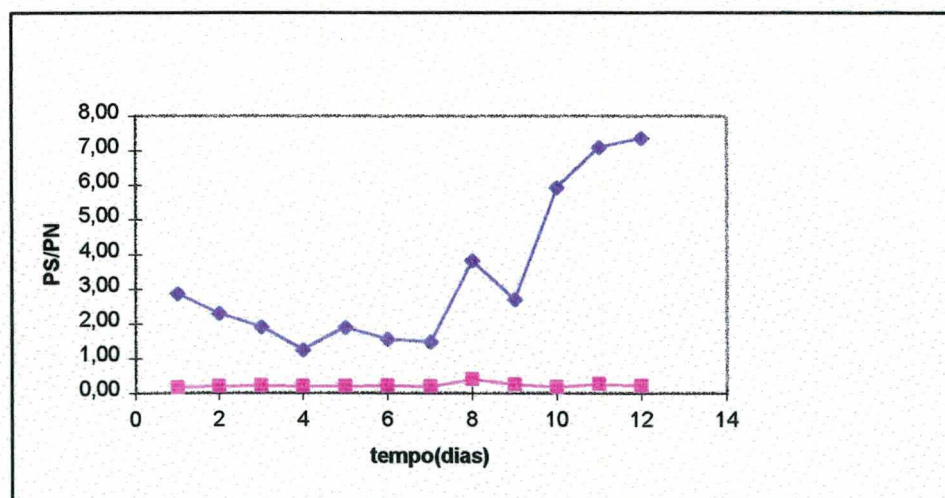
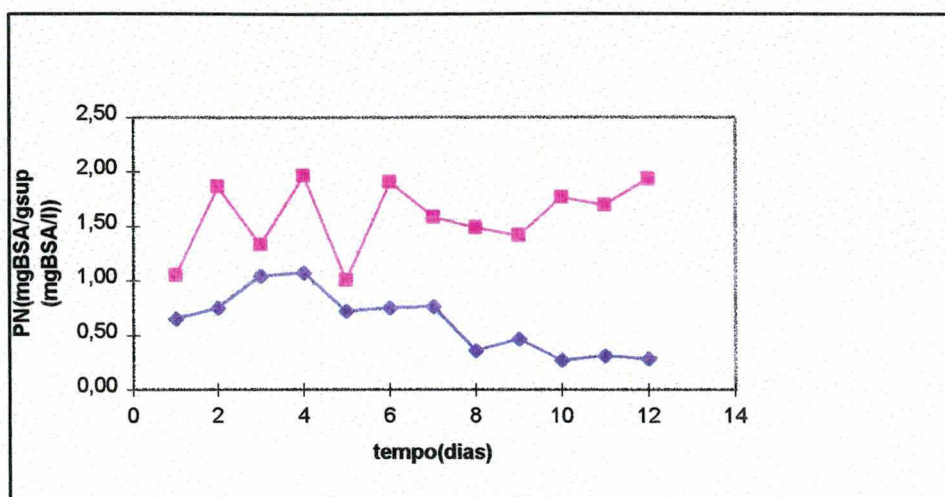
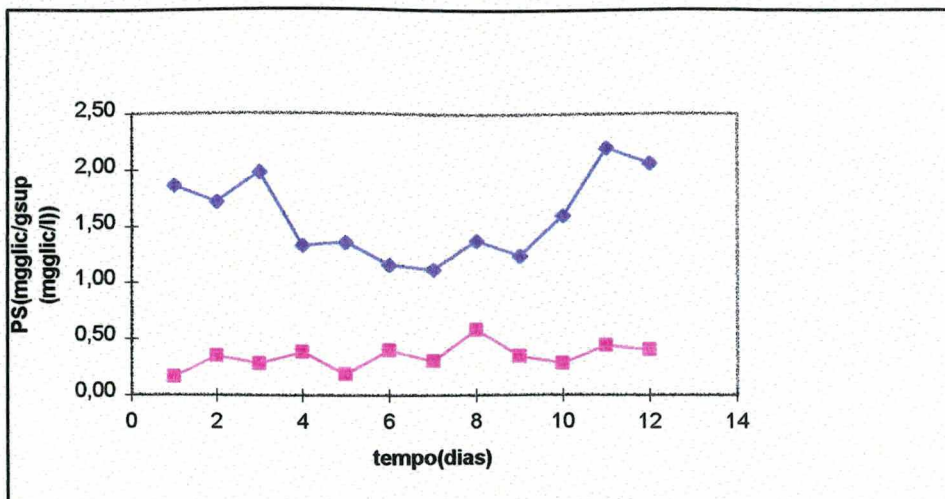
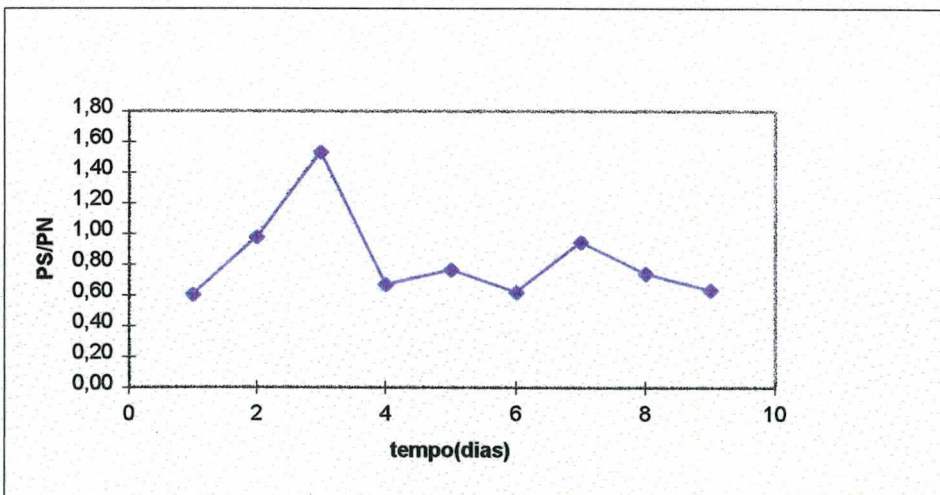
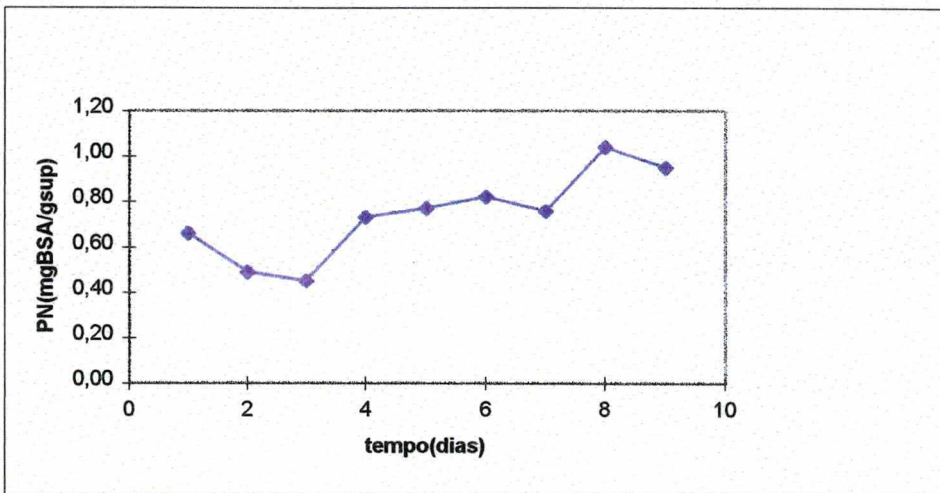
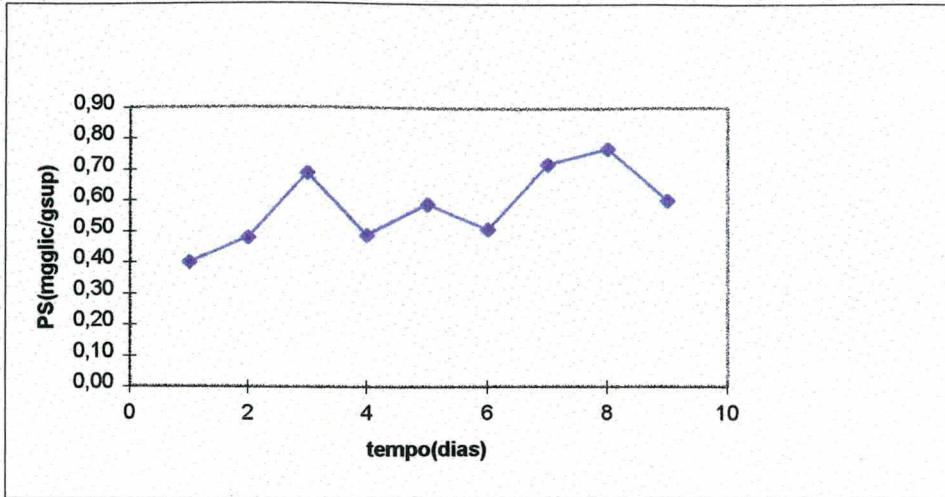


Figura 4.16. Evolução do PS, PN e PS/PN aderido e suspenso – ensaio 5





**Figura 4.17.** Evolução do PS, PN e PS/PN aderidos – ensaio 6

Os teores de polissacarídeos apresentam-se elevados no biofilme aderido à biopartícula, enquanto as proteínas são preponderantes no biofilme após seu desprendimento, ou seja, na matéria em suspensão.

Os valores dos polissacarídeos aderidos variaram entre 0,5 e 2,0 mgglic/gsuporte, exceto no ensaio 4, cujos valores situam-se entre 2,0 e 3,0 mgglic/gsuporte, o que pode ser explicado em virtude de problemas operacionais com o compressor de ar, ficando o reator em completa anaerobiose no tempo decorrido entre os ensaios 3 e 4.

Para reconstituir-se a biomassa aderida nas primeiras 24 horas do reinício de operação, houve uma alteração na composição do efluente, diminuindo-se a concentração do efluente têxtil e aumentando-se proporcionalmente a concentração de nutrientes. Neste período não houve coleta e análise de amostras, porém verificou-se que a biomassa aderida sofreu influência desta alteração, pois o teor de polissacarídeos do biofilme sofreu um aumento considerável. Estes resultados estão de acordo com MIAN et al. (1978), JARMAN et al. (1978), NORBERG e ENFORS (1982) e UHLINGER e WHITE (1983), citados por TAVARES (1992), que verificaram que o aumento na razão C/N aumentou a produção de polissacarídeos. Estes altos teores de polissacarídeos aderidos indicam que o biofilme formado era mais denso e mais coesivo, estando menos sujeito ao arraste pela ação do cisalhamento e, de fato, o coeficiente de desprendimento ( $b_s$ ) foi bem menor neste ensaio.

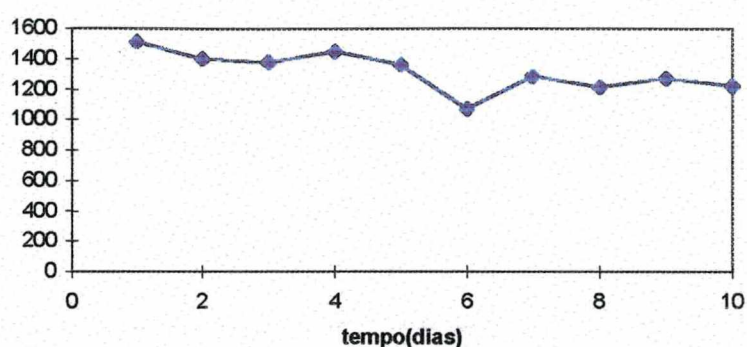
A relação PS/PN aderida foi sempre maior que a PS/PN em suspensão, indicando a existência de um biofilme mais coeso ao meio suporte, e mostram que os polissacarídeos desempenham um papel fundamental na adesão do biofilme (TAVARES, 1992; LERTPOCASOMBUT, 1991).

NIELSEN et al (1997) observaram que o conteúdo relativo de proteína cresce com a idade do biofilme (a razão ainda não é conhecida). Isto explica o teor mais elevado de proteína e a relação PS/PN aderida mais baixa verificados no ensaio 6, em relação aos outros ensaios.

A produção específica média de lodo ( $Y$ ), de acordo com os resultados apresentados na tabela 4.2, apresenta-se mais elevada para os ensaios 1 e 2, quando a taxa de conversão do

substrato foi mais baixa, tendendo a baixar à medida que as condições de funcionamento do sistema foram melhores (expansão e OD), permitindo uma maior eficiência de tratamento do efluente.

A figura 4.18 apresenta a evolução dos sólidos totais produzidos ao longo do tempo durante o ensaio 5, para o lodo sedimentado.

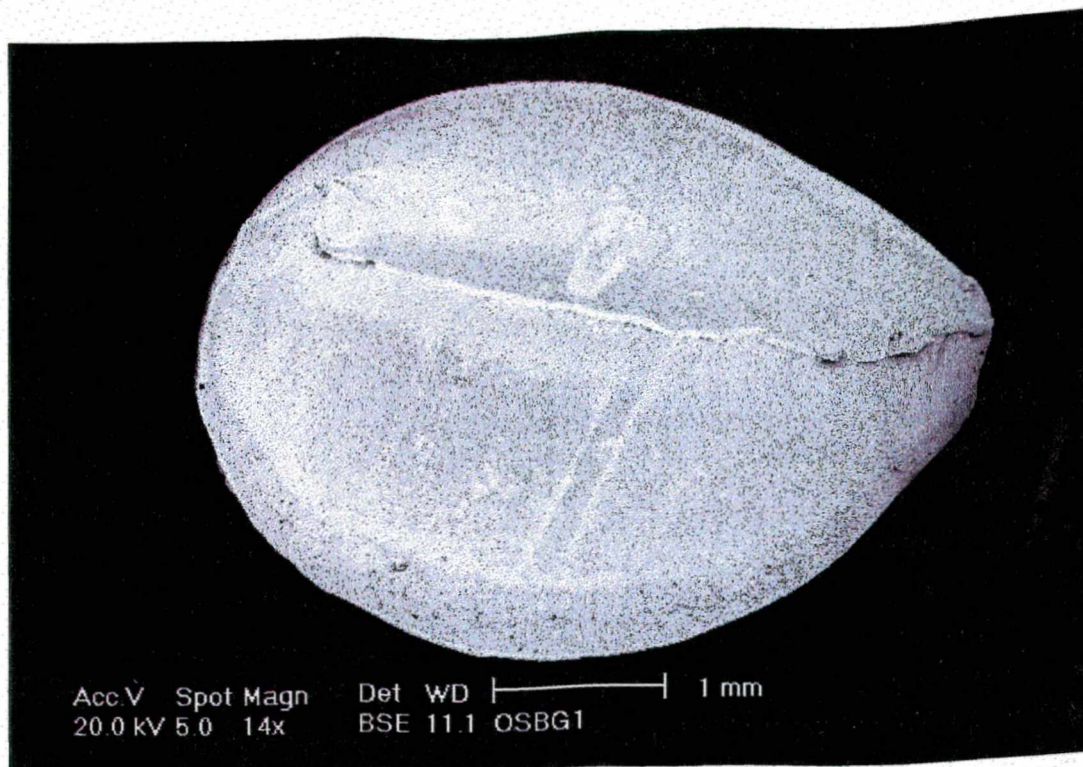


**Figura 4.18** - Evolução dos sólidos totais - lodo sedimentado do ensaio 5

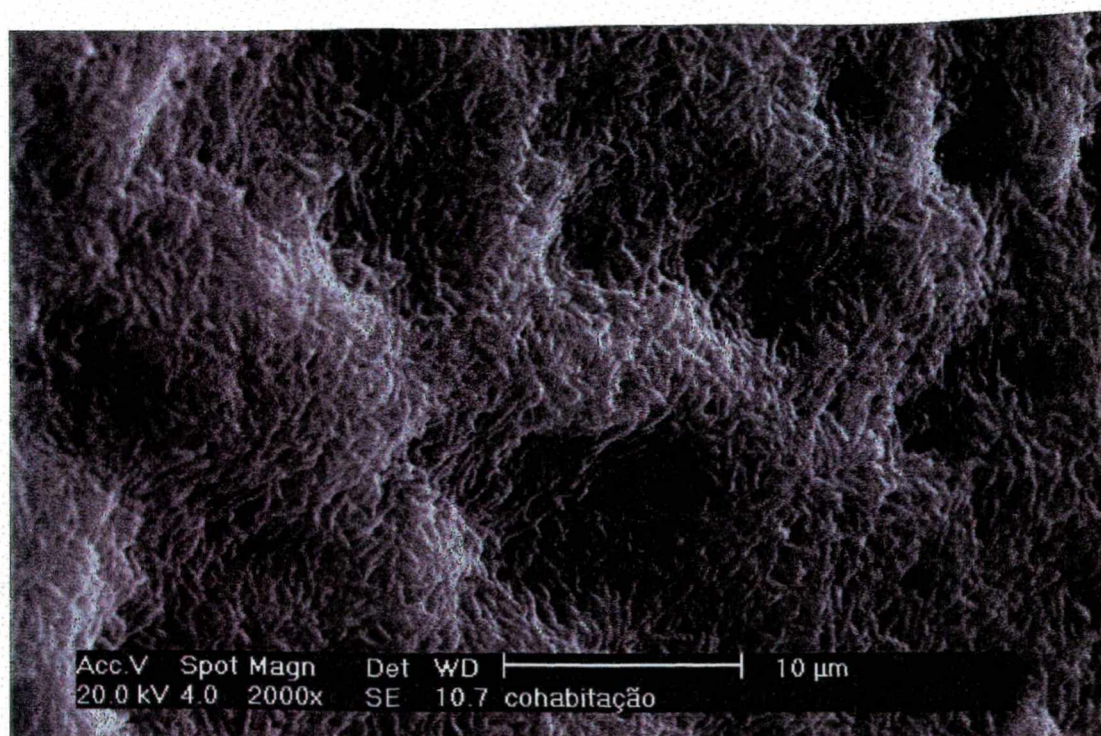
A concentração de sólidos totais variou entre 1600mg/l e 1200mg/l, sendo maior no início do ensaio. A produção de lodo, em média, foi de 0,96 kgST/dia ou 0,69 kgST/m<sup>3</sup>, e volumetricamente de 33,30ml/l, medidos em cone Imhoff após uma hora de sedimentação.

Como o desprendimento do biofilme é consequência das forças de cisalhamento e atrito aplicadas no biofilme, verificou-se que este parâmetro aumentou na medida em que a velocidade do líquido foi maior (exceto no ensaio 4, que apresentou um teor de proteína mais efetivo). Estes resultados estão em conformidade ao observado por COSTA (1989).

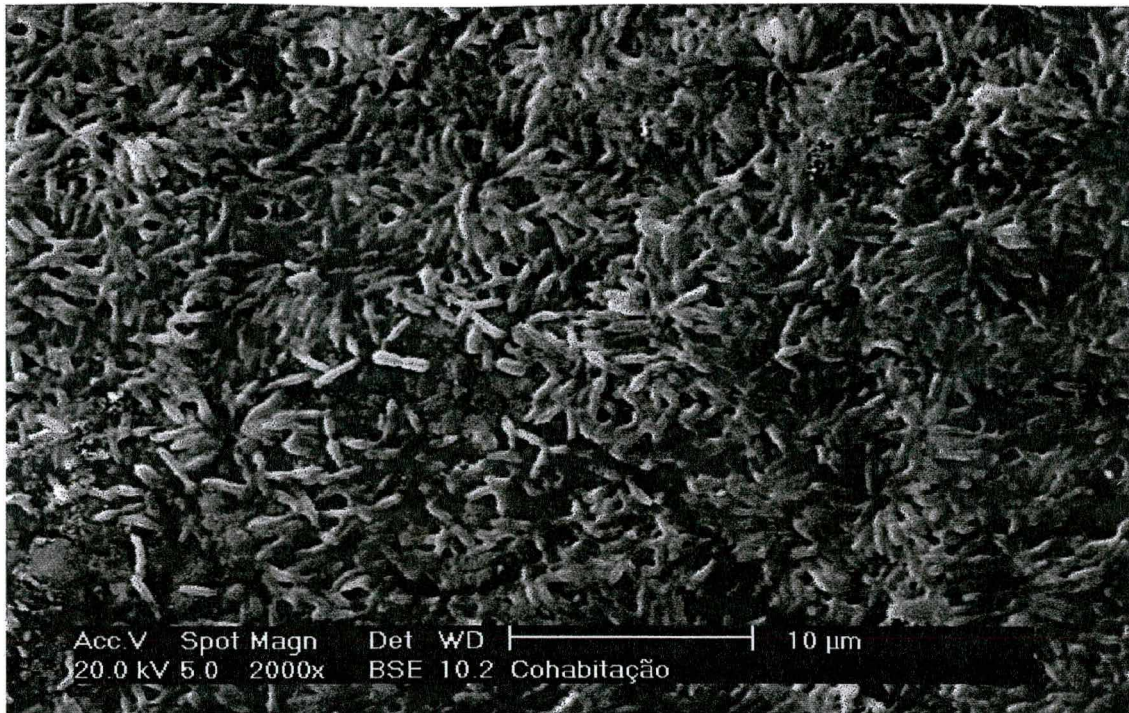
Para o ensaio 6 foram efetuadas observações do biofilme ao microscópio eletrônico. As figuras 4.19 a 4.22 mostram fotos obtidas, as quais permitem uma análise do biofilme aderido.



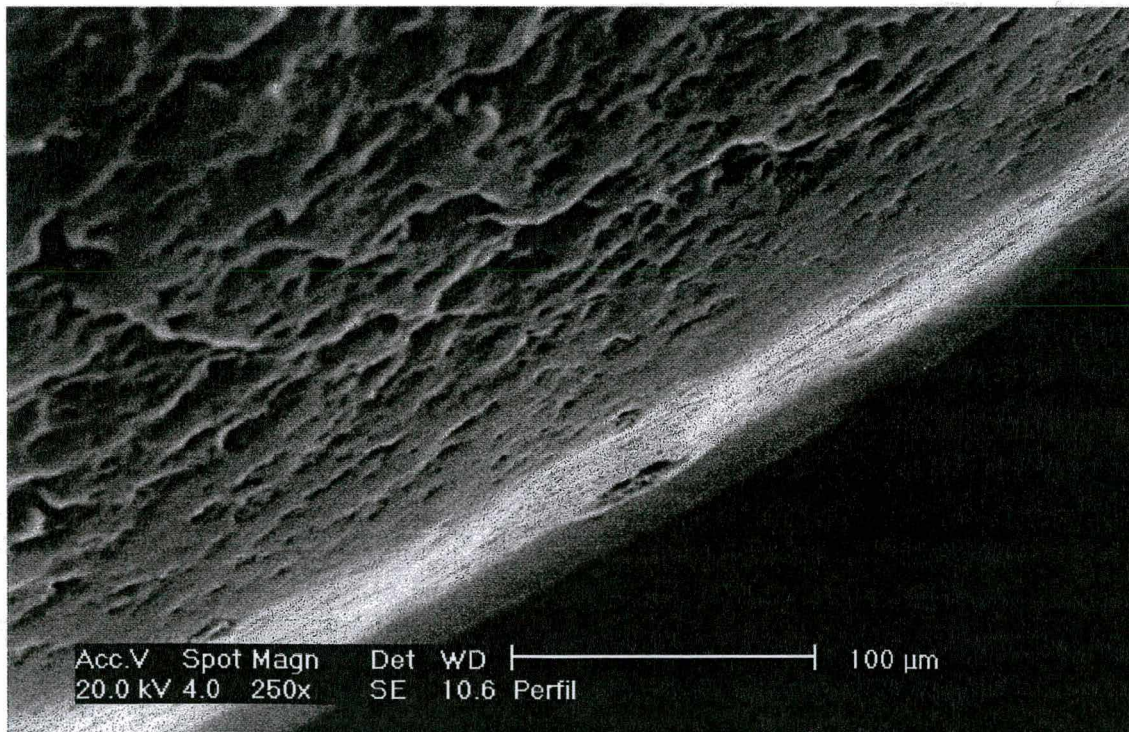
**Figura 4.19** – OSBG® recoberto pela biomassa– aumento 14 x.



**Figura 4.20** – Cohabitação de bactérias sobre a superfície do suporte– aumento 2000 x.



**Figura 4.21** – Coabitação de bactérias no material OSBG® – aumento 2000 x.



**Figura 4.22** – Perfil do suporte OSBG® recoberto pelo biofilme – aumento 250 x.

A figura 4.19, com aumento de 14x, mostra a superfície do OSBG colonizada, as figuras 4.20 e 4.21, aumentadas 2000x mostram que a colonização ocorreu de forma intensa, e que o biofilme é denso e ativo. Na figura 4.22 (aumento 250x) observa-se o perfil do OSBG colonizado.

## 5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

Neste trabalho foi investigada a tratabilidade de efluente têxtil por processo biológico de cultura fixa através de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio.

Foram testadas diferentes condições operacionais em termos de expansão do leito e carga orgânica volumétrica aplicada. Os resultados obtidos para a fase líquida e para o biofilme permitem concluir que:

- a eficiência na remoção da DQO aumenta com a expansão do leito e a oxigenação do meio;
- o sistema mostrou-se capaz de tratar cargas em torno de  $25\text{kgDQO/m}^3\cdot\text{dia}$ , apresentando uma eficiência da ordem de 60% na remoção da DQO total e de 90% para a DQO solúvel, em um tempo de retenção hidráulica de 23 minutos. Um aumento na carga orgânica aplicada é, porém, um fator que contribui negativamente para a eficiência de tratamento;
- a concentração de oxigênio dissolvido constitui um fator limitante ao tratamento, devendo-se manter teores superiores a  $3,0\text{mg/l}$ ;
- o biofilme desenvolvido no interior do reator apresentou-se fino e coeso em função das forças físicas aplicadas (atrito e cisalhamento) que induzem a uma maior produção de polissacarídeos em relação ao teor de proteínas da biomassa;
- a produção diária média de lodo foi em torno de  $0,69\text{ kg ST/m}^3$ .

Assim, os resultados obtidos neste estudo concluem pela tratabilidade deste efluente têxtil por meio de reatores de leito fluidizado, ressaltando-se, contudo, a importância de se manterem adequadas condições operacionais para que possam ser assegurados os níveis de qualidade do efluente, exigidos pela Legislação Ambiental de Santa Catarina, em termos de redução carbonácea.

Conforme relata BISHOP (1997), a habilidade que o biofilme tem para suportar diferentes populações de bactérias, as quais são capazes de degradar diferentes substratos orgânicos a diferentes pontos dentro do biofilme, induz à formação de nichos biológicos, permitindo que bactérias de lento crescimento se estabeleçam. Tais bactérias não poderiam competir ou sobreviver em sistema de biomassa suspensa. Em vista disto, para um efluente

complexo e tão diversificado como o têxtil, esta característica do processo de biomassa fixa torna -o uma alternativa muito interessante para seu tratamento. No entanto, os resultados são preliminares, havendo a necessidade de avançar nas pesquisas para um melhor entendimento e otimização racional do processo.

Deste modo, na seqüência das pesquisas, recomenda-se:

- estudo da estrutura interna do biofilme, a cinética da biodegradação que ocorre no interior do biofilme, e do impacto que a estrutura do biofilme exerce sobre a cinética da biodegradação;
- estudo da aplicação de cargas orgânicas volumétricas mais elevadas (com concentrações de DQO na faixa de 800-1200mg/l), com expansão do leito a 100% e sem ter oxigênio como fator limitante, variando-se os tempos de retenção hidráulica;
- estudo da tratabilidade do efluente têxtil pré-ozonizado;
- novas pesquisas utilizando-se outros meios suporte poliméricos, desenvolvidos no Brasil, como partículas de poliestireno pré-expandido, PVC etc.;
- investigação sobre a capacidade do processo biológico por biomassa fixa através de reator de leito fluidizado em eliminar a toxicidade do efluente têxtil, por meio de testes específicos, utilizando bioindicadores (como algas, *Daphnias*, peixes, bactérias) e biomarcadores (micronúcleo, lipoperoxidação, metilação biológica do DNA, inibição da síntese de macromoléculas, dentre outros).
- pesquisas mais detalhadas sobre a biodegradabilidade de corantes têxteis nesses reatores.



## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ARAÚJO, M. & CASTRO, E. M. Manual de Engenharia Têxtil. vol. 2 Fundação Calouste Gulbenkian. Lisboa: 1984.
- BELKHADIR, R. Etude fondamentale des biomasses fixees. description et modelisation des films biologiques anaerobies These de doctorat. INSA Toulouse, France: 1986.
- BERGAMASCO, R. O uso de partículas poliméricas para adesão microbiana em tratamento biológico de resíduos. Tese de doutorado. UNICAMP, Campinas: 1996.
- BERGAMASCO, R., TAVARES, C.R.G. e COSSICH, E.S. Tratamento de efluentes tóxicos em reator de leito fluidizado trifásico. 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Foz do Iguaçu: 1997. Editoração Eletrônica.
- BERTOLETTI, E.. Toxidade e concentrações de agentes tóxicos em efluentes industriais. CETESB, São Paulo: 1987.
- BISHOP, P.L.. The biodegradation of textile dyes using biofilm treatment systems. Biodegradation de compuestos organicos industriales. UNAM,. pp 1-10. México: 1996.
- BISHOP, P.L. Biofilm structure and kinectics. Water Science and Technology. vol. 36, No 1, pp. 287-294. 1997.
- BITTON, G. Wastewater microbiology. Wiley-liss, New York: 1994.
- BONOMO, L., MEZZANOTTE, V., BIANCHI, R., RANIERI, E. A comparative evaluation of advanced treatments for textile dyeing wastewaters. Word-wide symposium pollution in large cities, pp. 495-502, Italy: 1995.

- BRAILE, P.M. & CAVALCANTI, J.E.W.A. Manual de Tratamento de Águas Residuárias Industriais. CETESB. São Paulo: 1979.
- CHANG FU, YUN, BISHOP, P.L. The evaluation of respiration rate in fixed - film systems under various organic loading rates. Water Environment Research, vol. 67, pp. 1036-1043. 1995.
- CHANG, H. T., RITTMANN, B. E., AMAR, D., HEIM, R. EHLINGER, O and LESTY, Y. Biofilm detachment mechanisms in a liquid - fluidized bed. Biotechnology and Bioengineering, vol. 38, pp. 499-506. 1991.
- CHANG, H. T. & RITTMANN, B. E. Predicting bed dynamics in three-phase, fluidized-bed biofilm reactors. in SECOND INTERNATIONAL SPECIALIZED CONFERENCE IN BIOFILM REACTORS-IAWQ, Paris, France: 1993.
- CLAPP, L.W., TALARCZYK, M.R. AND BOYLE, W.C. Performance comparison between activated sludge and fixed film processes for priority pollutant removals. Water Environment Research, vol.66 pp. 153-160. 1994.
- COSTA, R.H. Etude du controle du biofilm developpe dans un lit fluidise triphasique en epuration carbonnee aerobie. These de doctorat. INSA-Toulouse, France, 1989.
- COSTA, R. H. Estudo do controle do biofilme desenvolvido em um leito fluidizado trifásico em fase carbonácea aeróbia. I - Análise do efeito de parâmetros operacionais sobre as características físicas do biofilme. ABES - XVI Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. v.2 tomo I, 4, p. 51-69. Goiânia: 1991.
- COSTA, R.H. Estudo do controle do biofilme desenvolvido em um leito fluidizado trifásico em fase aeróbia. II - Relações entre as atividades biológicas do biofilme e suas características físicas. 1º SIBESA, vol. 2, tomo III. Rio de Janeiro: 1992.

- COUGHLIN, M.F., KINKLE, B.K., TEPPER, A. e BISHOP, P.L. Characterization of aerobic azo dye - degrading bacteria and their activity in biofilms. Water Science and Technology vol. 36, Nº 1, pp. 215-220. 1997.
- DE BEER, D., STOODLEY, P. AND LEWANDOWSKI, Z. Liquid flow in heterogeneous biofilms. Biotechnology and Bioengineering, vol. 44, pp. 636-641. 1994.
- DINIZ LEAO, M.M. Contribution a l'etude du comportement des particules dans un reacteur biologique de depollution a lit fluide. these de doctorat. INSA Toulouse, France: 1984.
- DISTLER, G.A., RUSSO, C. SANT'ANNA JR., G.L.. Tratamento de esgoto em reator aeróbio de leito fluidizado trifásico. COPPE/UFRJ. Rio de janeiro: 1995.
- FELLER, E. W.. Síntese de um corante reativo. TCC - FURB, Blumenau: 1995.
- FLORA, J.R.V., SUIDAN, M.T., BIWAS, P., AND SAYLES, G.D. Modeling study of anaerobic biofilm systems: I - detailed biofilm modeling. Biotechnology and Bioengineering, vol.46, pp. 43-53. 1995.
- FORSTER, C. F., BOYES, A. P., HAY, B.A. AND BUTT, J.A. An aerobic fluidised bed reactor for wastewater treatment. Chemical Engineers Res. Des., vol. 64, pp. 425-430. 1986.
- FREITAS DOS SANTOS, L.M. AND LIVINGSTON, A.G. Membrane-attached biofilms for VOC wastewater treatment I: novel in situ biofilm thickness measurement technique. Biotechnology and Bioengineering, vol. 47, pp. 82-89. 1995.
- GJALTEMA, A., TIJHUIS, L., VAN LOOSDRECHT AND HEIJNEN, J. Detachment of biomass from suspended nongrowing spherical biofilms in airlift reactors. Biotechnology and Bioengineering, vol. 46, pp. 258-269. 1995.

- GONÇALVES, M.F.F. Caracterização e estudo de tratabilidade vias físico química e biológica aeróbia dos efluentes líquidos das lavanderias industriais de Colatina (ES). dissertação de mestrado. UFES. Vitória: 1996.
- GUIA DA INDÚSTRIA DE SANTA CATARINA. Relação de empresas. Ramo de atividade têxtil.
- GRAU, P. Textile industry wastewaters treatment. Water Science and Technology. vol. 24, pp. 97-103. 1991.
- HARMER, C. AND BISHOP, P.. Transformation of azo dye AO-7 by wastewater biofilms. Water Science and Technology, vol. 26, pp. 627-636. 1992.
- HATZIFOTIADOU, O. Contribution a l'étude de l'hydrodynamique et du transfert de matiere gaz-liquide dans un reacteur a lit fluidise triphasique. these de doctorat, INSA, Toulouse, France: 1989.
- HERNANDEZ-ROCHA, A. L. Transferência de Oxigênio e Hidrodinâmica em Reator de Leito Fluidizado Trifásico. Dissertação de mestrado COPPE / UFRJ. Rio de Janeiro: 1992.
- HORN, H., HEMPEL, D.C. Substrate utilization and mass transfer in an autotrophic biofilm system: experimental results and numerical simulation. Biotechnology and Bioengineering, vol. 53, pp. 363-371. 1997.
- HU, T.L. Sorption of reactive dyes by *Aeromonas* biomass. Water Science and Technology, vol. 26, pp. 357-366. 1992.
- HUANG, J., WU, C. Specific energy dissipation rate for fluidized bed bioreactors. Biotechnology and Bioengineering, vol. 50, pp. 643-654. 1996.
- INFORMAÇÕES SOBRE PRODUTOS COLORANTES. Zeneca Brasil S.A. - Grupo de Tecnologia e Processos. Fábrica de Jacareí, SP.

- JERIS, J. S. Industrial wastewater treatment using anaerobic fluidized bed reactors. Water Science and Technology, vol. 15, pp. 169-176. 1983.
- KIGEL, M.Y. AND SHULTIS, J.F. Wastewater treatment technologies accomplished in a pseudofluidized bed reactor. Water Science and Technology, vol. 26, pp. 2504-2504. 1992.
- LAZAROVA, V & MANEM, J. Advance in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. in SECOND INTERNATIONAL SPECIALIZED CONFERENCE IN BIOFILM REACTORS-IAWQ, Paris, France. 1993.
- LAZAROVA, V. AND MANEM, J. Biofilm characterization and activity analysis in water and wastewater treatment Water Research, vol. 29, 10, pp. 2227-2245. 1995.
- LEI, L., HU, H.P. CHEN, G. AND YUE, P.L. Catalyt wet air oxidation of dyeing and printing wastewater. Water Science and Technology, vol. 35, pp. 311-319. 1997.
- LERTPOCASOMBUT, K, CAPDEVILLE, B. AND ROQUES, H.. Application of aerobic biofilm growth in a three-phase fluidized-bed reactor for biological wastewater treatment in 2nd Asian Conference on Water Pollution control in Asia, Bangkok, Thailand: 1988.
- LERTPOCASOMBUT, K. Epuration carbonée par film biologique mince dans un réacteur à lit fluidisé triphasique. These de doctorat. INSA - Toulouse, France: 1991.
- LEWANDOWSKI, Z., WALSER, G. AND CHARACKLIS, W. G. Reaction kinetics in biofilms. Biotechnology and Bioengineering, vol.38, pp. 877-882. 1991.
- LOOSDRECHT, M.C.M., EIKELBOOM, D. GJALTEMA, A. MULDER, A., TIJHUIS, L. and HEIJNEN, J.J.. Biofilm Structures. Water Science and Technology, vol. 32, 8, pp. 35-43. 1995.

- MARTIN, G. Point sur l'épuration et le traitement des effluents vol 2. Ed. Lavoisier. Paris, 1985.
- MARTINS, G.B.H. Práticas Limpas Aplicadas às Indústrias Têxteis de Santa Catarina. Dissertação de mestrado. UFSC. Florianópolis: 1997.
- M'CHIRGUI, A., TADRIST, L., PANTALONI, J. Influence of particle-size distribution on entrainment solid rate in fluidized bed. AIChE journal vol. 43. 1997.
- MELO FILHO, L.C. Efeito da pré - ozonização na geração de lodo em processos de coagulação-floculação no tratamento de efluentes têxteis. Dissertação de mestrado. UFSC. Florianópolis: 1997.
- MOREAU, M., LIU, Y., CAPDEVILLE, B., AUDIC, J.M., CALVEZ, L. Kinetic behavior of heterotrophic and autotrophic biofilms in wastewater treatment processes. in SECOND INTERNATIONAL SPECIALIZED CONFERENCE ON BIOFILM REACTORS. Paris, France: 1993.
- MULCAHY, L.T. AND SHIEH, W.K.. Fluidization and reactor biomass characteristics of the denitrification fluidized bed biofilm reactor Water Reserch, vol. 21, 4, pp. 451-458. 1987.
- NICOLELLA, C., DI FELICE, R. AND ROVATTI, M. An experimental model of biofilm detachment in liquid fluidized bed biological reactors. Biotechnology and Bioengineering, vol. 51, pp. 713-719. 1996.
- NIELSEN, H., JAHN, A. and PALMGREN, R. Conceptual model for production and composition of exopolymers in biofilms. Water Science and Technology Vol. 36, No 1, pp.11-19. 1997.
- NGUYEN, K-M. Description et Modelisation des Films Biologiques Aerobies. These de doctorat. INSA. Toulouse. France:, 1989.

NOTA TÉCNICA SOBRE TECNOLOGIA DE CONTROLE INDÚSTRIA TÊXTIL. NT 22.

CETESB, São Paulo: 1991.

ORHON, D , ARTAN, N, BÜYÜKMURAT, S AND GÖRGÜN, E. The effect of residual COD on the biological treatability of textile wastewaters. Water Science and Technology Great Britain Vol. 26, 3-4, pp. 815-825. 1992.

POLANCO, F.F., REAL, F. J., GARCIA, P. A. Behavior of an anaerobic/aerobic pilot scale fluidized bed for the simultaneous removal of carbon and nitrogen. in SECOND INTERNATIONAL SPECIALIZED CONFERENCE ON BIOFILM REACTORS. Paris, France: 1993.

RITTMANN, B.E., TRINET, F., AMAR, D. AND CHANG, H.T. Measurement of the activity of a biofilm: effects of surface loading and detachment on a three-phase, liquid-fluidized bed reactor Water Science and Technology, vol. 26, 3-4, pp. 585-594. 1992.

RYHINER, G., PETROZZI, S. AND DUNN. Operation of a three-phase biofilm fluidized sand bed reactor for aerobic wastewater treatment. Biotechnology and Bioengineering, vol. 32, pp. 677-688. 1988.

SAFFERMAN, S.I. AND BISHOP, P.L. Aerobic fluidized bed reactor with internal media cleaning. Journal of Environmental Engineering pp. 284-291. 1996.

SANIN, L.B.B. A indústria têxtil e o meio ambiente. Associação Brasileira de Químicos e Coloristas Têxteis. vol.3 pp. 13-34. 1997.

SANTA CATARINA EM DADOS - Relatório do setor econômico e estatístico- FIESC, vol.7, Florianópolis: 1996.

SHIEH, W.K. AND MULCAHY, L.T.. Fluidized bed biofilm reactor (FBBR) kinetics - a rational design and optimization approach. Water Science and Technology, vol. 15, pp. 321-332. 1983.

- SHIEH, W.K. & KEENAN, J.D. Advances in biochemical engineering/biotechnology. Vol. 33  
Ed. Flechter, Berlin, 1986.
- SOUABI, S., YAACOUBI, A., FROUJI, A., BELKHADIR, M.. Etude de l'élimination des  
colorants des rejets de l'industrie textile. TSM nº3, pp.181-185. 1996.
- SOUZA, D.& MAI, D. T. Caracterização físico-química do rejeito do tratamento de efluentes  
líquidos de indústrias têxteis. Dynamis Revista Técnico-Científica vol.2. Blumenau:1994.
- SUTARIK, P., HENDOU, M. Decoloration d'effluents de teinture de textile par un procede  
electrochimique. TSM n. 3, pp. 61-68. 1997.
- SUTTON, P.M., MISHRA, P.N. Activated carbon based biological fluidized beds for  
contaminated water and wastewater treatment: a state- of-the-art-review. in SECOND  
INTERNATIONAL SPECIALIZED CONFERENCE ON BIOFILM REACTORS.  
Paris, France: 1993.
- TAVARES, C.R.G. Tratamento aeróbio de efluentes em bio-reactores de leito fluidizado  
trifásico. Tese de doutorado. COPPE/UFRJ. Rio de Janeiro: 1992.
- TAVARES, C.R.G.. Tratamento de efluentes em reator de leito fluidizado trifásico.  
ELAIQ'94. 1994.
- TAVARES, C.R.G., RUSSO, C., AND SANT'ANNA JR., G.L. Aerobic treatment of  
wastewaters in a three-phase fluidized bed bioreactor: a comparison of two types of  
polymeric supports. Environmental Technology, vol. 15. pp. 687-693. 1994.
- TAVARES, C.R.G., SANT'ANNA, G.L. & CAPDEVILLE, B. The effect of air velocity on  
biofilm accumulation in a three-phase fluidized-bed reactor. Water Research v. 29, 10,  
Elsevier Science Ltd. pp. 2293-2298. Great Britain: 1995.



- TIJHUIS, L. VAN LOOSDRECHT, M.C.M., AND HEIJNEN, J.J. Formation and growth of heterotrophic aerobic biofilms on small suspended particles in airlift reactors. Biotechnology and Bioengineering, vol. 44, pp. 595-608, 1994.
- TIJHUIS, L., VAN LOOSDRECHT, M.C.M., and HEIJNEN, J.J.. Dynamics of biofilm detachment in biofilm airlift suspension reactors. Biotechnology and Bioengineering, vol. 45, pp. 481-487. 1995.
- TOLEDO, A., RUSSO, C. E SANT'ANNA JR., G. L. Efeito da carga orgânica no desempenho de um bio-reator de leito fluidizado trifásico. 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental. Foz do Iguaçu: 1997. Editoração Eletrônica.
- ZAHID, W.M., GANCZARCZYK, J.J. Structure of RBC biofilms. Water Environment Research, Vol.66 pp. 101-106. 1994.

**ANEXOS**

## ANEXO I

### 1. DETERMINAÇÃO DA DQO PELO MICROMÉTODO HACH NA FAIXA 0-1500 ppm

1. Coletar 500 ml da amostra e agitar vigorosamente no agitador magnético por 2 minutos
2. Deste volume, adicionar 2,0 ml da amostra no frasco padrão HACH, adotando-se o seguinte procedimento: Abrir o frasco, segurando com um papel toalha em volta, incliná-lo cerca de 45° C, adicionar a amostra, fechar bem o frasco e agitá-lo vigorosamente.
3. Seguir o mesmo procedimento para fazer o branco, substituindo a amostra por 2,0 ml de água destilada.
4. Colocar o branco e as amostras para digestão no reator HACH, previamente aquecido a 150° C, deixando-o por duas horas.
5. Deixar esfriar, e proceder a leitura no Espectrofotômetro (método colorimétrico).

#### - Leitura no Espectrofotômetro HACH DR 4000

1. Entrar no programa DQO 0-1500 mg/l - comprimento de onda 620 nm
2. Zerar com o branco
3. Ler amostras, anotar os resultados, que fornecem a concentração em mg/l.

### 2. DETERMINAÇÃO DA DEMANDA QUÍMICA DE OXIGÊNIO POR MÉTODO COLORIMÉTRICO - MÉTODO 508-C STANDARD METHODS (1985)

#### 1. APARELHAGEM

- Tubos de cultura de borossilicato de 10ml, com tampas de rosca de teflon
- Bloco de aquecimento com aberturas para introdução do tubo

- Espectrofotômetro (comprimento de onda 600nm)

## 2. REAGENTES

### a- Solução de Digestão

Adicionar 500 ml de água destilada, 10,216g de  $K_2Cr_2O_7$  PA, previamente seco a  $103^\circ C$  por 2(duas) horas, 167 ml de  $H_2SO_4$  concentrado e 33,3 g de  $HgSO_4$ . Dissolver, esfriar até temperatura ambiente e diluir para 1000 ml.

### b- Reagente de $H_2SO_4$

Adicionar  $Ag_2SO_4$  PA ou técnico, cristais ou pó na razão de 5,5g de  $Ag_2SO_4$ /kg de  $H_2SO_4$ . Deixar em repouso por 1 ou 2 dias para que ocorra a dissolução.

### c- Hidrogênio-Ftalato de Potássio (KHP) - $HOOC C_6H_4 COOK$

Secar uma quantidade de hidrogênio-ftalato de potássio até peso constante à temperatura de  $120^\circ C$ . Dissolver 425 mg em água destilada e diluir para 1l. KHP tem uma DQO teórica de 1,176 mg  $O_2$ /mg KHP. A solução preparada tem uma DQO de  $500\mu g O_2/ml$ .

## 3. PROCEDIMENTO

Em uma ampola de 10ml, colocar 1,50ml da solução de digestão, 3,50ml de  $H_2SO_4$  e 2,50ml da amostra, digerir no reator de DQO e esfriar as amostras e o branco, que é preparado de forma idêntica, apenas substituindo a amostra por água destilada. Inverter os tubos várias vezes e esperar que os sólidos sedimentem antes de medir a absorbância. Ler a absorbância em 600nm e comparar com a curva de calibração.

### Preparação da curva de calibração

Preparar no mínimo 5 padrões de hidrogênio-ftalato de potássio com DQOs equivalentes. Completar o volume com água destilada, usando sempre os mesmos reagentes, cubetas e procedimentos da digestão. Preparar novas curvas de calibração quando novos lotes de tubos forem preparados.

**ANEXO II**  
**DETERMINAÇÃO DA DOSAGEM DE PROTEÍNAS - MÉTODO DE LOWRY**  
**MODIFICADO**  
**(TAVARES, 1992)**

**1. REATIVOS:**

- a) Reativo A: 2,0g de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  seco + 0,02g de tartarato duplo de sódio e potássio em 100 ml de NaOH 0,1 N
- b) Reativo B: 0,5g  $\text{CuSO}_4$  + 2 gotas de  $\text{H}_2\text{SO}_4$  concentrado em 100 ml de água destilada
- c) Solução AB: 50 ml A + 1,0 ml B. Preparar imediatamente antes da dosagem
- d) Reativo de Folín: solução 1N. conservar ao abrigo da luz
- e) Solução Padrão de Soro Albumina Bovina (BSA): 100 mg/l . 10 mgBSA em 100ml de água destilada, adicionar cuidadosamente água no balão volumétrico para evitar a formação de bolhas. Conservar sob refrigeração.

**2. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL**

**2.1. Extração de Proteínas com NaOH 1N a 80° C:**

- Colocar 5,0 ml de solução padrão de BSA ou de amostra, 5,0 ml de NaOH 1N, agitar e recobrir com papel alumínio, deixar em banho-maria a 80° C por 30 minutos, sob agitação.

**2.2. Curva Padrão:**

Preparar uma série de amostras de 10 a 100mg/l de BSA, partindo da solução a 100mgBSA/l.

BSA(mg/l)	Vol BSA(ml)	Vol NaOH (ml)
0	0,0	1,0
10	0,1	0,9
30	0,3	0,7
50	0,5	0,5
80	0,8	0,2
100	1,0	0,0

### 3. Dosagem

- 1,0 ml de solução de proteína a dosar
- 3,0 ml de solução AB. Cobrir com Parafilm
- Agitar, esperar 10 minutos ao abrigo da luz
- Adicionar 0,3 ml de reativo de Folin 1N. Cobrir com Parafilm
- Agitar, deixar 30 minutos ao abrigo da luz
- Efetuar a medida após 30 minutos em Espectrofotômetro a 760 nm

**ANEXO III**  
**DOSAGEM DE POLISSACARÍDEOS - MÉTODO DE DUBOIS**  
 (TAVARES, 1992)

**1. REATIVOS:**

- H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 95,5% d = 1,84
- Solução de fenol a 5% em peso
- Solução tampão Fosfato de potássio a 10mM, pH = 7

**2. PROCEDIMENTO EXPERIMENTAL**

**2.1. Curva Padrão**

Preparar uma série de soluções padrão de glicose de 10 a 100 mg/l de glicose a partir de um solução de glicose a 100 mg/l

Glicose (mg/l)	Vol. glicose(ml)	Vol.tampão (ml)
0	0,0	1,0
10	0,1	0,9
30	0,3	0,7
50	0,5	0,5
80	0,8	0,2
100	1,0	0,0

**2.2. Dosagem**

- 1,0 ml de amostra
- 1,0 ml de solução fenol a 5%. Agitar.
- 5,0 ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> concentrado, adicionado rapidamente contra a superfície do líquido de maneira a se obter uma boa mistura
- Deixar em repouso por 10 minutos ao abrigo da luz
- Agitar e colocar em banho-maria a 25-30° C durante 10 a 20 minutos.
- Efetuar a leitura em Espectrofotômetro a 490 nm

## ANEXO IV

## 1. Planilha de cálculo dos parâmetros hidrodinâmicos

Vazão	Exp (cm)	hp(cm)	UI(m/h)	H(m)	porosidade	Vliq(m3)	t(min)
0,00000	0,00	0	0,00	0,50	0,32	0,0101	20,23
0,00003	0,00	37	16,98	0,50	0,32	0,0101	20,23
0,00004	1,40	42	22,64	0,51	0,34	0,0102	20,37
0,00005	2,00	42	28,29	0,52	0,35	0,0102	20,43
0,00006	3,50	42	33,95	0,54	0,36	0,0103	20,57
0,00007	7,00	45	39,61	0,57	0,40	0,0104	20,87
0,00008	10,50	45	45,27	0,61	0,32	0,0106	21,14
0,00009	13,00	45	50,93	0,63	0,44	0,0107	21,31
0,00010	16,50	47	56,59	0,67	0,49	0,0108	21,52
0,00011	19,50	49	62,25	0,70	0,51	0,0108	21,69
0,00012	22,00	51	67,91	0,72	0,53	0,0109	21,82
0,00013	26,00	51	73,56	0,76	0,55	0,0110	22,01
0,00014	28,50	56	79,22	0,79	0,57	0,0111	22,12
0,00015	32,00	57	84,88	0,82	0,59	0,0111	22,27
0,00016	36,50	60	90,54	0,87	0,61	0,0112	22,43
0,00017	39,50	62	96,20	0,90	0,62	0,0113	22,53
0,00018	43,50	62	101,86	0,94	0,64	0,0113	22,66
0,00019	50,00	65	107,52	1,00	0,66	0,0114	22,84
0,00020	51,50	66	113,18	1,02	0,67	0,0114	22,88

2. Tabela dos resultados analíticos da DQO(mg/l) e Eficiência(%) e COV(kgDQO/m<sup>3</sup>dia) calculadas - ensaios 1 a 6.

Ensaio 1				
DQOE	DQOS	E(%)	COV	COVrem
694	492	29,11	47,88	13,94
420	324	22,86	28,98	6,62
442	352	20,36	30,50	6,21
699	537	23,18	48,23	11,18
609	368	39,57	42,02	16,63
583	415	28,82	40,22	11,59
617	443	28,20	42,57	12,01
679	467	31,22	46,85	14,63
598	472	21,07	41,26	8,69
567	473	16,58	39,12	6,49



**Ensaio 2**

DQOE	DQOS	E(%)	COV	COVremov
824	647	21,48	53,63	11,52
806	674	16,38	52,46	8,59
562	449	20,11	36,58	7,35
882	618	29,93	57,41	17,18
867	602	30,57	56,43	17,25
998	786	21,24	64,96	13,80
1317	1100	16,48	85,72	14,12
1361	1060	22,12	88,58	19,59
1325	912	31,17	86,24	26,88
1166	777	33,36	75,89	25,32
1395	982	29,61	90,80	26,88
1118	887	20,66	72,77	15,04
1375	1090	20,73	89,50	18,55
951	744	21,77	61,90	13,47
1257	994	20,92	81,81	17,12
1250	865	30,80	81,36	25,06
1353	990	26,83	88,06	23,63
998	664	33,47	64,96	21,74
1077	736	31,66	70,10	22,19
1475	930	36,95	96,00	35,47
1248	1018	18,43	81,23	14,97
1239	976	21,23	80,64	17,12
1198	979	18,28	77,97	14,25

**Ensaio 3**

DQOE	DQOS	E(%)	COV	COVremov
710	550	22,54	45,12	10,17
857	587	31,51	54,47	17,16
1031	503	51,21	65,53	33,56
1101	656	40,42	69,98	28,28
997	577	42,13	63,37	26,69
1010	785	22,28	64,19	14,30
1373	640	53,39	87,26	46,59
983	543	44,76	62,48	27,96
862	490	43,16	54,79	23,64
799	401	49,81	50,78	25,30

**Ensaio 4**

DQOE	DQOS	E(%)	COV	COVremov
612	268	56,21	38,59	21,69
681	378	44,49	42,94	19,10
654	400	38,84	41,24	16,02
723	445	38,45	45,59	17,53
756	471	37,70	47,67	17,97
778	397	48,97	49,05	24,02
796	374	53,02	50,19	26,61
771	320	58,50	48,61	28,44
851	399	53,11	53,66	28,50
890	376	57,75	56,12	32,41

**Ensaio 5**

DQOE	DQOS	E(%)	COV	COVremov
700	320	54,29	44,14	24,30
660	195	70,45	41,61	29,74
400	164	59,00	25,22	15,09
455	212	53,41	28,69	15,54
607	291	52,06	38,27	20,21
897	408	54,52	56,56	31,27
350	159	54,57	22,07	12,21
590	273	53,73	37,20	20,27
878	420	52,16	55,36	29,29
651	297	54,38	41,05	22,64
680	325	52,21	42,87	22,70
424	187	55,90	26,73	15,16

**Ensaio 6**

DQOtotal-e	DQOtotal-s	Eficiência	COVaplic	COVrem.	DQOsol-e	DQOsol-s	Eficiência
563,00			35,50		398,57	23,59	94,08
553,00			34,87		434,63	20,31	95,33
355,40	150,00	57,79	22,41	12,95	206,00	22,50	89,08
516,94	311,18	39,80	32,59	12,97	346,12	84,97	75,45
475,00			29,95		363,24	0,00	100,00
720,54			45,43		560,65	55,64	90,08
344,66	50,00	85,49	21,73	18,58	261,44	0,00	100,00
375,62	162,73	56,68	23,68	13,42	142,70	46,36	67,51
178,90	60,20	66,35	11,28	7,48	100,26	7,02	93,00

**3. Tabela dos resultados analíticos do PS aderido(mgglic/gsup), PS suspenso(mgglic/l), PN aderida(mgBSA/gsup), PN suspensa(mgBSA/l) e da relação PS/PN calculada - ensaio 1 a 6.**

**Ensaio 1**

PSaderido	PSsuspens	PNaderida	PNsusp	PS/PNader.	PS/PNsusp
	0				
0,82	0,31	0,16	0,70	5,13	0,45
1,05	0,36	0,18	0,76	5,83	0,47
1,06	0,70	0,20	1,42	5,30	0,50
1,64	0,69	0,33	0,74	4,97	0,94
1,12	0,40	0,29	0,72	3,86	0,55
1,17	0,49	0,37	0,69	3,16	0,72
1,28	0,41	0,23	0,55	5,57	0,74
1,41	0,74	0,32	0,38	4,41	1,92
1,06	0,70	0,26	0,38	4,08	1,85
1,20	0,48	0,30	1,51	4,00	0,77
1,07	0,59	0,28	1,93	3,82	0,39
0,92	0,44	0,21	0,96	4,38	0,46

**Ensaio 2**

PS aderido	PSsusp	PN aderida	PNsusp	PS/PNader	PS/PNsusp
0,68	0,34	0,20	1,28	3,40	0,26
0,68	0,44	0,26	1,18	2,62	0,37
0,70	0,31	0,22	0,85	3,18	0,37
0,84	0,38	0,42	1,03	2,00	0,36
1,00	0,58	0,40	0,99	2,50	0,59
0,76	1,60	0,12	0,88	6,33	1,82
0,71	1,81	0,38	1,11	1,87	1,63
0,57	0,50	0,30	1,06	1,90	0,47
0,91	0,49	0,44	1,26	2,07	0,39
1,07	0,62	0,36	1,00	2,97	0,62
1,60	0,71	0,20	1,52	8,00	0,47
0,80	0,40	0,54	1,52	1,48	0,26
0,80	0,62	0,46	1,31	1,74	0,47
0,83	0,52	0,39	1,46	2,13	0,36
0,80	0,79	0,21	1,47	3,81	0,54
0,72	0,43	0,51	1,51	1,41	0,28
0,91	0,88	0,32	1,46	2,84	0,60
0,77	0,69	0,12	1,02	6,42	0,73
0,76	0,49	0,32	1,21	2,38	0,41
0,73	0,56	0,29	1,20	2,52	0,46
0,79	0,46	0,41	1,28	1,93	0,36
0,92	0,92	0,51	1,89	1,80	0,49
1,01	0,56	0,49	1,41	2,06	0,40
0,91	0,53	0,22	1,87	4,14	0,28

**Ensaio 3**

PSaderida	PSsusp	PNaderida	PNsusp	PS/PNader	PS/PNsusp
1,16	0,67	0,16	0,76	7,25	0,89
1,23	0,61	0,3	0,60	4,10	1,01
1,76	0,32	0,37	0,92	4,76	0,35
2,17	0,56	0,29	1,63	7,48	0,34
1,26	0,37	0,24	1,83	5,25	0,20
1,15	0,48	0,24	1,74	4,79	0,28
1,42	1,06	0,29	1,75	4,90	0,61
1,36	0,31	0,37	1,38	3,68	0,22
1,21	0,13	0,18	0,75	6,72	0,17
2,62	0,84	0,21	0,91	12,48	0,92

**Ensaio 4**

PSaderida	PSsusp	PNaderida	PNsusp	PS/PNaderi	PS/PNsusp
2,20	0,20	1,46	0,81	1,51	0,25
2,10	0,15	1,69	1,80	1,24	0,19
2,26	0,19	1,42	0,79	1,59	0,24
2,77	0,32	1,89	1,53	1,47	0,21
2,71	0,40	1,28	1,73	2,12	0,23
3,16	0,31	0,72	1,64	4,39	0,25
2,90	0,53	1,05	2,00	2,76	0,27
2,98	0,28	1,10	1,53	2,71	0,18
2,25	0,24	0,56	1,24	4,02	0,19
2,57	0,09	1,27	0,81	2,02	0,11

**Ensaio 5**

PSaderida	PSsusp	PNaderida	PNsusp	PS/PNader	PS/PNsusp
1,86	0,13	0,65	0,82	2,86	0,15
1,72	0,27	0,75	1,46	2,29	0,19
1,98	0,22	1,04	1,04	1,90	0,21
1,33	0,30	1,07	1,53	1,24	0,19
1,36	0,14	0,72	0,78	1,89	0,18
1,16	0,31	0,75	1,49	1,55	0,21
1,12	0,23	0,76	1,24	1,47	0,19
1,38	0,45	0,36	1,16	3,83	0,39
1,24	0,27	0,46	1,10	2,70	0,24
1,60	0,22	0,27	1,38	5,93	0,16
2,20	0,34	0,31	1,32	7,10	0,26
2,06	0,31	0,28	1,51	7,36	0,21

**Ensaio 6**

PSaderido	PNaderida	PS/PN
0,40	0,66	0,61
0,48	0,49	0,98
0,69	0,45	1,53
0,49	0,73	0,67
0,59	0,77	0,77
0,51	0,82	0,62
0,72	0,76	0,95
0,77	1,04	0,74
0,60	0,95	0,63

#### 4. Tabela dos resultados analíticos MES(mg/l)

Ensaio 1	Ensaio 2	Ensaio 3	Ensaio 4	Ensaio 5	Ensaio 6
MESsaída	MESsaída	MESsaída	MESsaída	MESsaída	MESsaída
152	185	195	170	95	210
135	175	200	120	80	125
154	210	205	190	90	20
155	155	190	185	85	185
180	195	145	150	165	200
145	225	195	145	140	220
114	200	130	165	145	180
195	235	120	125	135	115
175	285	125	165	145	22
200	110	150	125	155	
	235			170	
	215			195	
	300				
	230				
	275				
	220				
	135				
	150				
	165				
	170				
	145				
	185				
	205				
	205				

#### 5. Tabela resultados analíticos análise sólidos totais, voláteis, fixos e sólidos sedimentáveis do lodo sedimentado - ensaio5

ST	SV	SF	SSed
1510	991	519	92
1400	900	500	40
1380	893	487	10
1450	908	542	12
1360	710	650	10
1067	553	514	8
1280	507	773	12
1210	630	580	12
1270	697	573	20
1220	614	606	30